

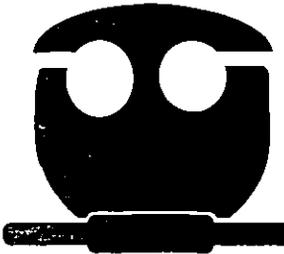


**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA
DE MÉXICO**

FACULTAD DE QUÍMICA

**MANEJO INTEGRAL DEL AZUFRE
EN UNA REFINERÍA**

T E S I S
PARA OBTENER EL TÍTULO DE
INGENIERO QUÍMICO
P R E S E N T A:
LAURA ELIZABETH BAZÁN JIMÉNEZ



MÉXICO, D. F.

2000

23279



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

JURADO ASIGNADO:

PRESIDENTE	PROF. ERNESTO RÍOS MONTERO
VOCAL	PROF. ARTURO LÓPEZ TORRES
SECRETARIO	PROF. JOSÉ AGUSTÍN TEXTA MENA
1ER. SUPLENTE	PROF. CELESTINO MONTIEL MALDONADO
2º. SUPLENTE	PROF. MARTÍN RIVERA TOLEDO

SITIO DONDE SE DESARROLLÓ EL TEMA:

INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO

NOMBRE COMPLETO Y FIRMA DEL ASESOR DEL TEMA:



ING. JOSÉ AGUSTÍN TEXTA MENA

NOMBRE COMPLETO Y FIRMA DEL SUPERVISOR TÉCNICO:



M. EN I. CÉSAR EDMUNDO FIGUEROA GUTIÉRREZ

NOMBRE COMPLETO Y FIRMA DEL SUSTENTANTE:



LAURA ELIZABETH BAZÁN JIMÉNEZ

AGRADECIMIENTOS:

A DIOS

Por permitirme estar aquí.

A MIS PADRES

Por el apoyo y la confianza que siempre me han brindado.

A MI TÍA

Por siempre tener tiempo para escucharme.

A MI HERMANO

Por todo el tiempo que me ha dedicado.

A MIS AMIGOS

Laura, Eva y Julio por lo buenos y malos ratos que hemos pasado juntos.
Melody, Olga y Toño por todo su apoyo y comprensión.

A MI ASESOR

Ing. José Agustín Texta Mena, por el tiempo dedicado y por su infinita paciencia.

A MI ASESOR TÉCNICO

M. en I. César Edmundo Figueroa Gutiérrez, por todo el apoyo proporcionado durante la realización de este trabajo.

A EL JURADO

Por el valioso tiempo invertido en la revisión de este trabajo.



ÍNDICE



ÍNDICE

CAPÍTULO	PÁGINA
ÍNDICE	
1 ANTECEDENTES	1
2 ANÁLISIS DEL IMPACTO DEL AZUFRE COMO CONTAMINANTE EN PRODUCTOS PETROLÍFEROS	6
3 MANEJO INTEGRAL DEL AZUFRE	11
4 MODELO DE CÁLCULO	28
5 EJEMPLO DE APLICACIÓN	42
6 CONCLUSIONES	53
7 BIBLIOGRAFÍA	56
8 ANEXO I	
CURVAS DE DESTILACIÓN TBP	AI-1
CURVAS DE % DE AZUFRE Y DENSIDAD API	AI-13



9 ANEXO II

GRÁFICAS DE TEMPERATURA CONTRA %
EN VOL. DE DESTILADO. AII-1

GRÁFICAS DE % EN VOL. DE DESTILADO
CONTRA % EN PESO DE AZUFRE. AII-13

10 ANEXO III

DATOS ALIMENTADOS AL PROGRAMA AIII-1

RESULTADOS DEL PROGRAMA AIII-4



1 ANTECEDENTES



1 ANTECEDENTES

1 ANTECEDENTES

La calidad de los crudos mexicanos es muy variable, ya que van desde los de bajo contenido de azufre como el Olmeca, hasta los pesados, ricos en azufre, como el Maya. En México no existe ningún tipo de clasificación para los crudos, sin embargo las principales características a considerar para determinar la calidad de un crudo es su densidad API y % en peso de azufre. La Tabla 1 presenta un resumen de los crudos utilizados comúnmente en las refinerías mexicanas.

Tabla 1

Tipo de Crudo	° API	% de Azufre
Despuntado	26.50	1.60
Papaloapan	49.03	1.70
Olmeca	38.04	0.98
Terciario	33.69	1.34
Istmo	33.05	1.43
Arenque	32.19	2.51
Naranjos	26.47	2.80
Marfo-Antares	23.43	3.40
Maya	22.07	3.60
Tamaulipas	17.79	5.50
Pánuco	11.85	5.40
Pozóleo	28.88	1.92



1 ANTECEDENTES

Algunas otras propiedades que es importante considerar son: contenido de sales, nitrógeno y metales; residuo de carbón; el punto de fluidez; factores de caracterización (Índice de correlación y factor Watson) e intervalo de destilación, las cuales se explican a continuación:

La *densidad API* está estrechamente relacionada con el peso específico de forma inversa, es decir, si aumenta el peso específico la densidad API disminuirá. La densidad API se puede calcular a partir del peso específico de la siguiente forma:

$$^{\circ} API = \frac{141.5}{\text{sp. gr.}} - 131.5$$

El % *en peso de azufre* de un crudo varía de 0.1 % a 5 % de azufre en promedio, siendo este último valor indicativo de un alto contenido de azufre en el crudo, por lo que requerirá mayor procesamiento que uno de bajo contenido de azufre, dicho procesamiento tiene la finalidad de eliminar el azufre para evitar por un lado el envenenamiento de catalizadores y por otro la contaminación ambiental.



1 ANTECEDENTES

El *contenido de sales* se expresa en libras de sal (NaCl) por cada 1000 barriles de crudo. Cuando este contenido excede las 10 libras de sal en cada 1000 bl es necesario desalar el crudo para evitar problemas de corrosión debido a la formación de HCl e incrustación en tuberías y equipo.

El *contenido de nitrógeno* no debe exceder el 25 % en peso, ya que los compuestos orgánicos nitrogenados, que de forma similar al azufre, originan envenenamiento de los catalizadores utilizados en refinación.

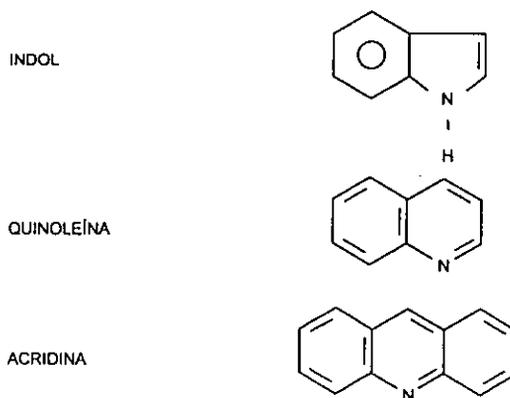


FIGURA 1: MOLÉCULAS NITROGENADAS TÍPICAS DEL CRUDO

Al igual que el nitrógeno y el azufre, los *metales* (cobre, níquel y vanadio) afectan el desempeño de los catalizadores, su contenido, generalmente expresado en partes por millón, es relativamente bajo, en comparación con los



1 ANTECEDENTES

otros contaminantes, pero a pesar de ello tienen gran repercusión en la calidad de los productos finales.

Con respecto al *residuo de carbón* (Conradson ó Ramsbottom, ASTM D-189 y ASTM D-524 respectivamente), entre menor sea este, el crudo es de mejor calidad, dicho residuo está relacionado con la cantidad de aceite lubricante recuperable y el contenido de asfaltenos en el crudo.

Otra característica del crudo, indicativa de su naturaleza parafínica o aromática, es el *punto de fluidez*, el cual es útil para determinar el contenido de ceras presentes en el crudo. Dicho punto se toma 5°F por arriba del punto de solidificación; entre más alto sea este, mayor será el contenido de parafinas presentes y menor el de aromáticos.

Los *factores de caracterización* también son útiles para conocer la naturaleza del crudo y su rendimiento; el factor de caracterización Watson (K_w) y el índice de correlación (IC) se calculan de la siguiente manera:

$$K_w = \frac{TB^{1/3}}{G}$$



1 ANTECEDENTES

$$IC = \frac{87552}{T_B} + 473.7 * G - 456.8$$

donde:

T_B = punto de ebullición promedio en °R

G = peso específico a 60 °F

En la Tabla 2 se proporcionan valores típicos para K_w en función de su naturaleza.

Tabla 2

Naturaleza	K_w
Altamente Aromático	Menor de 10
Altamente Parafínico	Cercano a 15
Altamente Nafténico	10.5
Base Parafínica	12.9

El *índice de correlación IC* es un valor arbitrario que indica el carácter parafínico o nafténico de las fracciones individuales del crudo de petróleo. La escala varía de 0 para las parafinas de cadena final, hasta 100 para el benceno. Los valores más altos indican mayores concentraciones de naftenos y aromáticos.



2 IMPACTO DEL AZUFRE COMO CONTAMINANTE EN PRODUCTOS PETROLÍFEROS

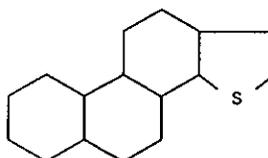
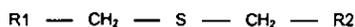


2 IMPACTO DEL AZUFRE

2 ANÁLISIS DEL IMPACTO DEL AZUFRE COMO CONTAMINANTE EN PRODUCTOS PETROLÍFEROS

Todos los crudos contienen azufre y nitrógeno, los cuales durante el procesado se convierten en ácido sulfhídrico (H_2S) y amoníaco (NH_3) y en menor proporción en sulfuros orgánicos (COS y CS_2) y mercaptanos (RSH). Debido a las normas ambientales más estrictas y a las especificaciones de los productos con bajo contenido de azufre, el manejo de este último se hace crítico.

SULFUROS



DIBENZOTIOFENO



DISULFURO



FIGURA 2: MOLÉCULAS TÍPICAS DEL CRUDO QUE CONTIENEN AZUFRE

La recuperación de azufre tiene una doble importancia, por una parte por el envenenamiento que puede producir en los catalizadores de las plantas



2 IMPACTO DEL AZUFRE

subsecuentes a donde se efectúa la recuperación del mismo, y por otro el requerimiento de productos petrolíferos de alta calidad con bajo contenido de azufre.

Uno de los procesos de refinación que proporcionan gasolinas de alto octano es el de Reformación Catalítica, en el que el contenido máximo de azufre en la alimentación al reformador catalítico está determinado por la naturaleza del catalizador. Los catalizadores bimetálicos de reformación son especialmente sensibles y el contenido de azufre debe estar limitado a 1 ppm o menos.

Los catalizadores pueden desactivarse por diversos motivos, entre ellos el envenenamiento, dicha desactivación puede ser Química, Térmica o Mecánica, las cuales se explican brevemente a continuación:

La *desactivación química* involucra un cambio en la actividad del catalizador; este cambio puede estar relacionado con la competitividad, la adsorción reversible del precursor del veneno sobre la superficie (envenenamiento), la reestructuración de la superficie del catalizador (inducida esta por el veneno) o el bloqueo físico de los poros de soporte. De acuerdo al precursor de envenenamiento podemos distinguir impurezas de los venenos mismos, en



2 IMPACTO DEL AZUFRE

este último caso, más de una reacción participa (reactivos, productos, intermediarios), sirviendo como precursores del envenenamiento.

La *desactivación térmica* es debida a cambios en la temperatura de operación del reactor, originados por una carga indebida del catalizador, por uso, por temperaturas bruscas durante el apagado o regeneración o por quemado de hidrocarburos.

La *desactivación mecánica* implica un cambio de fase del soporte, colapso por presiones elevadas durante la regeneración

En lo que respecta a combustibles, las normas de control de contaminación del aire requieren remociones de más del 80 % del azufre presente en los combustibles, las cantidades máximas de contenido de azufre en el país se encuentran reguladas por las Normas Oficiales Mexicanas NOM-085-ECOL-1994 y NOM-086-ECOL-1994, del día 2 de diciembre de 1996. Las normas anteriores clasifican los combustibles en sólidos, líquidos y gaseosos: los combustibles sólidos se refieren al carbón mineral y al coque de petróleo; los líquidos y gaseosos son derivados del petróleo y gas natural, tales como: petróleo diáfano (kerosina), diesel, combustóleo, gasóleo, gas LP, butano,



2 IMPACTO DEL AZUFRE

propano, metano, isobutano, propileno, butileno o cualquiera de sus combinaciones.

A continuación, en la Tabla 3, se proporcionan datos de % en peso de azufre total para las distintas zonas del país:

Tabla 3

Tipo de Combustible	% en Peso de S Total Máximo	Zona de Aplicación
Magna Sin	0.102	Todo el país, excepto Ciudad de México, Guadalajara y Monterrey.
Magna Sin	0.1	Ciudad de México, Guadalajara y Monterrey.
Nova Plus	0.15	Todo el país.
Diesel Sin	0.05	Todo el país.
Diesel Desulfurado	0.5	Todo el país.
Diesel Industrial	0.5	Todo el país.
Gasóleo Industrial	2.0	Todo el país
Combustóleo Pesado	4.0	Todo el país
Gas Natural		Todo el país
Gas LP	0.014	Todo el país



2 IMPACTO DEL AZUFRE

El impacto ambiental que presente cada tipo de combustible se evalúa con el factor de emisión, el cual indica la cantidad de SO₂ producido en función de la cantidad de energía obtenida a partir del combustible:

$$\text{Factor de Emisión} = \frac{\frac{\%S}{100} \cdot \frac{\text{kgS}}{\text{kgCombustible}} \cdot 2 \cdot \frac{\text{kgSO}_2}{\text{kgS}}}{\text{Poder Calorífico} \cdot 10^6 \frac{\text{kcal}}{\text{kgCombustible}}} = \frac{\text{kgSO}_2}{\text{kgCombustible}}$$

Otra fuente de contaminación importante en la Refinería se da durante la Desintegración Catalítica, en la cual la mayor parte del azufre alimentado se deposita junto con el coque en el catalizador. El azufre se convierte en dióxido de azufre durante la regeneración del catalizador y se emite a la atmósfera junto con los gases de combustión. Para limitar la contaminación, el contenido de azufre en el gasóleo debería reducirse antes de ser alimentado a la unidad de desintegración catalítica.

La reducción del azufre asimismo evita problemas operativos al disminuir la corrosión durante la refinación y manejo, además de que mejora el olor de los productos finales.



3 MANEJO INTEGRAL DEL AZUFRE



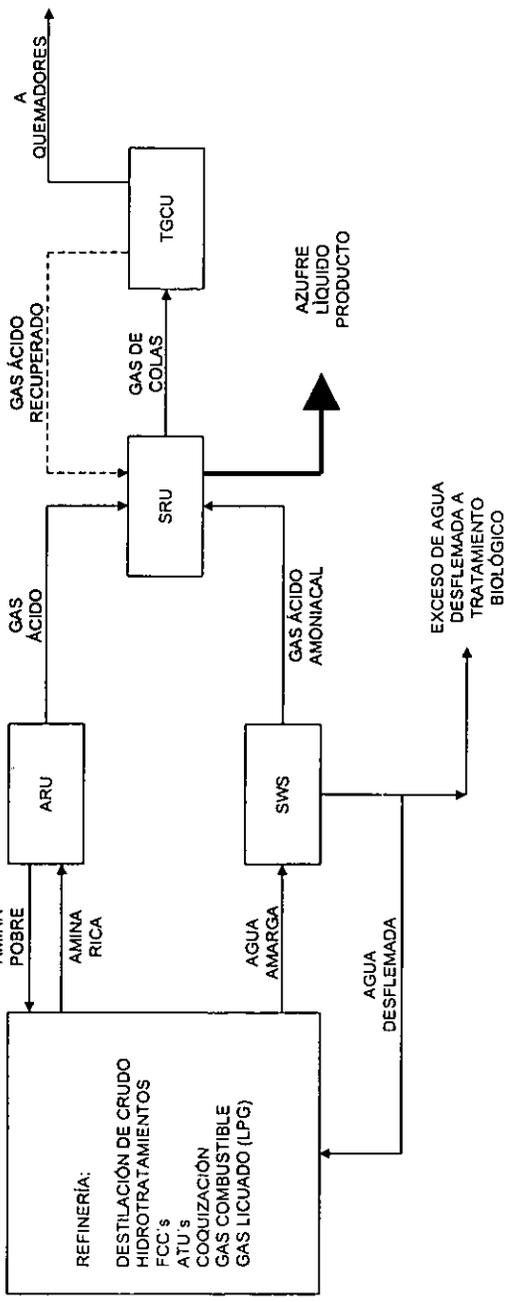
3 MANEJO INTEGRAL DEL AZUFRE

3 MANEJO INTEGRAL DEL AZUFRE

El manejo del azufre en una refinería consiste en cuatro procesos básicos (Ver Esquema 1). Las unidades de tratamiento con aminas (ATU's) remueven el H_2S de las corrientes de proceso en las operaciones de hidrotratamiento y de las unidades recuperadoras de gas combustible (Esquema 2) y gas de petróleo licuado (Esquema 3).

La amina se regenera en las unidades regeneradoras de aminas (ARU). Los agotadores de aguas amargas (SWS) remueven el H_2S y NH_3 de las corrientes de aguas amargas. Las aguas amargas son el resultado de operaciones de la refinería en las que se usan vapor en la destilación o vapor que reduce la presión parcial del hidrocarburo, o donde se inyecta agua para combatir los problemas de corrosión o de incrustación.

El azufre en el gas ácido de las unidades ARU y SWS se remueve primero en una unidad Claus recuperadora de azufre (SRU), recuperando de 92 a 96 % del azufre total y si se usa una unidad de tratamiento de gases de cola (TGCU) se puede recuperar hasta un 99.9 %.

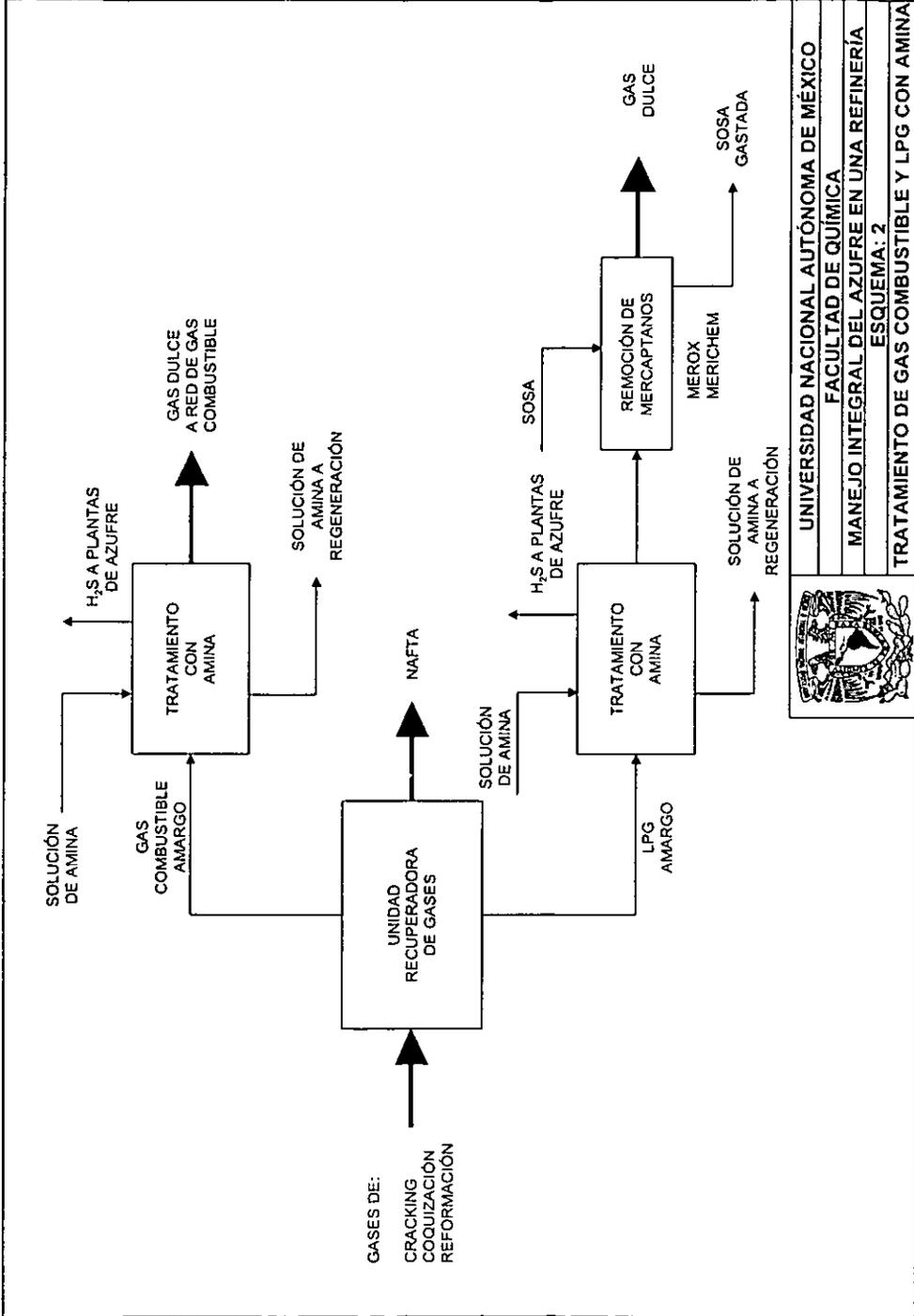


NOTAS:

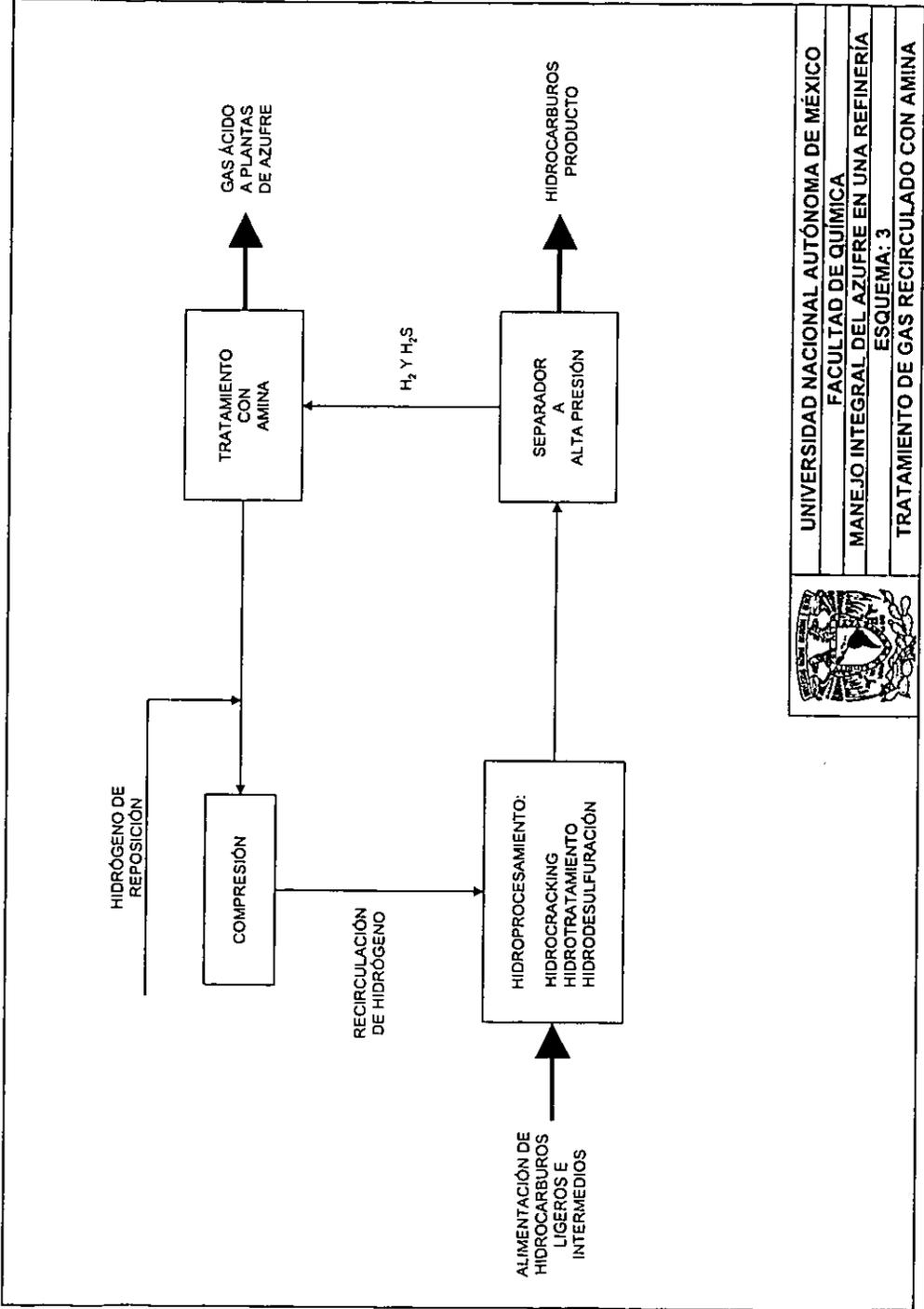
- ARU = ENDULZAMIENTO CON AMINA (AMINE RECOVERY UNIT).
- SWS = AGOTAMIENTO DE AGUAS AMARGAS (SOUR WATER STRIPPER).
- SRU = RECUPERADORA DE AZUFRE (SULFUR RECOVERY UNIT).
- TGCU = TRATADORA DE GASES DE COLA (TAIL GAS CLEANUP UNIT).
- AMINA POBRE = AMINA REGENERADA, A LA CUAL SE LE HA SEPARADO EL ÁCIDO SULFÚRICO ABSORBIDO.
- AMINA RICA = AMINA CON ALTO CONTENIDO DE ÁCIDO SULFÚRICO.



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
 FACULTAD DE QUÍMICA
 MANEJO INTEGRAL DEL AZUFRE EN UNA REFINERÍA
 ESQUEMA: 1
 REMOCIÓN Y RECUPERACIÓN DE AZUFRE



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
 FACULTAD DE QUÍMICA
 MANEJO INTEGRAL DEL AZUFRE EN UNA REFINERÍA
 ESQUEMA: 2
 TRATAMIENTO DE GAS COMBUSTIBLE Y LPG CON AMINA



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE QUÍMICA

MANEJO INTEGRAL DEL AZUFRE EN UNA REFINERÍA

ESQUEMA: 3

TRATAMIENTO DE GAS RECIRCULADO CON AMINA

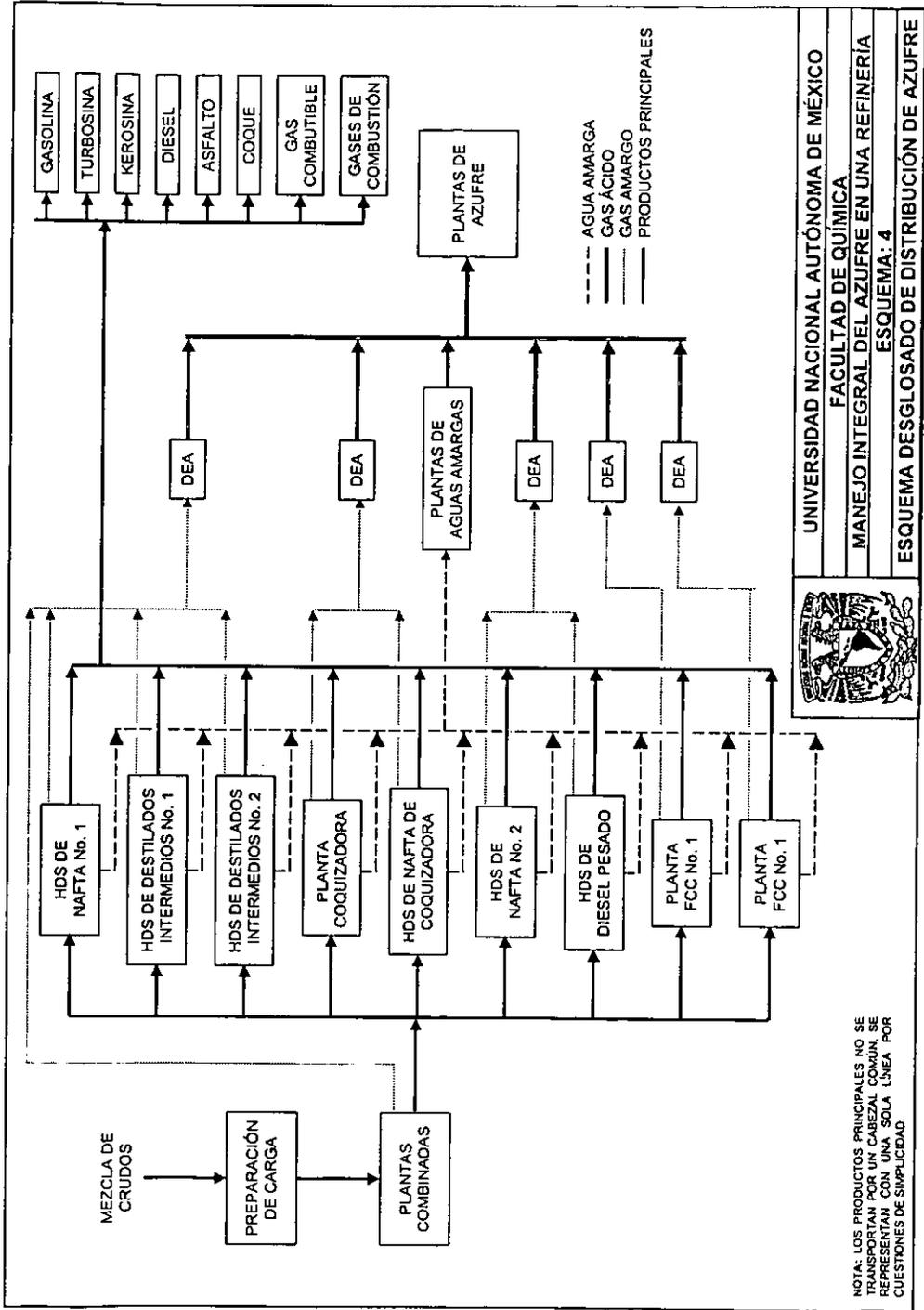


3 MANEJO INTEGRAL DEL AZUFRE

De forma desglosada, el camino a seguir del azufre dentro del procesamiento de crudo en la refinería es el que puede observarse en el Esquema 4. Las plantas combinadas, hidrodesulfuradoras, de coquización y de desintegración catalítica generan gases amargos y aguas amargas con contenidos de azufre en forma de H_2S primordialmente, mercaptanos, ácidos politiónicos y ácidos nafténicos. Los gases amargos se envían a procesar en un tratamiento con amina para recuperar los hidrocarburos ligeros libres de azufre y al mismo tiempo generar una corriente de gas ácido con alto contenido de H_2S , que servirá como carga a las plantas recuperadoras de azufre de la Refinería.

De manera similar las aguas amargas se tratan en las plantas de aguas amargas, en las cuales se separa de la corriente líquida el H_2S y el NH_3 en un agotador, obteniéndose así el llamado gas ácido amoniacal que también se envía a las plantas de azufre para la recuperación del mismo.

Los procesos que presentan las mayores contribuciones de azufre son los de hidrodesulfuración debido a la alta generación de gases amargos (corrientes con hidrocarburos ligeros y un contenido notable de H_2S principalmente). Este proceso permite la eliminación de azufre de los productos principales,



NOTA: LOS PRODUCTOS PRINCIPALES NO SE TRANSPORTAN POR UN CABEZAL COMÚN, SE REPRESENTAN CON UNA SOLA LÍNEA POR CUESTIONES DE SIMPLICIDAD.



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
 FACULTAD DE QUÍMICA
 MANEJO INTEGRAL DEL AZÚFRE EN UNA REFINERÍA
 ESQUEMA: 4
 ESQUEMA DESGLOSADO DE DISTRIBUCIÓN DE AZÚFRE



3 MANEJO INTEGRAL DEL AZUFRE

mediante la generación y recuperación de gas amargo como se describe a continuación:

- Hidrodesulfuración (Ver Esquemas 5 y 6)

Este proceso tiene como objetivo primordial eliminar insaturaciones y compuestos de azufre (ver Figura 3) y nitrógeno (ver Figura 4), evitando así problemas de corrosión causados por el azufre en equipos y la disminución de la contaminación ambiental al utilizar los productos petrolíferos en motores de combustión interna. De igual manera este proceso prepara la carga para las plantas reformadoras mediante la eliminación de compuestos sulfurados, nitrogenados y olefinicos que actúan como veneno en los catalizadores de reformación.

El proceso consiste básicamente en la hidrogenación catalítica de los componentes sulfurados, nitrogenados y olefinicos con catalizadores de cobalto-molibdeno ó níquel-molibdeno, soportados en alúmina, a condiciones de temperatura y presión que varían de 260 a 420°C y de 25 a 65 kg/cm², dependiendo del tipo de carga y tratamiento requerido.



3 MANEJO INTEGRAL DEL AZUFRE

La nafta de alimentación (Esquema 5) se bombea y se mezcla con una corriente de hidrógeno recirculado; posteriormente se calienta con el efluente del reactor, y finalmente con un calentador a fuego directo, para alcanzar la temperatura de entrada al reactor.

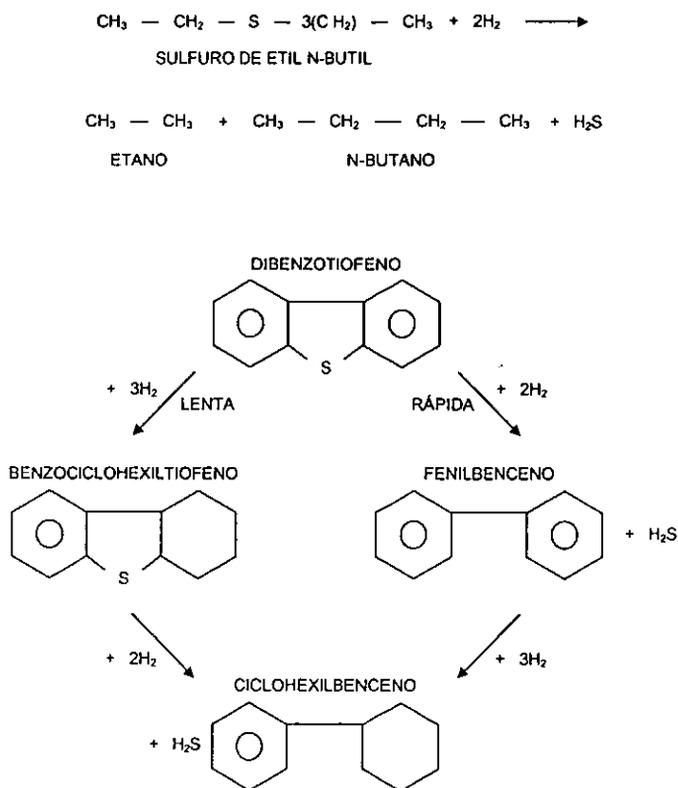


FIGURA 3: REACCIONES TÍPICAS DE HIDRODESULFUACIÓN



3 MANEJO INTEGRAL DEL AZUFRE

El efluente líquido después de precalentarse, se alimenta a la torre desbutanizadora, donde se produce una separación de hidrocarburos ligeros e hidrógeno residual de los hidrocarburos pesados. Los primeros se obtienen por el domo, en donde se separa una corriente de gas amargo y una corriente líquida de LPG amargo. Los hidrocarburos pesados (iC_5), salen por el fondo de la torre para posteriormente ser enviados a una torre desisohexanizadora, en donde se obtiene gasolina ligera por el domo y el producto desulfurado por el fondo.

Este proceso también puede aplicarse para procesar naftas pesadas y mezclas de gasóleos (hidrodesulfuración de destilados intermedios) con algunas modificaciones al proceso (Esquema 6); el proceso se divide en dos secciones, una de reacción y otra de estabilización. Los valores típicos de temperatura y presión varían de 350 a 403°C, y de 25 a 65 kg/cm².

El esquema de procesamiento para los destilados intermedios es similar al que se usa con las naftas, sólo que en este caso los hidrocarburos ligeros (naftas) obtenidos es el último fraccionamiento se mandan como carga complementaria a una planta hidrodesulfuradora de naftas.



3 MANEJO INTEGRAL DEL AZUFRE

En ambos casos de procesamiento los gases amargos obtenidos se mandan a endulzamiento en las plantas de amina y las aguas amargas se tratan en las plantas de aguas amargas.

- Proceso de Endulzamiento de Gases y Líquidos (Ver Esquema 7)

El proceso se emplea para remover H_2S y/o CO_2 de corrientes de hidrocarburos líquidas y/o gaseosas, mediante absorción con soluciones de monoetanolamina (MEA) o dietanolamina (DEA). El proceso consiste en la absorción de los contaminantes contenidos en las corrientes líquidas o gaseosas, con una solución de amina (para MEA, DEA y MDEA del 15 al 20 % en peso, del 25 al 33 % en peso y del 45 al 50 % en peso respectivamente), a temperaturas de $27^{\circ}C$ a $49^{\circ}C$ y la regeneración de la misma mediante el aumento de temperatura entre $110^{\circ}C$ y $127^{\circ}C$.

La corriente de gas amargo se alimenta al absorbedor, donde se pone en contacto a contracorriente con una solución de amina pobre (o regenerada), la cual se alimenta por la parte superior; por el domo del absorbedor se obtiene como producto el gas dulce con las



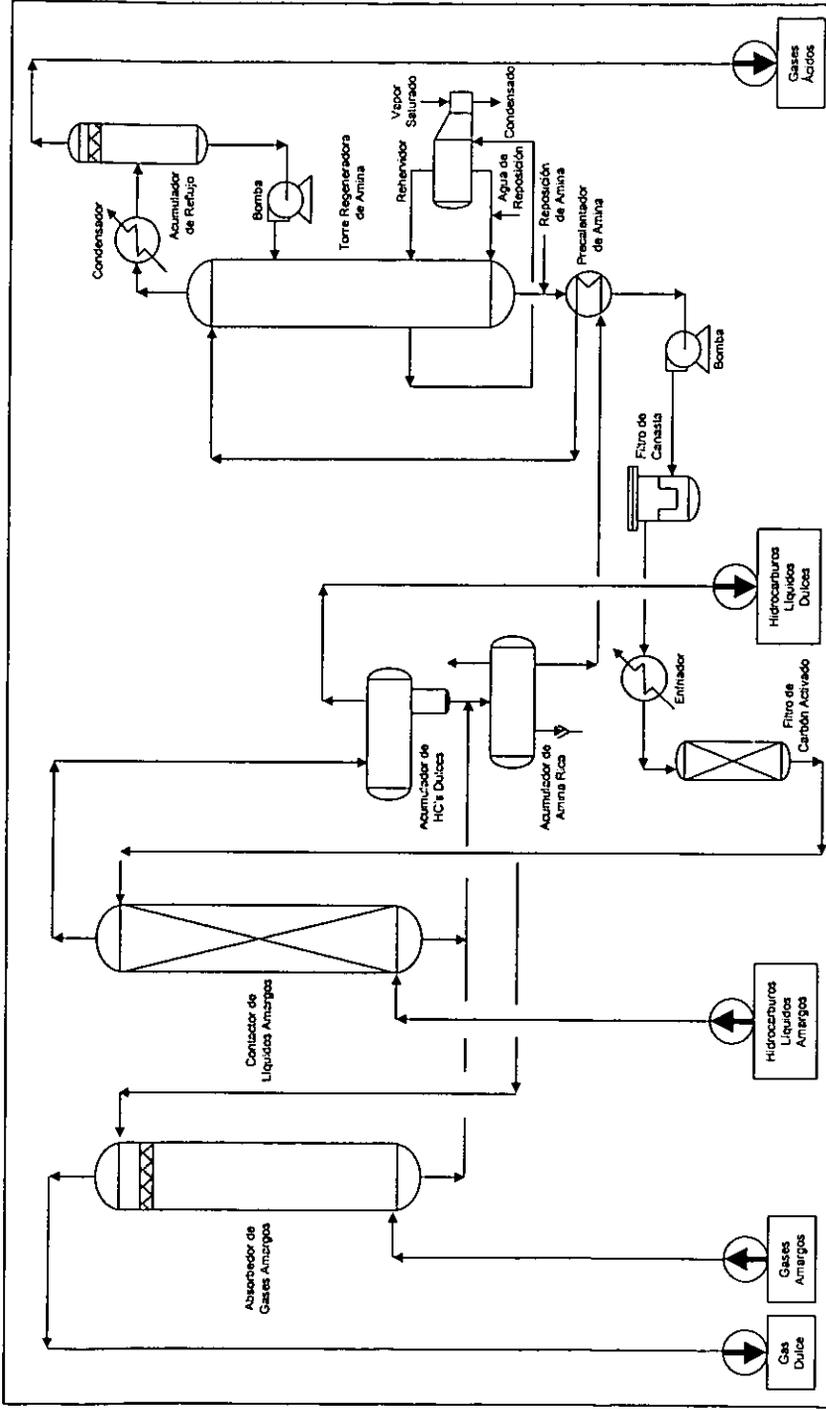
3 MANEJO INTEGRAL DEL AZUFRE

especificaciones requeridas y por el fondo una solución de amina rica (amina con gas ácido).

En el contactor de líquidos amargos, la corriente de líquido amargo se alimenta por la parte inferior del equipo y a contracorriente se pasa una solución de amina pobre, el líquido dulce obtenido por el domo del contactor se envía al acumulador de hidrocarburos dulces, donde se separa la amina que pudiera haber sido arrastrada, y posteriormente se manda como producto a L. B.

La solución de amina rica, provenientes del absorbedor y del contactor se expanden, se unen a la corriente proveniente de la pierna del tanque acumulador de hidrocarburos dulces y se envían al tanque acumulador de amina rica, en donde se separan los hidrocarburos coabsorbidos. La expansión de la solución de amina, puede hacerse con una válvula o a través de un expansor para recuperación energética.

Del acumulador de amina rica, la amina se manda a la torre regeneradora, utilizando como calentamiento los fondos de la misma, con el objeto de eliminar los gases ácidos y poder, de esta forma,



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
 FACULTAD DE QUÍMICA
 MANEJO INTEGRAL DEL AZUFRE EN UNA REFINERÍA
 ESQUEMA: 7
 ENDULZAMIENTO DE GASES Y LÍQUIDOS



3 MANEJO INTEGRAL DEL AZUFRE

reutilizar la amina regenerada. El gas ácido obtenido por el domo de la regeneradora, se separa del agua mediante condensación de ésta y se envía a L.B. para su posterior procesamiento en plantas de recuperación de azufre.

El producto de fondos de esta torre lo constituye la amina regenerada (o pobre), que después de intercambiar calor con la amina rica se bombea a través de un filtro de canasta, en el cual quedan retenidas partículas de sulfuro de hierro y óxido de hierro que pudieran formarse y partículas sólidas que pudieran haberse introducido al sistema; posteriormente se manda, previo enfriamiento, a un filtro de carbón activado, en donde se eliminan los sólidos remanentes y los productos de degradación de la amina. Finalmente se alimenta al absorbedor y al contactor, cerrando así el ciclo de absorción-regeneración. De forma adicional se tiene una reposición con amina fresca debido a las pérdidas por degradación o arrastre.

- Planta de Aguas Amargas (Ver Esquema 8)

Tienen como finalidad remover el ácido sulfhídrico (H_2S) y amoníaco (NH_3) de la corriente de agua amarga alimentada, hasta



3 MANEJO INTEGRAL DEL AZUFRE

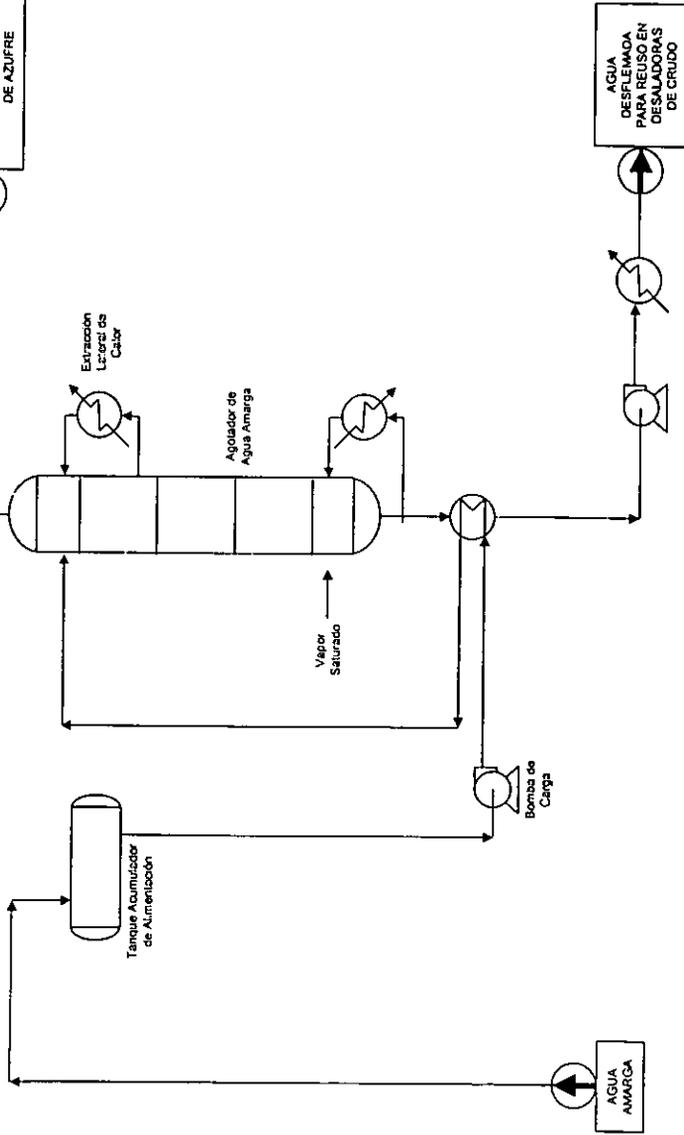
concentraciones de 5 ppm y 25 ppm respectivamente y en algunos casos a menores concentraciones.

La corriente de agua amarga se recibe en un tanque de separación donde es posible recuperar hidrocarburos que van mezclados con el agua. Las aguas amargas libres de hidrocarburos se precalientan con el fondo de la torre agotadora y se alimentan en la parte media de la columna de agotamiento.

El agotamiento en la columna puede efectuarse mediante calentamiento con vapor de baja presión por medio de un cambiador, o bien con inyección directa del mismo al fondo de la columna.

El agua libre de ácido sulfhídrico y amoníaco se extrae del fondo de la columna y se enfría al precalentar la corriente de alimentación; esta agua conocida como agua desflemada puede enviarse a reuso o como efluente. Por el domo de la torre agotadora se obtiene una corriente rica en H_2S que se envía a la Planta de Azufre.

GAS ÁCIDO AMONÍACAL
A PLANTA
RECUPERADORA
DE AZUFRE



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE QUÍMICA

MANEJO INTEGRAL DEL AZUFRE EN UNA REFINERÍA

ESQUEMA: 8

AGOTAMIENTO DE AGUAS AMARGAS



3 MANEJO INTEGRAL DEL AZUFRE

Las corrientes de gas ácido provenientes de los tratamientos con amina y las de gas ácido amoniacal de las plantas de aguas amargas pueden tratarse de distintas formas, pero el proceso comúnmente usado es el proceso Claus y SuperClaus, siendo la única diferencia entre estos el tipo de catalizador utilizado y el número de etapas de reacción. A continuación se describen los procesos aquí mencionados:

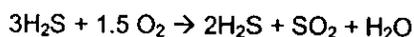
- Planta Recuperadora de Azufre, Proceso Claus y SuperClaus
(Ver Esquema 9)

El proceso Claus consiste en una etapa de recuperación térmica seguida de dos o tres etapas de recuperación catalítica. En la zona de recuperación térmica el gas ácido se quema en un horno de reacción (1) con la cantidad apropiada de aire de combustión, aproximadamente una tercera parte del H_2S , de los hidrocarburos y del amoníaco presentes en el gas ácido alimentado. El SO_2 de la combustión de los reactivos, junto con el H_2S sin quemar se combinan para formar azufre elemental. Los productos de la combustión se enfrían en el calentador de la corriente de desecho y el condensador térmico de azufre (2).

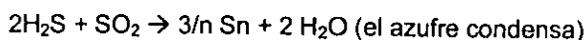


3 MANEJO INTEGRAL DEL AZUFRE

En la primera etapa el H_2S se oxida parcialmente con aire en la cámara de combustión de acuerdo a la siguiente reacción:

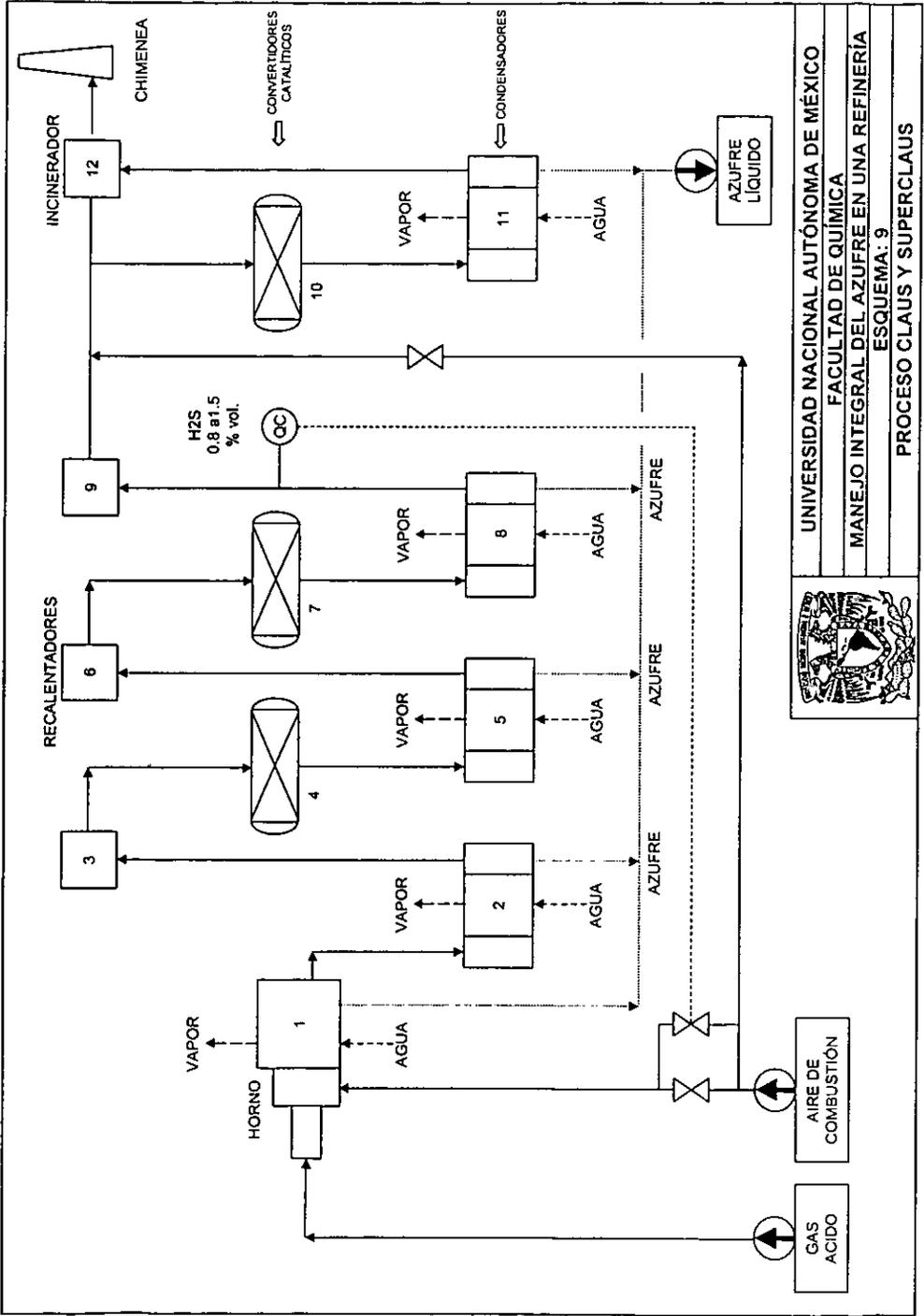


El remanente de H_2S reacciona posteriormente con el SO_2 para formar azufre en las etapas térmicas y catalíticas como la siguiente reacción:



El vapor se manda al tanque del vapor asociado al calentador de la corriente de desecho. Típicamente un 60 % o más del azufre total se recupera en la sección de recuperación térmica de la unidad Claus.

A continuación de la sección térmica siguen dos o tres etapas catalíticas, cada una de ellas consiste en un recalentador (3, 6, 9), un convertidor catalítico (4, 7, 10) y un enfriador con condensación de azufre (5, 8, 11). Si los requerimientos en la recuperación de azufre son del 96 al 99 %, la última etapa catalítica puede ser reemplazada por un catalizador de oxidación selectiva (como el del proceso SuperClaus), o



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
 FACULTAD DE QUÍMICA
 MANEJO INTEGRAL DEL AZUFRE EN UNA REFINERÍA
 ESQUEMA: 9

PROCESO CLAUUS Y SUPERCLAUS



3 MANEJO INTEGRAL DEL AZUFRE

por un reactor que opere por debajo del punto de rocío (como el Sulfreeen). El gas residual de esta unidad se manda a quemadores o a una unidad de tratamiento de gas de cola.

El proceso SuperClaus consiste en una etapa térmica (1) seguida de tres etapas catalíticas con remoción de azufre entre las etapas por medio de condensadores (2,5,8,11). Dos reactores (4,7) están empacados con catalizador Claus estándar, mientras que el tercer reactor (10) está lleno de catalizador de oxidación selectiva, conocido como catalizador SuperClaus. En la etapa térmica, el gas ácido se quema con una cantidad de aire inferior a la requerida estequiométricamente, haciendo que el gas de cola que deja el segundo reactor contenga de 0.8 a 1.5 % en volumen de H_2S . El gas de cola remanente se oxida posteriormente en un incinerador (12) antes de ser mandado a chimenea.

El nuevo catalizador del tercer reactor oxida el H_2S a azufre con una eficiencia de mayor al 85 %. Dado que el catalizador es altamente selectivo para la oxidación directa de H_2S a azufre elemental, y no



3 MANEJO INTEGRAL DEL AZUFRE

posee reacciones inversas de azufre y agua a H_2S y SO_2 da lugar a una recuperación total de azufre del 99 %.

Si el grado de recuperación de azufre requerido es mayor a un 99 %, puede instalarse adicionalmente etapas al reactor Claus antes del reactor de oxidación selectiva.

El azufre se obtiene en estado líquido se envía a una fosa, de donde puede enviarse a un proceso de Desgasificación, o bien se manda directamente a un patio de azufre, donde a temperatura ambiente se solidifica.

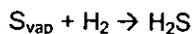
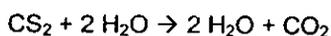
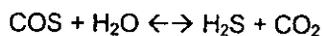
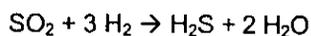
- Unidad de Tratamiento de Gas de Cola (Ver Esquema 10)

Este tratamiento se usa para eliminar el dióxido de azufre (SO_2) y los sulfuros orgánicos (COS y CS_2) del gas de cola de la Planta de Azufre, reduciendo así las emisiones de contaminantes y los problemas por corrosión.



3 MANEJO INTEGRAL DEL AZUFRE

El gas de colas de la unidad Claus se calienta en el reactor de hidrogenación, hasta la temperatura de entrada de la cama de hidrogenación, mediante un quemador en línea. El gas combustible se quema estequiométricamente con vapor para generar gas reducido (H_2 , CO) y calentando al mismo tiempo el gas de cola. En el reactor todos los compuestos de azufre se convierten a H_2S de acuerdo a las siguientes reacciones:

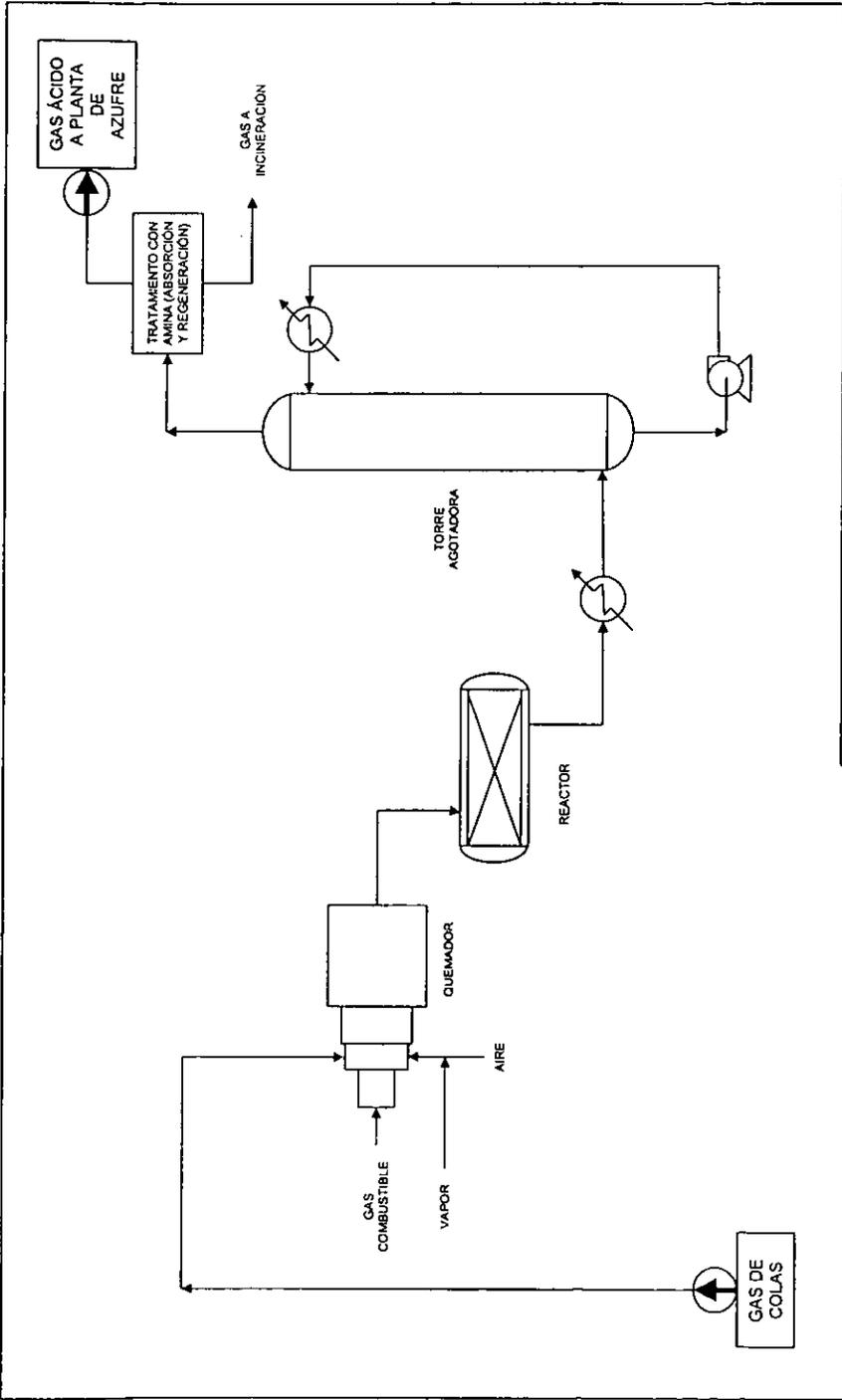


Los productos del reactor se enfrían generando vapor y posteriormente por una corriente de apagado de agua de proceso hasta un intervalo de temperaturas de 38 a 49°C. una extracción de agua de apagado se envía a la planta de tratamiento de aguas amargas.

El gas que se obtiene por el domo de la torre de apagado se manda a una unidad de tratamiento con amina y posteriormente a la planta de azufre.



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE QUÍMICA
MANEJO INTEGRAL DEL AZUFRE EN UNA REFINERÍA
ESQUEMA: 10
UNIDAD DE TRATAMIENTO DE GAS DE COLA





3 MANEJO INTEGRAL DEL AZUFRE

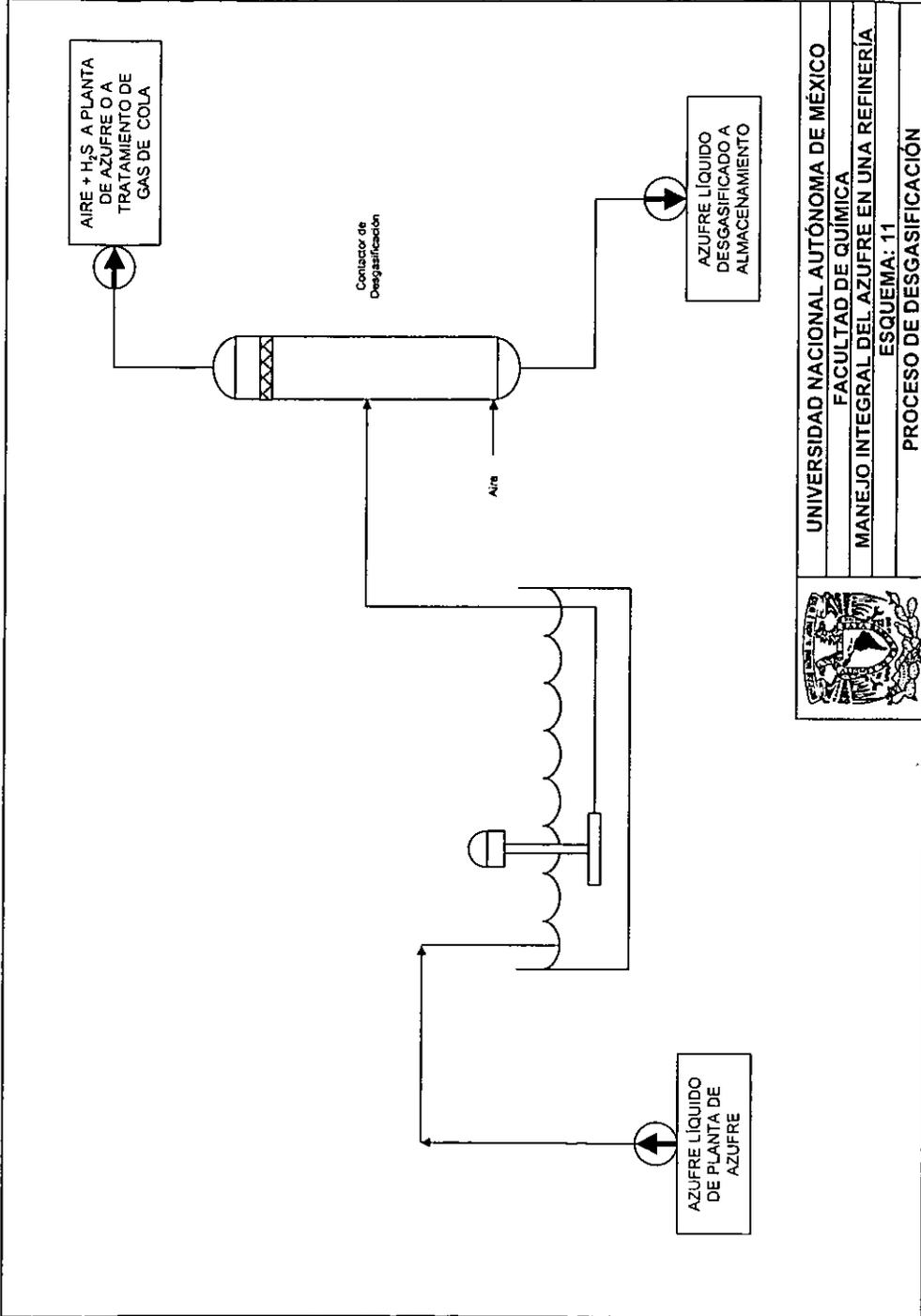
- Unidad de Desgasificación (Ver Esquema 11)

Tiene como función remover el H_2S y H_2S_x disueltos en el azufre. El azufre sin desgasificar presenta olor y/o es potencialmente explosivo durante su manejo y almacenamiento en forma líquida.

Se efectúa en un tanque vertical a presión, donde el azufre se bombea y se pone en contacto con aire de instrumentación o aire limpio de planta, mediante internos fijos especiales del tanque. La operación a presión elevada y temperatura controlada acelera la oxidación de H_2S y polisulfuros (H_2S_x) a azufre. Esta unidad puede operar de forma continua o intermitente. La corriente de domos puede enviarse a incineración o preferiblemente a una unidad recuperadora de azufre o de tratamiento de gas de cola, eliminando así una fuente de emisión de SO_2 .

- Unidad de Tratamiento Sulfreen (Ver Esquema 12)

Este proceso se basa en el buen conocimiento la reacción Claus, donde el H_2S y SO_2 en el gas de colas se convierten catalíticamente en azufre



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE QUÍMICA
MANEJO INTEGRAL DEL AZUFRE EN UNA REFINERÍA
ESQUEMA: 11
PROCESO DE DESGASIFICACIÓN

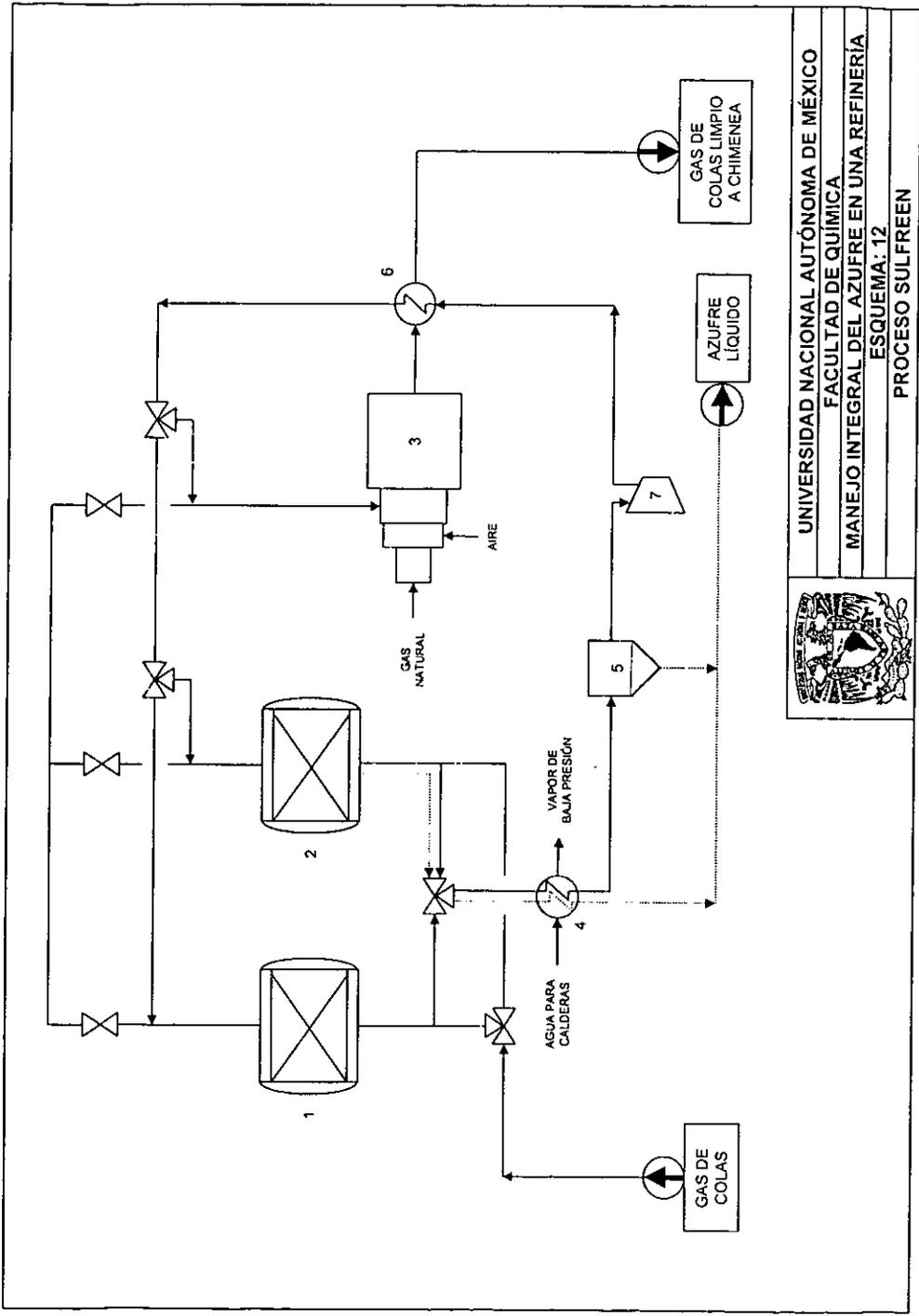


3 MANEJO INTEGRAL DEL AZUFRE

elemental. El proceso se efectúa en fase gas, y las condiciones de operación son aquellas en el que el gas de cola abandona la unidad Claus. El catalizador, arreglado en lechos fijos, es alúmina activada con propiedades similares al catalizador Claus.

El gas de cola (120-140°C) pasa a través de los reactores (1), (2), donde el H_2S y SO_2 se convierten en azufre elemental, el cual se adsorbe en el catalizador. El catalizador se regenera usando parte del gas de colas. El gas de regeneración se calienta en un cambiador gas-gas (6), usando los gases de la unidad de incineración (3). Un cambiador a fuego directo, un calentador a fuego directo o un calentador eléctrico pueden usarse para propósitos similares.

El azufre desorbido en el gas caliente de regeneración se recupera en el condensador de azufre (4) y (5). El soplador de gas de regeneración (7) sirve para sobrepasar la caída de presión del circuito de regeneración. Después del enfriamiento del lecho de catalizador con el gas de cola purificado, el reactor (1), (2) estará listo para funcionar de nuevo.



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE QUÍMICA

MANEJO INTEGRAL DEL AZUFRE EN UNA REFINERÍA

ESQUEMA: 12

PROCESO SULFREEN



4 MODELO DE CÁLCULO



4 MODELO DE CÁLCULO

4 MODELO DE CÁLCULO

Regresión Polinomial

La representación de los puntos experimentales de los análisis de crudos de petróleo puede obtenerse a través del procedimiento de mínimos cuadrados, ajustando los datos a un polinomio de m -ésimo grado de la siguiente forma:

$$y = a_0 + a_1x + a_2x^2 + \dots + a_mx^m$$

donde m es el grado del polinomio y la suma de los cuadrados de los residuos está dada por:

$$S_r = \sum_{i=1}^n (y_i - a_0 - a_1x_i - a_2x_i^2 - \dots - a_mx_i^m)^2$$

Donde n es el número de datos. Efectuando la derivada de la ecuación anterior con respecto a cada uno de los coeficientes obtenemos el siguiente sistema de ecuaciones:



4 MODELO DE CÁLCULO

$$\frac{\partial S_r}{\partial a_0} = -2 \sum (y_i - a_0 - a_1 x_i - a_2 x_i^2 - \dots - a_m x_i^m)$$

$$\frac{\partial S_r}{\partial a_1} = -2 \sum x_i (y_i - a_0 - a_1 x_i - a_2 x_i^2 - \dots - a_m x_i^m)$$

$$\frac{\partial S_r}{\partial a_2} = -2 \sum x_i^2 (y_i - a_0 - a_1 x_i - a_2 x_i^2 - \dots - a_m x_i^m)$$

⋮

$$\frac{\partial S_r}{\partial a_m} = -2 \sum x_i^m (y_i - a_0 - a_1 x_i - a_2 x_i^2 - \dots - a_m x_i^m)$$

las cuales, una vez igualadas a cero y reordenadas nos proporciona un sistema de $m+1$ ecuaciones con $m+1$ incógnitas:

$$a_0 + a_1 \sum x_i + a_2 \sum x_i^2 + \dots + a_m \sum x_i^m = \sum y_i$$

$$a_0 \sum x_i + a_1 \sum x_i^2 + a_2 \sum x_i^3 + \dots + a_m \sum x_i^{m+1} = \sum x_i y_i$$

$$a_0 \sum x_i^2 + a_1 \sum x_i^3 + a_2 \sum x_i^4 + \dots + a_m \sum x_i^{m+2} = \sum x_i^2 y_i$$

⋮ ⋮ ⋮ ⋮ ⋮

$$a_0 \sum x_i^m + a_1 \sum x_i^{m+1} + a_2 \sum x_i^{m+2} + \dots + a_m \sum x_i^{2m} = \sum x_i^m y_i$$



4 MODELO DE CÁLCULO

en el cual, las sumatorias van desde $i=1$ hasta n . Si aplicamos el análisis anterior para obtener un polinomio de sexto grado, nos lleva al siguiente sistema:

$$a_0 + a_1 \sum x_i + a_2 \sum x_i^2 + a_3 \sum x_i^3 + a_4 \sum x_i^4 + a_5 \sum x_i^5 + a_6 \sum x_i^6 = \sum y_i$$

$$a_0 \sum x_i + a_1 \sum x_i^2 + a_2 \sum x_i^3 + a_3 \sum x_i^4 + a_4 \sum x_i^5 + a_5 \sum x_i^6 + a_6 \sum x_i^7 = \sum x_i y_i$$

$$a_0 \sum x_i^2 + a_1 \sum x_i^3 + a_2 \sum x_i^4 + a_3 \sum x_i^5 + a_4 \sum x_i^6 + a_5 \sum x_i^7 + a_6 \sum x_i^8 = \sum x_i^2 y_i$$

$$a_0 \sum x_i^3 + a_1 \sum x_i^4 + a_2 \sum x_i^5 + a_3 \sum x_i^6 + a_4 \sum x_i^7 + a_5 \sum x_i^8 + a_6 \sum x_i^9 = \sum x_i^3 y_i$$

$$a_0 \sum x_i^4 + a_1 \sum x_i^5 + a_2 \sum x_i^6 + a_3 \sum x_i^7 + a_4 \sum x_i^8 + a_5 \sum x_i^9 + a_6 \sum x_i^{10} = \sum x_i^4 y_i$$

$$a_0 \sum x_i^5 + a_1 \sum x_i^6 + a_2 \sum x_i^7 + a_3 \sum x_i^8 + a_4 \sum x_i^9 + a_5 \sum x_i^{10} + a_6 \sum x_i^{11} = \sum x_i^5 y_i$$

$$a_0 \sum x_i^6 + a_1 \sum x_i^7 + a_2 \sum x_i^8 + a_3 \sum x_i^9 + a_4 \sum x_i^{10} + a_5 \sum x_i^{11} + a_6 \sum x_i^{12} = \sum x_i^6 y_i$$

El cual, una vez resuelto con los datos experimentales de los análisis de crudos nos proporciona un polinomio representativo de la distribución de azufre de dicho crudo.



4 MODELO DE CÁLCULO

La forma en que se evaluaron los datos experimentales, obtenidos de las gráficas de los estudios de crudos (ver Anexo I), fue graficando los datos en °C contra el % en volumen de crudo destilado y el % en volumen de crudo destilado contra el % en peso de azufre, para cada uno de los crudos, las gráficas y los polinomios obtenidos se encuentran reportados en el Anexo II.

A continuación se presenta una lista de los polinomios utilizados para el modelo de cálculo de este trabajo:

Grados Centígrados Vs % en Volumen de Crudo Destilado

Despuntado

$$y = -1.4198 E - 16x^6 + 3.7483 E - 13x^5 - 3.4381 E - 10x^4 + 1.3189 E - 07x^3 - 1.6974 E - 05x^2 + 8.5115 E - 04x - 1.3449 E - 02$$

Papaloapan

$$y = -3.8607 E - 17x^6 + 5.9992 E - 14x^5 - 5.3598 E - 11x^4 + 4.1357 E - 08x^3 - 2.2292 E - 05x^2 + 6.9919 E - 03x - 1.4098 E - 01$$



4 MODELO DE CÁLCULO

Olmeca

$$y = 2.2188 E - 16x^6 - 4.3021 E - 13x^5 + 3.3562 E - 10x^4 - 1.3567 E - 07x^3 \\ + 2.8888 E - 05x^2 - 9.2197 E - 04x + 4.5516 E - 02$$

Terciario

$$y = 1.8007 E - 17x^6 - 8.1530 E - 14x^5 + 1.0864 E - 10x^4 - 6.5048 E - 08x^3 \\ + 1.8267 E - 05x^2 - 3.8355 E - 04x + 1.0707 E - 02$$

Istmo

$$y = 1.3088 E - 16x^6 - 2.3286 E - 13x^5 + 1.7036 E - 10x^4 - 6.9231 E - 08x^3 \\ + 1.6248 E - 05x^2 - 8.4558 E - 05x - 2.9919 E - 03$$

Arenque

$$y = 2.2648 E - 16x^6 - 4.0228 E - 13x^5 + 2.8108 E - 10x^4 - 9.7245 E - 08x^3 \\ + 1.6392 E - 05x^2 + 4.6988 E - 04x - 1.1911 E - 02$$

Naranjos

$$y = 3.3694 E - 17x^6 - 7.9304 E - 14x^5 + 8.2136 E - 11x^4 - 4.6451 E - 08x^3 \\ + 1.4010 E - 05x^2 - 4.4408 E - 04x + 7.7526 E - 03$$



4 MODELO DE CÁLCULO

Marfo-Antares

$$y = 1.6713 E - 16x^6 - 3.4831 E - 13x^5 + 2.8610 E - 10x^4 - 1.1735 E - 07x^3 \\ + 2.4962 E - 05x^2 - 1.1718 E - 03x + 2.1292 E - 02$$

Maya

$$y = 1.2692 E - 16x^6 - 2.3139 E - 13x^5 + 1.6468 E - 10x^4 - 5.8445 E - 08x^3 \\ + 1.1180 E - 05x^2 - 1.4033 E - 04x + 8.8143 E - 05$$

Tamaulipas

$$y = 1.4707 E - 16x^6 - 2.2058 E - 13x^5 + 1.1853 E - 10x^4 - 2.8104 E - 08x^3 \\ + 3.9540 E - 06x^2 + 4.6647 E - 04x - 1.0954 E - 02$$

Pánuco

$$y = 1.8493 E - 16x^6 - 3.3278 E - 13x^5 + 2.3180 E - 10x^4 - 7.8226 E - 08x^3 \\ + 1.4136 E - 05x^2 - 6.1742 E - 04x + 6.7767 E - 03$$

Pozóleo

$$y = -8.1435 E - 17x^6 + 1.3335 E - 13x^5 - 7.1477 E - 11x^4 + 6.9989 E - 09x^3 \\ + 5.3158 E - 06x^2 + 1.5205 E - 04x - 2.0217 E - 03$$

Los polinomios anteriores se programaron una hoja de cálculo, en la cual, a partir de una temperatura de corte para cada producto de destilación



4 MODELO DE CÁLCULO

obtendremos una lectura del % en volumen de destilado como se explica a continuación:

Para determinar la cantidad de destilado se hace necesario utilizar una expresión que nos proporcione el área bajo la curva de los polinomios, por lo que utilizaremos la *Suma de Riemann*, cuya definición es la siguiente:

Sea f una función definida en un intervalo cerrado $[a,b]$ y sea P una partición de $[a,b]$; la *Suma de Riemann* de f para P , es cualquier expresión de R_p de la siguiente forma:

$$R_P = \sum_{i=1}^n f(w_i) \Delta x_i$$

donde w_i es algún número en $[X_{i-1}, X_i]$ para $i = 1, 2, \dots, n$.

En la definición anterior la función f se refiere a los polinomios de °C contra % en volumen, el intervalo cerrado está dado por las temperaturas inicial y final de destilación; por otra parte la ΔX_i , mencionada en la ecuación, será nuestro intervalo de temperatura de corte para cada producto de las



4 MODELO DE CÁLCULO

destilaciones atmosférica y de vacío; para establecer el número W_i tomaremos el promedio de las temperaturas inicial y final del intervalo de corte.

Una vez sustituidos los polinomios en la *Suma de Riemann* podemos evaluar individualmente el % en volumen de cada corte evitando aplicar la sumatoria de la expresión, es decir:

$$\% \text{ en volumen por corte} = f(w_i)\Delta x_i$$

Con los resultados obtenidos para el % en volumen podemos ahora hacer uso de los polinomios que representan el % en volumen de destilado contra el % en peso de azufre; en este caso, dada la complejidad en la representación de los datos, fue necesario segmentar los mismos en dos intervalos, consiguiendo así una mejor reproducción en el comportamiento de la distribución del azufre, con un polinomio para cada uno de los intervalos.



4 MODELO DE CÁLCULO

% en Volumen de Crudo Destilado Vs % en Peso de Azufre

Despuntado

$$y = 10.384x^6 - 18.051x^5 + 10.952x^4 - 2.879x^3 + 0.4029x^2 - 0.0145x + 0.002$$

Intervalo de Aplicación: De 0 a 55 % en Volumen de Destilado.

$$y = -27.987x^4 + 72.271x^3 - 68.308x^2 + 28.023x - 4.1968$$

Intervalo de Aplicación: De 56 a 88 % en Volumen de Destilado.

Papaloapan

$$y = 6.8933x^6 - 10.863x^5 + 6.6161x^4 - 1.9471x^3 + 0.2894x^2 - 0.0188x + 0.0005$$

Intervalo de Aplicación: De 0 a 50 % en Volumen de Destilado.

$$y = -3.9565x^4 + 11.032x^3 - 11.046x^2 + 4.7824x - 0.7596$$

Intervalo de Aplicación: De 51 a 90 % en Volumen de Destilado.

Olmeca

$$y = 8.3832x^6 - 18.229x^5 + 14.768x^4 - 5.4481x^3 + 0.9504x^2 - 0.0714x + 0.0018$$

Intervalo de Aplicación: De 0 a 65 % en Volumen de Destilado.



4 MODELO DE CÁLCULO

$$y = -15.000x^4 + 46.907x^3 - 54.61x^2 + 28.111x - 5.3898$$

Intervalo de Aplicación: de 66 a 90 % en Volumen de Destilado.

Terciario

$$y = 45.926x^6 - 68.632x^5 + 39.631x^4 - 10.921x^3 + 1.4671x^2 - 0.0861x + 0.0023$$

Intervalo de Aplicación: De 0 a 45 % en Volumen de Destilado.

$$y = 4.718x^5 - 15.235x^4 + 19.454x^3 - 12.242x^2 + 3.837x - 0.4772$$

Intervalo de Aplicación: De 45 a 90 % en Volumen de Destilado.

Istmo

$$y = 10.73x^6 - 20.369x^5 + 14.106x^4 - 4.3046x^3 + 0.6156x^2 - 0.0384x + 0.0011$$

Intervalo de Aplicación: De 0 a 55 % en Volumen de Destilado.

$$y = -1.2821x^5 + 4.6445x^4 - 6.4892x^3 + 4.4224x^2 - 1.4333x + 0.1823$$

Intervalo de Aplicación: De 56 a 90 % en Volumen de Destilado.

Arenque

$$y = -36.628x^5 + 40.661x^4 - 15.62x^3 + 2.6372x^2 - 0.191x + 0.0048$$

Intervalo de Aplicación: de 0 a 45 % en Volumen de Destilado.



4 MODELO DE CÁLCULO

$$y = 25.128x^5 - 78.963x^4 + 98.135x^3 - 60.032x^2 + 18.067x - 2.1207$$

Intervalo de Aplicación: De 46 a 95 % en Volumen de Destilado.

Naranjos

$$y = -157.76x^6 + 239.91x^5 - 144.7x^4 + 43.685x^3 - 6.6576x^2 + 0.4809x - 0.0116$$

Intervalo de Aplicación: De 0 a 45 % en Volumen de Destilado.

$$y = 1.7908x^4 - 3.952x^3 + 3.3348x^2 - 1.2423x + 0.1913$$

Intervalo de Aplicación: De 46 a 90 % en Volumen de Destilado.

Marfo-Antares

$$y = 165.93x^6 - 223.25x^5 + 110.39x^4 - 24.801x^3 + 2.7609x^2 - 0.1374x + 0.0029$$

Intervalo de Aplicación: De 0 a 40 % en Volumen de Destilado.

$$y = 12.027x^6 - 40.202x^5 + 53.451x^4 - 35.34x^3 + 11.805x^2 - 1.6733x + 0.0582$$

Intervalo de Aplicación: De 41 a 95 % en Volumen de Destilado.

Maya

$$y = 1098.7x^6 - 1455.6x^5 + 742.03x^4 - 183.6x^3 + 23.145x^2 - 1.3733x + 0.03$$

Intervalo de Aplicación: de 0 a 40 % en Volumen de Destilado.



4 MODELO DE CÁLCULO

$$y = 78.481x^6 - 288.01x^5 + 430.37x^4 - 334.72x^3 + 142.94x^2 - 31.774x + 2.896$$

Intervalo de Aplicación: De 41 a 95 % en Volumen de Destilado.

Tamaulipas

$$y = 362.4x^5 - 356.42x^4 + 126.13x^3 - 19.453x^2 + 1.4249x + 0.0361$$

Intervalo de Aplicación: De 0 a 15 % en Volumen de Destilado.

$$y = -0.111x^4 + 0.1786x^3 - 0.0914x^2 + 0.0838x + 0.0181$$

Intervalo de Aplicación: De 16 a 90 % en Volumen de Destilado.

Pánuco

$$y = 10971x^6 + 10613x^5 - 3913.3x^4 + 680x^3 - 55.777x^2 + 2.1037x - 0.0224$$

Intervalo de Aplicación: De 0 a 30 % en Volumen de Destilado.

$$y = -5.7516x^6 + 20.519x^5 - 29.786x^4 + 22.44x^3 - 9.1771x^2 + 1.964x - 0.1305$$

Intervalo de Aplicación: De 31 a % en Volumen de Destilado.

Pozóleo

$$y = 40.298x^6 - 55.91x^5 + 26.827x^4 - 4.9892x^3 + 0.3096x^2 + 0.0026x + 2E05$$

Intervalo de Aplicación: De 0 a 50 % de Destilado en Volumen.



4 MODELO DE CÁLCULO

$$y = 0.379x^4 - 0.7182x^3 + 0.5625x^2 - 0.1855x + 0.0326$$

Intervalo de Aplicación: De 51 90 % en Volumen de Destilado.

Los polinomios aquí reportados, para cada una de las zonas de aplicación, fueron automatizados dentro de una hoja de Excel, en la cual, mediante una sencilla condicional en Visual Basic se decide cual de los polinomios aplicar en función del valor del % en volumen calculado.

Ejemplo:

Funcion Arenque (VM)

$$\text{If VM} \leq 0.45 \text{ Then Arenque} = -36.628\text{VM}^5 + 40.661\text{VM}^4 - 15.62\text{VM}^3 + 2.6372\text{VM}^2 - 0.191\text{VM} + 0.0048$$

$$\text{If VM} > 0.45 \text{ Then Arenque} = 25.128\text{VM}^5 - 78.963\text{VM}^4 + 98.135\text{VM}^3 - 60.032\text{VM}^2 + 18.067\text{VM} - 2.1207$$

A partir de los polinomios obtenidos podemos predecir la cantidad de azufre en cada uno de los cortes primarios, y a partir de estos datos se puede hacer un cálculo para alguno de los centros de refinación en particular, de acuerdo al esquema de distribución de la refinería.



4 MODELO DE CÁLCULO

De forma adicional este programa cuenta con una sección de datos para el usuario, en la cual se proporciona el % en peso de azufre total para cada crudo, esto es con la finalidad de actualizar la cantidad de azufre, en el caso de que se usaran estudios de crudos más recientes, ya que la tendencia en la distribución de azufre es la misma, cambiando únicamente el contenido de azufre total de cada crudo.



5 EJEMPLO DE APLICACIÓN



5 EJEMPLO DE APLICACIÓN

5 EJEMPLO DE APLICACIÓN

- Antecedentes

La tendencia actual, en el procesamiento del petróleo en una Refinería, se rige bajo el esquema que proporcione un mayor rendimiento en la producción de gasolinas, reduciendo al mismo tiempo a un mínimo la producción de combustóleo; esto se consigue con un mejor procesamiento del Residuo de Vacío, mediante tecnologías de fondo de barril, como las de coquización retardada y como consecuencia el hidrotratamiento, que incrementan la producción de gasolinas, las cuales se explicarán más adelante.

La optimización de este Residuo de Vacío tiene también como finalidad la reducción de la producción de combustóleo, sustituyendo el mismo por gas combustible para cubrir las necesidades energéticas de la Refinería, mejorando al mismo tiempo la calidad de las emisiones de gases a la atmósfera.

La Refinería "Ing. Héctor R. Lara Sosa" en Cadereyta, Nuevo León, ha adoptado este tipo de esquema de procesamiento (Ver Esquema de



5 EJEMPLO DE APLICACIÓN

Reconfiguración), obteniendo así mayor cantidad de gasolinas y mejorando la calidad de las mismas, gracias a los procesos de hidrotratamiento existentes.

Debido a este nuevo esquema de procesamiento de crudo, PEMEX-Refinación solicitó que se realizara una revisión del balance de azufre de la Refinería de Cadereyta, tomando en consideración los datos de los libros de los tecnólogos de las diferentes plantas que integran la Reconfiguración, todo ello con la finalidad de determinar la capacidad de recuperación de azufre que más convenga a la Refinería.

Los fundamentos usados en la Reconfiguración son los ensayos de crudos de 1995 y ante la perspectiva de un posible incremento en el contenido de azufre de los crudos, el presente trabajo se efectuó utilizando los ensayos de crudos de junio de 1998, confirmándose tal incremento.

Para nuestro Estudio se han considerado las siguientes bases, establecidas por PEMEX-Refinación y la Refinería de Cadereyta junto con el IMP, las cuales se describen a continuación:



5 EJEMPLO DE APLICACIÓN

- Bases de la Revisión

PEMEX-Refinación y la Refinería de Cadereyta, de forma conjunta con el Instituto Mexicano del Petróleo establecieron las siguientes bases para la revisión del balance de azufre:

- I) El balance deberá realizarse con la operación total de las plantas de la Refinería (exceptuando la operación de la Planta Reductora de Viscosidad), operando al 100% de su capacidad para fines de diseño. Además de mantener la capacidad de diseño que permita absorber contingencias, evitando así bajar la capacidad de procesamiento de la Refinería.
- II) Efectuar el balance usando una mezcla de crudos correspondiente al Estudio de Reconfiguración de la Refinería efectuado durante 1997. La capacidad de procesamiento es de 270,000 BPD, con un 10.5% vol. de Olmeca, 31.1% vol. de Istmo, 8.7% vol. de Despuntado y 49.7% vol. de Maya.



5 EJEMPLO DE APLICACIÓN

- III) Contemplar los escenarios de posibles incrementos de recuperación de azufre, ya sea como resultado en el incremento en el procesamiento de crudo Maya (que tiene alto contenido de azufre) o por posibles incrementos en el contenido de azufre en los crudos.

Con estas bases es como se efectuó el balance, utilizando para dicha determinación modelos de regresiones polinomiales representativos del comportamiento de los distintos ensayos de crudos. Las características de los crudos utilizados se encuentran reportadas en el Anexo II.

Para el esquema de Reconfiguración es importante considerar los procesos de fondos de barril, tales como la Coquización Retardada, que minimiza la producción de combustóleo, y la Reducción de Viscosidad, que aunque produce combustóleo, reduce la cantidad de diluyente que requiere el mismo para cumplir con sus especificaciones. A continuación se explican dichas tecnologías:



5 EJEMPLO DE APLICACIÓN

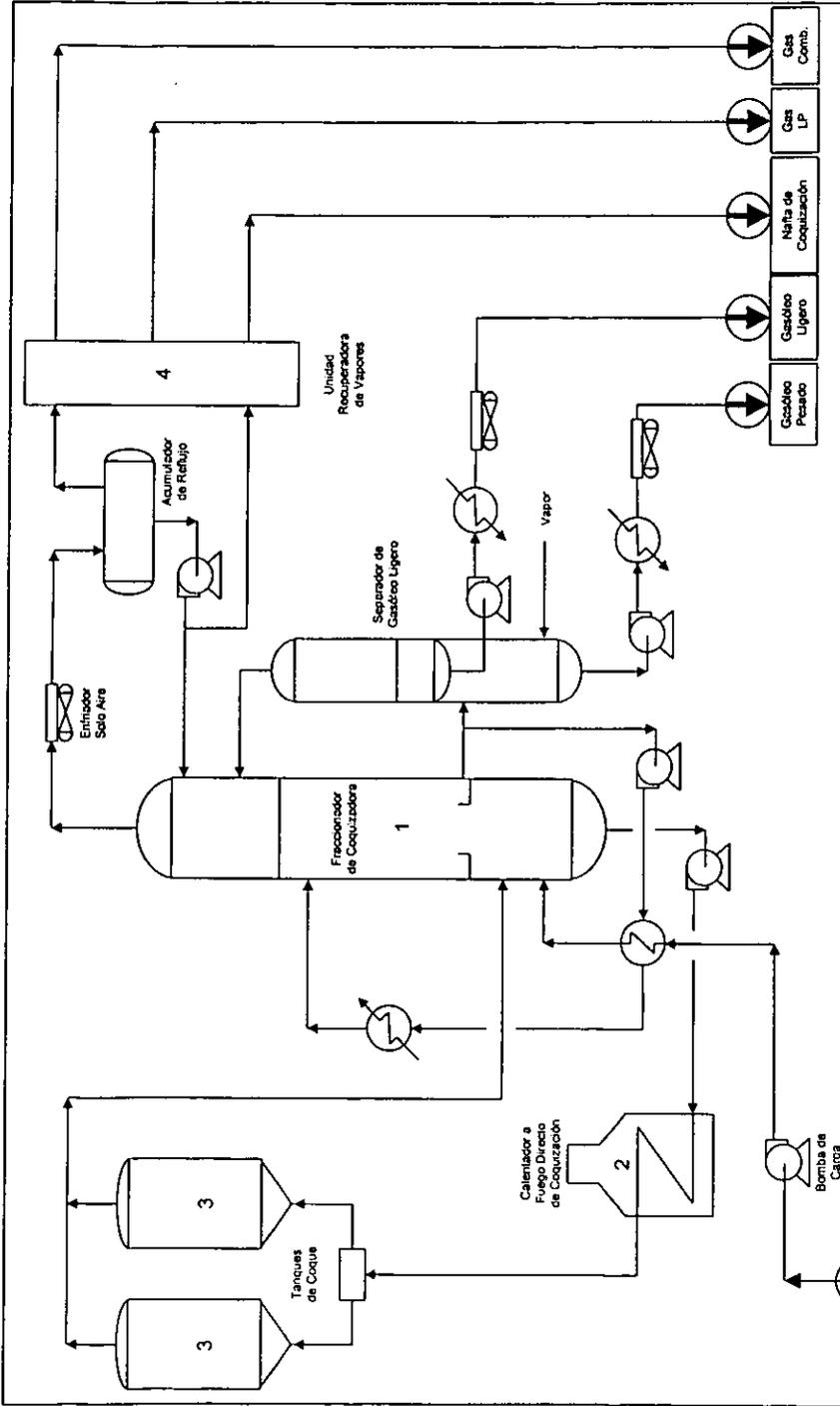
- Tecnologías de Fondo de Barril

El residuo de vacío, también conocido como fondo de barril, es el que se alimenta como carga a las plantas de Decoquizado o a la Reductora de Viscosidad. La tendencia actual de procesamiento es mandar la totalidad de los fondos de barril a la planta de Decoquizado, ya que con esta tecnología no se requiere de una corriente ligera (kerosina por ejemplo) que sirva de diluyente para el combustóleo.

Coquización Retardada

Tiene como función la conversión de los residuos de vacío por medio de coquización, obteniendo Gas Combustible, Gas Licuado de Petróleo, Nafta, Gasóleos Ligero y Pesado y Coque que se usa como combustible o para la fabricación de ánodos o acero, dependiendo de la carga y las condiciones de operación.

La carga se introduce previo calentamiento con los fondos del fraccionador de coque (1), donde se mezcla con la recirculación de condensado. La mezcla se bombea a través del calentador a fuego



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
 FACULTAD DE QUÍMICA
 MANEJO INTEGRAL DEL AZÚFRE EN UNA REFINERÍA
 ESQUEMA: 13
 COQUIZACIÓN RETARDADA



5 EJEMPLO DE APLICACIÓN

directo de coquización (2), donde se obtiene la temperatura deseada de coquización, hacia uno de los tanques de coque (3). Es necesaria la inyección de vapor o agua para calderas en los tubos del horno para prevenir el coquizado dentro de los tubos. Los vapores del domo del tanque de coque se mandan al fraccionador (1), donde se separan en una corriente de domos que contiene Gas Húmedo, Gas Licuado de Petróleo y Nafta; y dos corrientes de Gasóleos laterales, además de la recirculación que se mezcla con la alimentación.

La corriente de domos se envía a una unidad recuperadora de vapores (4), donde las corrientes individuales de productos son separadas. El coque que se forma en uno de al menos dos tanques (conectados en paralelo) se remueve usando agua a alta presión. La planta incluye un sistema de manejo de coque y un sistema de recuperación de agua.

Reductora de Viscosidad

Tiene como función incrementar la manufactura de productos gaseosos y destilados, reduciendo simultáneamente la viscosidad del residuo tratado y su punto de vaciado. También reduce la cantidad de diluyente



5 EJEMPLO DE APLICACIÓN

requerido para cumplir con las especificaciones del combustóleo producto. Los productos que se obtienen son Gas, Nafta, Gasóleo Ligero y el Residuo Viscoreducido o Combustóleo.

La carga se alimenta al Horno de la Viscoreductora (1), donde se calienta a alta temperatura, causando una vaporización parcial y un cracking moderado. La corriente a la salida del calentador se apaga o enfría (quencheo) con gasóleo del fondo del Fraccionador (2), donde se separa Gas, Nafta, Gasóleo y Combustóleo.

Hidrotratamiento

Los procesos de hidrotratamiento o hidrosulfuración se requieren debido a las corrientes con alto contenido de azufre, las cuales son generadas por las tecnologías de fondo de barril, estos procesos fueron mencionados en el capítulo 3, por lo que no se explican en el presente capítulo.



5 EJEMPLO DE APLICACIÓN

- Ejemplo de Aplicación

Para este ejemplo se tomaron tres casos, planteados de acuerdo a las Bases de la Revisión, con los siguientes volúmenes, expresados en BPD (barriles por día) de carga a la Refinería:

Mezcla Real de Operación: Con una capacidad de 270,000 BPD de una mezcla de crudo con las siguientes proporciones:

Tipo de Crudo	% en Volumen	BPD
Despuntado	8.7	23,490
Istmo	31.1	83,970
Maya	49.7	134,190
Olmeca	10.5	28,350



5 EJEMPLO DE APLICACIÓN

Mezcla con Incremento en Crudo Maya: Con una capacidad de 270,000 BPD de una mezcla de crudo con las siguientes proporciones:

Tipo de Crudo	% en Volumen	BPD
Despuntado	6.9	18,630
Istmo	24.7	66,690
Maya	60.0	162,000
Olmecca	8.4	22,680

Mezcla con Partes Iguales de Crudo: Con una capacidad de 270,000 BPD de una mezcla de crudo con 8.33 % en volumen y 22,500 BPD para cada uno de los siguientes tipos de crudo: Arenque, Despuntado, Istmo, Marfo-Antares, Maya, Naranjos, Olmecca, Pánuco, Papaloapan, Pozóleo, Tamaulipas y Terciario.

Para la evaluación de los casos mencionados se proporcionaron los siguientes datos al programa:

- Temperaturas de Corte de los Productos
- Barriles por día de cada uno de los Crudos (BPD)
- % en Peso de Azufre Total para cada Crudo
- Capacidad de Operación de las Plantas



5 EJEMPLO DE APLICACIÓN

Los datos antes mencionados se encuentran reportados en las tablas III-1, III-2 y III-3 del Anexo III.

La temperatura de corte brinda la posibilidad de cambiar las especificaciones de los productos, en caso de requerirse, mientras que el % en peso de azufre de los crudos, proporciona la facilidad de corregir la cantidad de azufre debido a un incremento del mismo, reportado en nuevos estudios.

- Resultados

Los resultados arrojados por el programa se encuentran en las tablas III-4, III-5 y III-6 del Anexo III, a continuación se presenta un resumen de los mismos:

Mezcla de Reconfiguración

	kg por día de azufre
Gas Ácidos	605,108
Gas Ácido Amoniacal	81,655
Total a Plantas de Azufre	686,763



5 EJEMPLO DE APLICACIÓN

Mezcla con Incremento de Crudo Maya (60%)

	kg por día de azufre
Gas Ácidos	661,748
Gas Ácido Amoniacal	79,460
Total a Plantas de Azufre	741,208

Mezcla de Partes Iguales de Todos los Crudos

	kg por día de azufre
Gas Ácidos	657,562
Gas Ácido Amoniacal	79,195
Total a Plantas de Azufre	736,758

Los valores anteriores permiten establecer, de forma muy aproximada, la capacidad de procesamiento de las Plantas Recuperadoras de Azufre, lo que proporciona una perspectiva de las necesidades de tratamiento, originadas por el nuevo esquema de Reconfiguración.



6 CONCLUSIONES



6 CONCLUSIONES

6 CONCLUSIONES

La tendencia actual del procesamiento de crudo, es aquella que proporcione los mayores beneficios económicos para la Refinería. El esquema de procesamiento a seguir dependerá del tipo de carga a procesar y, del tipo de tecnología con que se cuente, todo ello con la finalidad de producir una mayor cantidad de gasolinas, que poseen un valor agregado más alto que otros productos pesados, tales como el combustóleo.

Ante esta situación Pemex-Refinación cuenta con un proyecto prioritario para la reconfiguración de sus refinerías, de forma que mantengan su competitividad y cumplan con las demandas de productos, tanto en características como en cantidad, cuidando al mismo tiempo observar las normas ambientales correspondientes.

Debido a lo anterior se da mayor énfasis a los procesos de hidrot ratamiento, que mejoran la calidad de los productos, y a las tecnologías que proporcionen un rendimiento más alto de productos ligeros, minimizando así la producción de combustóleo, tal como lo hace el proceso de Coquización Retardada.



6 CONCLUSIONES

Las tecnologías antes mencionadas generan grandes cantidades de gas ácido y de gas ácido amoniacal, subproductos que contienen azufre, por lo que se hace necesario el tratamiento de los mismos en Plantas Recuperadoras de Azufre.

Como resultado de estos nuevos esquemas tenemos un mayor volumen en las corrientes con azufre, en sus diferentes compuestos, adquiriendo la recuperación del mismo gran importancia para los esquemas de reconfiguración, por lo que es necesario evaluar las capacidades de tratamiento requeridas para determinar si las instalaciones existentes cuentan con la infraestructura para recuperar todo el azufre presente en estas corrientes.

Dicha recuperación es de gran impacto, debido a la normatividad cada día más rigurosa, tanto en emisiones de contaminantes a la atmósfera, así como al contenido de azufre presente en los productos petrolíferos. Debido a lo anterior, los tratamientos para la eliminación de azufre de los productos y la recuperación del mismo como subproducto adquieren gran importancia.



6 CONCLUSIONES

Cabe mencionar que los polinomios de los ensayos de crudos son de gran utilidad, ya que minimizan el tiempo de evaluación de la distribución de azufre, siendo esto uno de los fuertes problemas actuales (el prorrateo del contenido de azufre en los distintos productos), para los diferentes cortes del crudo; a la par que proporciona un estimado de los volúmenes de aguas amargas y de azufre recuperado, permitiendo establecer así las capacidades de procesamiento de dichas plantas.



7 BIBLIOGRAFÍA



7 BIBLIOGRAFÍA

7 BIBLIOGRAFÍA

Meyers Robert A.

Handbook of Petroleum Refining Processes
United States of America, McGraw-Hill, 1997,
Second Edition.

Boletín Monitec, Actualidades Tecnológicas
Gerencia de Investigación y Desarrollo,
Pemex-Refinación, Vol. 2, Num.12,
Marzo de 1996

B. Delmon and G. F. Froment (editores)
Catalyst Deactivation
Studies in Surface Science and Catalysis, Vol. 6
Amsterdam-Oxford-New York, Elsevier Scientific
Publishing Company, 1980.



7 BIBLIOGRAFÍA

Lieberman, Norman P.

Troubleshooting Process Operations

Tulsa Oklahoma, Pennwell Boks, 1991,

Second Edition.

Watkins, R. N.

Petroleum Refinery Distillation

Houston, London, Paris, Tokyo, Gulf

Publishing Company, 1981,

Second Edition.

Gary, James H. y Handwerk Glenn E.

Refino del Petróleo

Barcelona, España, Editorial Reverté, 1980

Nelson, Wilbur L.

Petroleum Refinery Engineering

USA, Mc Graw-Hill, 1964,

Fourth Edition.



7 BIBLIOGRAFÍA

Ellis, G.P.

Química Orgánica

México, D.F., Editorial Limusa, 1985

Smith, J.M.

Ingeniería de la Cinética Química

México, Editorial CECSA, 1993

Levenspiel, Octave

Ingeniería de las Reacciones Químicas

México, Editorial Reverté, 1993

Earl W. Swokowski

Introducción al Cálculo con Geometría Analítica

Grupo Editorial Iberoamérica, Segunda Edición.

México D.F. 1990



7 BIBLIOGRAFÍA

Earl W. Swokowski

Cálculo con Geometría Analítica

Grupo Editorial Iberoamérica, Segunda Edición.

México D.F. 1990.

Libro de Ingeniería Básica para la Planta

Reductora de Viscosidad,

Licenciador Instituto Mexicano del Petróleo.

Libros de Ingeniería Básica para las Plantas

Hidrodesulfuradoras de Naftas No. 1 y No.2,

Licenciador Instituto Mexicano del Petróleo.

Libros de Ingeniería Básica para las Plantas

Hidrodesulfuradoras de Destilados Intermedios No. 1 No. 2 y No. 3,

Licenciador Instituto Mexicano del Petróleo.

Libros de Ingeniería Básica para las Plantas

de Aguas Amargas No. 4 y No. 5,

Licenciador Instituto Mexicano del Petróleo.



7 BIBLIOGRAFÍA

Libro de Ingeniería Básica para la Planta
de Aguas Amargas No. 7,
Licenciador TPA.

Libros de Ingeniería Básica para las Plantas
de Azufre No. 2 y No. 4,
Licenciador Parsons.

Libro de Ingeniería Básica para la Planta
de Hidrotratamiento de Gasóleos de Coquizadora,
Licenciador UOP.

Libros de Ingeniería Básica para las Plantas
de Coquización Retardada,
Licenciador Foster Weehler.

Análisis de la Reconfiguración de la Refinería
"Héctor R. Lara Sosa" de Cadereyta, N.L.,
Instituto Mexicano de Petróleo,
Noviembre de 1996.



7 BIBLIOGRAFÍA

Manual de Diseño de Proceso para
Plantas Hidrodesulfuradoras, Vol. XIV,
División de Proceso, Departamento de
Diseño de Proceso, México, 1981.

Tesis de Licenciatura: Factibilidad Técnica
-Económica en Hidrodesulfuradoras de Naftas
Producto de Plantas Coquizadoras,
Ramos Ramírez, Salvador
México, D.F. 1999.

Gas Processes'98
Hydrocarbon Processing
April, 1998.

Refining Processes'98
Hydrocarbon Processing
November, 1998.



7 BIBLIOGRAFÍA

"Claus Process Gets Extra Boost",

J.A. Lagas and J. Borsboom,

Hydrocarbon Processing, 1993,

p. p. 40-42.

"Impure Feeds Cause Claus Plant Problems",

B. Gene Goar,

Hydrocarbon Processing, July 1994,

p. p. 129-132.

"Modified Sulfur-Recovery Process Meets

Air-Quality Regulations",

Robert, D. Wright and Jerry W. Strange,

The Oil and Gas Journal, February 20, 1978,

p. p. 99-102.

"Tailor Sulfur Plants to Unusual Conditions"

Andrew E. Chute,

Hydrocarbon Processing, April 1977,

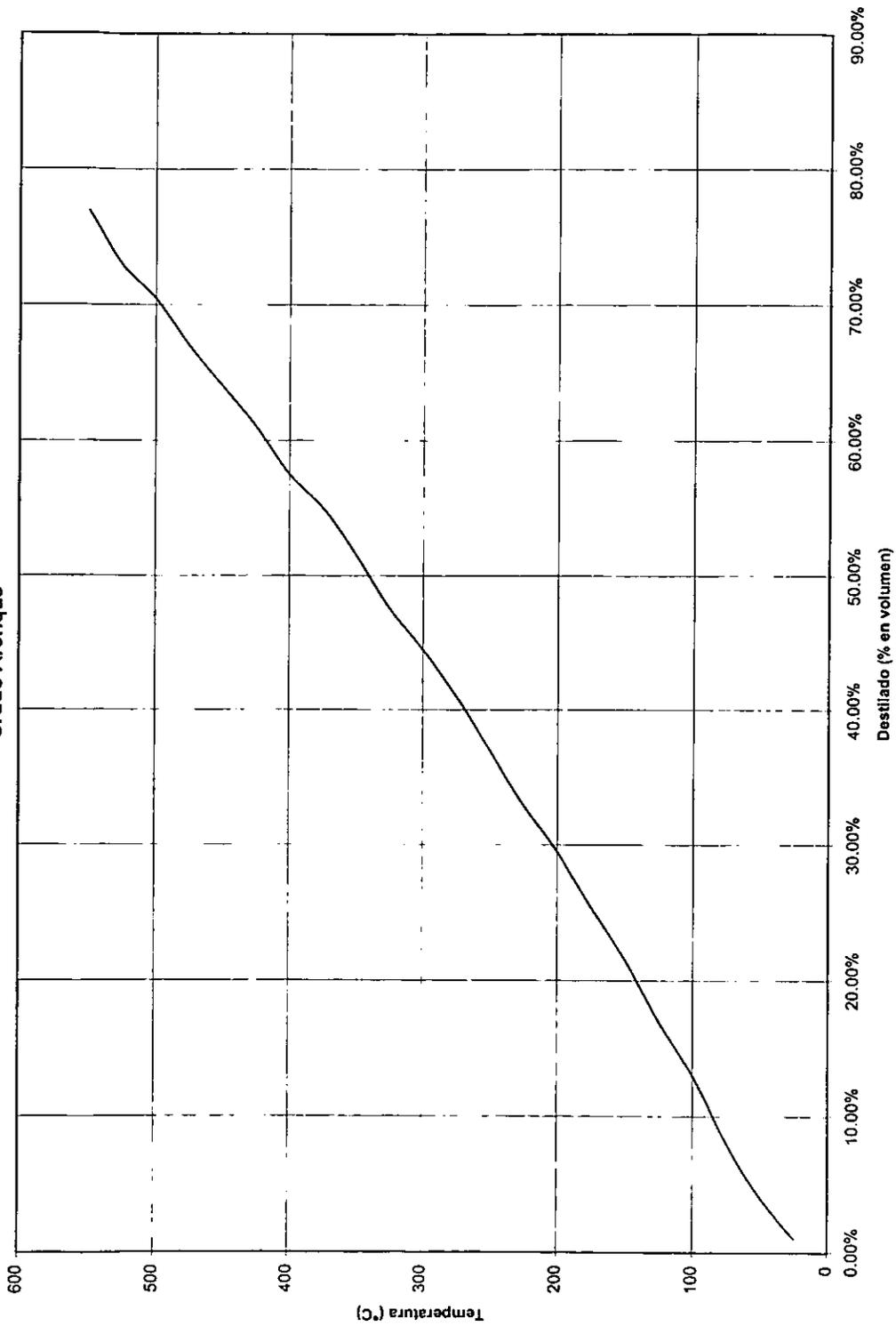
p. p. 119-124.



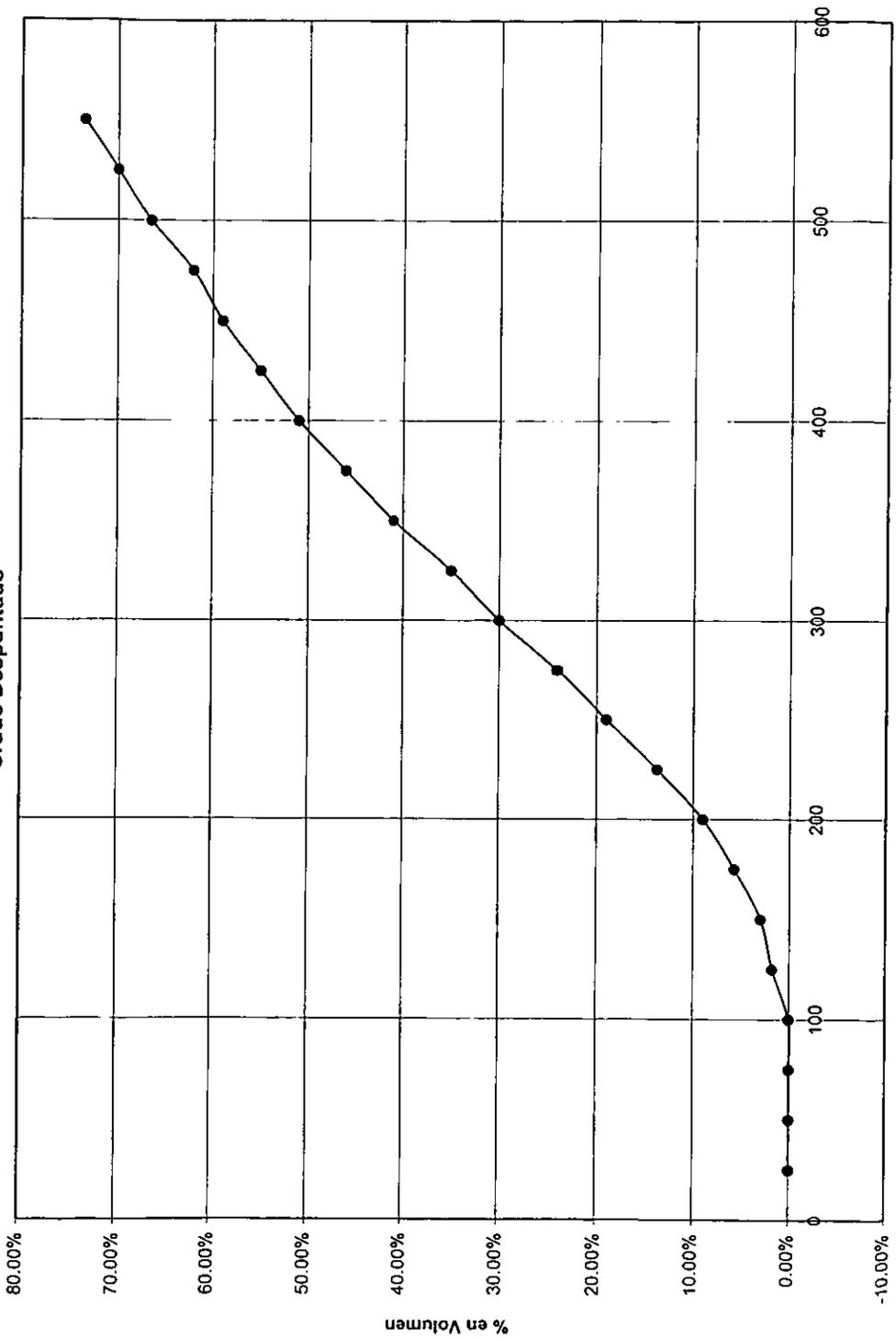
8 ANEXO I

**CURVAS DE DESTILACIÓN TBP
Y % DE AZUFRE VS DENSIDAD API**

Crudo Arenque

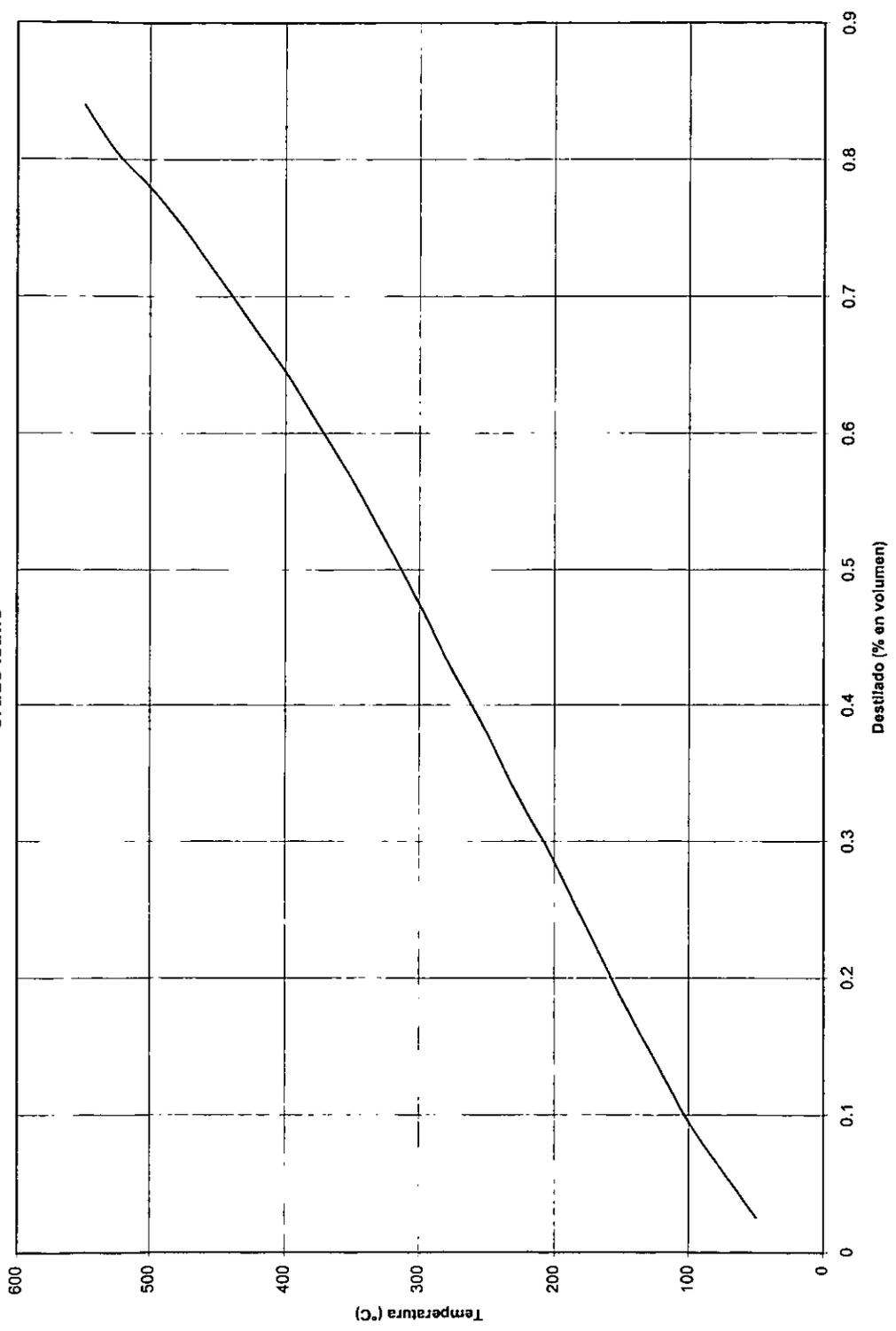


Crudo Despuntado

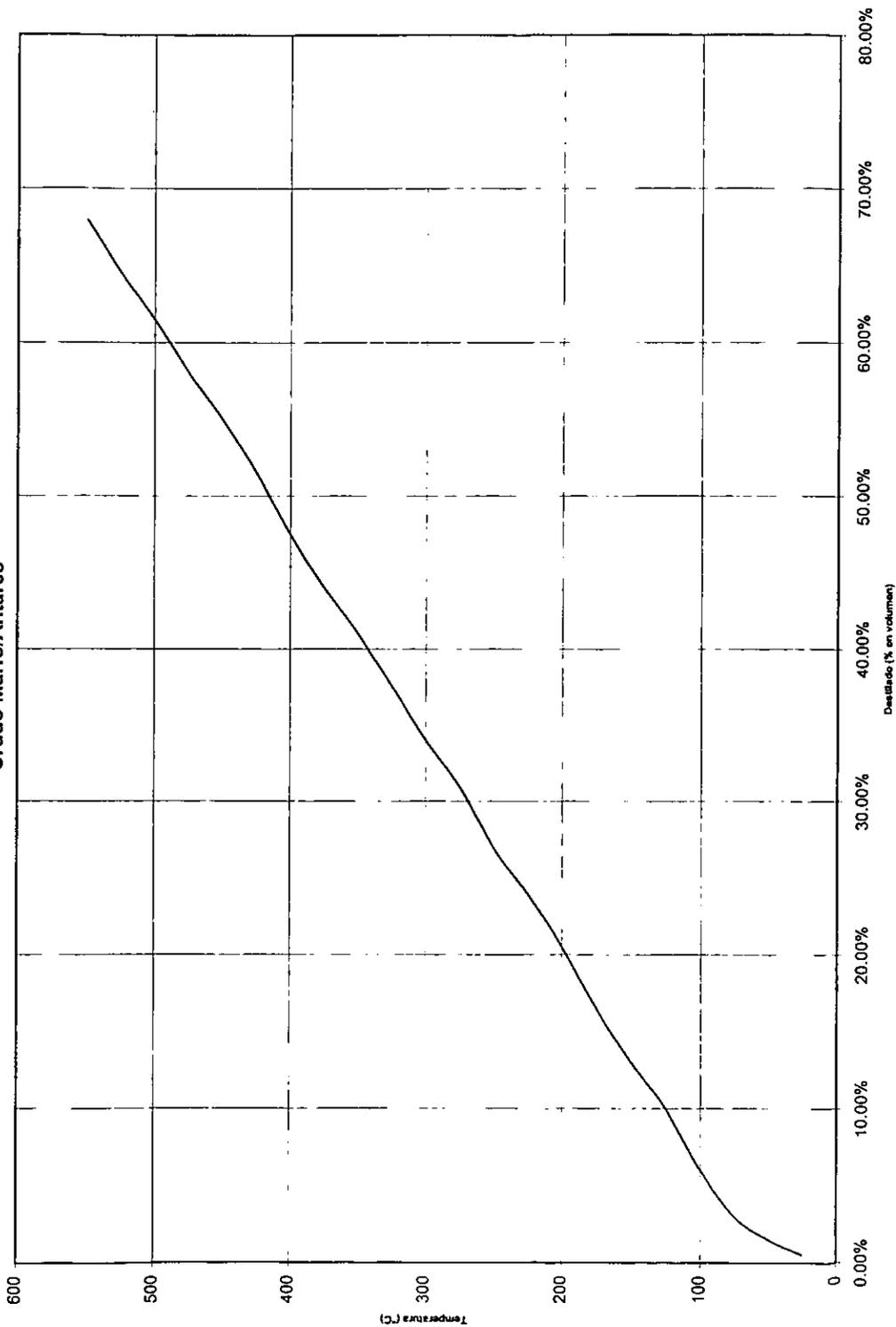


Grados Centigrados

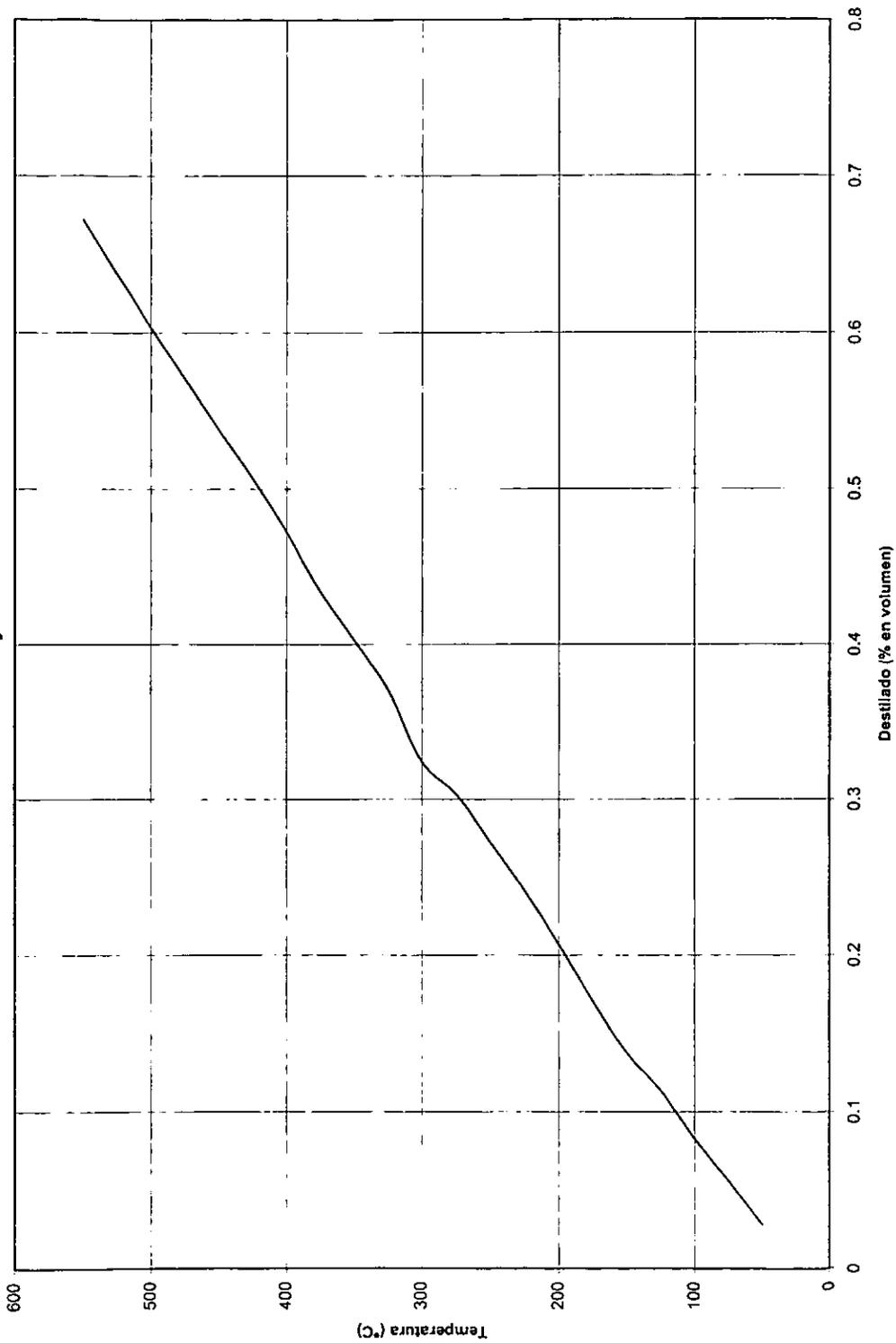
Crudo Istmo



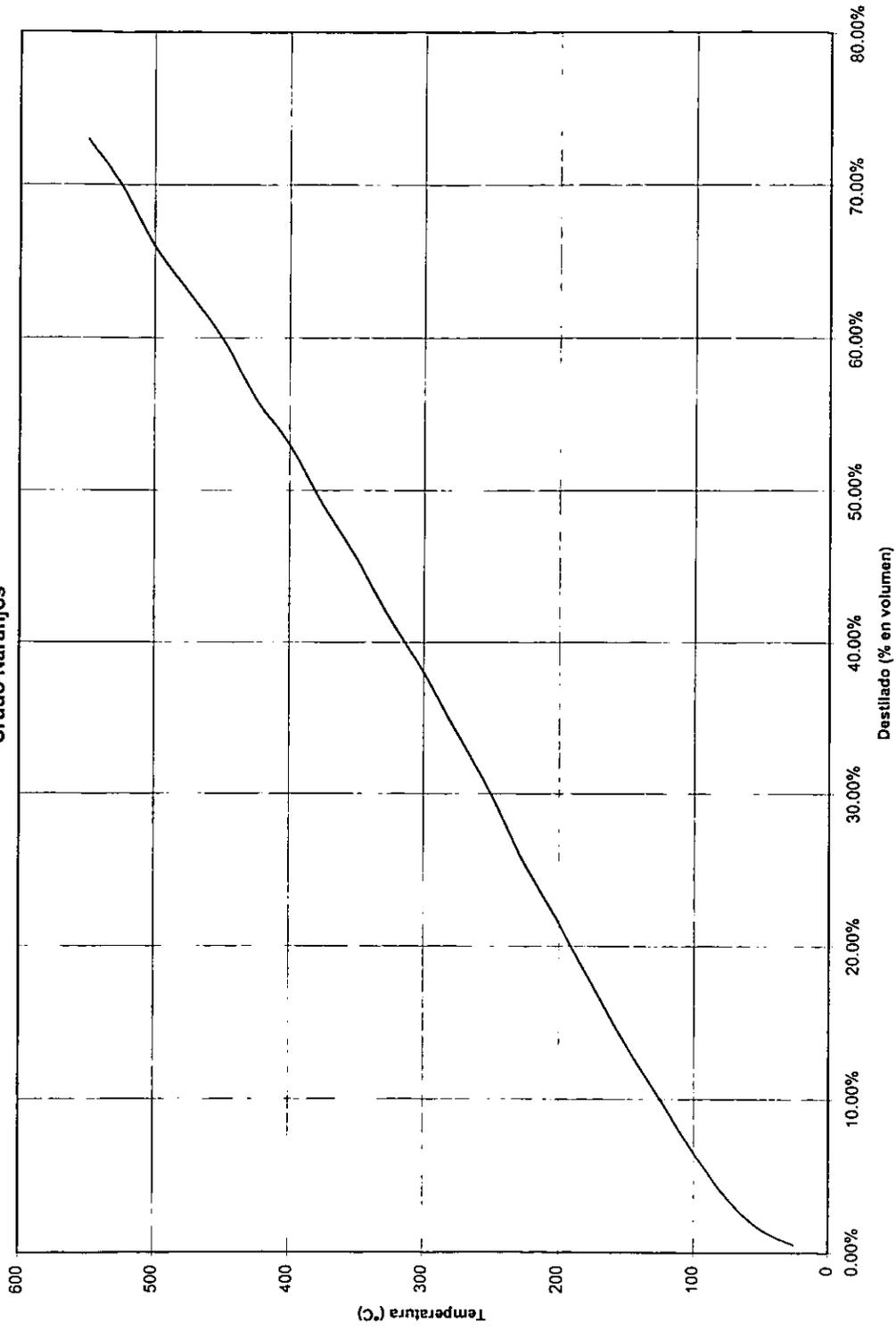
Crudo Marfo/Antares



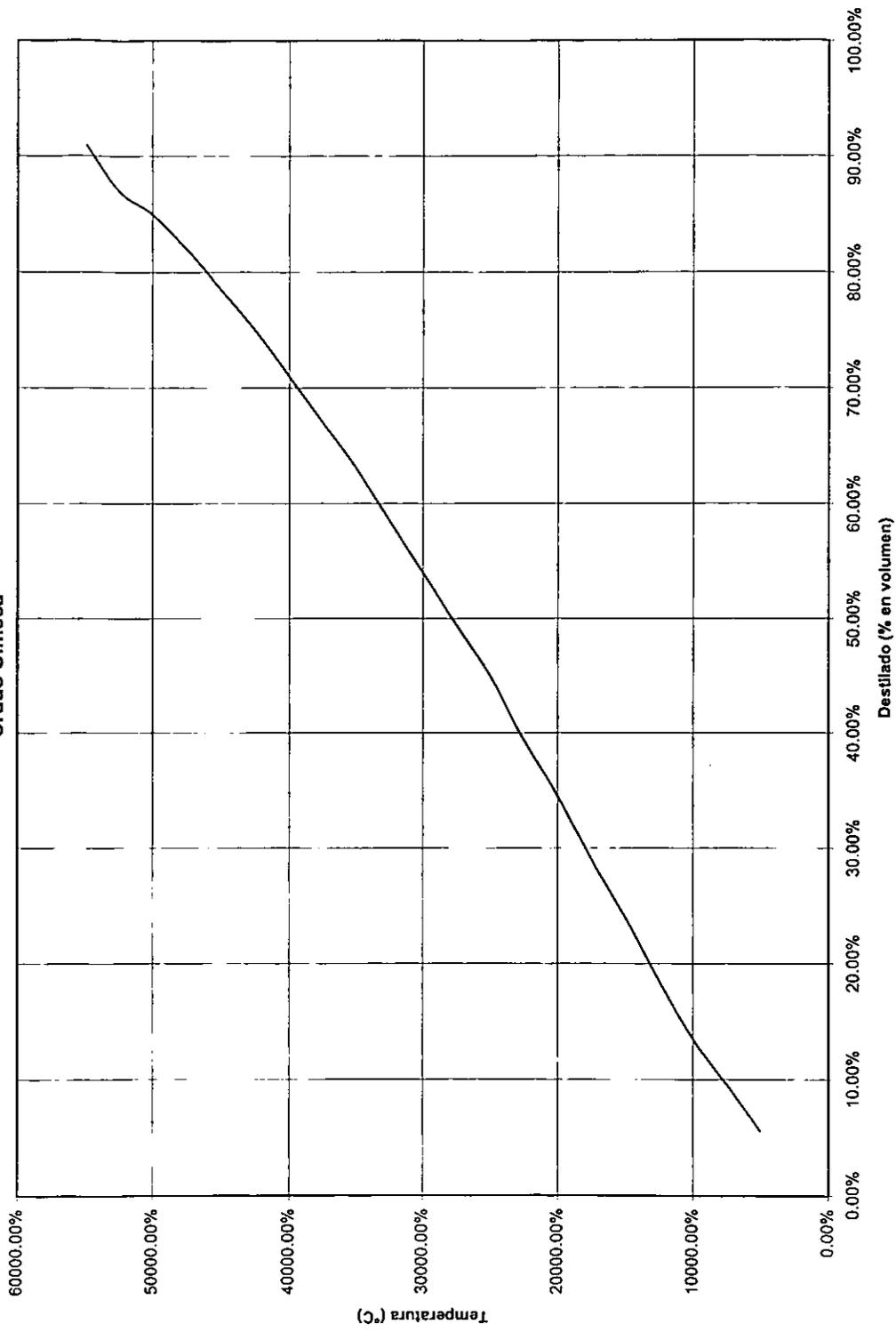
Crudo Maya



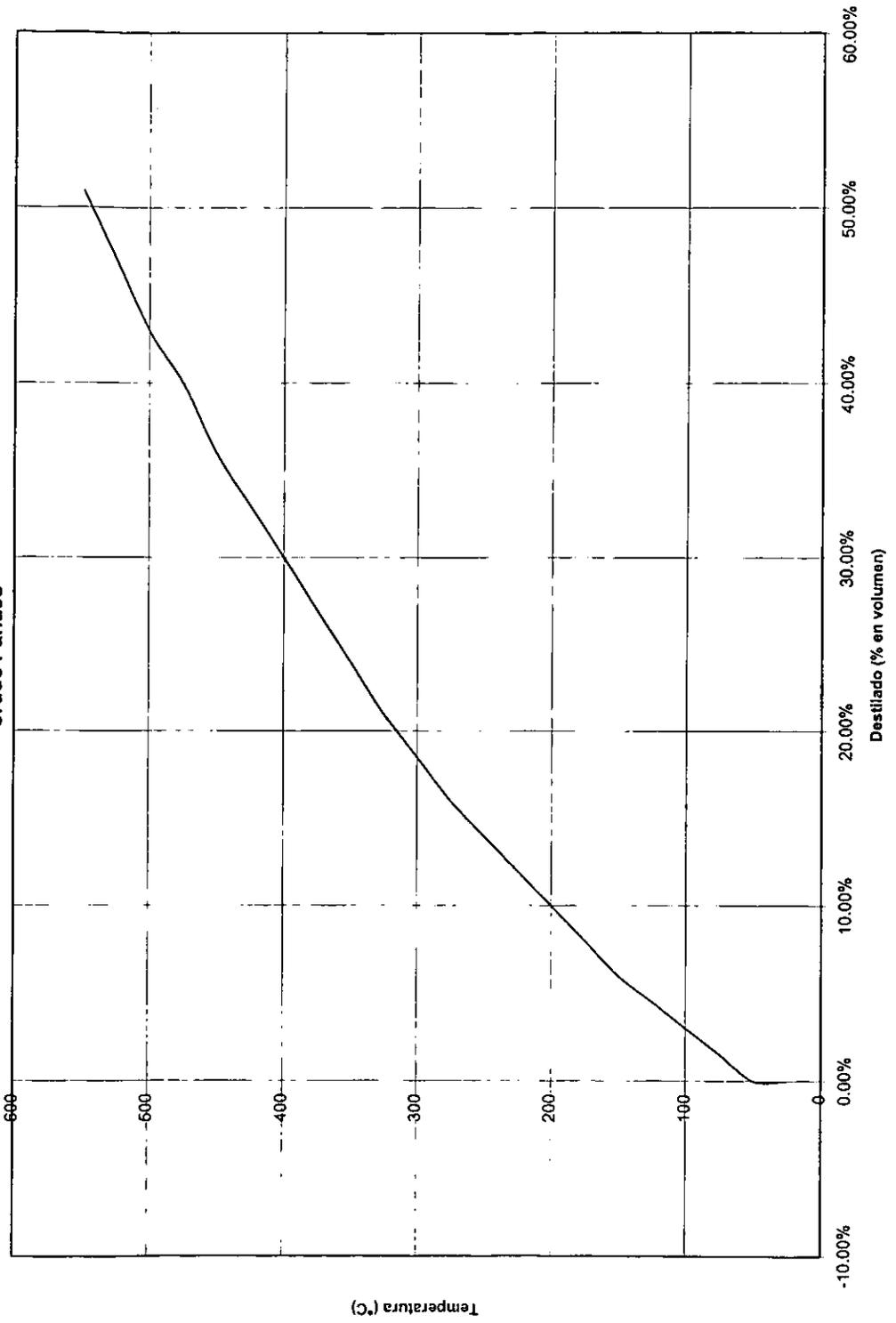
Crudo Naranjos



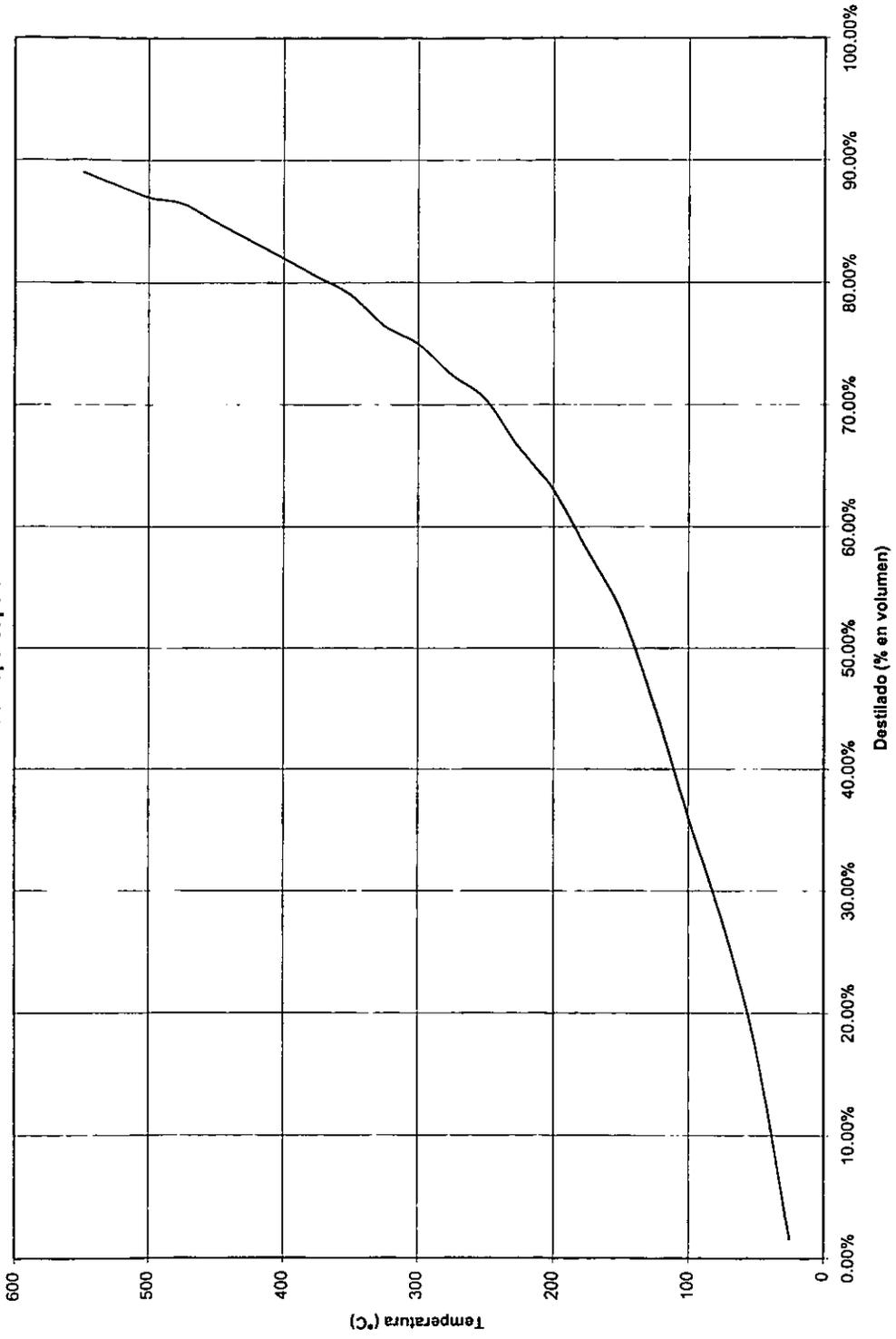
Crudo Olmeca



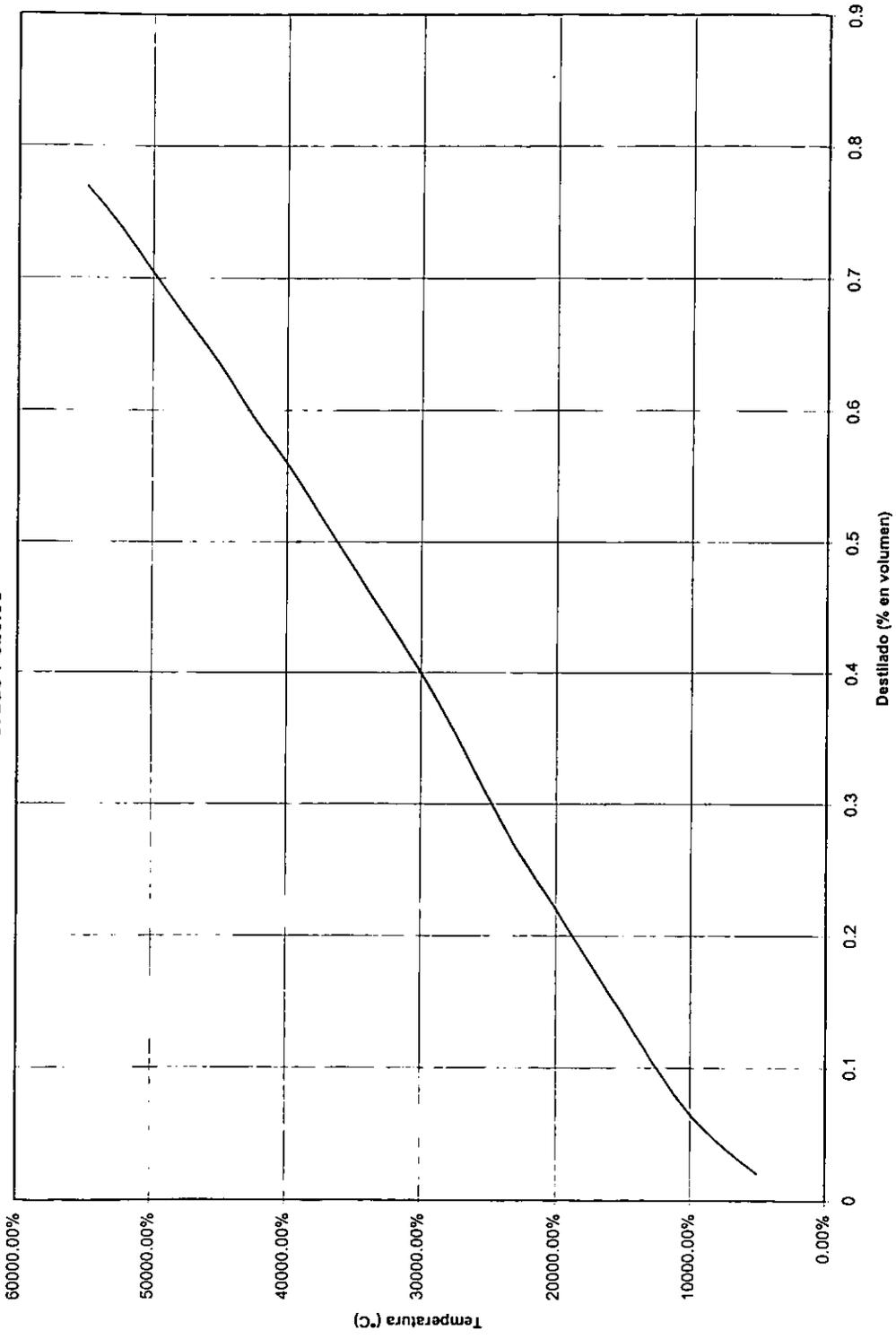
Crudo Pánuco



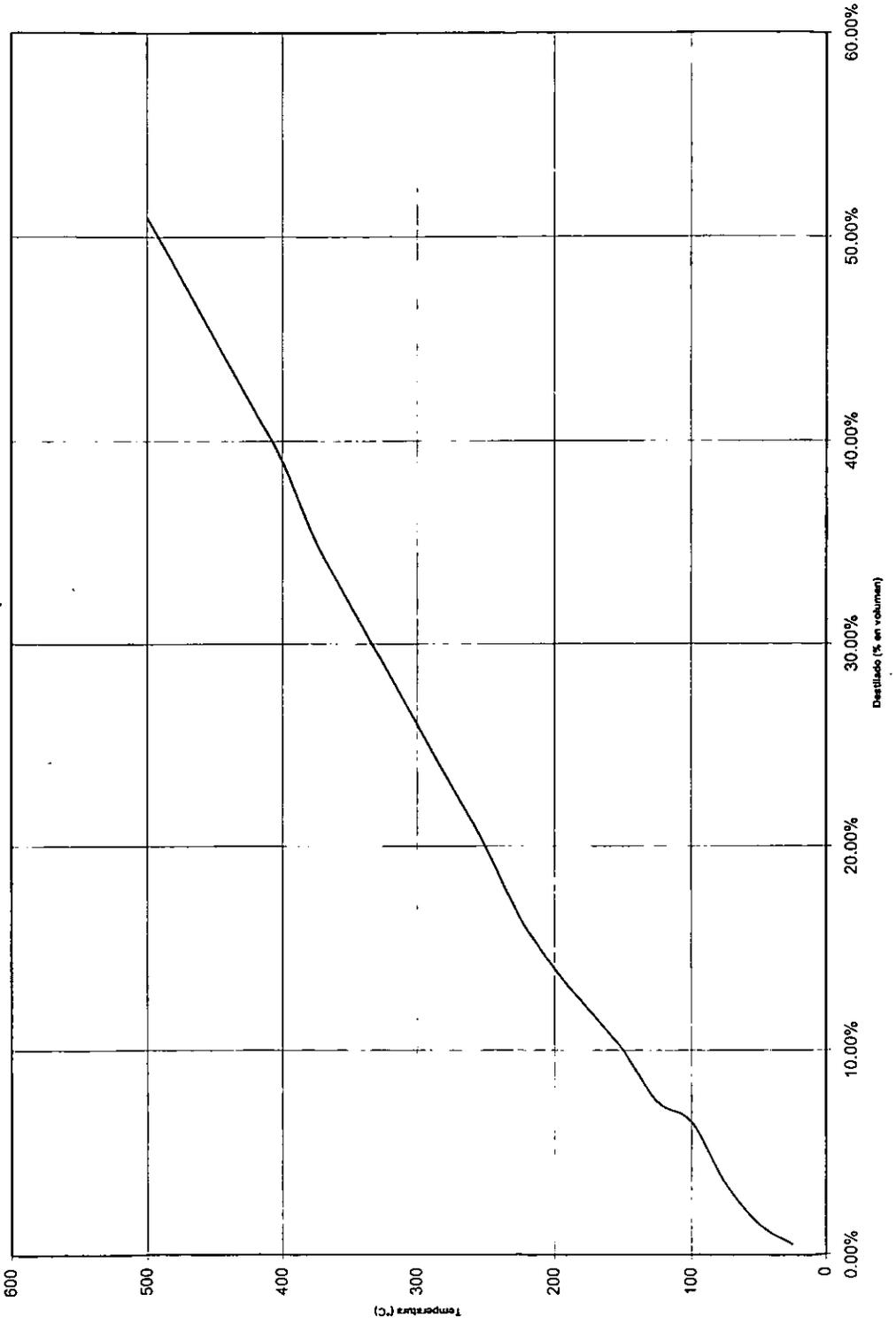
Crudo Papaloapan



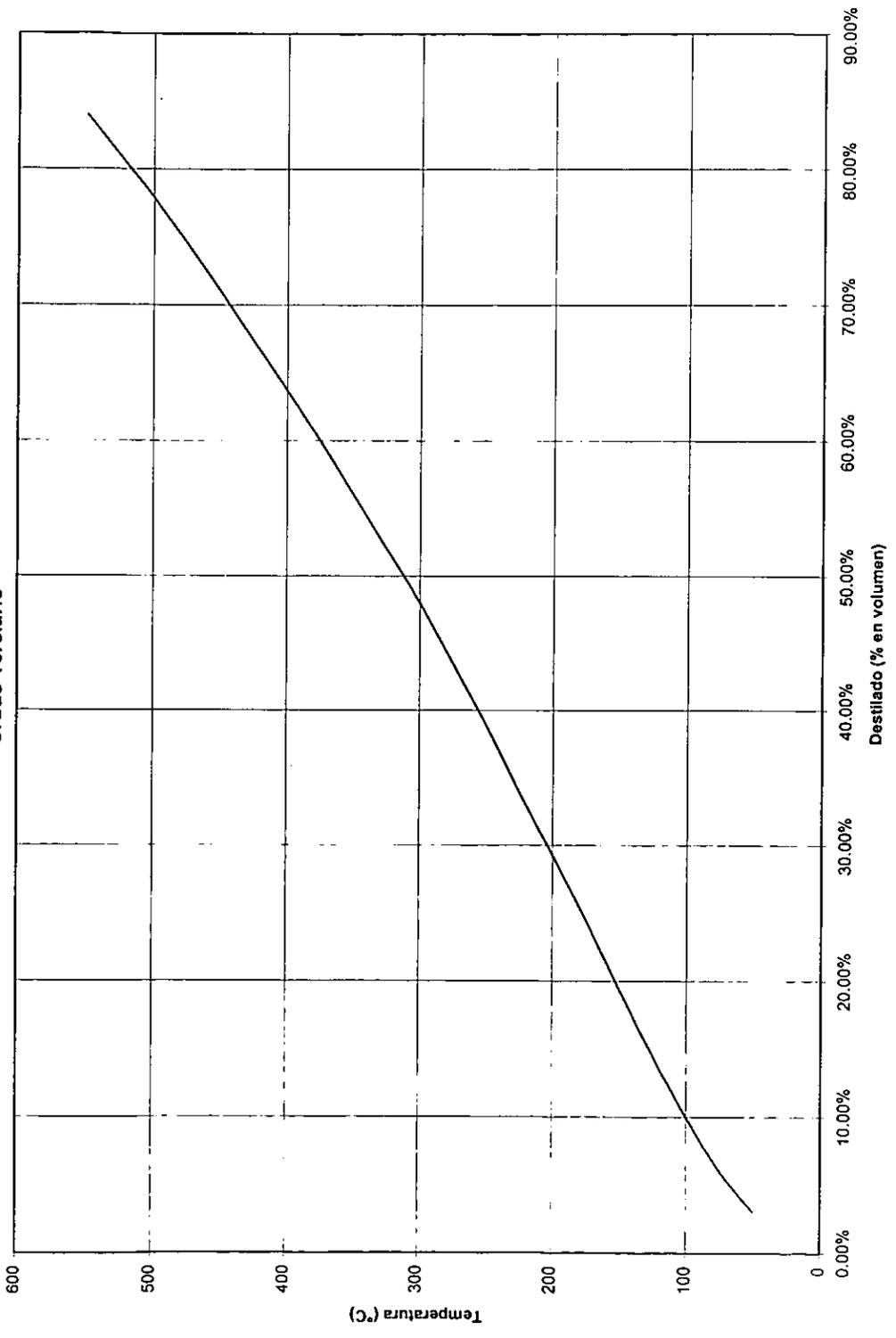
Crudo Pozóleo



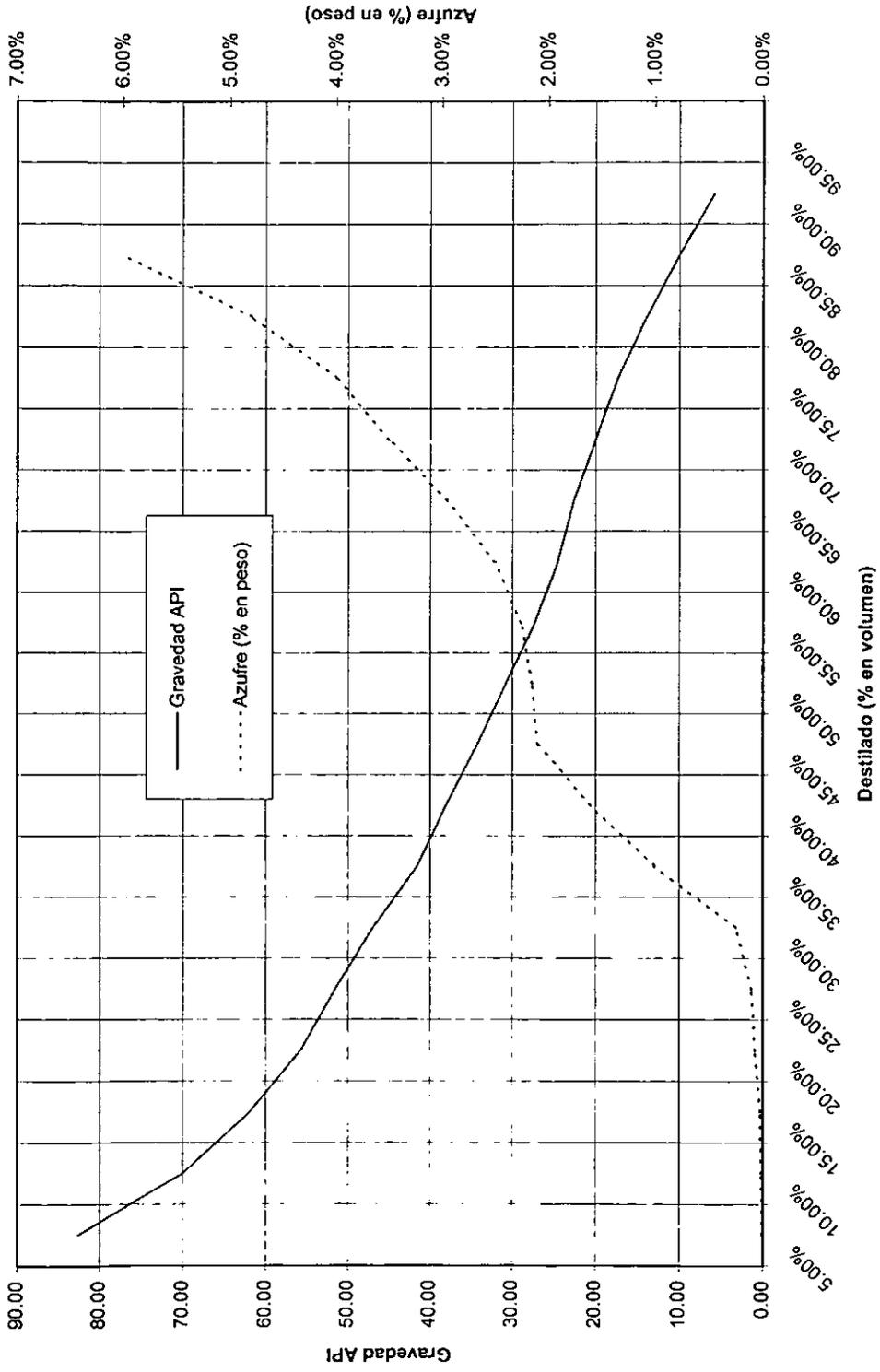
Crudo Tamaulipas



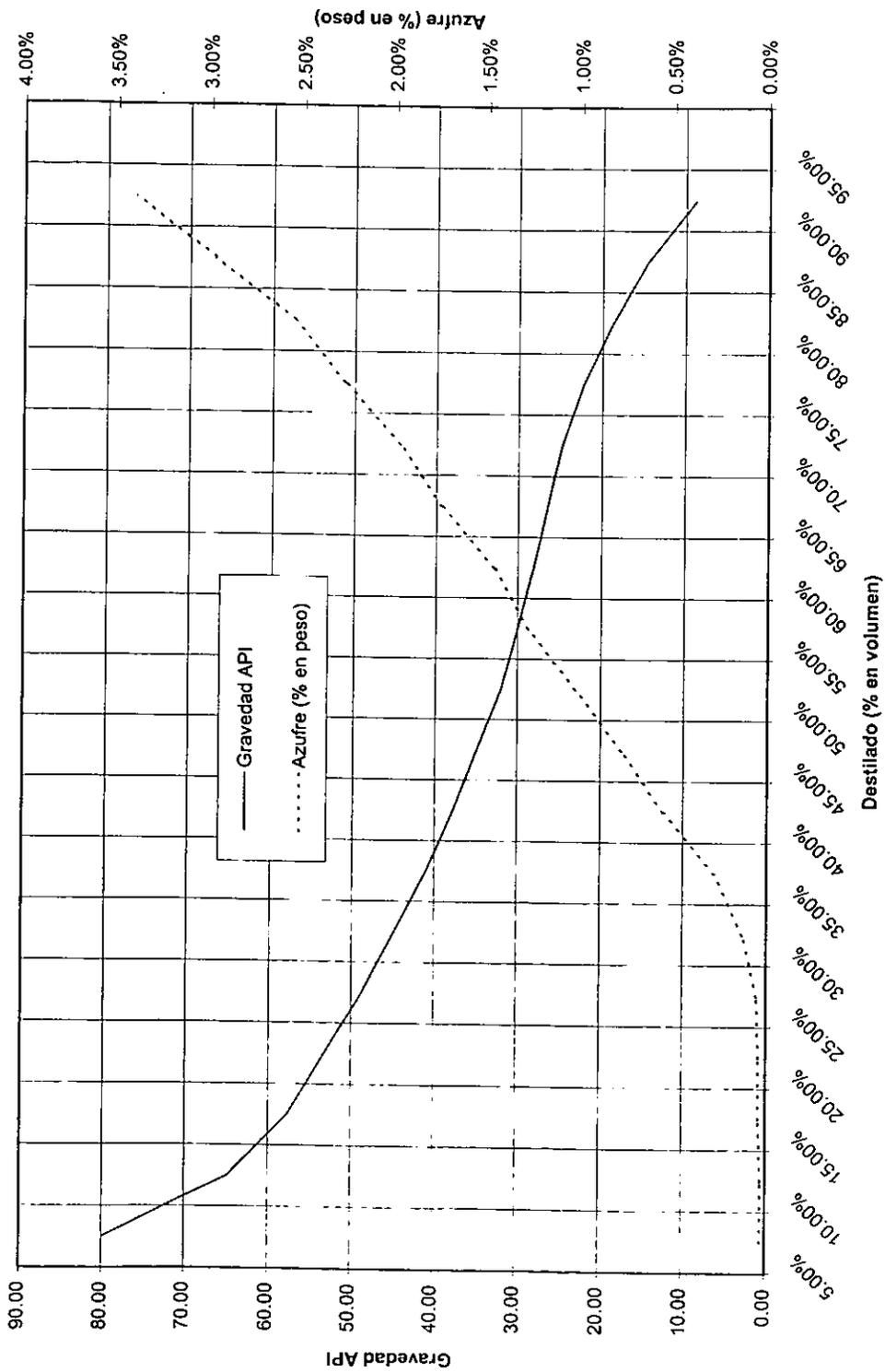
Crudo Terciario



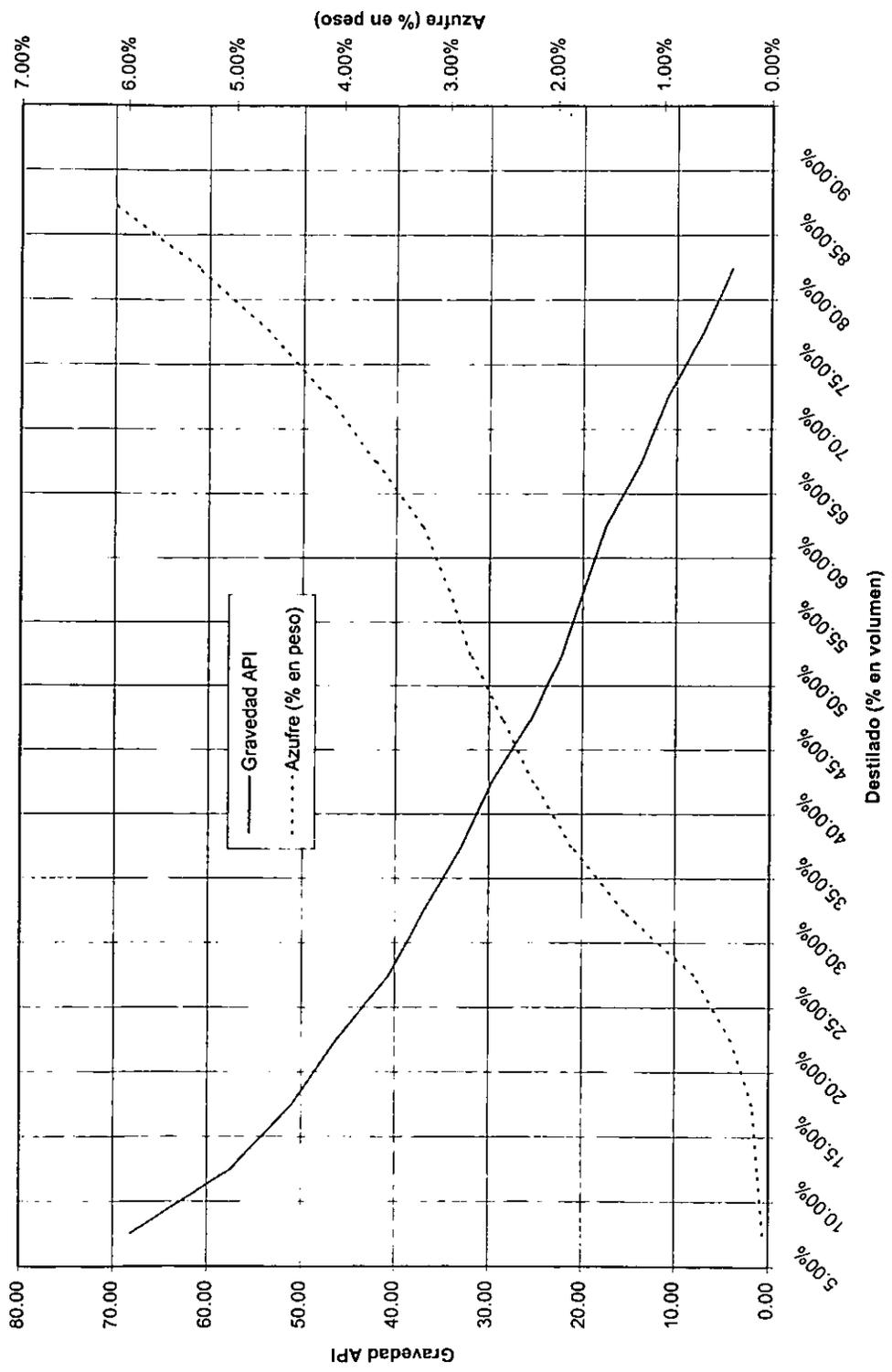
Crudo Arenque



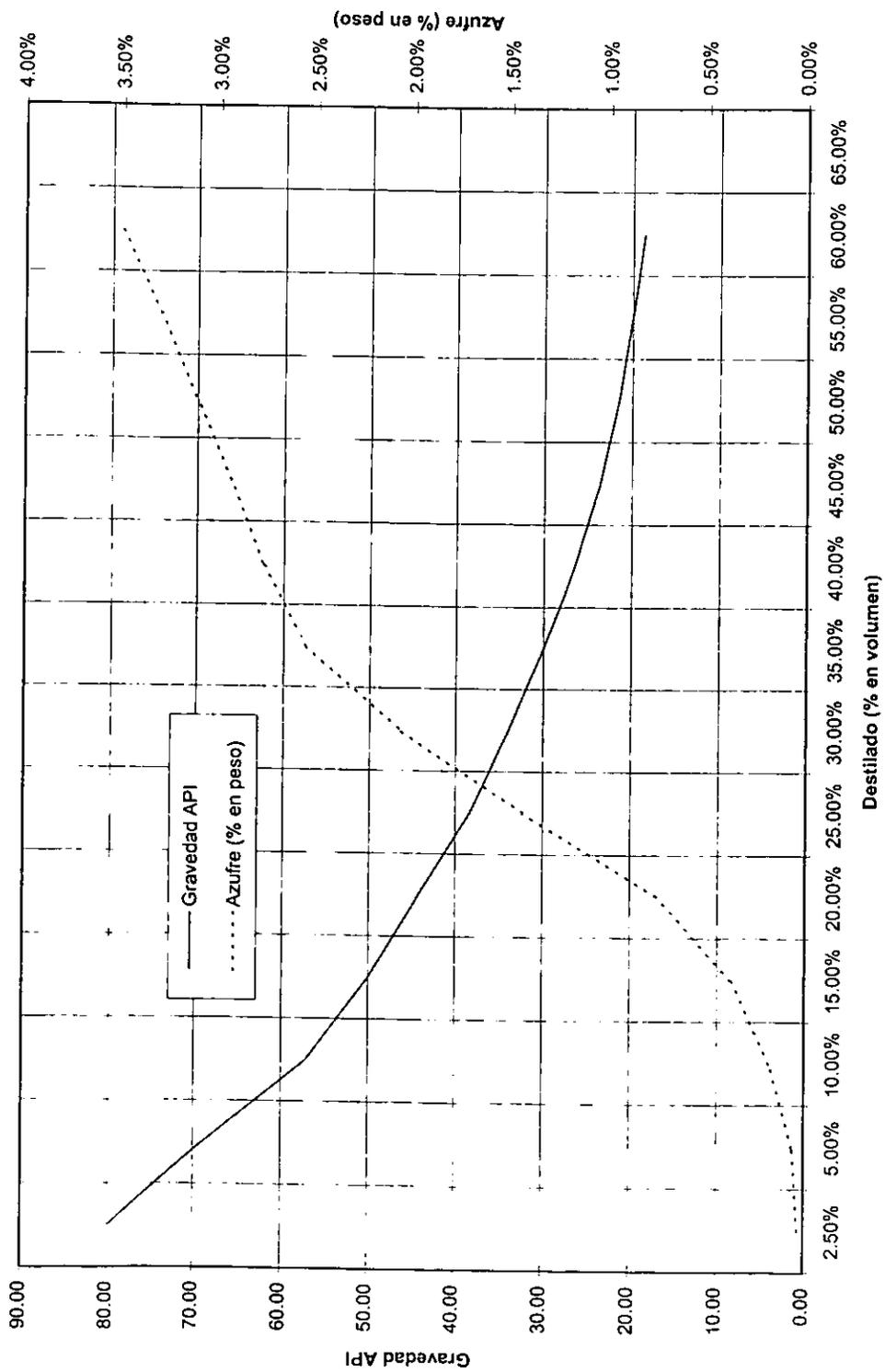
Crudo Istmo



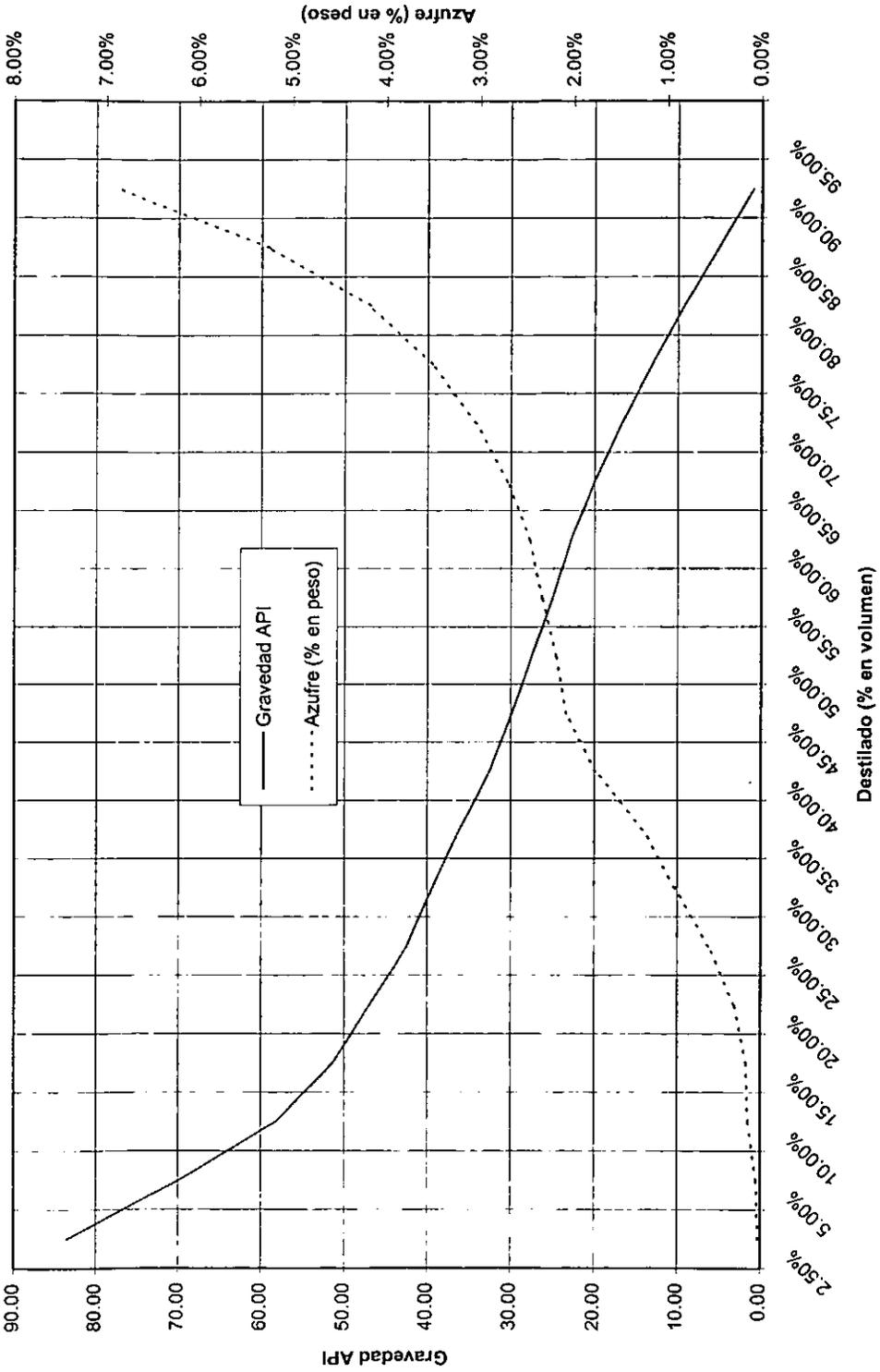
Crudo Marfo/Antares



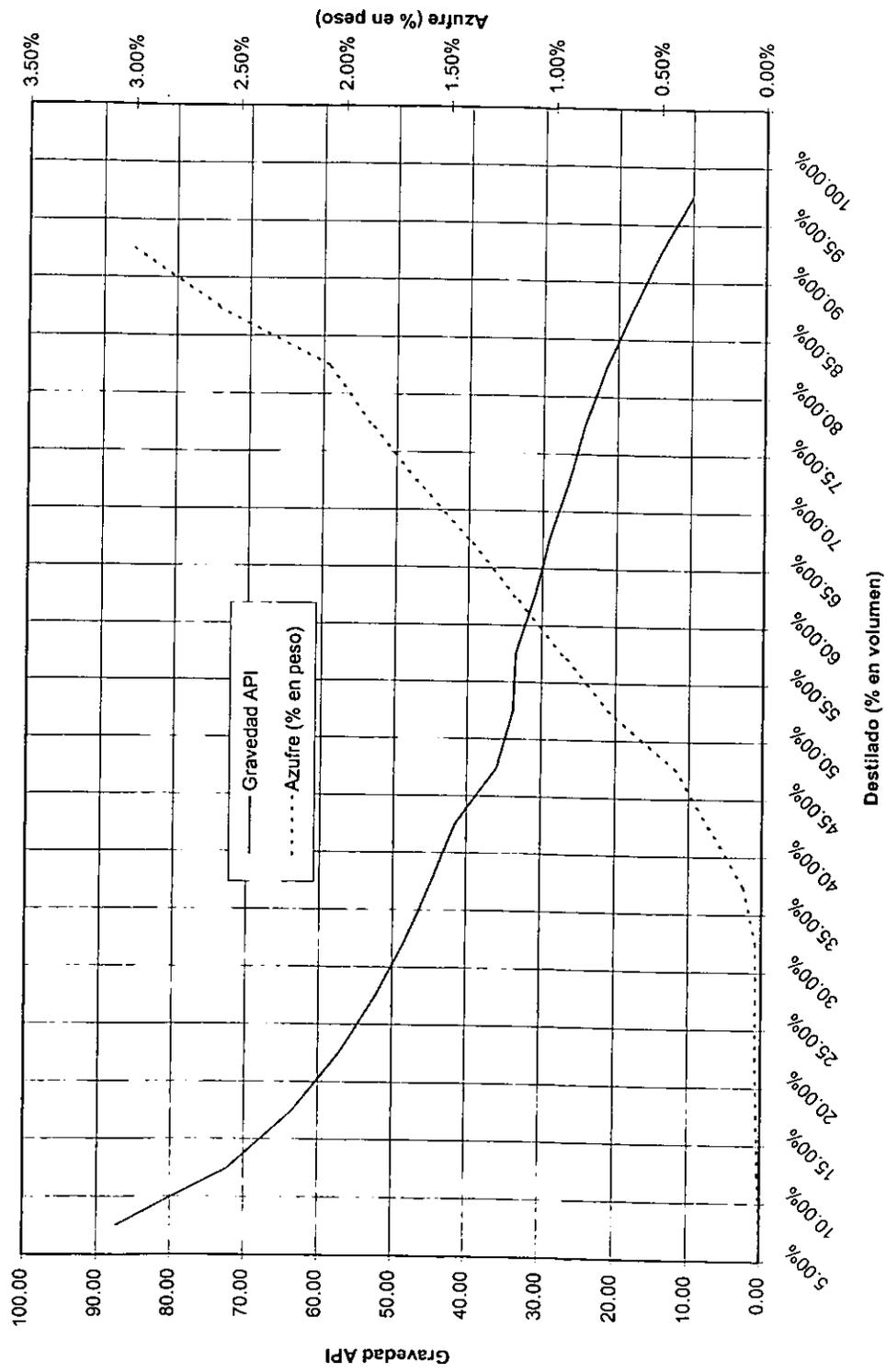
Crudo Maya



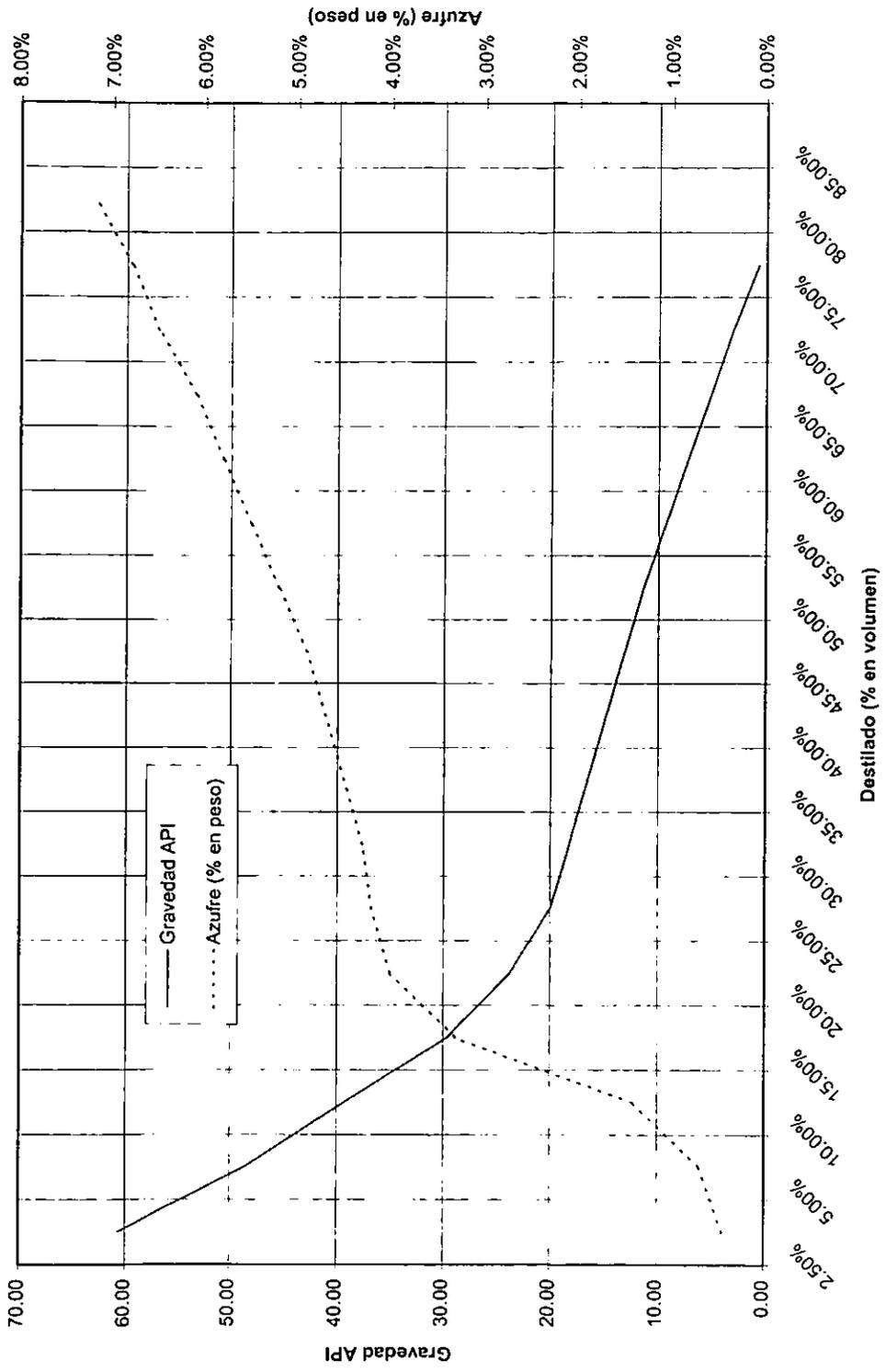
Crudo Naranjos



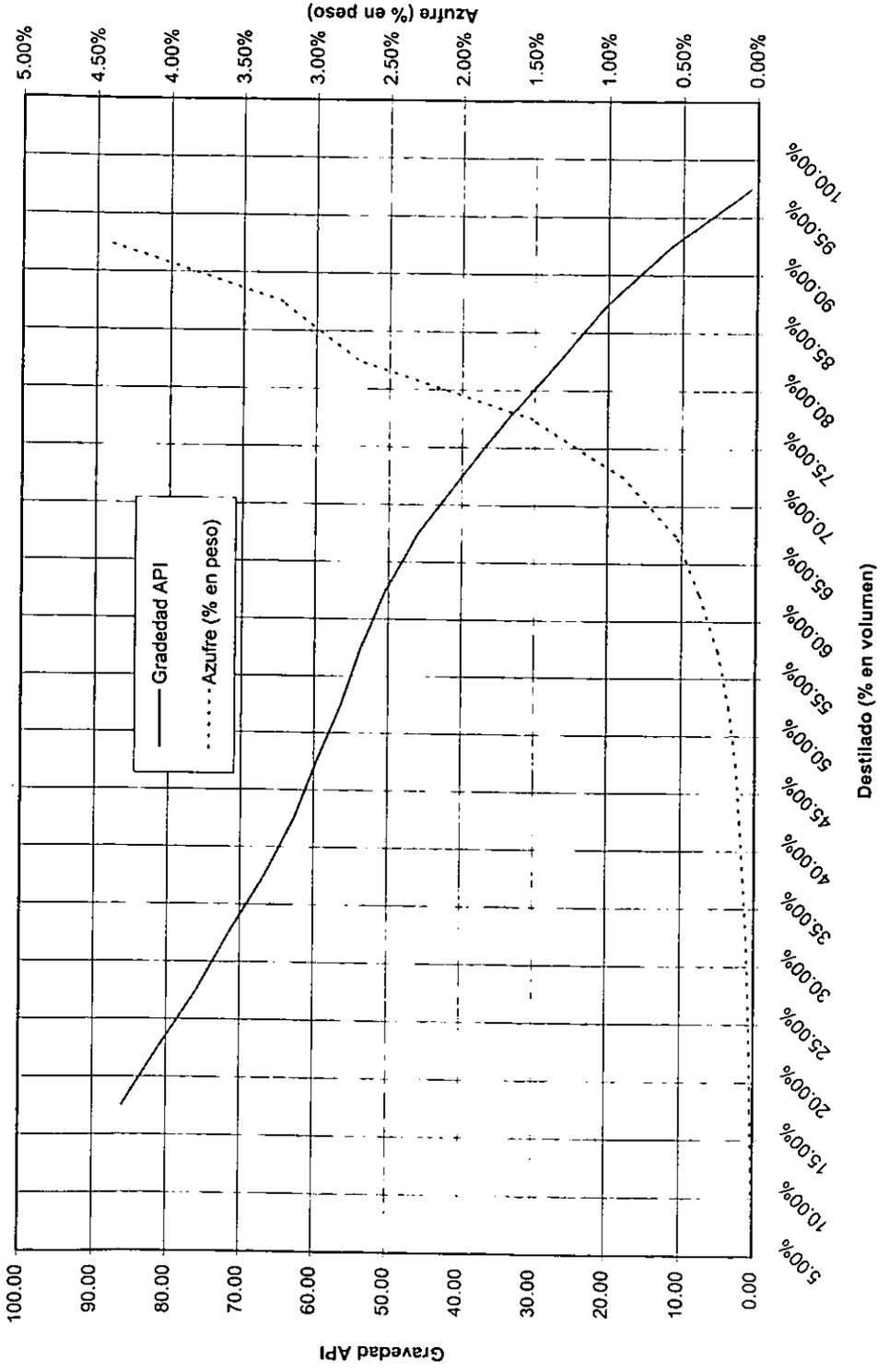
Crudo Olmecca



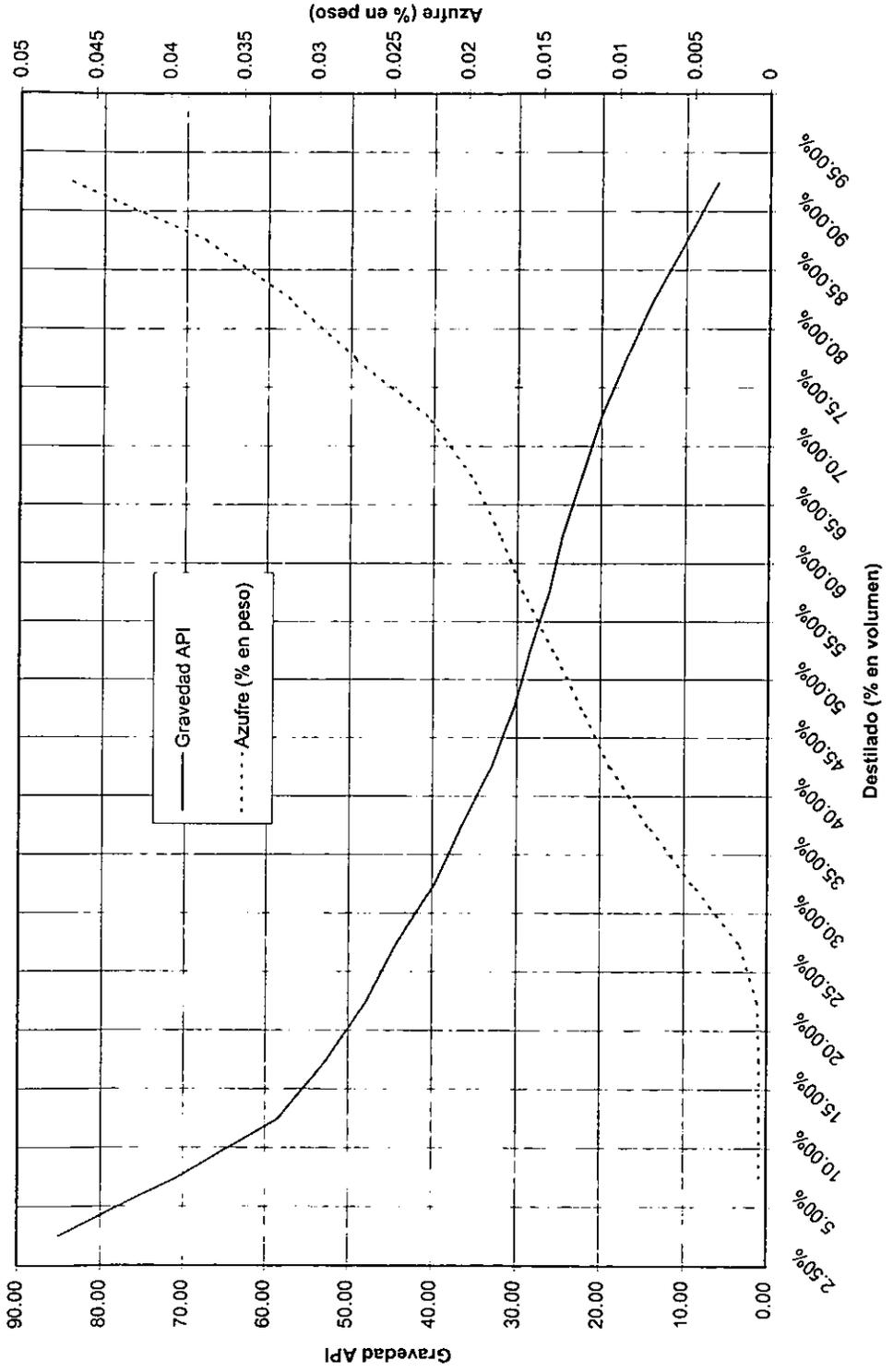
Crudo Pánuco



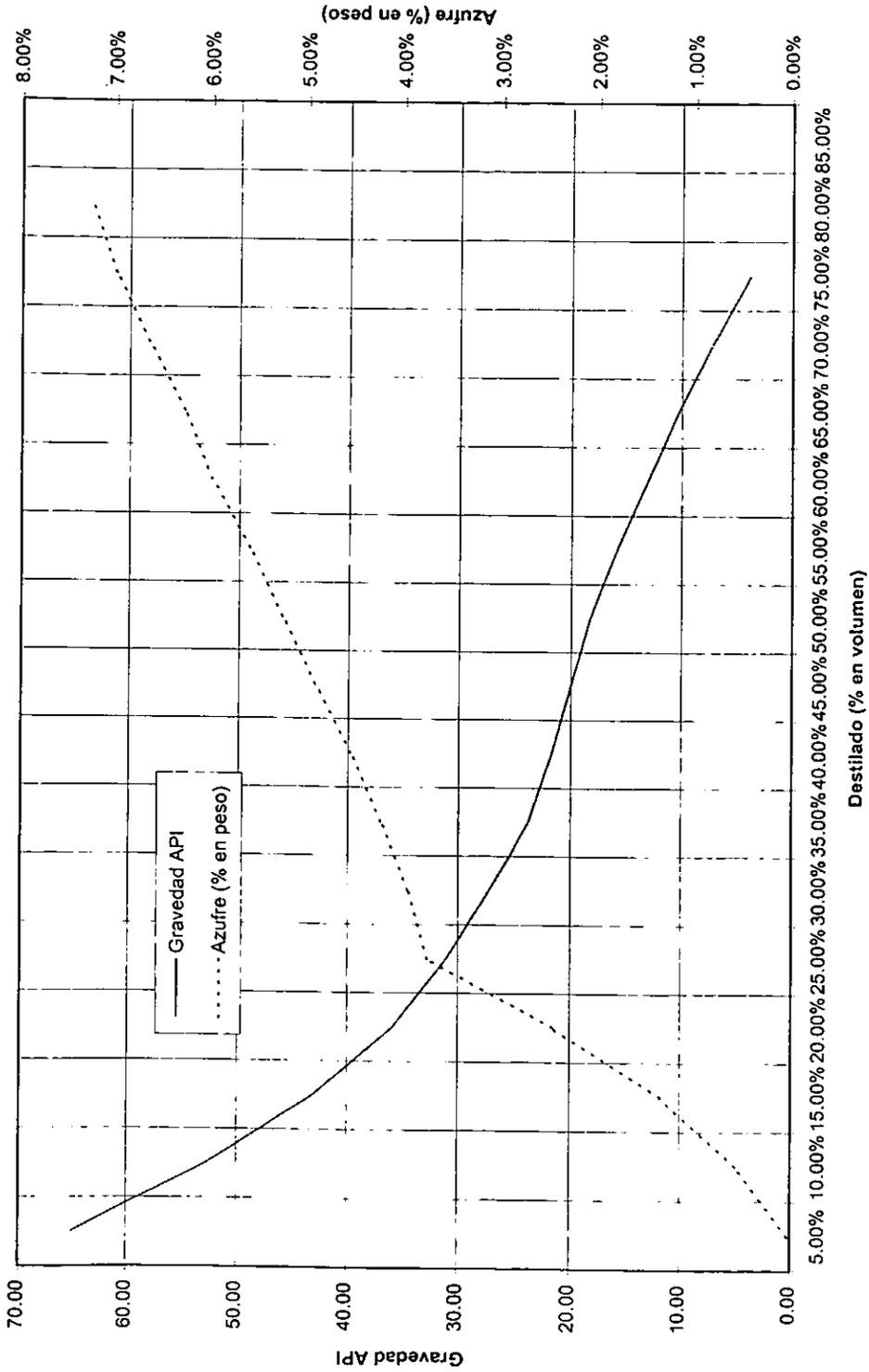
Crudo Papaloapan



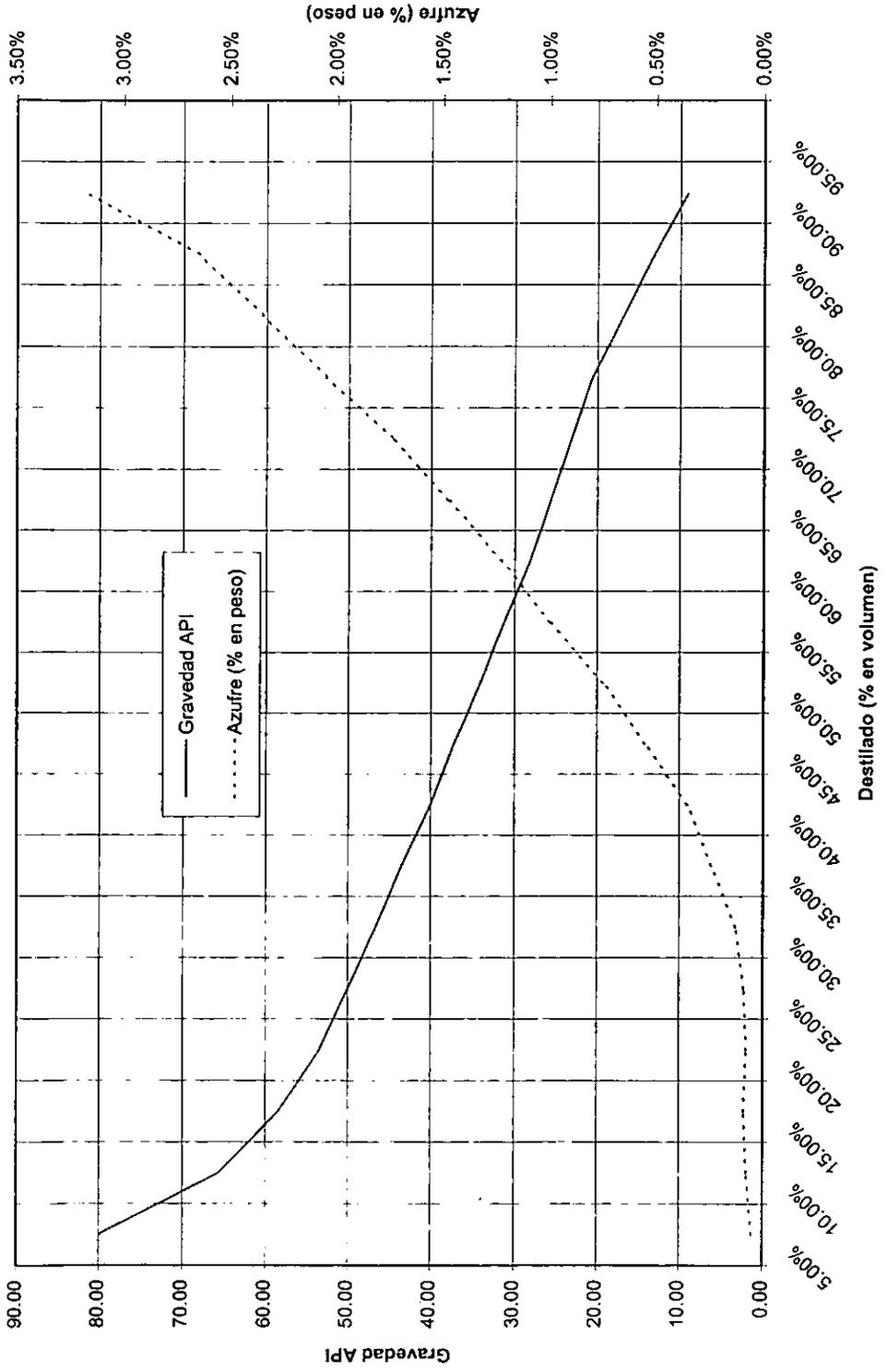
Crudo Pozóleo



Crudo Tamaulipas



Crudo Terciario

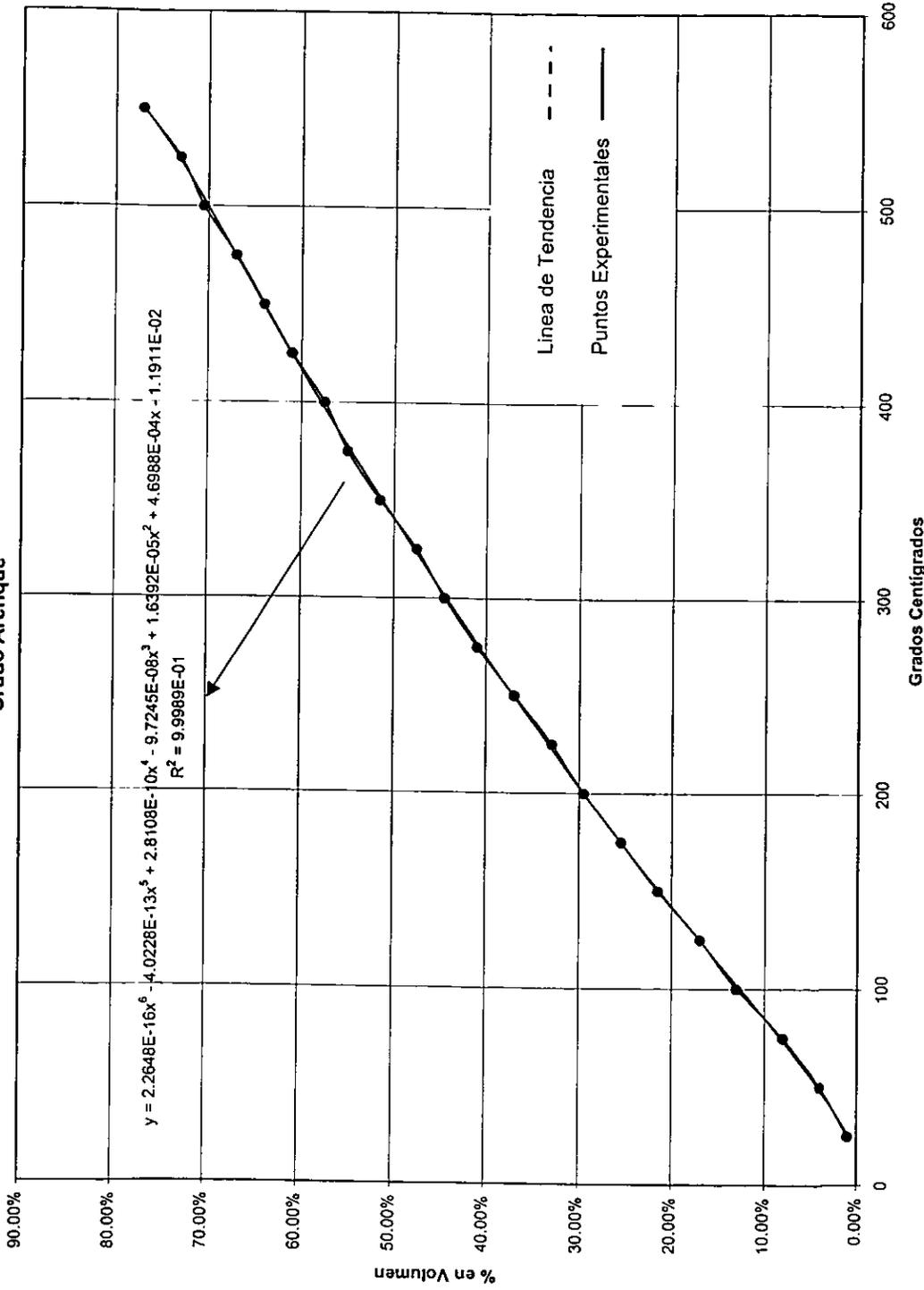




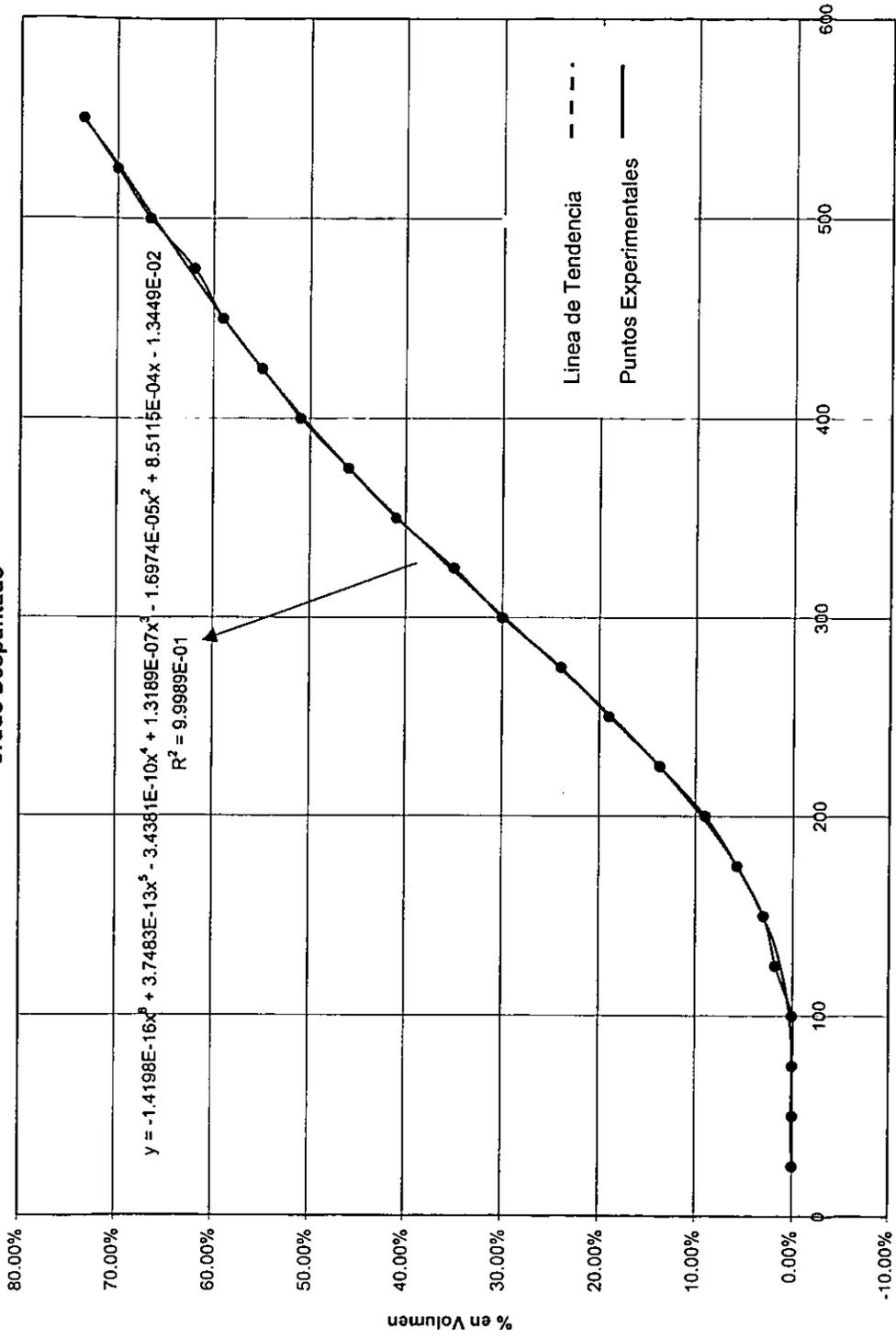
9 ANEXO II

GRÁFICAS DE TEMPERATURA VS % VOL. DE DESTILADO
Y % VOL. DE DESTILADO VS % EN PESO DE AZUFRE

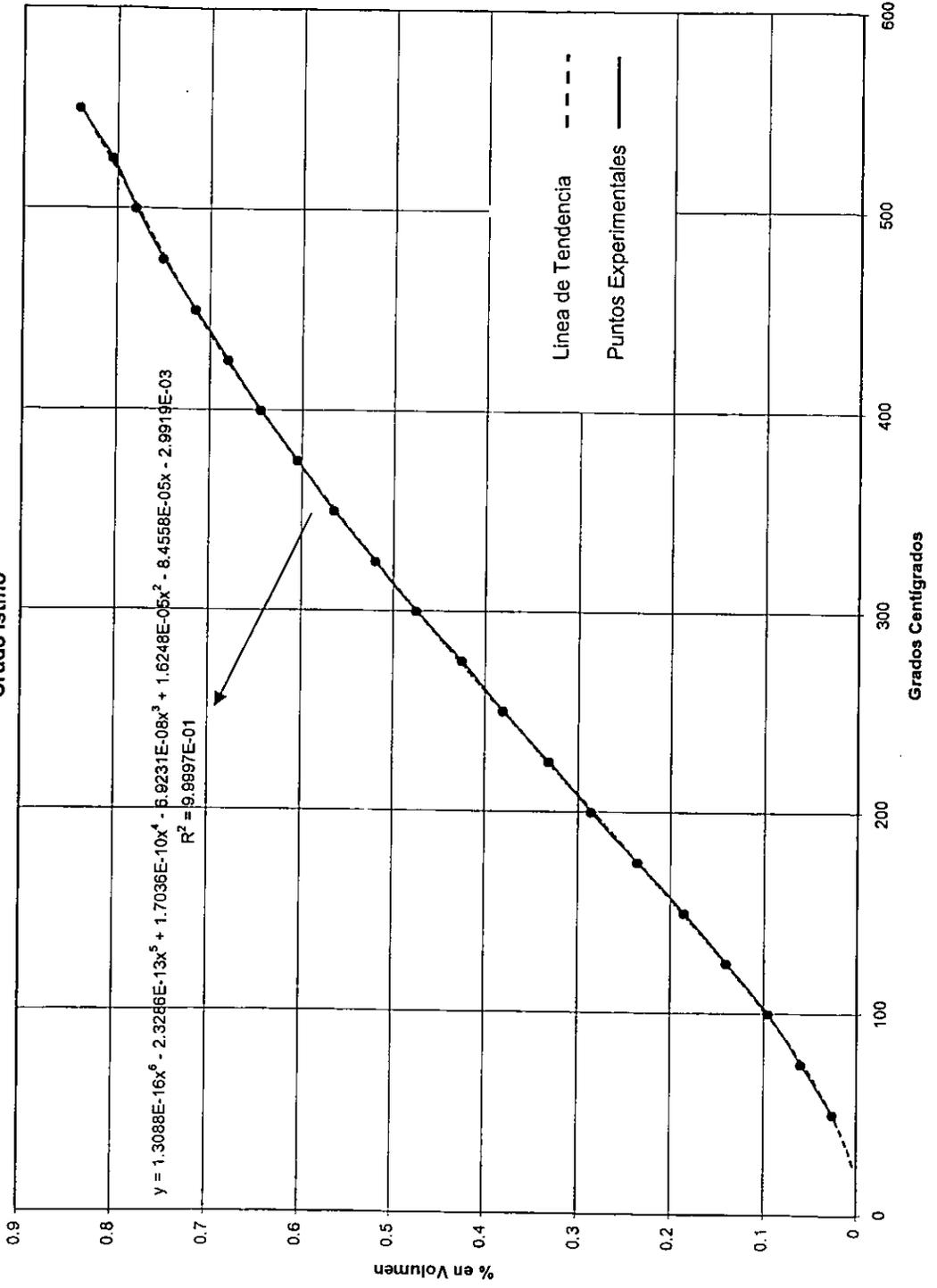
Crudo Arenque



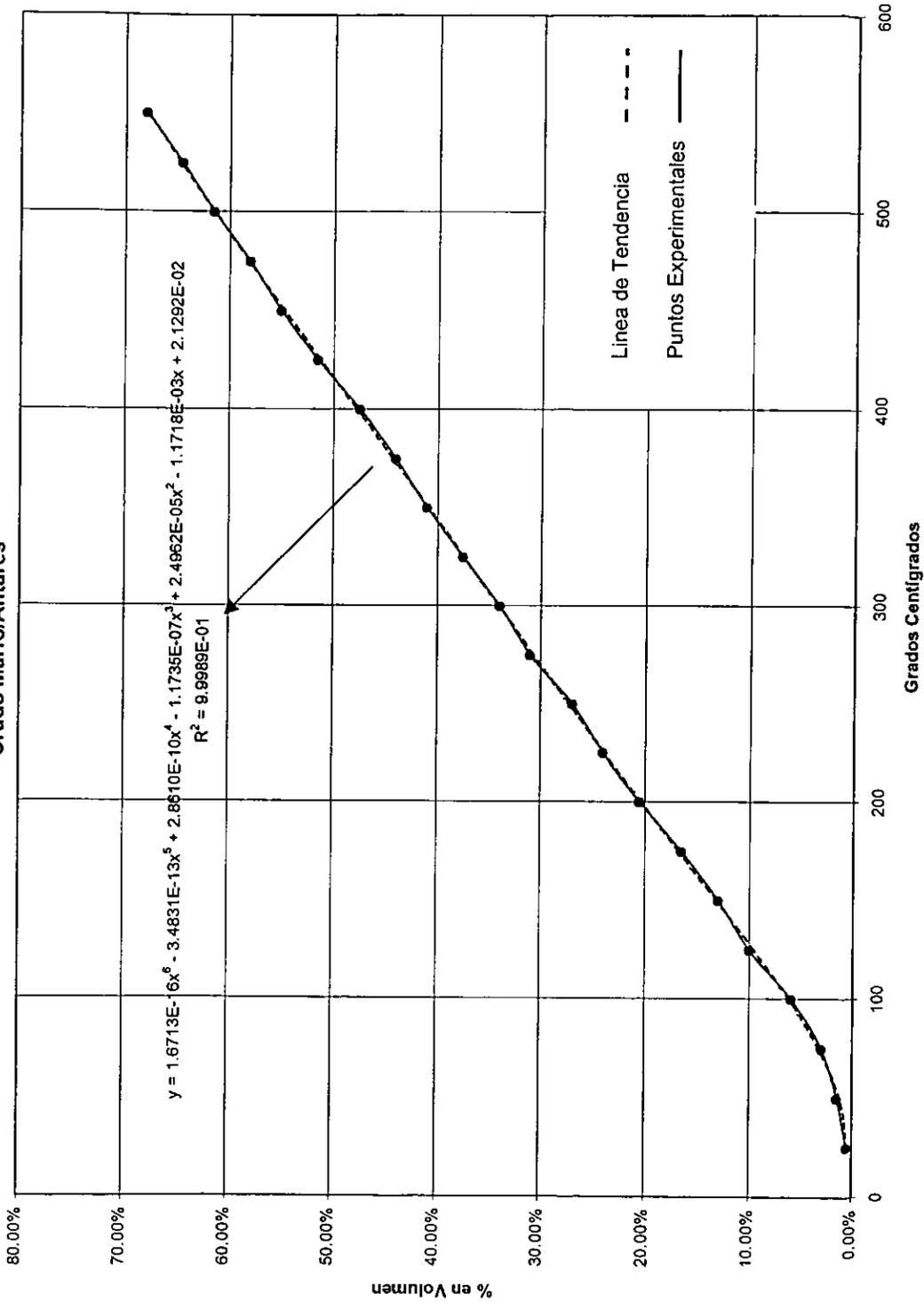
Crudo Despuntado



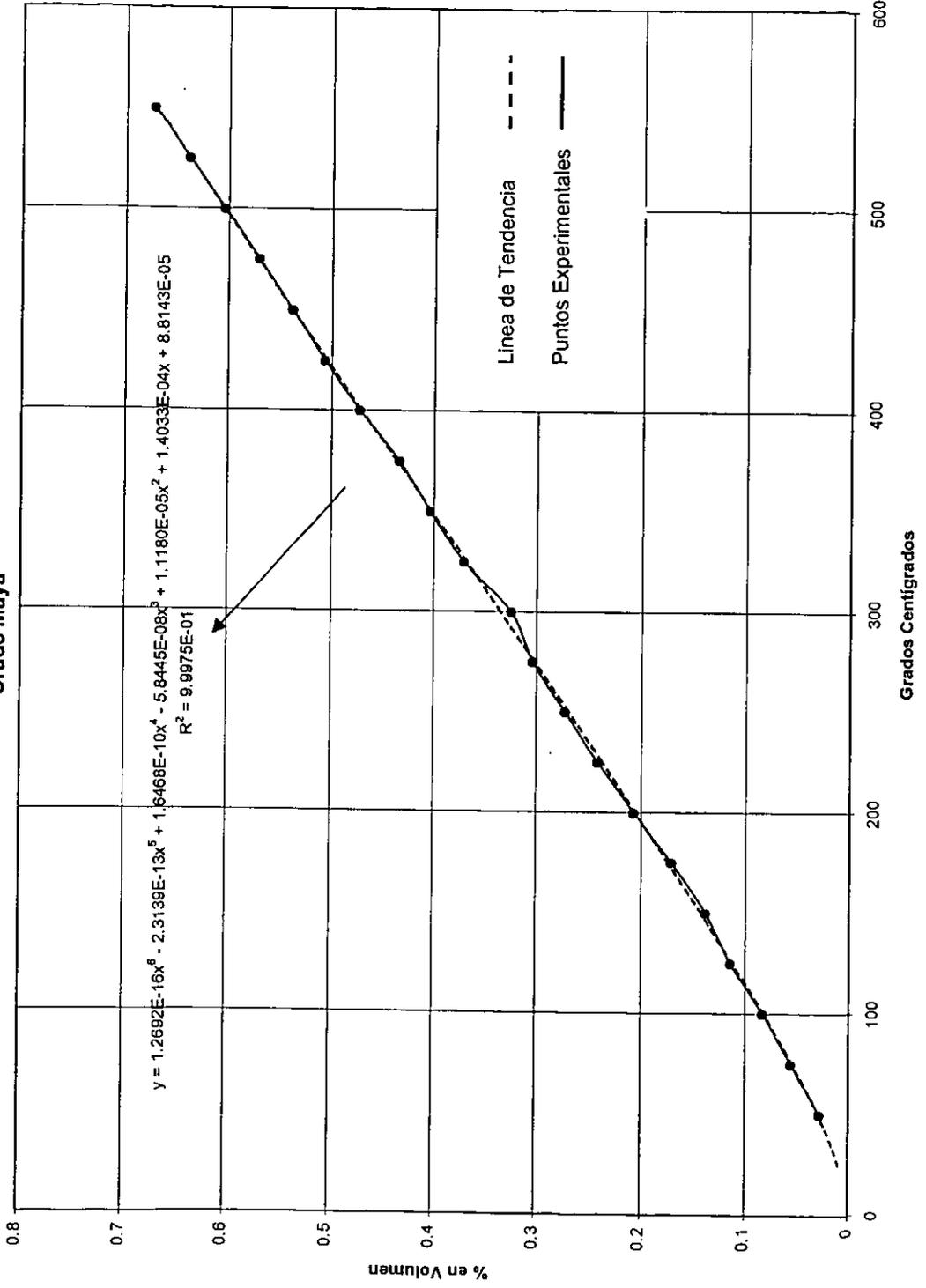
Crudo Istmo



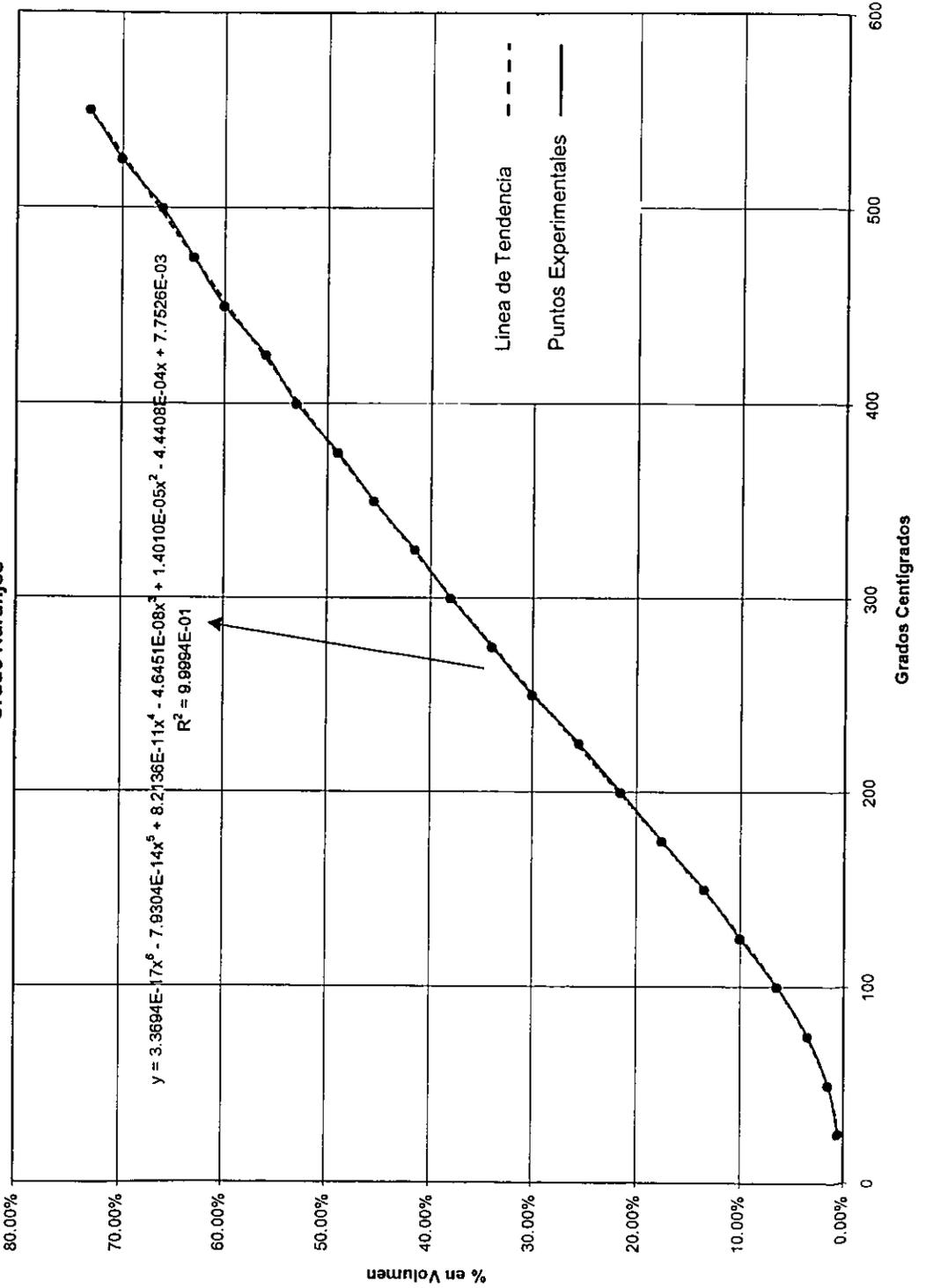
Crudo Marfo/Antares



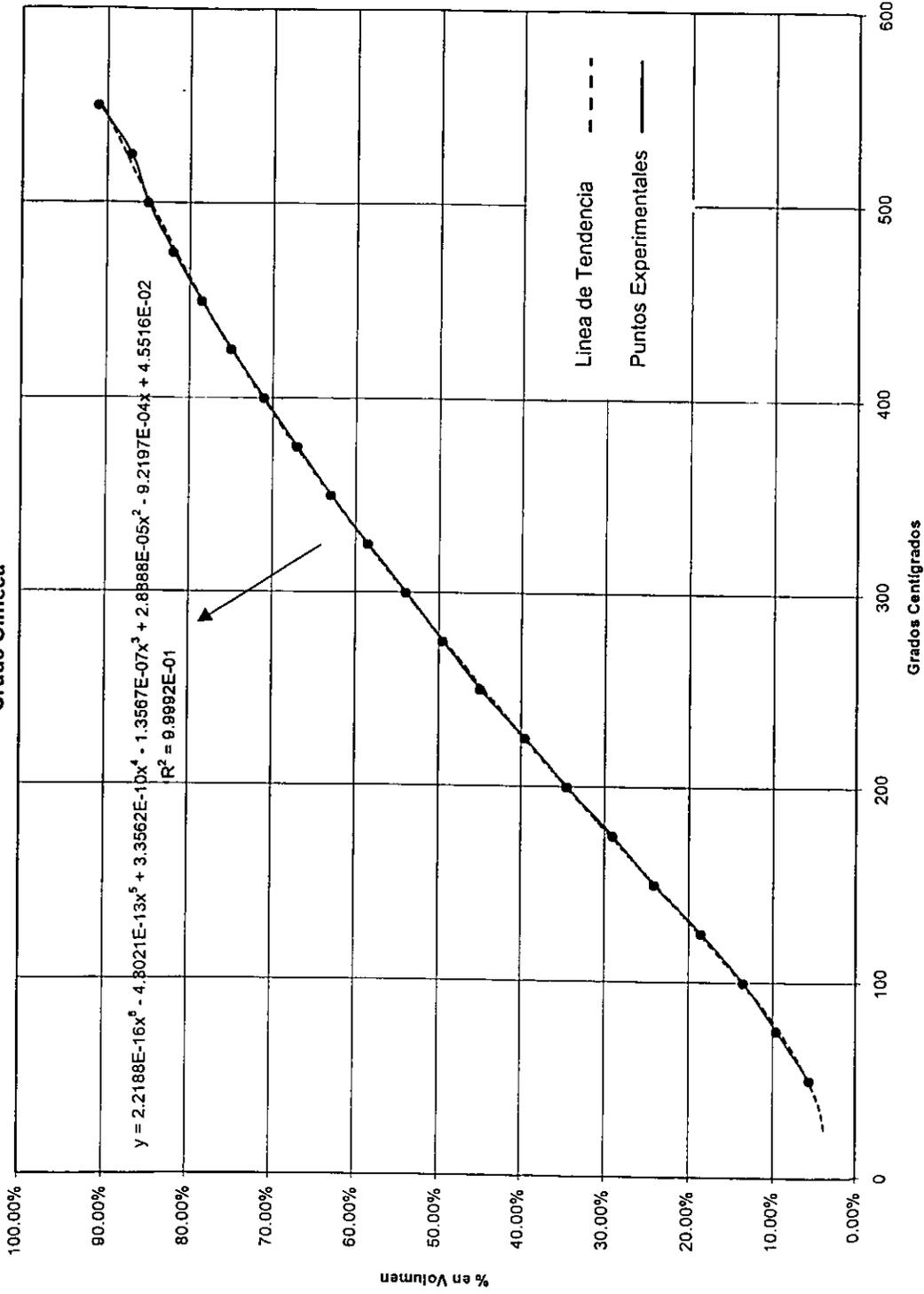
Crudo Maya



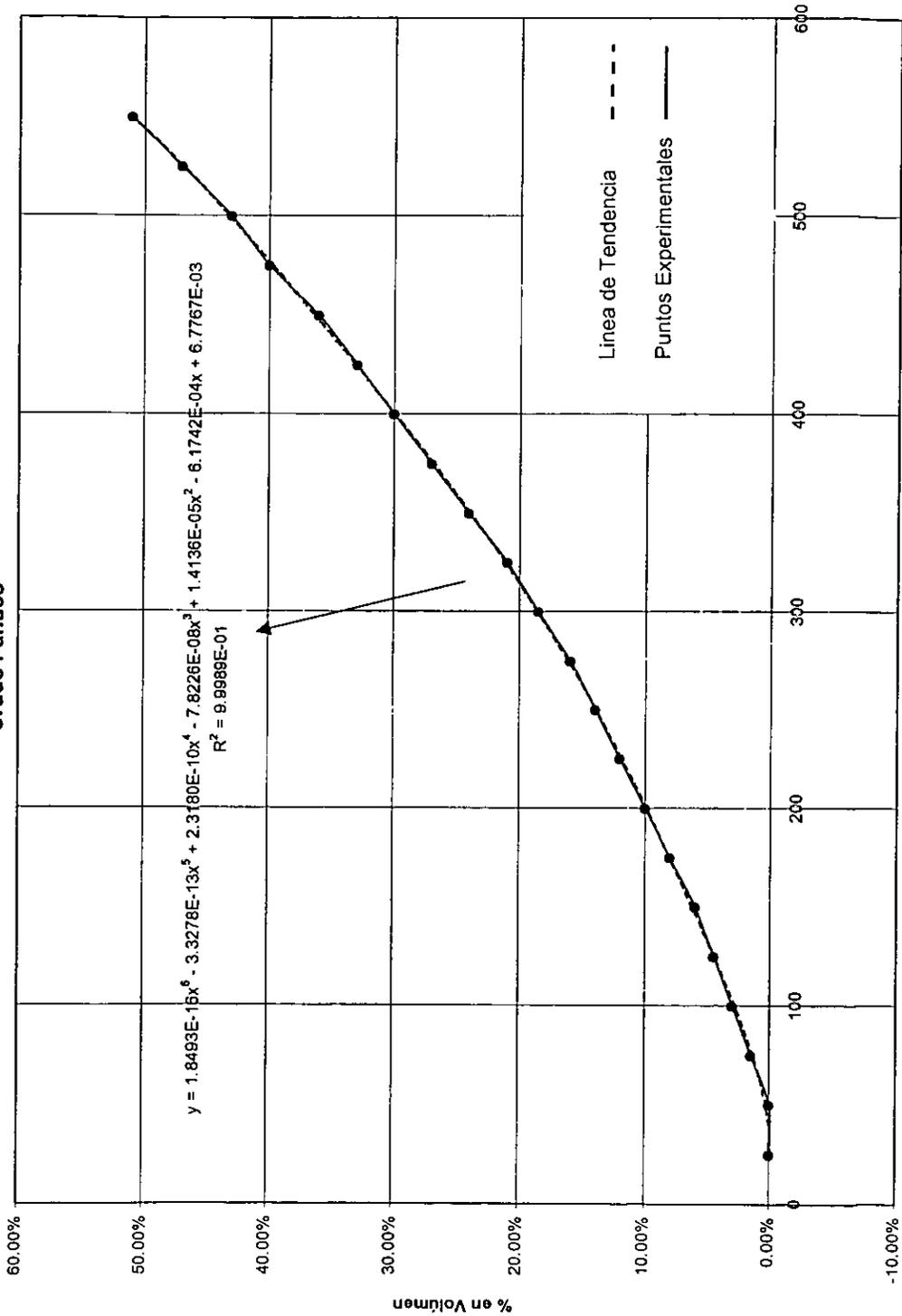
Crudo Naranjos



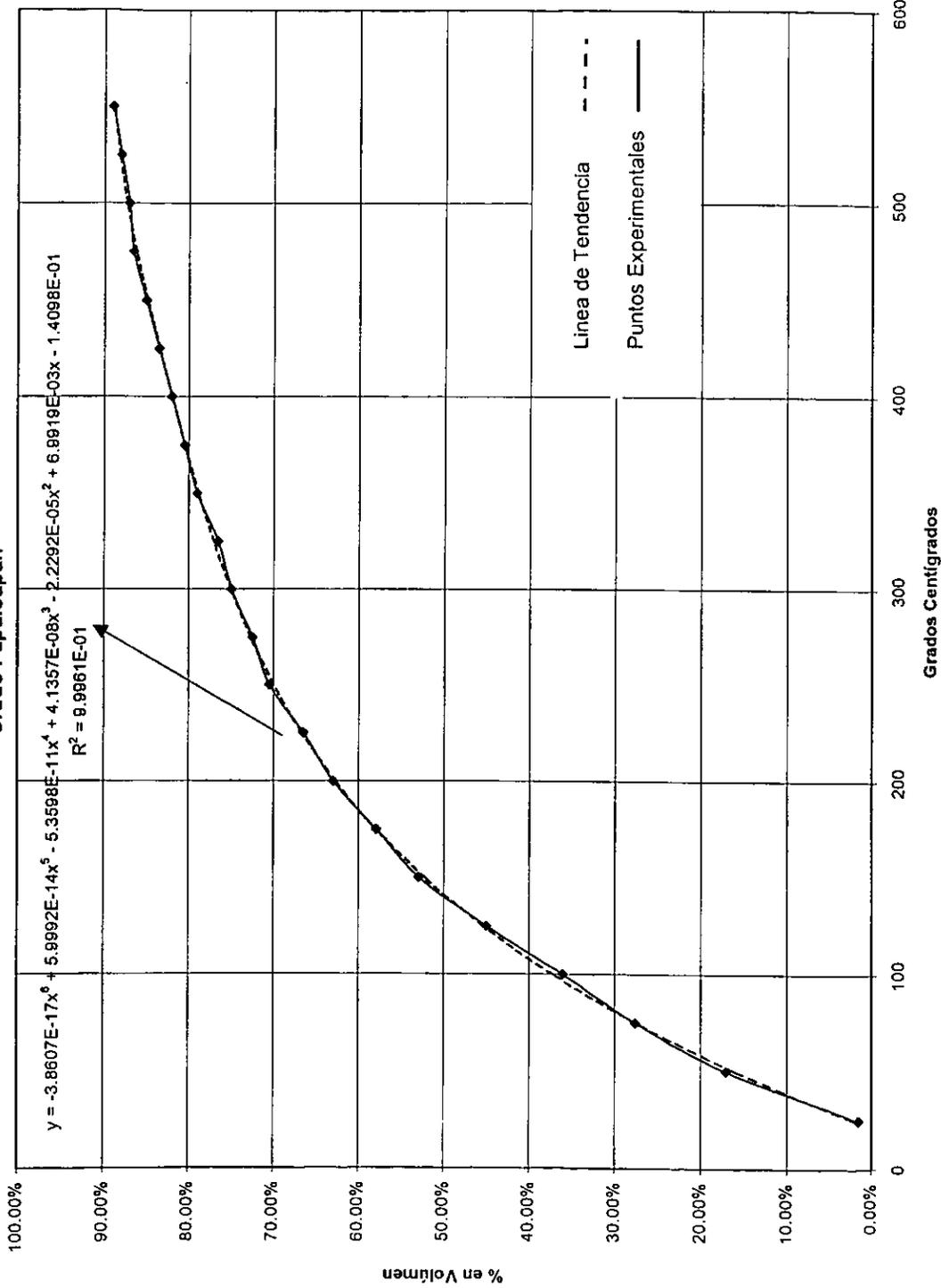
Crudo Olmeca



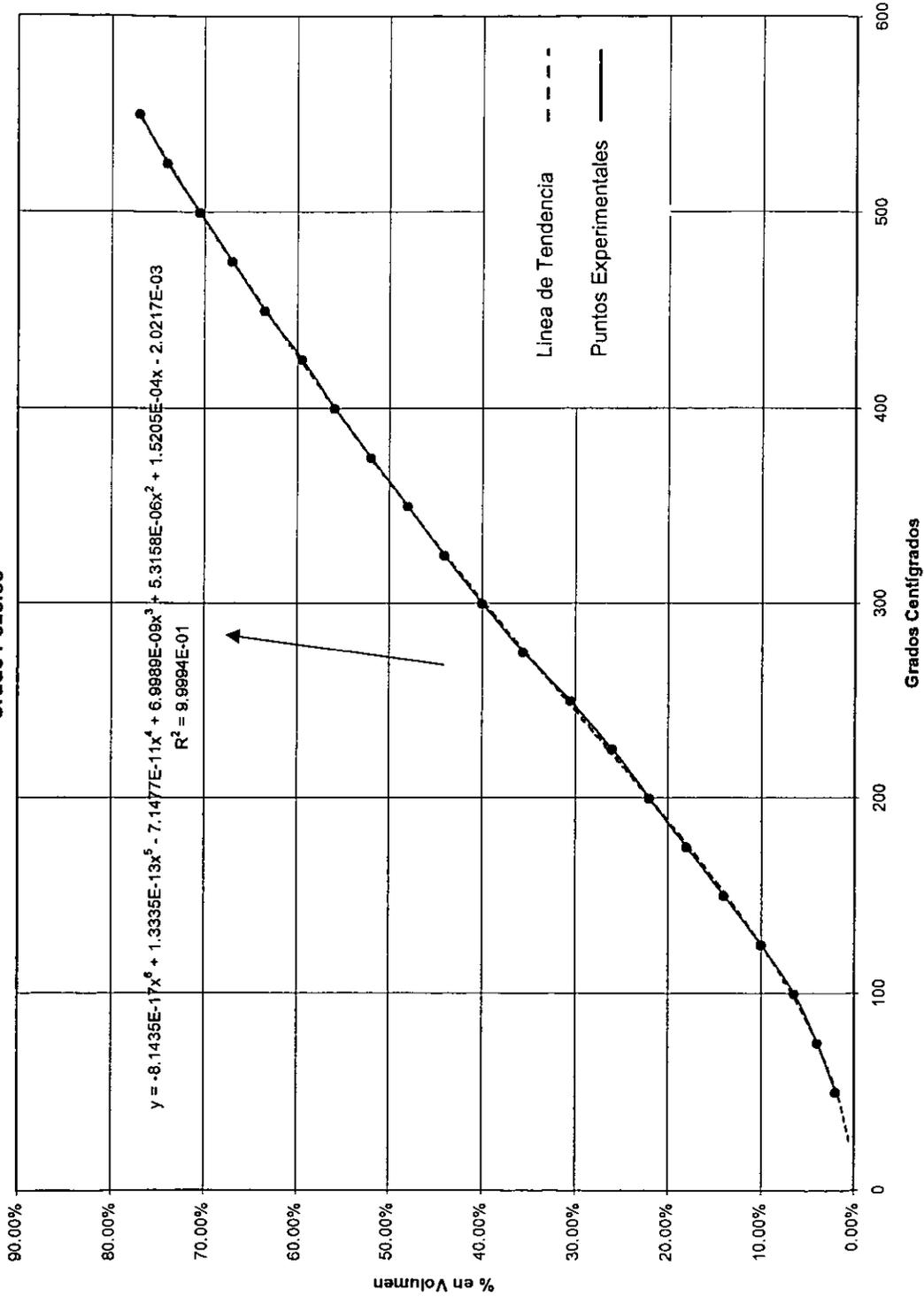
Crudo Pánuco



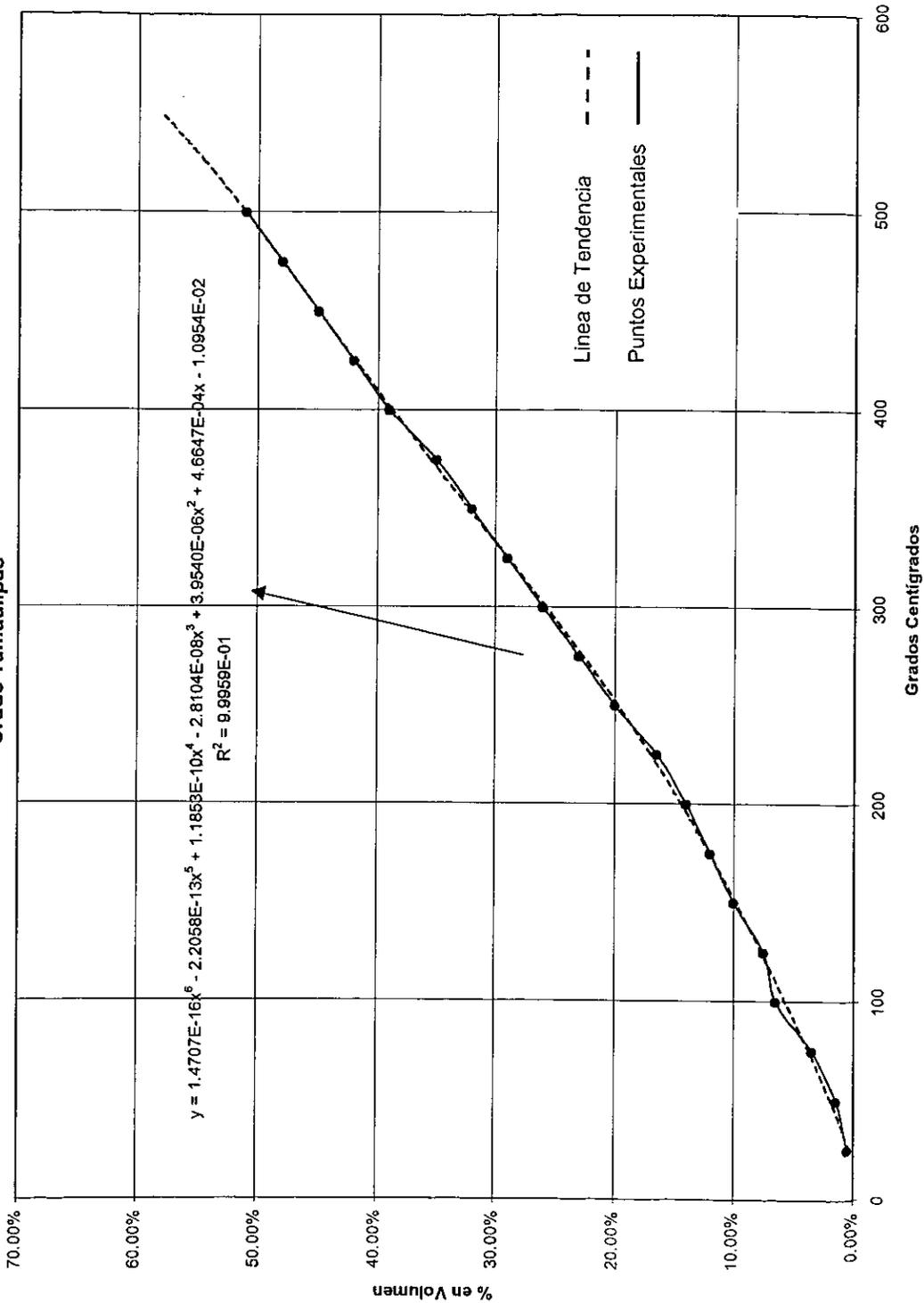
Crudo Papaloapan



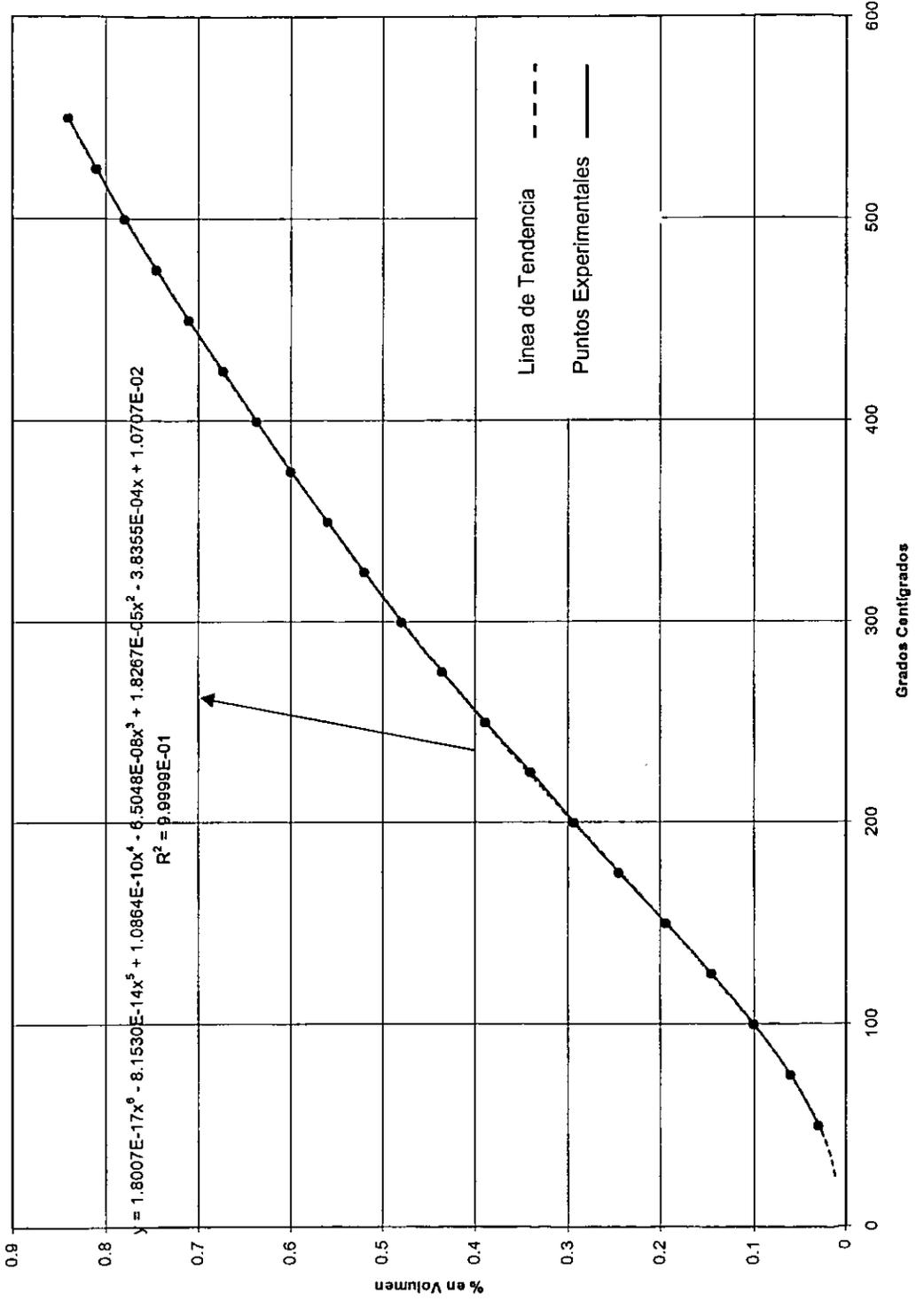
Crudo Pozóleo



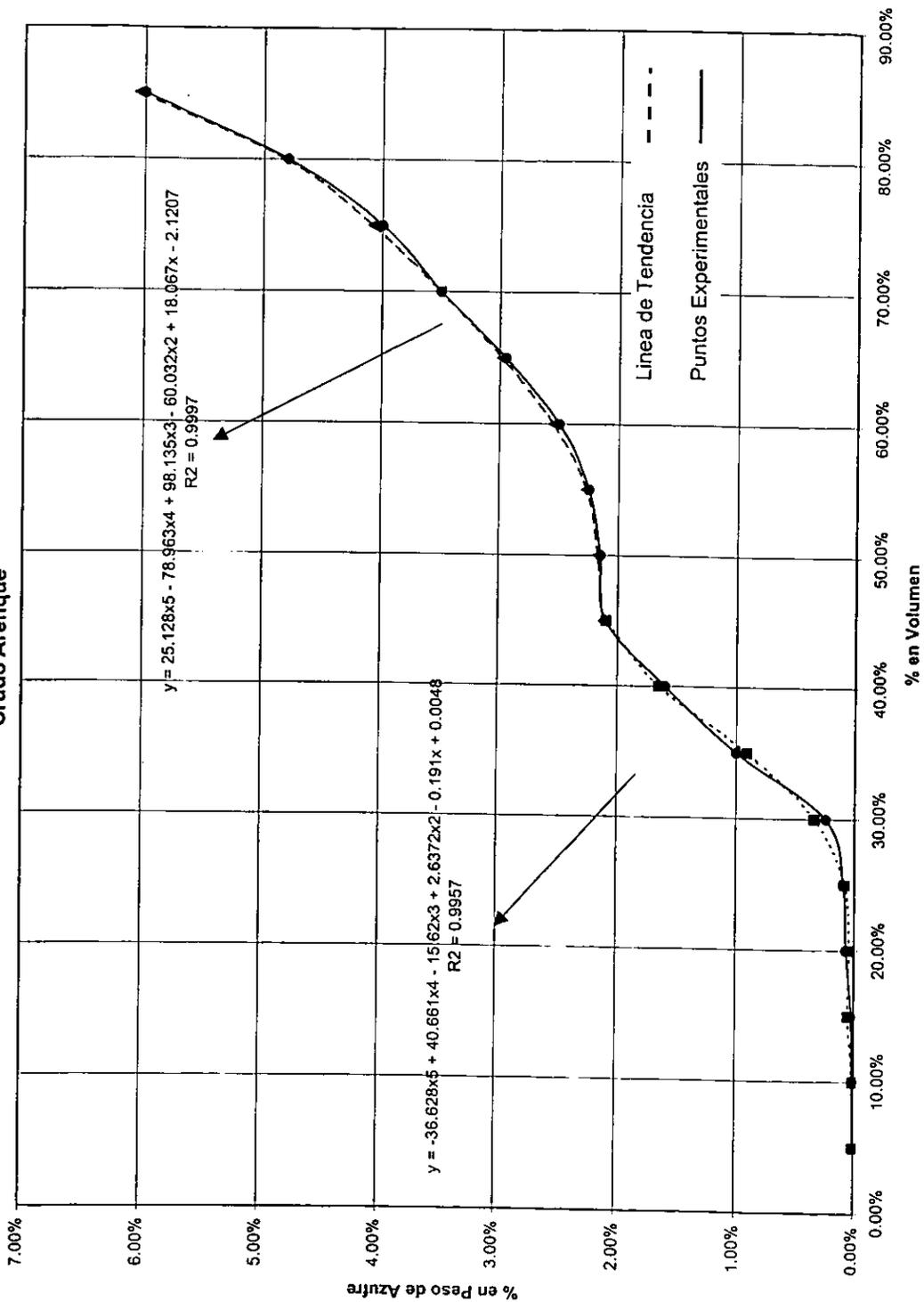
Crudo Tamaulipas



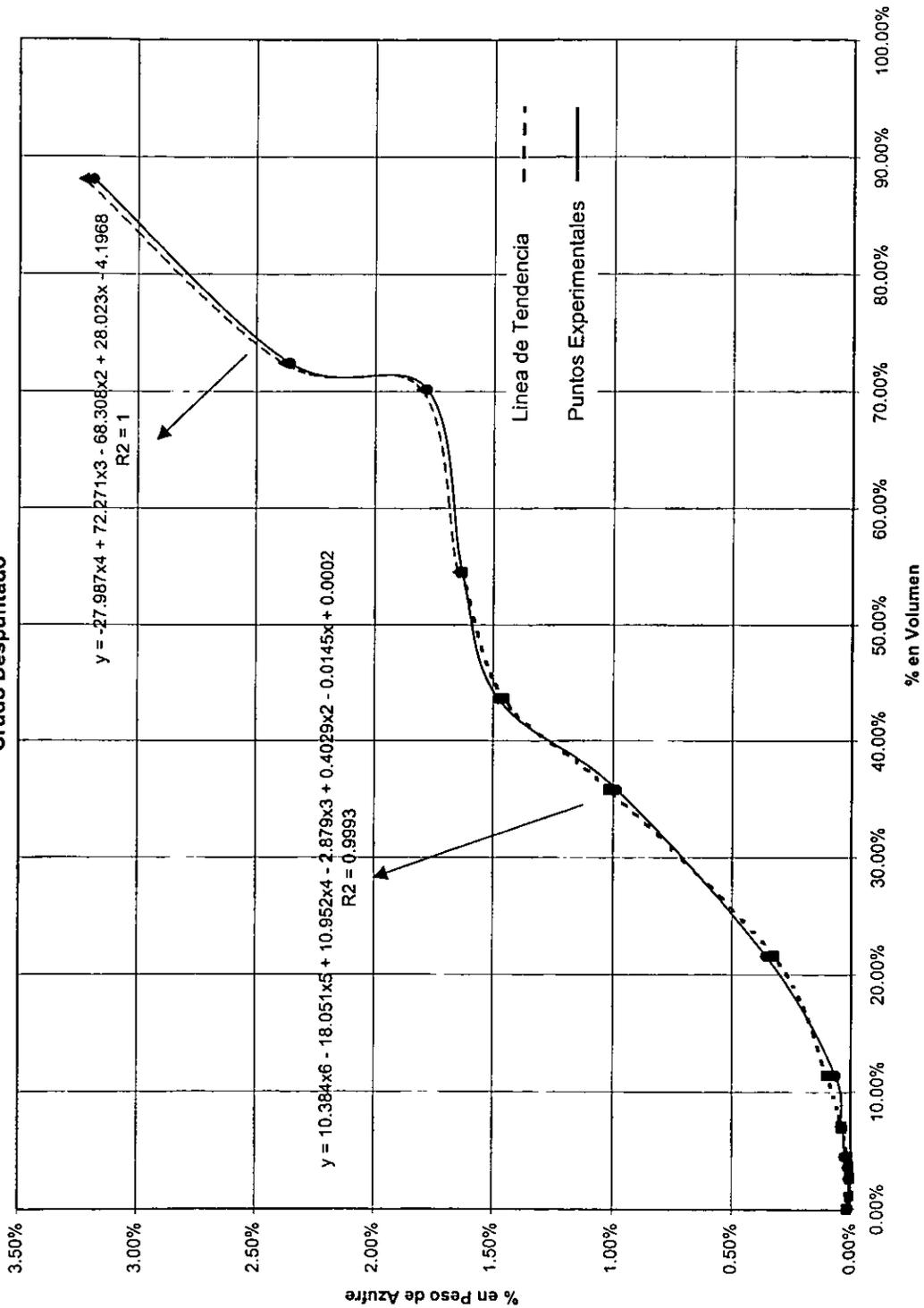
Crudo Terciario

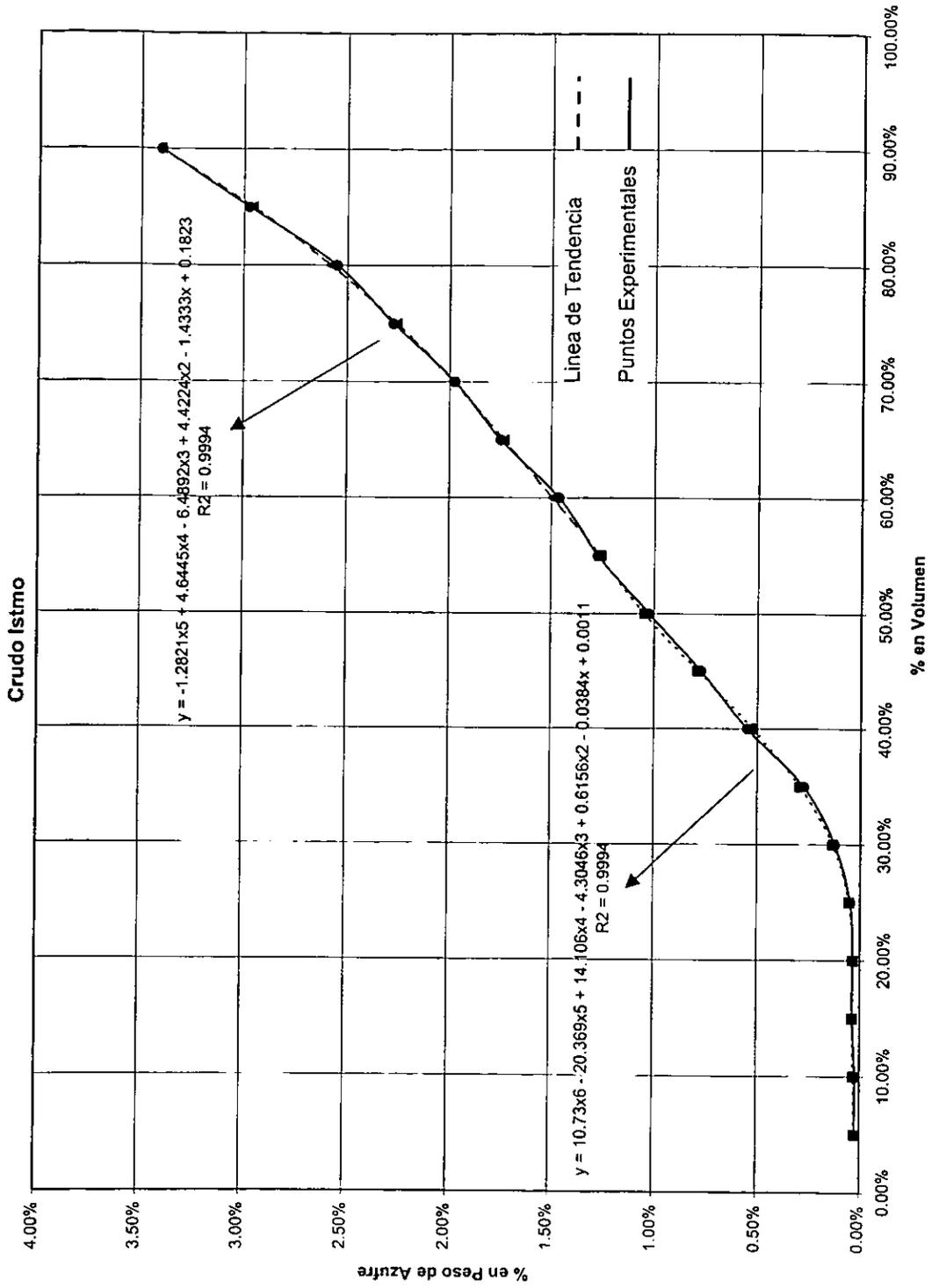


Crudo Arenalque

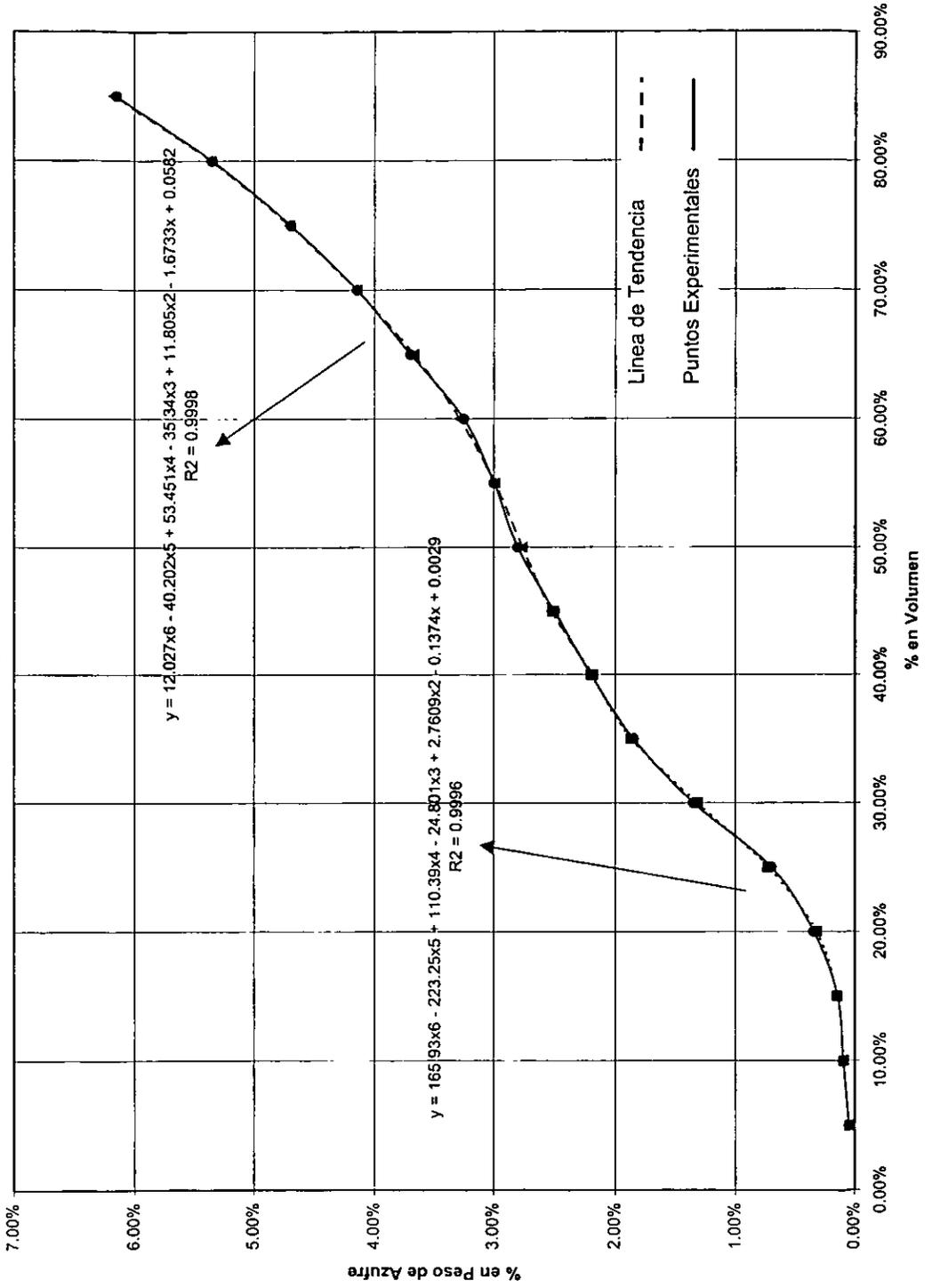


Crudo Despuntado

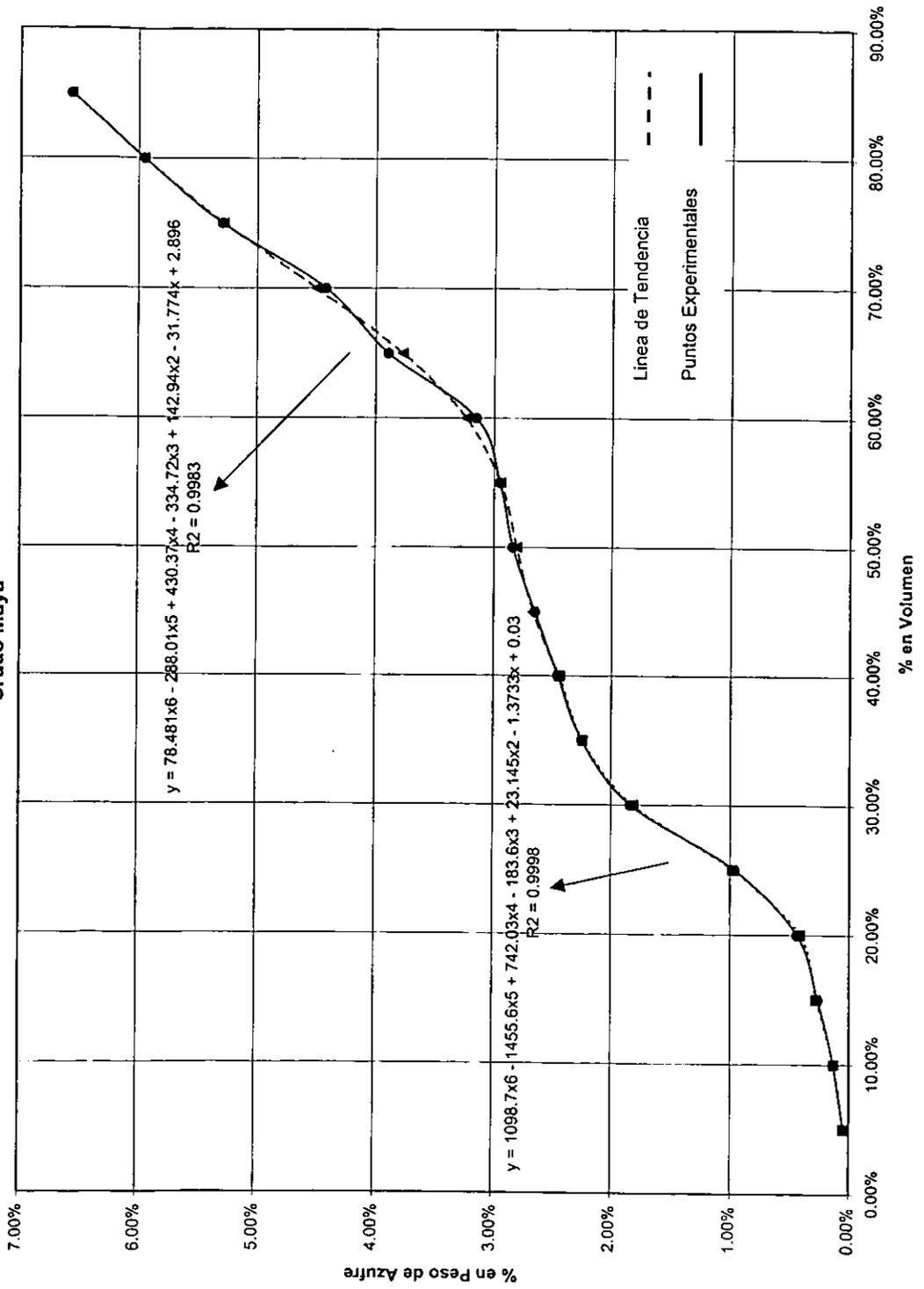




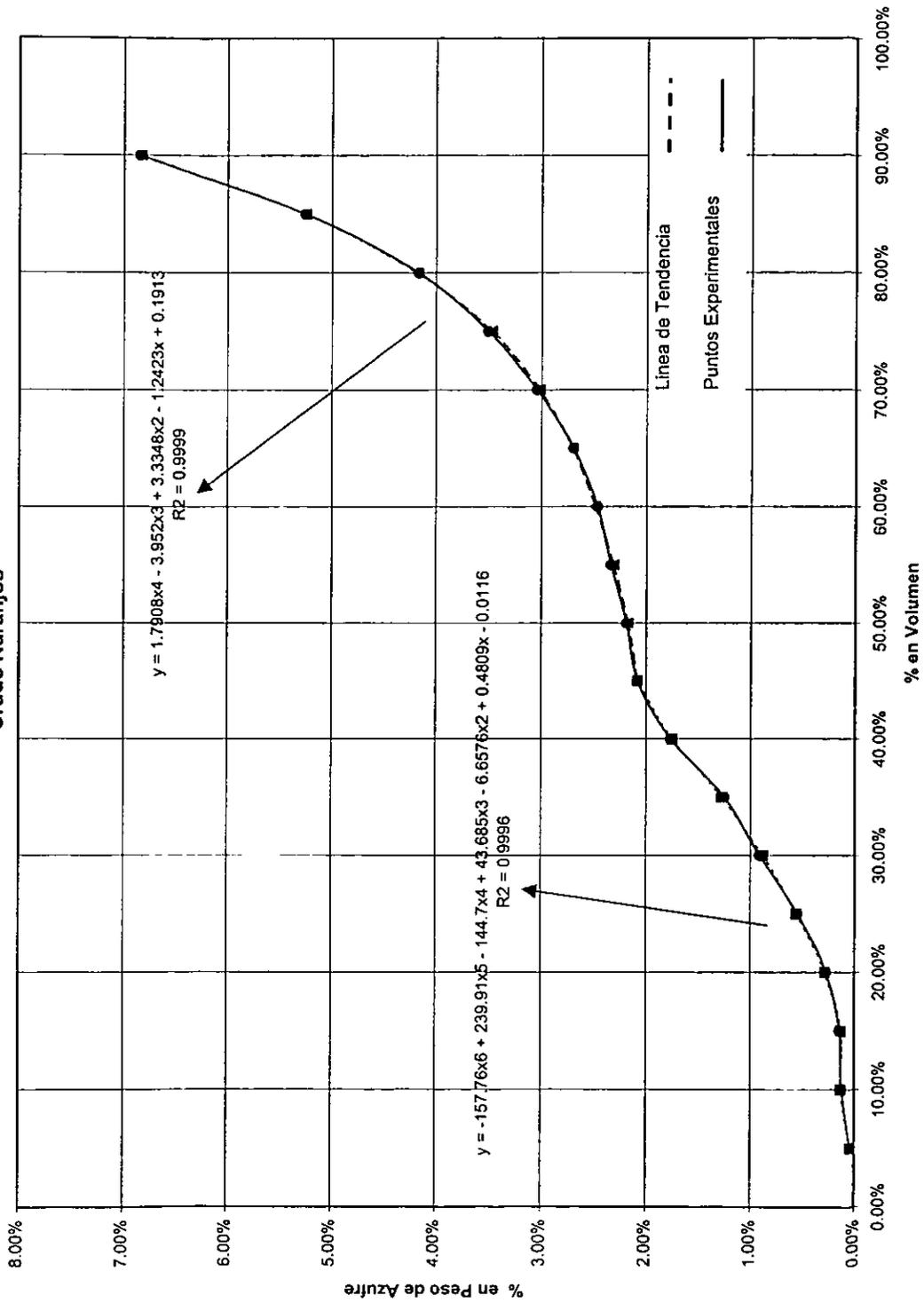
Crudo Marfo/Antares



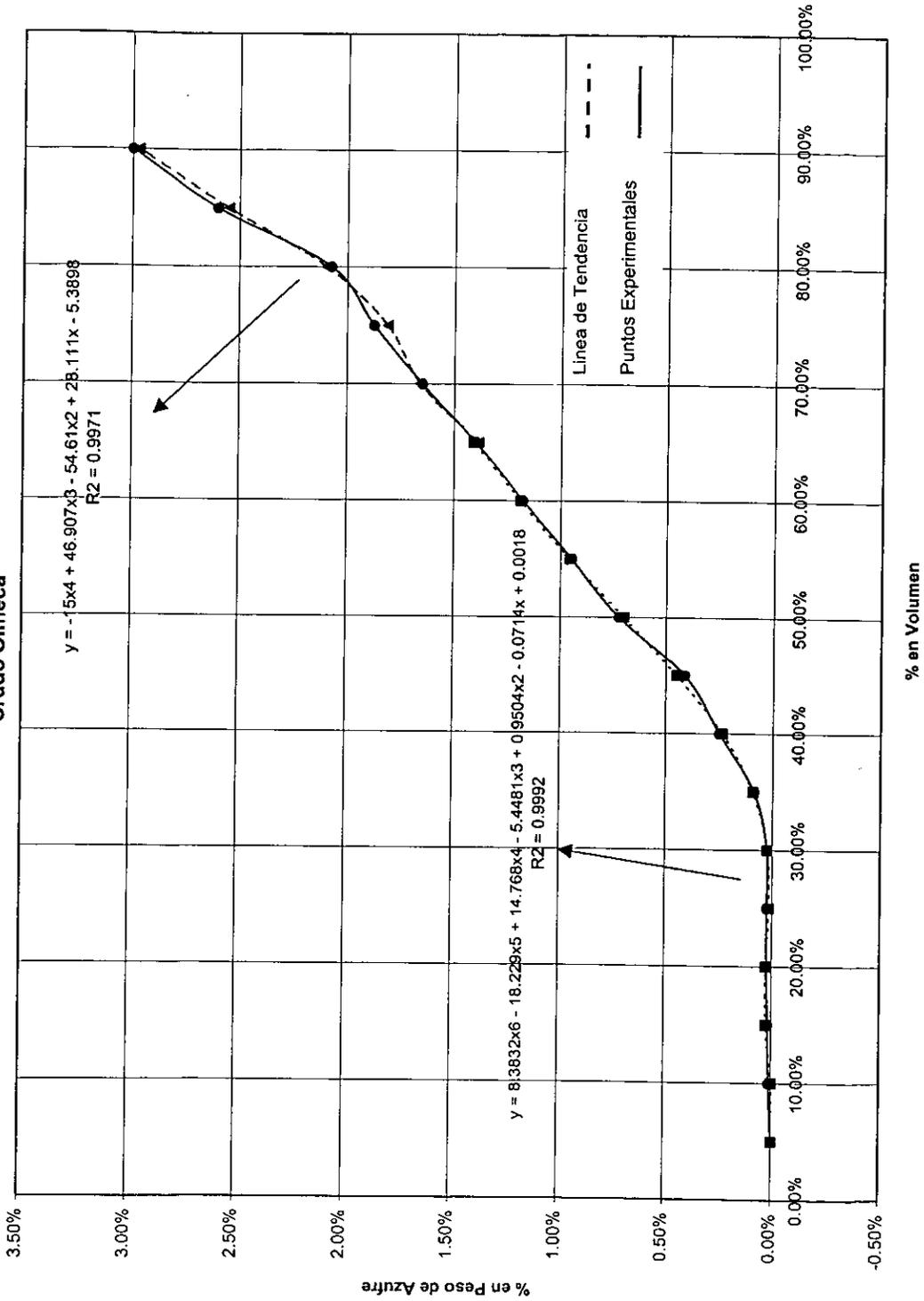
Crudo Maya



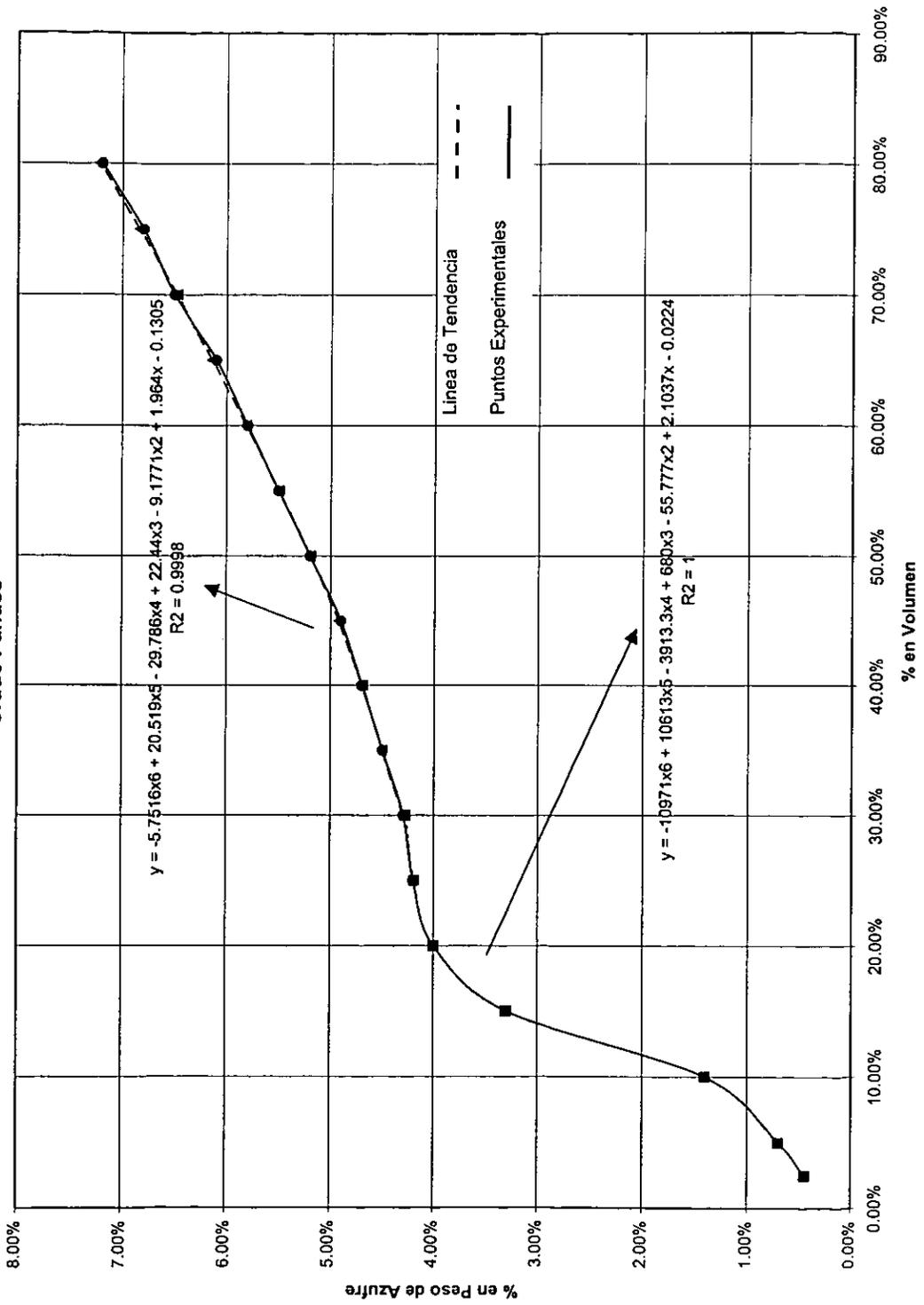
Crudo Naranjos



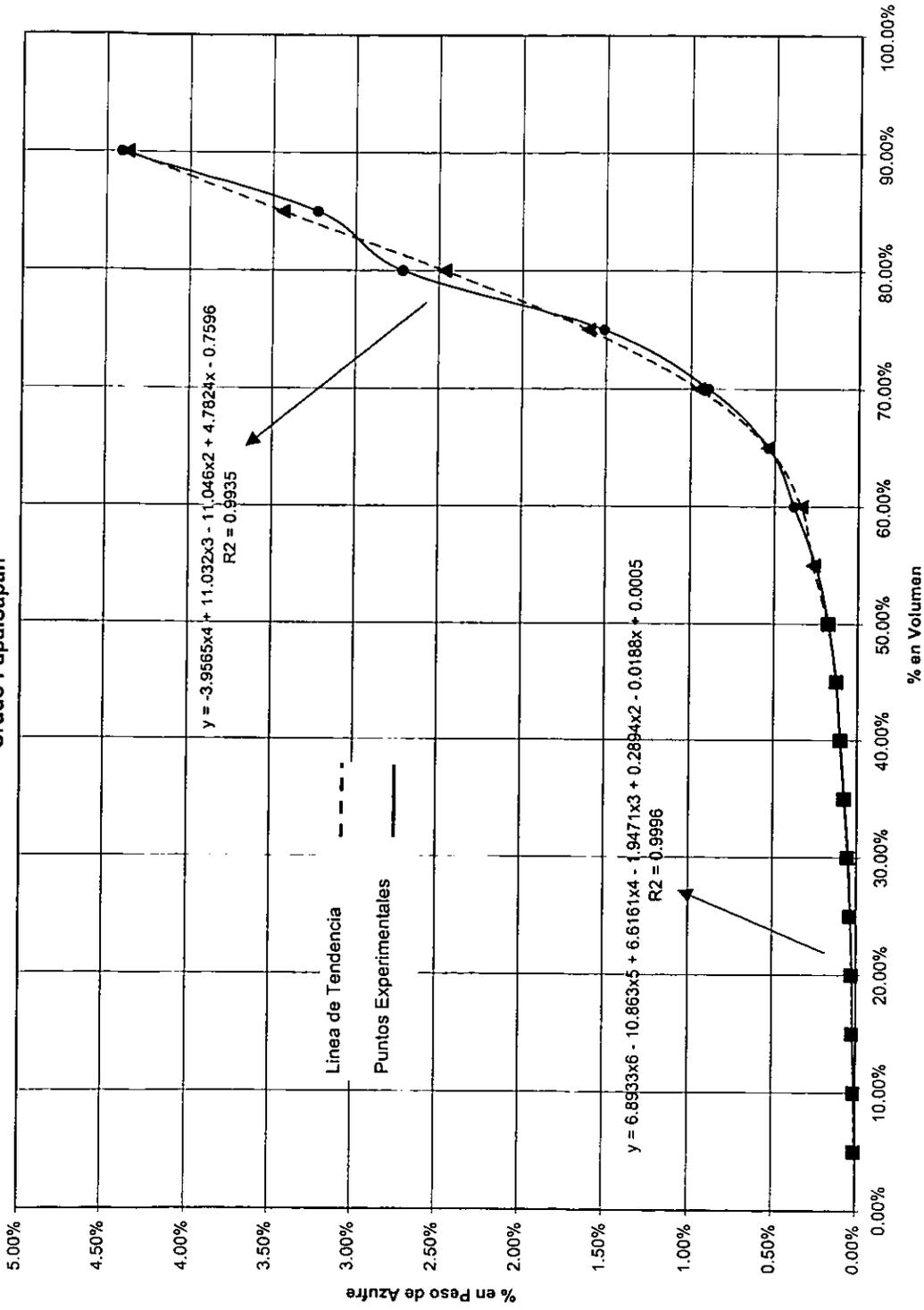
Crudo Olmecca



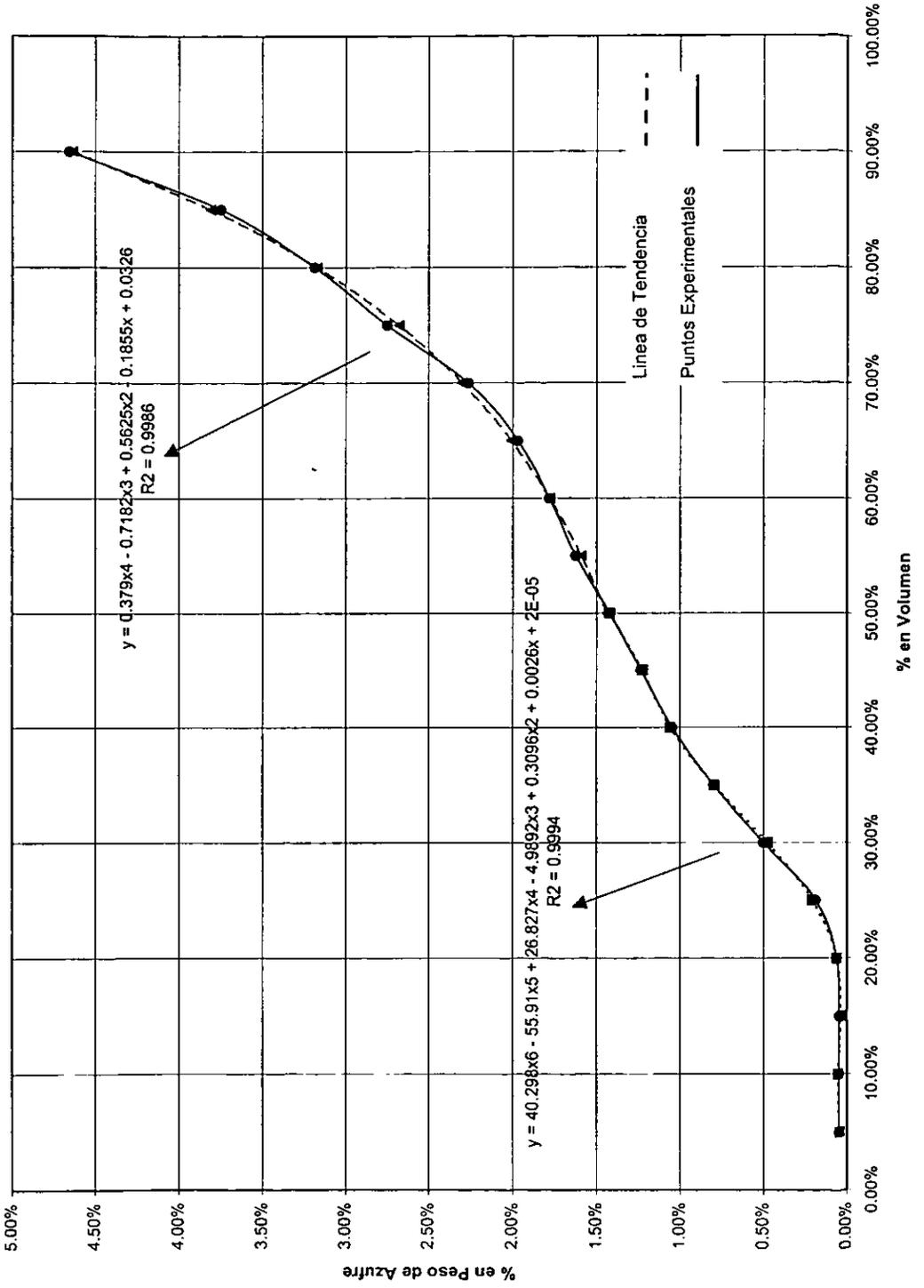
Crudo Pánuco



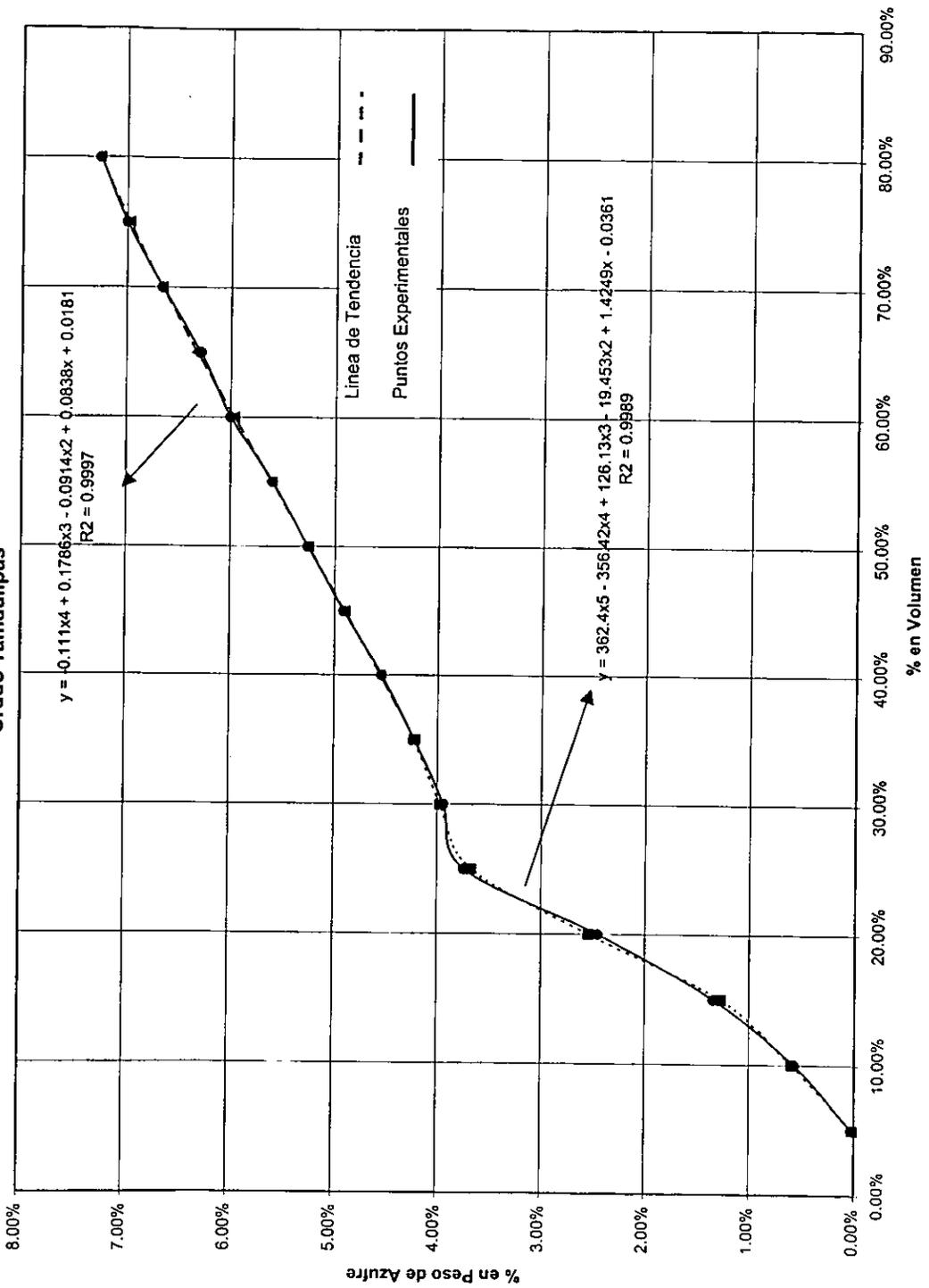
Crudo Papaloapan



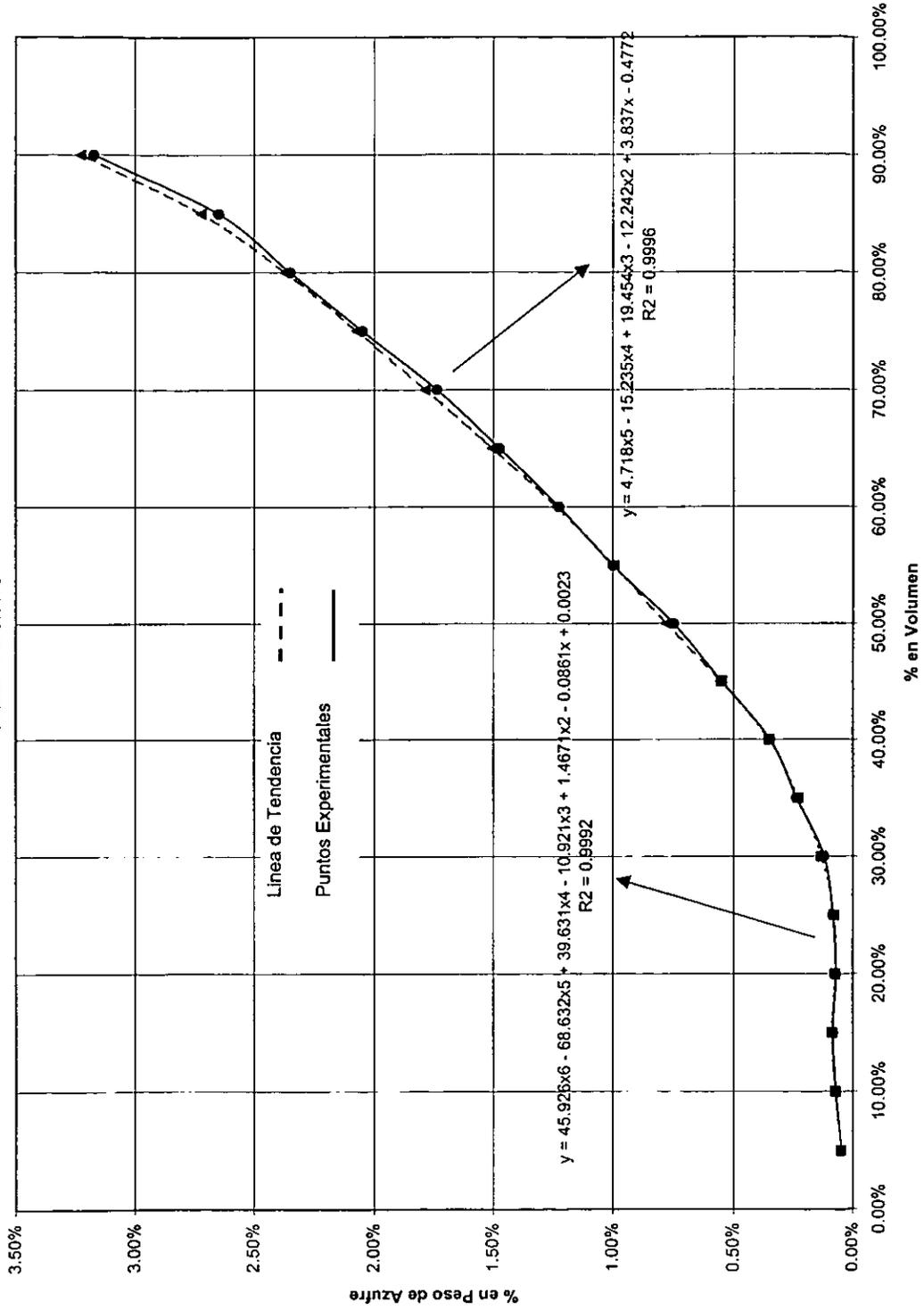
Crudo Pozóieo



Crudo Tamauipipas



Crudo Terciario





10 ANEXO III

DATOS ALIMENTADOS AL PROGRAMA

RESULTADOS DEL PROGRAMA

TABLA III-1

MEZCLA DE RECONFIGURACIÓN

Producto	Temperatura de Corte (°C)	Tipo de Crudo	BPD	% W de S
Gasolina	190	Papaloapan	0	1.70%
Turbosina	249	Olmeca	28350	0.98%
Kerosina	271	Terciario	0	1.34%
Diesel	352	Istmo	83970	1.43%
GOPA	388	Arenque	0	2.51%
GOLV	438	Despuntado	23490	1.60%
GOPI	588	Naranjos	0	2.80%
Residuo de Vacío	600	Marfo-Antares	0	3.40%
		Maya	134190	3.60%
		Tamaulipas	0	5.50%
		Pánuco	0	5.40%
		Pozóleo	0	1.92%
		TOTAL	270000	

Planta	Capacidad de Operación BPD
Combinada No. 1	120,000
Combinada No. 2	155,000
HDS de Naftas No. 1	36,500
HDS de Naftas No. 2	25,000
HDS de Destilados Intermedios No. 1	25,000
HDS de Destilados Intermedios No. 2	25,000
HDS de Destilados Intermedios No. 3	35,000
Coquizadora	58,500
Hidrotratadora de Gasóleos	40,000
FCC No.1	65,000
FCC No.2	30,000

NOTA: La temperatura de corte típica para la gasolina es de 180°C, pero debido a las mejoras continuas de los procesos de hidrotratamiento, esta temperatura se ha elevado hasta los 210°C como máximo, usándose actualmente 190°C como temperatura normal de corte.

TABLA III-2

MEZCLA CON 60% EN VOLUMEN DE CRUDO MAYA

Producto	Temperatura de Corte (°C)	Tipo de Crudo	BPD	% W de S
Gasolina	190	Papaloapan	0	1.70%
Turbosina	249	Olmeca	22680	0.98%
Kerosina	271	Terciario	0	1.34%
Diesel	352	Istmo	66690	1.43%
GOPA	388	Arenque	0	2.51%
GOLV	438	Despuntado	18630	1.60%
GOPV	588	Naranjos	0	2.80%
Residuo de Vacío	600	Marfo-Antares	0	3.40%
		Maya	162000	3.60%
		Tamaulipas	0	5.50%
		Pánuco	0	5.40%
		Pozóleo	0	1.92%
		TOTAL	270000	

Planta	Capacidad de Operación BPD
Combinada No. 1	120,000
Combinada No. 2	155,000
HDS de Naftas No. 1	36,500
HDS de Naftas No. 2	25,000
HDS de Destilados Intermedios No. 1	25,000
HDS de Destilados Intermedios No. 2	25,000
HDS de Destilados Intermedios No. 3	35,000
Coquizadora	58,500
Hidrotratadora de Gasóleos	40,000
FCC No.1	65,000
FCC No.2	30,000

NOTA: La temperatura de corte típica para la gasolina es de 180°C, pero debido a las mejoras continuas de los procesos de hidrotratamiento, esta temperatura se ha elevado hasta los 210°C como máximo, usándose actualmente 190°C como temperatura normal de corte.

TABLA III-3

MEZCLA CON PARTES IGUALES DE TODOS LOS CRUDOS

Producto	Temperatura de Corte (°C)	Tipo de Crudo	BPD	% W de S
Gasolina	190	Papaloapan	22500	1.70%
Turbosina	249	Olmeca	22500	0.98%
Kerosina	271	Terciario	22500	1.34%
Diesel	352	Istmo	22500	1.43%
GOPA	388	Arenque	22500	2.51%
GOLV	438	Despuntado	22500	1.60%
GOPV	588	Naranjos	22500	2.80%
Residuo de Vacío	600	Marfo-Antares	22500	3.40%
		Maya	22500	3.60%
		Tamaulipas	22500	5.50%
		Pánuco	22500	5.40%
		Pozóleo	22500	1.92%
		TOTAL	270000	

Planta	Capacidad de Operación BPD
Combinada No. 1	120,000
Combinada No. 2	155,000
HDS de Naftas No. 1	36,500
HDS de Naftas No. 2	25,000
HDS de Destilados Intermedios No. 1	25,000
HDS de Destilados Intermedios No. 2	25,000
HDS de Destilados Intermedios No. 3	35,000
Coquizadora	58,500
Hidrotradora de Gasóleos	40,000
FCC No.1	65,000
FCC No.2	30,000

NOTA: La temperatura de corte típica para la gasolina es de 180°C, pero debido a las mejoras continuas de los procesos de hidrotratamiento, esta temperatura se ha elevado hasta los 210°C como máximo, usándose actualmente 190°C como temperatura normal de corte.

TABLA III-4

RESULTADOS PARA EL CASO: MEZCLA DE RECONFIGURACIÓN

Producto	kg/h	% W de S	kg/h de S	ton/d de S
Crudo Alimentado	1,593,637	2.52%	40096	962,299
Gases de Comb.	328537	0.2075%	681.70	16.361
Gas Combustible	13009	0.0017%	0.22	0.005
Gasolina	797109	0.0578%	461	11.058
Turbosina	131855	0.1045%	138	3.307
Kerosina	195099	0.1045%	204	4.894
Diesel	330545	0.0423%	140	3.352
Asfalto	33146	6.1741%	2046	49.116
Coque	92873	7.2323%	6717	161.203
Total			10387	249.296

Planta	Aguas Amargas Generadas por Planta			NH ₃ kg/D
	Cantidad BPD	S kg/D		
Combinada No. 1	5,794	416		69
Combinada No. 2	9,706	697		116
HDS de Naftas No. 1	956	1431		2280
HDS de Naftas No. 2	1,857	4169		4429
HDS de DI No. 1	655	1960		2291
HDS de DI No. 2	655	1960		2291
HDS de DI No. 3	2,657	17495		9294
Coquizadora	3,318	5959		3957
HDT de Gasóleos	3,933	32666		7191
FCC No.1	8,231	9818		5213
FCC No.2	4,261	5083		2699
Total	42,023	81,655		39,830

Gases Ácidos Generados por el Resto de la Refinería	
S en kg/D	605,108
Total a Planta de S	686,763

TABLA III-5 RESULTADOS PARA EL CASO: MEZCLA CON 60% EN VOLUMEN DE CRUDO MAYA

Producto	kg/h	% W de S	kg/h de S	ton/d de S
Crudo Alimentado	1,604,767	2.67%	42847	1028.335
Gases de Comb.	328537		672.27	16.134
Gas Combustible	13009		0.21	0.005
Gasolina	801616	0.0567%	454	10.905
Turbosina	127901	0.1011%	129	3.102
Kerosina	190813	0.1011%	193	4.628
Diesel	333597	0.0402%	134	3.221
Asfalto	36513	6.1986%	2263	54.318
Coque	101319	6.9940%	7086	170.070
Total			10933	262.355

Planta	Aguas Amargas Generadas por Planta		NH ₃ kg/D
	Cantidad BPD	S kg/D	
Combinada No. 1	5,638	405	67
Combinada No. 2	9,445	678	113
HDS de Naftas No. 1	930	1392	2219
HDS de Naftas No. 2	1,807	4056	4310
HDS de DI No. 1	637	1908	2230
HDS de DI No. 2	637	1908	2230
HDS de DI No. 3	2,586	17025	9044
Coquizadora	3,229	5799	3850
HDT de Gasóleos	3,827	31788	6998
FCC No.1	8,010	9555	5073
FCC No.2	4,147	4946	2626
Total	40,894	79,460	38,759

Gases Ácidos Generados por el Resto de la Refinería	
S en kg/D	661,748
Total a Planta de S	741,208

TABLA III-6

RESULTADOS PARA EL CASO: MEZCLA CON PARTES IGUALES DE TODOS LOS CRUDOS

Producto	kg/h	% W de S	kg/h de S	ton/d de S
Crudo Alimentado	1,586,411	2.67%	42357	1016.572
Gases de Comb.	328537		635.39	15.249
Gas Combustible	13009		0.21	0.005
Gasolina	811170	0.0529%	429	10.307
Turbosina	126820	0.1014%	129	3.085
Kerosina	181098	0.1014%	184	4.406
Diesel	318376	0.0401%	128	3.066
Asfalto	36168	6.1225%	2214	53.145
Coque	99770	7.0150%	6999	167.974
Total			10718	257.238

Planta	Aguas Amargas Generadas por Planta		NH ₃ kg/D
	Cantidad BPD	S kg/D	
Combinada No. 1	5,619	404	67
Combinada No. 2	9,414	676	112
HDS de Naftas No. 1	927	1388	2211
HDS de Naftas No. 2	1,801	4043	4296
HDS de DI No. 1	635	1901	2222
HDS de DI No. 2	635	1901	2222
HDS de DI No. 3	2,577	16968	9014
Coquizadora	3,218	5779	3838
HDT de Gasóleos	3,815	31682	6975
FCC No.1	7,983	9523	5056
FCC No.2	4,133	4930	2617
Total	40,757	79,195	38,630

Gases Ácidos Generados por el Resto de la Refinería	
S en kg/D	657,562
Total a Planta de S	736,758