

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO  
FACULTAD DE QUIMICA

INFORME DE LAS ACTIVIDADES DESARROLLADAS  
EN LAS PRUEBAS Y PUESTA EN MARCHA DE LA  
PLANTA DE DESTILACION AL VACIO EN LA  
REFINERIA DE PETROLEOS MEXICANOS DE  
SALAMANCA, GTO.

I N F O R M E  
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE  
INGENIERO QUIMICO  
P R E S E N T A

ENRIQUE MOLINA ALANIS

MEXICO, D. F.

1970



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.

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO  
FACULTAD DE QUIMICA



INFORME DE LAS ACTIVIDADES DESARROLLADAS  
EN LAS PRUEBAS Y PUESTA EN MARCHA DE LA  
PLANTA DE DESTILACION AL VACIO EN LA  
REFINERIA DE PETROLEOS MEXICANOS DE  
SALAMANCA, GTO.

BARRIOU MOHNA ALANIS

MEXICO, D. F.

1970

CON CARINÓ A MIS  
PADRES Y HERMANOS

A MI PADRE, SR. VÍCTOR MOLINA DÍAZ  
POR EL IMPULSO QUE SIEMPRE HA SA-  
BIDO DARME

A LA FACULTAD DE QUÍMICA  
Y A MIS MAESTROS

A TODAS AQUELLAS PERSONAS QUE  
CONTRIBUYERON A LA REALIZACION  
DE ESTE TRABAJO.

POR EL ESTIMULO INFUNDIDO  
Y COMO BASE EN EL FUTURO,  
CON CARINO A GUADALUPE.

JURADO ASIGNADO ORIGINALMENTE  
SEGUN EL TEMA.

PRESIDENTE	I.Q. RAUL MEYER STOFFEL.
VOCAL	I.Q. PABLO BARROETA GONZALEZ.
SECRETARIO	I.Q. GERARDO BAZAN NAVARRETE.
PRIMER SUPLENTE	I.Q. ENRIQUE JIMENEZ RUIZ.
SEGUNDO SUPLENTE	I.Q. MAYO MARTINEZ KHAN.

SITIO DONDE SE DESARROLLA EL TEMA.

Superintendencia General de Proyectos Externos de la Gerencia de Proyectos  
y Construcción de Petróleos Mexicanos.

S U S T E N T A N T E :



---

ENRIQUE MOLINA ALANIS.

ASESOR DEL TEM :

---

I.Q. GERARDO BAZAN NAVARRETE.

INFORME DE LAS ACTIVIDADES DESARROLLADAS  
EN LAS PRUEBAS Y PUESTA EN MARCHA DE LA  
PLANTA DE DESTILACION AL VACIO EN LA  
REFINERIA DE PETROLEOS MEXICANOS DE  
SALAMARCA, GTO.

C O N T E N I D O

	Página
I.- INTRODUCCION.	5
II.- ACEITES LUBRICANTES.	13
III.- LOCALIZACION DE LA UNIDAD Y SERVICIOS AUXILIARES.	19
IV.- DESCRIPCION DEL PROCESO.	25
V.- INSPECCION Y PRUEBAS.	38
VI.- RECOMENDACIONES GENERALES PARA INICIAR LA OPERACION.	50
VII.- INFORME DE LA PUESTA EN OPERACION.	64
VIII.- CALCULO DE LA LINEA DE CARGA.	79
IX.- RELACIONES HUMANAS.	96
X.- PLANOS DE LOCALIZACION Y DIAGRAMAS.	100
XI.- BIBLICGRAFIA.	107

I

INTRODUCCION

## I N T R O D U C C I O N

El trabajo que a continuación se describe tiene como finalidad detallar la forma en que se lleva a cabo la prueba del proyecto; en este caso particular el inicio de operación de una planta; programa que se sigue como norma, para todas las obras de ampliación y mejoramiento de las instalaciones que Petróleos Mexicanos tiene en sus diferentes plantas de la República Mexicana.

El caso que aquí se expone, se efectuó en la Superintendencia de Proyectos Externos de la Gerencia de Proyectos y Construcción de Petróleos Mexicanos; en la integración del nuevo tren de lubricantes y parafinas que se llevó a cabo en la Refinería "Ing. Antonio M. Amor" de la ciudad de Salamanca, Gto.

Petróleos Mexicanos cuenta actualmente con plantas productoras de lubricantes en las refinerías de Salamanca y Minatitlán y unidades para la producción de parafinas en Salamanca y Cd. Madero. Sin embargo, debido al continuo incremento de la demanda nacional de estos productos, las plantas ya son insuficientes para abastecer el mercado, aún cuando están operando a un nivel superior a su capacidad nominal de producción.

El consumo de lubricantes en el país es abastecido directamente por Petróleos Mexicanos aproximadamente en un 70% y el resto por empresas formuladoras de mezclas lubricantes, entre las que figuran:

Mobiloil de México, S. A., Texaco, S. A., Comercial Importadora, S. A. (Quaker State), Cía. General de Lubricantes - - - (Esso), Cía. Comercial California (Chevron), Cía. Comercial - - - Euzkadi (Veodol), Plantas y Vehículos, S. A., (Valvoline), Mexicana Trading, S. A. (Sunoco) y Distribuidora Internacional, S. A., (International Lubricant Corp.), las cuales realizan sus operaciones a partir de aceites básicos producidos por PEMEX.

## LOCALIZACION DE LAS NUEVAS PLANTAS DE LUBRICANTES Y PARAFINAS

Como resultado de un estudio comparativo de las localizaciones posibles para las nuevas plantas, se concluyó que la eracción de tales unidades en la Refinería "Ing. Antonio M. - Amor" de Salamanca, ofrece las siguientes ventajas:

- 10.- Salamanca Recibe el tipo de crudo más adecuado para la elaboración de aceites básicos.
- 20.- En Salamanca las nuevas instalaciones, podrá aprovechar los excedentes de la actual planta de destilación al vacío, los cuales van a productos de bajo valor.
- 30.- Esta Refinería, por volúmenes de materiales que procesa y por el número y tamaño de las instalaciones con que cuenta, puede perfectamente asimilar nuevas plantas sin perder funcionalidad y eficiencia.
- 40.- Ya existe una serie de instalaciones complementarias a las plantas de lubricantes, sólo será necesario una ampliación a la Planta de Mezclas y Envasado, también se hizo una modificación al sistema de manejo de solventes, al equipo para generar vapor, etc.
- 50.- Salamanca está situada en el centro geográfico del país, lo que permite que la distribución de lubricantes y parafinas resulte económica y adecuada.
- 60.- Se están haciendo inversiones para ampliar el sistema de suministro de crudo a Salamanca.
  - a).- Se tendió un nuevo oleoducto de 14" de diámetro de la estación 7 en Cima de Tongo Hgo., a Salamanca.
  - b).- Se está reparando el oleoducto de 14" de diámetro paralelo al de 14", los trabajos comprenden la sus-

titudinal total de un tramo de 50 Km.

- c).- Se instalará un nuevo oleoducto de 18" de diámetro de Poza Rica a la Estación 7 Oleoducto Poza Rica — Salamanca-México.
- d).- Se están ampliando estaciones de Bombeo 1, 2, 3, 4, 5 y 6 (Oleoducto Poza Rica-Salamanca-México).

Con las obras mencionadas, se podrán manejar hasta 100,000 Bbl/día de crudo a Salamanca, con lo cual se contará en la Refinería con todo el crudo necesario, incluyendo la demanda correspondiente a la instalación de las nuevas unidades.

Por otra parte, se amplió la capacidad de almacenamiento de crudo en esa Refinería en 390,000 Bbl.

Con la terminación de estas nuevas plantas, se obtendrán considerables beneficios, tales como la sustitución de crecientes importaciones, tanto de lubricante como de parafinas, ahorrándole al país alrededor de 2200 millones de pesos en divisas; se obtendrán ingresos de divisas en el renglón de exportaciones; mejor integración de las actividades de la industria; creación de nuevos empleos, aprovechamiento más económico de los productos de la industria petrolera y autosuficiencia para el abastecimiento de productos básicos para el transporte y diversas actividades industriales.

#### DESCRIPCION DE LA REFINERIA DE SALAMANCA "RIAMA"

- 10.- La refinería "Ing. Antonio M. Amor", se encuentra situada en el Municipio de Salamanca del Edo. de Guanajuato y cuenta con una superficie de 202 hectáreas, pero además controla administrativamente propiedades de PEMEX en diversas localidades con una extensión total aproximada de 375 hectáreas.

Las instalaciones localizadas en la Refinería de Salamanca, son las siguientes:

<u>PLANTA DESTILACION PRIMARIA</u>	Capacidad en Bls/día
Planta Primaria No. 1	40.000
Planta Primaria No. 2	<u>40.000</u>
Total de crudo procesado	80.000
 <u>PLANTA DE DESTILACION AL VACIO</u>	
Planta de destilación al Vacío "LB"	15.000
Planta Preparadora de Carga para la Desintegradora Catalítica	<u>25.000</u>
T o t a l	40.000
 <u>PLANTA FRACCIONADORA DE LIQUIDOS</u>	
Planta Reapsadora de Nafta	12.500
Planta Estabilizadora No. 1	5.500
Planta estabilizadora No. 2	<u>8.000</u>
T o t a l	26.000
 <u>PLANTA DESULFURADORA</u>	
Planta Hidrodesulfurizadora de Nafta	8.000
Planta Perco	<u>11.000</u>
T o t a l	19.000
 <u>PLANTA REFORMADORA</u>	
Planta Reformadora de Nafta	8.000
 <u>PLANTA DE TRATAMIENTO DE DESTILADOS</u>	
Planta de Kerosina	8.000
 <u>PLANTA FRACCIONADORA DE GASES</u>	
Planta de Recuperación	15.350
 <u>PLANTA DE TRATAMIENTO DE GASES</u>	
Planta de Tratamiento de Gas Acido	196.000 m <sup>3</sup> /día.
Planta Girbotol "SB" para Gas Licuado	200 bls/día.
Planta Girbotol "V.R.U." para Gas Licuado	6.750 " "

<u>PLANTA DESINTEGRADORA</u>	Capacidad en Bls/día
Planta de Desintegración Catalítica	20.000 Bls/día.
Planta de Desintegración Catalítica	<u>5.000 " "</u>
T o t a l	25.000 " "

PLANTA LUBRICANTES

Planta Desasfaltizadora con Propano	7.000
Planta de Refinación con Furfural	7.000
Planta Desparafinadora	4.500
Planta Percoladora de Parafinas	1.000
Planta de Tratamiento de Aceites en Arcilla	2.300

PLANTA DE ASFALTO

Planta de Asfalto "LA"	2.000
------------------------	-------

PLANTA DE MEZCLAS Y ENVASADOS

Planta de Mezclas y Envasados "LX"	2.500
------------------------------------	-------

PLANTA PETROQUIMICA

Planta de Amoniaco	240 Ton/día.
Planta de Óxido de Carbono	240 " "
Planta Recuperadora de Azufre	27 " "

SERVICIOS AUXILIARES

Generación de Vapor	600 Ton/hora
Energía Eléctrica	18.000 KVA/hora
Agua de enfriamiento	126.000 Gal/minuto
Agua de Pozos	3.000 " "
Aire	245 m <sup>3</sup> /minuto

La Refinería "Ingeniero Antonio Manuel Amor", cuenta además con un creciente número de Tanques para almacenar la gran variedad de productos que maneja, y para preparar las mezclas que constituyen los productos comerciales.

El total de tanques para almacenar productos, aceites, crudo y materias primas es de 312 con una capacidad total de 2.600,000 barriles.

Con un sistema de instalaciones tan variado aparte de las diferentes clases de equipo con que cuenta, se hace re-

casario la presencia de talleres, los principales:

Eléctrico, Mecánico, de Instrumentación, Pailería y Soldadura, Tubería, Carpintería, Albañilería y Pintura, Combustión Interna y Reparación de Carros-Tanque.

Los principales productos elaborados en "RIAMA", son los siguientes:

Gas Seco, Propano, Butano, Gas Licuado, Supermezolina, Gasolmer, Tractogas, Diesel, Diésel, Combustóleo, Aceites Lubrificantes, Asfalto No. 6, Asfalto PK-3.

Todos estos productos encuentran demanda en una extensa zona que abarca varios estados y en lo que se refiere a aceites lubricantes, surte los mercados de toda la República.

Para la distribución de los productos cuenta con los siguientes medios:

a).- Poliductos Salamanca-Guadalajara con una longitud total de 320 Km. y con un diámetro de 6", tiene además un ramal del mismo diámetro que va a Aguascalientes de 75 Km.

La capacidad de las bombas actualmente es de 8.500 barriles por día, que se incrementará hasta 15.000 barriles por día.

b).- Poliducto Salamanca-Morelia con una longitud total de 109 Km. y con un diámetro de 6" con una capacidad 7.500 barriles por día.

c).- Los destilados, combustóleos, asfaltos, parafinas y aceites lubricantes terminados son distribuidos por diversos medios como carros tanque, los lubricantes en tambores de 200 litros o bien en cajas de latas de diversas capacidades; las parafinas son distribuidas en cuñetes de 50 Kg.

d).- Existen además varias tuberías que partiendo de tanques de la refinería, surten de materias primas a varias industrias vecinas.

EXPANSION DE LA REFINERIA

Nueva área de lubricantes que consta de las siguientes plantas:

	Capacidad Bls/día.
Planta de Destilación al Vacío.	14.500
Planta Desasfaltizadora con Propano.	9.650
Planta de Extracción con Furfural.	9.650
Planta de Hidrogenación de Lubricantes.	10.000
Planta Desparafinadora con MEK.	5.540
Planta de Hidrógeno.	280.000 m <sup>3</sup> /día.
Planta hidrodesulfuradora para Kerosina.	14.000 bls/día.
Planta hidrodesulfuradora para Gasóleo.	14.000
Planta de Alcohol Isopropílico	22.800 ton/año.

EXPANSION FUTURA DE LA REFINERIA

Pronto comenzará la construcción de las nuevas plantas - con que contará "RIAMA"

	Capacidad Bls/día.
Planta Primaria No. 3	70.000
Planta Desintegradora de Residuos Pesados.	25.900
Planta de Tratamiento de Gasca Acidos	110 x 10 <sup>6</sup> m <sup>3</sup> /día.
Planta de Azufre	180 Ton/día.
Planta de Hidrógeno.	840.000 m <sup>3</sup> /día.

Estas futuras ampliaciones contarán así mismo con todos - los servicios auxiliares necesarios para garantizar un máximo de seguridad y eficiencia.

II

ACEITES LUBRICANTES

## ACEITES LUBRICANTES

La composición química de los lubricantes es muy compleja pues contiene hidrocarburos de alto peso molecular que pueden tener moléculas de 20 hasta 70 átomos de carbono.

Los aceites lubricantes según los rangos de viscosidad y puntos de inflamación características con los que se procesan, tienen una clasificación por cortes, que en los lubricantes de origen No-ceroso o Nafténicos, básicamente son los siguientes:

- a).- Corte Ensoes.
- b).- Corte Neutro.
- c).- Corte Neutro Pesado.

Las variables que determinan las características físicas de los lubricantes cuyas medidas cuantitativas se efectúan en el laboratorio de control para servir de escala de comparación con los cortes tipos, son los siguientes:

Densidad.  
Punto de Inflamación.  
Punto de Ignición.  
Viscosidad.  
Índice de Viscosidad.  
Temperatura de escurrimiento.  
Contenido de Carbón.  
Contenido de Azufre.  
Color.  
Apariencia.

DENSIDAD.-- Esta variable por lo general en la industria petrolera se mide en la escala API (American Petroleum Institute) y su relación con la densidad se expresa con la fórmula:

$$^{\circ}\text{API} = 141.5 / D = 131.5$$

Siendo " D " la densidad del lubricante

Es común también emplear el peso específico determinado a 20° C referido a la densidad del agua de 4° C.

La densidad es una medida aproximada sobre el origen de los aceites; así un lubricante de composición nafténica tiene una densidad mayor que otra de origen parafínico.

PUNTO DE INFLAMACION.- El punto de inflamación de un lubricante es la temperatura a la cual hay que calentar una muestra hasta que produzca suficiente vapor para formar una mezcla con aire, que al ponerse en contacto con una flama se encienda escasamente sin continuar ardiendo; el punto de inflamación en los lubricantes se determina para fines de seguridad en su manejo y para establecer la presencia de cierto tipo de contaminantes que al ser ligeros bajan el valor de esta variable.

PUNTO DE IGNICION.- Si en la determinación del punto de inflamación se lleva la muestra del lubricante a una temperatura mayor, se encuentra el punto de ignición, y al cual la mezcla inflamable de aire y vapor continúan quemándose si se enciende.

VISCOSIDAD.- La viscosidad es una de las características más importantes de los lubricantes, y por esta razón su determinación analítica se efectúa con bastante frecuencia.

Por lo general, la viscosidad se mide por el tiempo que tarda en fluir una cantidad dada de muestra a través de un orificio pequeño, cuidadosamente calibrado. Los aparatos que miden la viscosidad se llaman viscosímetros y por lo común, no dan los resultados en las unidades establecidas para esta variable como: poise, centipoise, stoke, centistokes, sino que emplean escalas arbitrarias.

Uno de los viscosímetros más comunes es el de Saybolt y sirve para determinar la viscosidad de líquidos a diferentes temperaturas y como se emplea un orificio universal, el resultado obtenido está dado directamente en segundos Sayboltz Universal (S.S.U.)

Como la viscosidad tiene variaciones con la temperatura, es necesario anotar en cada medición el valor de esta variable y por lo general, en los laboratorios de control se hacen determinaciones de la viscosidad a 37.8°C. (100°F) y a 98.9°C (210°F).

INDICE DE VISCOSIDAD.— El índice de viscosidad es un número empírico que indica el efecto del cambio de temperatura en la viscosidad del aceite. Por ejemplo un número alto en el valor del Índice de viscosidad indica que ocurren cambios relativamente pequeños en la viscosidad al variar la temperatura. Existen tablas que tienen las relaciones de las viscosidades de un aceite con un índice de 100 y otro aceite con valor de cero.

La siguiente fórmula es para calcular el valor del índice de viscosidad:

$$I.V. = \frac{L - U \times 100}{L - E} \quad \text{en donde:}$$

I.V. Índice de viscosidad.

L Viscosidad a 37.8°C del aceite de un índice de viscosidad cero y que tenga la misma viscosidad a 98.9°C que el aceite cuyo índice de viscosidad se busca.

(Viscosidad de referencia).

U Viscosidad a 37.8°C del aceite, cuyo índice de viscosidad a 37.8°C de un aceite de I. V. de 100 y que tenga a 98.9°C la misma viscosidad que el aceite cuyo índice se desea.

Todos estos valores se encuentran en las tablas:

D es la diferencia de L-H de donde:

$$I.V. = \frac{L - U}{D} \times 100$$

Por lo tanto para determinar el índice de viscosidad de un aceite, lo único que se necesita es conocer sus viscosidades a 37.8°C y 98.9°C en centipoises.

TEMPERATURA DE ESCURRIMIENTO.-- Esta determinación sirve para conocer la fluidez de un aceite lubricante y se define como la temperatura a la cual un aceite escasamente empieza a fluir bajo ciertas condiciones. Esto se debe a una separación parcial de las parafinas que contiene el aceite al acercarse a su punto de congelación.

CONTENIDO DE CARBÓN.-- El contenido de carbón es el depósito que queda después de la evaporación y pirólisis de un aceite en ausencia de aire. En cierta forma, se relaciona con los depósitos similares de coque que pueden formarse en las maquinarias; también se puede interpretar esta prueba teniendo en cuenta los análisis de los aceites tanto del nuevo como el del usado, ya que un aumento de residuo de carbón es indicio de contaminaciones de suciedad o partículas de herrumbre.

CONTENIDO DE AZUFRE.-- Esta determinación es muy importante en los aceites lubricantes, pues constituye la medida directa de sus propiedades corrosivas. Se puede expresar como porcentaje o también midiendo el índice de neutralización, que es análisis cuantitativo de los componentes ácidos y básicos de los lubricantes que son solubles en una mezcla de benceno, alcohol isopropílico y agua.

Al índice de neutralización también se le llama Índice de Acidez, y se define también como el número de miligramos de hidróxido de potasio necesaria para neutralizar un gramo de muestra.

La fórmula del Índice de Acidez es:

$$I.N. = \frac{(A-B)N \times 56.1}{M}$$

en donde

A Mililitros de KOH gastados para neutralizar la muestra.

B Mililitros de KOH gastados para neutralizar el testigo.

N Normalidad de la solución de KOH

M Peso de la muestra.

COLOR.- El color en los productos derivados del petróleo generalmente se expresa en unidades empíricas, arbitrarias y que se limitan a la medición de la luz transmitida. Dicha medición se efectúa por medio de comparaciones usando medios artificiales, como son los discos de vidrio coloreados.

Los aparatos empleados para determinar el color son:

El colorímetro de Saybolt y el colorímetro Unión.

El primero está basado en la medición de la profundidad de una columna de líquido necesario para igualar una norma de color dada; el segundo mide el color comparando un volumen constante de muestra con vidrios coloreados calibrados.

El color de los lubricantes es también una medida indirecta de la resistencia a la oxidación, fluctúa entre un rango de 5 a 1 en la escala Unión.

APARIENCIA.- La apariencia en los lubricantes se refiere prácticamente a los productos y sólo se indica como: turbidez, brillantes, opacidad o cristalinidad de los aceites.

III

LOCALIZACION DE LA  
UNIDAD Y SERVICIOS AUXILIARES.

## LOCALIZACION DE LA UNIDAD Y SERVICIOS AUXILIARES

A).- Area Externa.

B).- Servicios Auxiliares.

C).- Area de la Unidad No. 1 de destilación al vacio.

A).- AREA EXTERNA: Limites de la Unidad número 1. Por el norte limita con la calle número 21 y a continuación con la Unidad cinco, Desparafinadora con MEK con una capacidad de 5540 Bls/día. Al noroeste con la Unidad número 31, productora de aire con una capacidad de 245 m<sup>3</sup>/minuto y con la Unidad No. 6 Planta productora de Hidrógeno con capacidad de 280,000 m<sup>3</sup>/día, al noroeste con la calle No. 6 y con los tanques de almacenamiento de la unidad No. 1 y de carga de la unidad número 5.

Al Oeste limita con los tanques de almacenamiento de la unidad número 3 y el tanque de carga de la propia planta. Así como la planta número 31 de tratamiento de Condensado Aceitoso.

Al Este con las Unidades 2, 3, 4, 7 y 8 que son: Planta Desulfatadora con Propano U-2 con capacidad de 9.650 Bls/día, Planta de Extracción con furfural U-3 con capacidad de 9.650 Bls/día; Planta Hidrogenadora de Lubricantes U-4 con capacidad de 10,000 Bls/día. La planta Hidrosulfuradora de Kerosina U-7 capacidad de 14,000 Bls/día y la Planta Hidrosulfuradora para Gasoleo U-8 capacidad de 14,000 Bls/día.

Al sur-este limita con los tanques de carga y almacenamiento de las plantas U-7 y U-8, así como con la torre de Agua de Enfriamiento con capacidad de 48,000 Gal/minuto.

Al sur limita con la calle No. 19 y los tanques de carga de las plantas Desulfatadora con Propano y la de Extracción con Furfural.

SERVICIOS AUXILIARES. - Servicios Auxiliares requeridos - para la operación de la Unidad de Vacío.

<u>SERVICIO</u>	<u>PREISION DE SUMINISTRO</u> en Kg/cm <sup>2</sup>	<u>TEMPERATURA</u> en ° C
AGUA DE ENFRIAMIENTO	4.2	24
AGUA PARA CALDERAS	21.1	121
AGUA DE PLANTAS	4.2	Ambiente
VAPOR DE ALTA PREISION	16.9-17.6	205-209
VAPOR DE BAJA PREISION	2.2	132-165
AIRE DE PLANTAS	7.0	38
AIRE DE INSTRUMENTOS	7.0	38
ACHITE COMBUSTIBLE	7.0	93
G.S COMBUSTIBLE	3.5	Ambiente.

AGUA DE ENFRIAMIENTO.- El agua de enfriamiento es proporcionada por la nueva torre de enfriamiento, proyectada para cubrir los servicios de las nuevas unidades. El agua se suministra a una temperatura de 24°C aproximadamente y regresa con una temperatura no mayor de 43°C.

Equipo de la planta que emplea este servicio:

<u>EQUIPO</u>	<u>PRODUCTO QUE PROCESA</u>
Enfriador 1E-6	Gasóleo
Precondensadores 1E-11A, y B	Gases incondensables.
Condensadores 1E-12A y B	Condensado de eyectores del primer paso.

El total de agua usado trabajando normalmente la planta -- es de 10,500 litros por minuto.

AGUA PARA CALDERAS.- Toda el agua para calderas que se suministra a las nuevas unidades proviene de la refinería existente, a través de un orbezal de 8 pulgadas de diámetro a la Planta de Vacío.

El consumo de agua tratada en la Unidad de Vacío es relativamente pequeño, y se usa en los equipos 1E-5, generador de vapor de baja presión (2.2 Kg/cm<sup>2</sup>), producido por la corriente de gasóleo

proveniente del reflujo del domo de la torre IC-2, usando aproximadamente 38 litros/minuto y por el equipo IE-4 generador de vapor de alta presión, producido por el calor del reflujo intermedio de la torre IC-2, este generador de vapor utiliza aproximadamente 71 litros/minuto de agua.

AGUA DE PLANTAS.- El agua de plantas se suministra de las instalaciones de la Refinería por medio de un cabezal de 16 - pulgadas de diámetro del cual se toma una línea de 6 pulgadas de diámetro para proporcionar este servicio a Unidad de Vacío y a la planta desasfaltadora con Propano a la vez.

En la unidad de Vacío los equipos que usan agua de plantas son: La columna de Vacío IC-2 y agotadores IC-3 y 4.

El agua de plantas está conectada también al sistema de -descarbonizado del calentador y al tanque de desfogue de alta presión IC-9.

VAPOR DE ALTA PRESION.- El vapor de alta presión es generado desde la planta de calderas de la Refinería a la presión de 17-18-Kg/cm<sup>2</sup> y llega a la Unidad de Vacío a la presión de 16.9 Kg/cm<sup>2</sup> aproximadamente por medio de un cabezal de 24 - -pulgadas de diámetro del cual se toma una línea de 10 pulgadas de diámetro para la alimentación de la Unidad.

Además del vapor generado en la propia planta por el generador IE-4.

En la Unidad de Vacío se requiere vapor de esta presión para el trabajo de las turbinas y de los eyectores, así también para inyectar vapor en el Serpentin del calentador para aumentar la velocidad del fluido. Ocasionalmente también es usado - en el sistema de descarbonizado para limpiar los serpentines - del calentador.

Dentro de la planta existe también un cabezal de vapor - de 5.3 Kg/cm<sup>2</sup> y este vapor es producido al reducir la presión de 17.5 Kg/cm<sup>2</sup> por medio de una válvula reductora de presión

dicho vapor se usa únicamente para venas de calentamiento de las líneas de proceso.

Equipo que trabaja con vapor de alta presión:

BOMBA No.	SERVICIO O PRODUCTO QUE MANEJAN
IG-1B	Repuesto de la bomba de carga.
IG-2B	Reflujo al domo-gasoleo-Espuesto.
IG-4B	Reflujo intermedio-Repuesto.
IG-7A	Residuo de vacío.
IG-7B	Repuesto de la bomba de residuo de vacío.

El aceite de lavado es circulado a través de la bomba - reciprocante IG-11 que trabaja con vapor de  $17.5 \text{ Kg/cm}^2$ .

VAPOR DE BAJA PRESION.- El vapor de baja presión es proporcionado desde el área vieja de la Refinería a una presión de  $2.1 \text{ Kg/cm}^2$ . Su principal uso en la planta es como vapor de agotamiento, el vapor pasa a través del calentador IF-1 por la zona de convección y se precalienta para ser usado en los agotadores, así como en la columna de destilación al vacío.

También dentro de la unidad se genera vapor de baja presión por medio de la caldereta IE-5 que trabaja enfriando el reflujo del domo.

La otra forma de producir vapor de baja es aprovechando el vapor que se utilizó para mover turbinas, la salida de este vapor está conectada al cabezal de baja.

AIRE DE PLANTAS.- El aire de plantas es suministrado de la nueva unidad para producirlo, situada en una esquina de Unidad Desparafinadora con MEK a una presión de  $7 \text{ Kg/cm}^2$ .

El aire de plantas se usa en la Unidad, principalmente en el sistema de limpieza de calentador IF-1 y para las tomas de servicio de la Unidad.

AIRE DE INSTRUMENTOS.- Al igual que el aire de planta es suministrado de la misma Unidad y a la misma presión sólo que este aire es secado para evitar que lleve agua y ésta haga -- fallas los instrumentos.

GAS COMBUSTIBLE.- El cabezal que provee la planta de gas combustible es de 4" de diámetro hasta el calentador donde está instrumentado con una válvula indicadora de presión con una entrada a los quemadores y otra a los pilotos.

ACEITE COMBUSTIBLE.- El combustóleo es suministrado por un cabezal de 4" de diámetro a una presión de  $7 \text{ Kg/cm}^2$  a la entrada del calentador IF-1 tiene un indicador de presión con señal al tablero de control. También tiene una línea de retorno con un medidor de flujo instalado. Esta línea de retorno tiene por objeto evitar que cuando no se use el combustóleo permanezca estático y forme un tapón en la línea.

TRATAMIENTO DEL AGUA QUE SE INYECTA A LOS GENERADORES DE VAPORE.- La inyección de agua a los generadores de vapor viene tratada desde la casa de calderas la cual está retirada de la Unidad y por esta razón, se le da un tratamiento químico a la entrada de los generadores de vapor en la planta de vacío, el reactivo se prepara en tanque ID-1 por medio de tres líneas de inyección provistas de tres bombas dosificadoras, cuidadosamente se controla esta inyección tanto en el generador de vapor de  $18 \text{ Kg/cm}^2$  como en el de  $2.5 \text{ Kg/cm}^2$ .

IV

DESCRIPCION DEL PROCESO.

## SIMBOLOS USADOS.

I E - I A  
a b c

a: Número de la Planta.

b: Clava del equipo.

c: Número del equipo.

PCL Control de baja presión.

FIC Control indicador de flujo.

FR Registrador de flujo.

TIE Elemento Indicador de temperatura.

TRC Controlador e indicador de temperatura.

HC Control manual.

PRC Controlador registrador de presión.

FI Indicador de flujo.

LC Control de nivel.

FRCV Válvula controladora y registradora de flujo.

DESCRIPCION DEL PROCESO

UNIDAD DE DESTILACION AL VACIO.- En el diagrama de flujo muestra esquemáticamente el proceso.

En esta unidad se producirán 3,431 Bls/día de bases para la elaboración de lubricantes ligeros y 2,909 Bls/día de Gasóleo; con un residuo de 8,120 Bls/día que constituirá la carga para la unidad desasfaltadora con propano para la elaboración de base para lubricantes pasados.

La capacidad normal de la Unidad de Vacío es de 14,500 - Bls/día de carga constituida por residuo de destilación primaria.

El proceso consiste básicamente en calentar la carga hasta 360°C y destilar a una presión de 120 mm. de mercurio para obtener 5 cortes ligeros y un residuo asfáltico.

Cortes Ligeros.

Citolina.

Transformador.

Tecnol.

Neutro Ligero.

Neutro.

Los cortes básicos ligeros de esta unidad posteriormente se envían a la Unidad de Extracción con Furfural para su refinación.

TANQUE DE CARGA TV-25A.- El tanque recibe Residuo primario o "crudo reducido" que le envían las dos plantas primarias de la Refinería. La capacidad del tanque es de 55,000 Barriles. Su altura es de 12.80 m; con una altura de operación de 12 m. aproximadamente.

CARGA DE CRUDO REDUCIDO.- La carga entra a la planta por medio de la bomba IG-1A. La bomba descarga al banco de precalentadores de carga a 13.4 Kg/cm<sup>2</sup> y a 70°C.

Se tiene la bomba de relevo IG-IB, que está accionada -- por turbina, equipada para arrancar automáticamente, por baja presión de descarga de la bomba principal o a falta de corriente eléctrica. El interruptor de presión IPCL-3 está conectado a la descarga de la bomba IA; dicho instrumento acciona una - válvula de tres vías en la línea de aire, la cual abre la válvula de control de entrada de vapor IPCL-3VB, que está normalmente cerrada y de acuerdo con el diseño a falta de aire abre, accionando la turbina; con ello se evita que la Unidad quede sin carga por esta falla.

El gasto de la carga se controla por medio de las válvulas controladoras de flujo IFIC-1 y 4 que se encuentran localizadas en las líneas de entrada al calentador. Normalmente - los controladores de flujo están calibrados para dejar pasar 7,410 Ebs/día. La carga total del tanque de almacenamiento de crudo reducido se registra con el IFR-12.

PRECALENTADORES DE CARGA. - El crudo reducido se precalienta en una serie de cambiadores de calor antes de entrar al calentador IF-1. Cuando la temperatura de la carga es cerca de 70°C, ésta cambia calor primero con el corte No. 2 en el - - cambiador IE-1. Aquí la carga se precalienta de 92°C hasta - 96°C dependiendo del caso que esté operando. Durante el caso No. 2 el corte 2 es más pasado que el diesel de vacío, sa-liendo una cantidad mayor en el caso uno con la fracción de - lubricante Tecnol. Por lo tanto durante el caso dos la carga del crudo reducido se calienta a temperatura más alta en el - cambiador IE-1. Después el crudo reducido cambia calor con el producto del corte No. 3 en el cambiador IE-2 ausentándose -- temperatura 131-133°C.

Como la alternativa, la carga puede llegar a la planta a 135°C. Bajo éstas condiciones se puede prescindir del uso de los cambiadores IE-1 y IE-2; pasando directamente a los cambidores IE-3A, B, C y D en donde se sobrecalienta la carga na-ta 238°C.

Han sido previstas líneas directas en cada cambiador, en el banco de precalentadores de carga para flexibilidad de operación cuando varíen las temperaturas de carga.

Este arreglo también permite hacer el trabajo de mantenimiento sin sacar de operación la unidad.

CALENTADOR DE CARGA.- Descripción: El calentador de carga IF-1 es una especie de caja con una chimenea en la parte superior; en la inferior tiene 10 quezadores colocados en línea recta a todo lo largo. La línea de cargar se reparte en 2 serpientes, controlando en cada uno de ellos el flujo, con sus respectivas válvulas de control.

Los serpientes comienzan entrando en la parte superior del calentador, los tubos van en posición horizontal, estos tubos corresponden a la sección de CONVECCION del calentador, en donde se aprovecha el calor de los gases de combustión. -- Donde termina esta sección se tienen los siguientes termopares TIE-3 y TIE-12

Enseguida comienza la sección de RADIACION, continuando los tubos en forma horizontal y terminan saliendo por la parte inferior del calentador.- A la salida están los termopares TIE-5 y TIE-14. Suben las líneas de salida y van a un cabezal de donde sale una sola línea hacia la torre IC-2. En ésta línea están el TIE-15.

En la sección de convección está instalado también un serpentín para recalentar vapor de 30%, que sirve como vapor de arrastre a la torre de vacío y sus agotadores (IC-3, IC-4, y IC-5). Este vapor se controla a 315°C en la salida, chequeándolo con el Termopar TIE-2. Se cuenta además con el TIE-1, -- para la chimenea y el TIE-16 para el Hogar.

Este calentador es de tiro natural y sus presiones se regulan moviendo las compuertas de la chimenea, las cuales se cierran por medio de un cable. Las variaciones de presión se observan en sus medidores:

La presión en la parte baja del Hogar es de más o menos 0.35 Kg/cm<sup>2</sup>.

El calentador en su interior está totalmente recubierto de ladrillo refractario con sus respectivas juntas de expansión. En la zona de convección superior del calentador existe un serpentín para sobrecalentar el vapor de agotamiento el cual se sobrecalienta a 315°C.

El calentador fué diseñado para quemar aceite combustible o gas natural controlándose la temperatura con el ITRC-2. El control de temperatura registra la temperatura combinada de salida, la cual normalmente debe mantenerse cerca de 375°C. Cada serpentín está provisto con tres indicadores de temperatura para ayudar a un calentamiento uniforme.

Un interruptor selector de combustible IEC-1 determina cuál combustible está bajo control automático. Cuando se quema gas combustible, el controlador de temperatura ITRC-2 actúa sobre el controlador de presión de gas IPRC-6 para regular el suministro de gas a quemadores.

Quando se quema aceite combustible el controlador de temperatura ITRC-2, regula el control de presión IPRC-4 de aceite combustible, para que éste a su vez actúe a la válvula de control de aceite combustible IPRC-4VB. Cuando se quema aceite combustible es necesario atomizarlo con vapor para lo cual la presión de vapor de atomización se ajusta automáticamente con el controlador de presión diferencial IPRC-14.

El calentador tiene un sistema completo automático en los controles de encendido. Los interruptores de baja presión de las líneas de aceite y gas combustible operan automáticamente las válvulas de control. Un interruptor de emergencia el INC-4 localizado en el tablero de control principal, también actúan en el circuito cerrado.

#### ALARMAS DEL CALENTADOR.-

IFAL-3: Alarma de Bajo Flujo.

IFAL-6: Alarma de bajo flujo, estas dos colocadas en la entrada.

ITAH-35: Alarma por alta temperatura instalada en la salida combinada.

IPAL-7 : Alarma de baja presión de aceite combustible.

IPAL-8 : Alarma de baja presión de gas combustible.

Los puntos de inyección de vapor de cada serpentín están equipados con los indicadores de flujo IFI-5 y IFI-6. Cuando se opera a baja carga, se inyecta vapor al serpentín para aumentar la velocidad y evitar la carbonización. Un punto de inyección de vapor para uso de emergencia se localiza en la línea de carga principal corriente arriba de los controladores de flujo.

#### TEMPERATURA DE SALIDA DEL CALENTADOR Y VAPOR DE AGOTAMIENTO

TO. - Las temperaturas de salida del calentador y de la columna de agotamiento juntas, rigen la cantidad de crudo reducido vaporizado en la zona de vaporización instantánea. Un cambio en ellas, determina por consecuencia un cambio en la vaporización. Las condiciones de diseño la temperatura de vaporización instantánea deberá ser cercana a 360°C. Esta temperatura se anota en el registrador ITR-3 para control de esa zona.

El vapor de agotamiento se introduce debajo del plano No. 1, es vapor de baja presión sobrecalentado a 315°C.

Un controlador de flujo automático IFI-11 regula el flujo de vapor de agotamiento. A plena carga se requieren 3.9 Ton/hora de vapor de agotamiento. El uso de mucho vapor puede sobrecargar los condensadores del sistema de vacío. El efecto puede ser pérdida de vacío y reducción de la vaporización.

#### COLUMNA IC-2

La columna o torre de destilación consta de 27 platos horizontales con material de acero inoxidable. Trabaja a una presión de 120 mm de mercurio en el fondo y a 50 mm de mercurio en el domo.

Entre el plato 5 y 6 se encuentra la zona de vaporización instantánea. En esta parte se localiza la alimentación de la columna.

Cerca del 40% en paso de la carga caliente que se encuentra a una temperatura cerca a los 360°C no vaporiza y el 60% se va al fondo como residuo.

El residuo se agota con vapor de 2.1 Kg./cm<sup>2</sup>. que es sobrecalentado en el calentador IF-1 mediante los gases de combustión. Este agotamiento tiene lugar en los primeros cinco platos de la torre. Los vapores pasan de la zona de vaporización instantánea a través de un eliminador de niebla que consiste en mallas de alambre de acero inoxidable que forman un espesor de aproximadamente 25 cm. colocado entre el plato 6 y 7.

REFLUJO DE LA CORRIENTE DE RECIRCULACION.- En el plato número 6 se encuentra la extracción para producto "sobre-evaporado" que toma el grado máximo de separación entre el corte No. 3 y los fondos de la columna.

El flujo de esta corriente se ajusta a un valor cerca del 2% durante la operación normal. Esta corriente se bombea de regreso al calentador de carga con la bomba de recirculación -- IC-8A. La descarga de la bomba se encuentra estrangulada por la válvula de control de nivel ILC-2V y la válvula de control de flujo IFRC-10V. El controlador de nivel mantiene un nivel constante en la trampa, corriente abajo del plato No. 6 y la válvula de control desvía el exceso del reflujo hacia la línea de contaminados. Es recomendable que la recirculación del producto "sobre-evaporado" se mantenga en 2.2% en volumen del crudo reducido alimentado. Cuando la columna está en línea y operando normalmente no debe enviarse reflujo a contaminados. El flujo de diseño del "Sobre-evaporado" es de 319 barriles por día y se mantiene ajustando la temperatura de salida del calentador.

CORTES LATERALES Y RETORNOS.- Los cortes laterales se toman de los platos 9, 13, 19 y 14. Las corrientes de retorno de bombas, se incluyen con los cortes laterales en los platos 13, 19 y 14. Todas estas corrientes están a control de flujo contra la carga de los agotadores, regulados por controladores

de nivel. Aumentando el flujo de la extracción en cada uno de estos cortes manteniendo los gastos de reflujo constante, aumentará la temperatura de salida del plato y se abatirán las temperaturas de la columna. Esto aumentará el peso de la fracción que se está extrayendo con los consecuentes aumentos de viscosidad.

En forma inversa reduciendo la extracción se aligera la fracción, el reflujo interno de la columna debajo del plato de extracción aumentará un poco, dando como resultado el abatimiento de la temperatura del plato de extracción. El pase del vapor arriba de este punto tenderá a disminuir y la producción del reflujo de recirculación aumentará.

Se debe recordar que estos flujos están guiados y por lo tanto deben esperarse desviaciones como resultado de las variaciones de la composición de la carga.

EXTRACCION DEL CORTE No. 1.- El corte No. 3 sale por el plato no. 9 y se envía al agotador IC-5 a control de nivel del agotador. Los productos del fondo del agotador se envían a almacenamiento a control de flujo con la bomba IG-6A. La temperatura de extracción del corte es cercana a 316°C maniándose normalmente a almacenamiento 2610 barriles por día.- El vapor de agotamiento se recibe a control de flujo. Necesitándose aproximadamente 0.5 toneladas por hora de vapor considerando los datos de diseño. El producto obtenido aquí es NESTRO.- Antes de ser enviado al tanque de almacenamiento pasa por el cambiador de calor contra la carga IC-2 si es necesario y enseguida al enfriador IE-9 Solowire controlamo el flujo de este corte por medio de la válvula FROV-22. La temperatura de salida para tanques de 65°C aproximadamente. De esta corriente se toma parte para aceite de sellos en las bombas 1G y 7G que manejan carga y residuo respectivamente.

EXTRACCION DEL CORTE No. 2.- La extracción del líquido del plato No. 13 incluye el líquido de retorno de bombas el cual se enfría y regresa a la columna en el plato No. 15.- La temperatura de extracción es cercana a 280°C y la corriente -

de vapor IE-4 regresa a la columna a una temperatura de 238°C.

El producto del corte No. 2 sea TECNOL o en otras condiciones Neutro Ligero, se envía al agotador del corte No. 2 IC-4, a control de nivel del mismo. El producto agotado es enviado a almacenamiento por medio de la bomba IC-5 bajo control de flujo IFAC-21.- El controlador de flujo IFIC-15 regula el flujo de vapor de agotamiento. Cuando se produce TECNOL el gasto de vapor de agotamiento es acerca de 0.4 toneladas por hora, operando con neutro ligero se requieren 0.5 toneladas por hora.

La corriente de retorno se toma corriente arriba del agotador.- Se bombea a control de flujo a través del generador de vapor y se retorna a la columna con la bomba IC-4 A.- se tiene como relevo a este servicio una bomba accionada por turbina de vapor. Esta corriente de retorno mantiene el balance de calor que controla el calentamiento en la columna arriba del plato 15, necesario para la separación de los cortes de productos 1 y 2.- A plena carga se necesitan 10,540 barriles por día de la corriente de retorno de bombas.

Aumentando la carga térmica del reflujo intermedio se disminuye la cantidad de vapor arriba del plato No. 15.- Con el reflujo interno superior a control de reflujo con la válvula IFAC-19 el reflujo intermedio que ha aumentado podría salir con la extracción del producto "gasóleo" del plato No. 24 y aumentaría la producción de "sobreevaporado".- Esto causaría aligeramiento en la composición en todas las corrientes de extracción a menos que el gasto del reflujo del plato No. 23 se redujera para compensar la carga térmica del reflujo intermedio que ha aumentado.

EXTRACCION DEL CORTE No. 1.- El producto del corte No. 1 sale entre 235°C y 240°C tomándose del plato No. 19 y pasa al agotador del corte No. 1 IC-3 a control de nivel, las corrientes de retorno están incluidas en la extracción total del agotador.

La Bomba IC-3 que maneja los fondos del agotador IC-3.-

envía el producto al enfriador IE-7, posteriormente parte de esta corriente, es enviada al tanque de almacenamiento y el resto es regresado como reflujo al plato No. 21. Esta corriente es controlada por medio de la válvula FRC-18. La corriente total antes de pasar por el enfriador IE-7 es controlada por la válvula FRC-20.

Los productos que se obtienen variando condiciones de diseño son: CITROLINA O TRANSFORMADORES.

EXTRACCIONES SUPERIORES.- El plato No. 24 funciona como trampa, del cual se toma el aceite llamado "gasóleo"; la temperatura de extracción es de 218°C.

Las bombas de reflujo IC-2A y IC-2B, la primera es una bomba accionada con motor eléctrico y la segunda por turbina de vapor. El gasóleo que manejan estas bombas proveniente del plato 24, parte se reflaja caliente por medio de una válvula controladora FRC-19 al plato No. 23 y la otra parte se enfría generando vapor en la caldereta IE-5 a la cual se inyecta agua tratada por el lado de la camisa y por los tubos va el gasóleo, el cual intercambia calor para generar vapor de 30%.- Posteriormente pasa el gasóleo al enfriador IE-6 donde baja su temperatura hasta 50°C con agua; este gasóleo frío se envía como reflujo al plato 27, para mantener condiciones de temperatura en el domo y el resto se envía a tanques. Los flujos de diseño son: caso No. 1.- 5,530 barriles por día y para el caso 2.- 5,150 barriles por día de reflujo superior.

CAMBIALORES DE CALOR ENFRIADOS POR AIRE (SOLOAIRE).- Se tienen tres unidades de enfriadores con aire en la Planta de Vacío, cada uno equipado con mamparas de control y ajustes variables en los ventiladores.- Uno de estos enfriadores está diseñado para enfriar las dos corrientes de productos de los cortes 1 y 2.

EQUIPO	SERVICIO
IE-7 y IE-8	Cortes productos 1 y 2
IE-9	Corte producto 3
IE-10	Residuo de vacío.

AGOTADORES

Son torres pequeñas de rectificación que constan de cuatro platos. Por la parte inferior se alimenta vapor de 30# — recalentado para rectificar los aceites. El vapor recalentado tiene una temperatura de 315°C. El objeto es el de eliminar — productos que afecten la temperatura de vaporización. Dichos compuestos junto con el vapor, regresan a la torre IC-2 la — cual tiene vapor recalentado en el fondo para ayudar a la des — tilación.

ALMACENAMIENTO

Los tanques que reciben los productos son:

				BLS.	
TV-1A	Citrolina	Altura total	12.80 m.	Capacidad	25.000
TV-2 A y 2 B.	Transformadores	Altura total	12.80 m.	"	35.000
TV-3A	Tecnol	" "	12.80 m.	"	35.000
TV-4A y 4B.	Neutro Ligero	" "	12.80 m.	"	35.000
TV-5A y 5B.	Neutro	" "	14.60 m.	"	65.000
TV-25A y 26B.	Residuo alto vacio	" "	12.80 m.	"	40.000

La siguiente tabla dá una idea de los rendimientos en — los productos y las viscosidades.

PRODUCTO	BARILES/DIA	TEMPERATURA	VISCOSIDAD
Gasóleo	580	37.8°C	59 s.s.u.
Citrolina	1280	37.8°C	110 s.s.u.
Tecnol	1972	98.9°C	52 s.s.u.
Neutro	2610	98.9°C	240 s.f.
Residuo	8120	50.0°C	120 s.f.
Carga	14500		

Variando las condiciones de operación, se obtienen también Transformadores de 56 s.s.u. a 37.8° C. en lugar de Citrolina y Neutro Ligero de 125 s.s.u. a 37.8° C., en lugar de Tecnol.

### SISTEMA DE VACIO

El sistema de vacío incluye el siguiente equipo:

- |                    |  |
|--------------------|--|
| a).- 1E-11 A y B   | Precondensadores de los vapores del sistema de vacío |
| b).- 1E-1A, B y C. | Eyectores del primer paso.                           |
| c).- 1E-12 A y B.  | Condensadores del primer paso.                       |
| d).- 1E-2A, B y C. | Eyectores del segundo paso                           |
| e).- 1E-13         | Condensador del segundo paso.                        |
| f).- 1C-6          | Pozo caliente.                                       |

Los precondensadores están diseñados al 50% de la capacidad total de la unidad y tienen juegos de válvulas para ser sacados de operación y repararlos o limpiarlos, mientras la unidad está en línea. El flujo de carga se reducirá cuando una celda esté fuera de servicio.

Hay tres eyectores de vapor tanto en los arreglos del primer paso como en los de segundo paso de eyección. Cada eyector individualmente está diseñado para manejar el 50% de la capacidad total.- Por lo tanto, durante la operación normal únicamente dos eyectores de cada paso estarán trabajando. Los eyectores están diseñados para operar con vapor a una presión manométrica de 16.5 Kg/cm<sup>2</sup>. Trabajando estos más abajo de la presión de operación, se reduce la capacidad de los eyectores, reduciéndose al vacío del sistema.

Los condensadores de los eyectores del primer paso 1E-12A y B son unidades diseñadas al 100%. Únicamente una de éstas unidades estará normalmente en servicio.

El condensador del segundo paso 1E-13 pueda ser sacado de servicio, sin interrumpir la operación normal de la planta. En este caso los eyectores del segundo paso podrán descargar a la atmósfera.

El sistema de vacío está diseñado para manejar 400 kg/hr de incondensables. El precondensador está diseñado para recibir el vapor de la columna de vacío como sigue:

Temperatura	105°C
Presión	45 m m. de mercurio.

Composición:

Vapor de Agua	5 Ton/Hr.
Incondensables	460 Kg/Hr.
Hidrocarburos	1,730 Kg/Hr.

A pleno flujo de agua de enfriamiento a 24°C los vapores que salen del precondensador y entran a los eyectores del primer paso, llegan aproximadamente a 29°C. Los hidrocarburos y la mayor parte de vapor se condensan en el precondensador y fluyen al pozo caliente.

El condensado de los condensadores de los eyectores y del tanque separador de gas IC-7 también descargan al pozo caliente. Ambos extremos del pozo están equipados con indicadores de nivel de vidrio, e instrumentos de control de nivel.

El pozo caliente tiene varias mamparas internas que sirven como mallas separadoras de aceite. El condensado fluye por la pierna barométrica hacia el pozo caliente, la cual tiene una alarma por bajo nivel I LAL-28 y un controlador de nivel del pozo ILC-10. Este controlador actúa una válvula de control para enviar el agua al sistema de drenaje. El nivel del líquido siempre debe de cubrir los extremos abiertos de las piernas barométricas para mantener el sello del sistema.

Los hidrocarburos en el pozo caliente están controlados por alarmas de alto y bajo nivel I LAN-29 y I LAL-30, interruptores por alto y bajo nivel I LACH-11 y I LCL-12 que están conectados a los arrancadores de los motores de las bombas que manejan aceite recirculado IG-9 A y B. Estas bombas arrancan y paran automáticamente conforme cambia el nivel. El aceite recirculado puede retornarse a la succión de las bombas de crudo o enviarse al tanque de contaminados.

V

INPECCION Y PRUEBAS

## INSPECCION Y PRUEBAS

Antes que una planta esté lista, aunque sea para las pruebas eliminatorias, debe haberse probado e inspeccionado rigurosamente, totalmente limpia y lavada y finalmente purgada y secada.

Cuando la construcción se acerca a su fin, las inspecciones efectuadas por el cuerpo de especialistas, Ingenieros Mecánicos, Instrumentistas y Electricistas, el departamento de proyectos externos con su cuerpo de Ingenieros de pruebas y arranque.

A los primeros les interesa la instalación y operación del equipo en particular, alineación de bombas, rotación de los motores, vibración de los compresores, colocación de alambres, etc. A los últimos les interesa la planta en general, desde chequear al equipo, así como los detalles de construcción en el campo, la cuál debe ser completamente libre de defectos.

Una manera de asegurar ésto, consiste en basarse en una lista de cosas por chequear o de faltantes, listas detalladas, lo cuál es simplemente una fórmula para asegurarse que la planta quede terminada completamente.

Desgraciadamente las listas de chequeo, no sirven como sustitutas del pensamiento, experiencia y trabajo arduo. Ninguna lista puede abarcar todos los detalles de una planta química. Si está mal armada o instalada no podrá haber una producción ordenada en su operación de puesta en marcha.

Las inspecciones y pruebas necesitan ser planeadas y programadas, para sincronizarlas con las actividades de los constructores. La inspección de recipientes, columnas y reactores, por ejemplo, deben de programarse en forma que se complete antes que el personal de construcción los haya cerrado. Las inspecciones de las líneas o aislamiento, pueden dejarse para más tarde.

Todas las deficiencias y omisiones que ocurran durante -

la inspección deben ser finalmente tabuladas y la lista de ellas, presentada al Superintendente de construcción.

DEBIDA Y LAVADO.-

Las pruebas de presión a tanques, reactores y tubería para comprobar su resistencia mecánica y su hermeticidad en las juntas, pueden ser neumáticas o hidrostáticas; probándose a UNA Y MEDIA veces arriba de la presión de trabajo del equipo o línea. Deben de ser certificadas las pruebas, por personal de operación, de inspección y seguridad y por personal de la Gerencia de Proyectos y Construcción. La compañía constructora debe de ser responsable de las precauciones que se tomen para proteger al personal y equipo durante la prueba.

Para los riesgos de las pruebas hidrostáticas, las medidas de seguridad deben tomarse muy en serio, pues han ocurrido accidentes de graves consecuencias al estallar un recipiente por falla del mismo.

Es importante eliminar de las tuberías residuos de varillas de soldadura, pernos, guantes, estopa y otros materiales empleados en la construcción y que por olvido pueden quedarse dentro de los recipientes y tuberías.

Pedacos grandes de madera y cable, deben eliminarse en la primera inspección, restos pequeños como los mencionados arriba, deben de eliminarse por medio de lavado con agua en las tuberías y recipientes. Cuando es necesario eliminar capas de aceite, ésto deberá hacerse por medio de lavado químico o cepillado con vapor si se cuenta con él.

Antes de efectuar el lavado, es necesario hacer una comprobación completa del proceso para asegurarse de que en las succiones de las bombas y en las válvulas de control se hayan colocado mallas o bridas ciegas o simplemente desconectar la línea, juntas ciegas al frente del equipo como son compresores y que existan los directos necesarios en las tuberías que permitan la continuidad de flujo. Por ningún motivo deberán probarse las bombas ni las válvulas de control.

El lavado debe manejarse por cuadrantes geográficos o por circuitos, tales como sector de preparación de carga, reactor, regeneración, calentador de carga, etc. Todas las secciones demasiado grandes como tuberías de 30 pulg. de diámetro o aquellas que no deben llevar agua, por que contendrán más tarde reactivos químicos que pueden ser afectados por dicho líquido, deben de ser totalmente sopladas con aire o gas inerte.

En este último caso o cuando se use para soplar o lavar vapor o agua, las velocidades de flujo para esta operación deberán ser lo suficientemente altas para asegurar que las líneas queden realmente limpias. La velocidad del agua debe de ser por lo menos 220 metros por minuto y las del aire o vapor, de 3660 metros por minuto como mínimo.

Como en todas las construcciones, la atención a los detalles debe de ser crítica, más tratándose de lavado y presionado del equipo.

### PREPARATIVOS FINALES

La última etapa de preparación para la puesta en marcha, consistirá en simular operaciones, la primera de las cuales - será efectuada con fluidos no peligrosos, como aire, agua o - gas inerte.

El agua deberá ser bombeada a través de toda la intala- ción a excepción de aquellas partes donde las condiciones es- peciales no lo permitan. Los compresores y sopladores deberán operarse con aire o gas inerte.

El valor principal de la simulación, será el de permitir que los operadores se familiaricen totalmente con la operación de la planta, antes de introducir en ella productos químicos peligrosos. Por esta razón la simulación debe efectuarse a un paco moderado y programado por varios días, de manera que el personal de cada turno tenga oportunidad de tomar parte en -- ella.

Las fugas en las bridas deberán localizarse y apretarse. También durante esta operación muchos instrumentos se pueden poner en servicio. Los ingenieros de puesta en marcha, así -- como los operadores deben estar alertas, para localizar los errores de diseño y construcción, que no fueron observados du- rante las inspecciones, ni cuando se efectuaron las pruebas de equipo.

Como el proceso no ha sido diseñado para operar con los fluidos de prueba, tanto los ingenieros como los jefes de guardia deberán tener especial cuidado para evitar que el equipo se dañe. Deben estar enterados de antemano de las limitaciones en el diseño del proceso; incluyendo las máximas temperaturas y presiones de operación, así como la calibración de los discos de ruptura y las válvulas de relevo.

Al final de esta simulación, deberá drenarse el agua, y el equipo deberá secarse y finalmente purgarse (dependiendo del proceso); tanto el secado como la purga o ambas operaciones pueden no ser necesarias, aunque generalmente el purgado si es recomendable.

El siguiente paso, todo ya pueda considerarse una simulación, o bien, el inicio de la puesta en operación, y éste consiste en introducir solvente o aceite de lavado al proceso. En el caso de que el proceso requiera de más de un solvente, éstos deberán introducirse de uno en uno simulando con cada uno de ellos la operación.

Para asegurarse de que no se omite ningún paso, deberá hacerse un diagrama de bloques, y de esta manera se tendrá la certeza de que se sigue una secuencia apropiada. Realmente ninguna parte del equipo se prueba totalmente hasta que entra en operación, es por eso que el cuidado deberá ser de vital importancia.

En el caso de introducir aceite de lavado al proceso, ésta deberá hacerse en forma completamente controlada para aprovechar al mismo tiempo el poder calibrar algunos instrumentos como pueden ser los de temperatura y presión. Se deberá realizar un esfuerzo para lograr que todos los analizadores del proceso y mecanismos de seguridad se prueben y trabajen correctamente. De no llevarse a cabo esta operación e iniciarse la puesta en operación, los operadores de la planta estarían trabajando a ciegas y ésto puede resultar sumamente peligroso en una "arrancada".

Solamente cuando las operaciones con los fluidos que se van a emplear en el proceso, se han llevado a cabo bajo completo control, se deberá intentar el paso final de la puesta en operación.

LISTA GENERAL DE REVISIONES Y PREPARACION PARA LA PUESTA EN OPERACION.-

Mantenimiento.-

Personal organizado y entrenado.

Talleres equipados.

Refacciones y materiales en bodega.

Herramientas especiales.

Empaques de repuesto y lubricantes.

Procedimientos de inspección para equipos establecidos

Archivo de manuales e instructivos de equipo.

Inspección.-

Revisión de recipientes.  
Empaques adecuados.  
Instrumentos de acuerdo con los diagramas de flujo.  
Arreglo de equipo de acceso y operación.  
Limpieza absoluta en tuberías y equipo.  
Aislamiento.  
Instalación de juntas ciegas.  
Instalación de cedagos y mallas temporales en los equipos.  
Revisión de trampas de vapor y venas de calentamiento.  
Pruebas a presión, secado y purgado.  
Prueba de continuidad con aire.  
Barrido con gas inerte.  
Proceso de secado.  
Prueba al vacío.  
Rotulación de equipo y tubería.  
Revisión de expansiones y soportería.  
Instalación de placas de orificio después de la circulación  
de la planta con solvente o aceite de lavado.

Servicios Auxiliares.-

Energía Eléctrica y Alumbrado.  
Chequeo de continuidad.  
Situar mecanismos de disparo en las subestaciones.  
Aislamiento eléctrico y seguridad.

Muestrear y comprobar el aceite de los transformadores.

Tratamiento de Agua.-

Cargar camas de los filtros.

Cargar resinas intercambiadoras de iones.

Revisión de los sistemas de inyección de reactivos.

Agua de Enfriamiento.-

Lavar los cabezales de entrada y de retorno.

Limpiar el estanque de la torre.

Limpiar y calibrar los abanicos.

Aire de Servicios.-

Limpieza del cabezal por soplado.

Purgar continuamente el agua.

Carga de desecadores y secado del cabezal.

Vapor.-

Calentamiento de líneas.

Soplado de los cabezales principales.

Soplado de las líneas laterales.

Presionado del sistema.

Condensado.-

Trampas de vapor y drenes del cabezal.

Revisión de operación de las trampas.

Gas Inerte.-

Soplado de líneas con aire.  
Presionado del circuito.

Aceite Combustible.-

Lavado de la línea.  
Drenado del circuito.  
Aislamiento de la tubería.  
Operación del circuito.

Laboratorio de Control.-

Personal completo y entrenado.  
Especificaciones para todos los productos y materias pri  
mas.

Calentadores de Fuego Directo.-

Instrumentos y Controles Revisados.  
Secado del Refractario.  
Comprobación de las Tensiones en Caliente de los Tubos.

Motores Eléctricos.-

Secado del Devanado.  
Comprobación de la Rotación.  
Prueba sin carga.

Turbinas de Vapor y Gas.-

Instalación de Ebería Auxiliar.

Sistemas de Lubricación y Enfriamiento Comprobados.

Calibración de los Dispositivos de Disparo.

Prueba sin Carga.

Prueba con Carga Reducida.

Revisión del Control de Velocidad.

Comprobación de Vibraciones.

Sistema de Sellos.

Compresores Centrífugos.-

Sistema de Lubricación y Sellos.

Sistema de Enfriamiento.

Instrumentación y Controles.

Sistema de Alarmas.

Bombas.-

Sistema de Lubricación y Sellos.

Sistema de Enfriamiento.

Alineación en Frío.

Alineación en Caliente.

Medidas de Vibraciones.

Instrumentos.-

Soplado con aire seco y limpio.

Secado.

Calibración.

Limpieza Química.-

Activación.

Pasivación.

Enjuague.

Operaciones Preparatorias.-

Programación de la Puesta en Marcha.

Seguridad.-

Ropa de protección, gafas, protectores faciales, cascos, guantes de trabajo, delantales, capuchas, máscaras para gas, (filtros de repuesto), aparatos para respiración con manguera de aire, y también con cilindros de oxígeno portátiles.

Herramientas antichispa, mangueras y escaleras de mano disponibles, permisos para trabajo en operación por escrito.

Calibración de válvulas de seguridad e instalación de las mismas.

Instalación de extinguidores en las diferentes áreas de la planta.

Instalación de casetas contra incendio.

Revisión de la red contra incendio, checar flujo en hidrantes y monitores, chiflonas, mangueras disponibles.

Planeación de los procedimientos contra incendio.

Organización del cuerpo de bomberos y salvamento.

VI

RECOMENDACIONES GENERALES.

PARA INICIAR LA OPERACION.

### RECOMENDACIONES GENERALES PARA INICIAR LA OPERACION.

Teniendo en cuenta las dificultades y problemas que se presentan para iniciar la operación de "puesta en marcha" de una — Planta Química, cada retraso o parada se refleja negativamente en el renglón económico. Para evitar esto, hay que tomar en cuenta — los siguientes factores:

- 1°.- Planteo cuidadoso, árido.
- 2°.- Personal experimentado.
- 3°.- Una organización eficiente.
- 4°.- Entrenamiento completo.
- 5°.- Comunicación total de observaciones y estudios.

Cuando el inicio de operación de una planta grande y — costosa se ve plagada de problemas, acompañada de gastos adicionales que hay que sufragar, tales como los ocasionados por materias primas desperdiciadas, servicios auxiliares, personal, asistencia de ingenieros y especialistas, revisiones de equipo, refacciones y las pérdidas aparentemente intangibles como la caída de mercados a los competidores por no existir el producto a mano en el mercado.

Nunca antes la presión económica había sido tan inten— sa para arrancar las nuevas plantas químicas como en la actualidad, y sin embargo, nunca este tipo de operación ha ofrecido tantas dificultades como en los últimos años.

Cada día las instalaciones son más grandes y más comple— tas a la vez que más complejas en su proceso y diagramas de control. Se opera a presiones y temperaturas más elevadas, se manejan mayor número de sustancias corrosivas; las reacciones son más complicadas y se establecen corrientes de recirculación.

Anteriormente los procesos eran más simples y las especificaciones de los productos menos rígidas, la regulación casi rectilínea de las temperaturas, presiones y flujos eran suficientes para controlar la planta. En cambio ahora, el control de impurezas se mide en partes por millón (p.p.m.) y se trata de ir mejorando cada día más el control de calidad del producto.

Los fines supremos de un buen diseño de una planta, deben ser siempre, la recuperación más rápida posible de la inversión y el mínimo capital para gastos. A los diseñadores se les ha preocupado siempre en primer lugar, investigar el equipo específico y las variables de operación que conduzcan a lograr estas metas. Desde luego, el costo del diseño y el tiempo para llevarlo a cabo deben ser factores controlados.

La reserva de refacciones puede facilitar en gran parte los esfuerzos de la puesta en marcha. El precio de una pieza de refacción puede parecer insignificante comparándolo con el costo de una gran planta; pero si se multiplica por el número de partes de repuesto — que podrían ser instaladas en ella, se notará que el costo asciende rápidamente.

Las grandes plantas requieren de tubería de gran diámetro y éstas de válvulas grandes y muy costosas, así como un gran número de piezas que componen el equipo de una instalación.— Una planta tipo podría tener más de 200 piezas de equipo fácilmente distinguibles; torres, compresoras, cambiadores de calor, bombas, filtros, etc., cada parte de estas, compuesta a su vez de 100, y por lo tanto, totalizando 20000 piezas que en una puesta en marcha pueden fallar.

A pesar del perfeccionamiento de las técnicas de diseño en los últimos diez años, es improbable que se realice una puesta en marcha sin problemas. En el diseño de plantas existe un compromiso al balancear el proyecto de la planta ideal con el costo permisible de inversión.

Si las compañías fabricantes de equipo y las diseñadoras de procesos químicos industriales, pudieran proporcionar un control de calidad de la magnitud que exige un programa espacial, en las puestas en marcha de plantas habría muy pocos problemas o ninguno.

Desde luego, todas las compañías no los tienen, no los desean y no se paga por obtenerlo, y en realidad no lo necesitan.

Todo esto significa que cuando nuestro equipo hipotético de 20000 piezas sea sometido a las temperaturas y presiones de diseño, la primera vez habrá muchas fallas. Los sellos de las bombas causarían problemas seguramente, también los instrumentos y posiblemente el equipo en general presente fugas y aumente las dificultades.

Según estadísticas, se dice que al iniciar la operación de una planta ("arrancada"), el 61% de las dificultades es causado por las deficiencias en el equipo y 10% por errores de diseño, 16% por exceso de economía en la construcción y un 13% por errores de operación.

Aunque estas cifras pueden variar en algo, son representativas de los problemas que se originan, sobre todo en las piezas más insignificantes de los equipos, y que forman la fuente de dificultades que retrasan con más frecuencia una puesta en operación.

Por otra parte, una falla en el diseño del proceso es mucho más probable que conduzca a un arranque defectuoso, que se prolongue mes tras mes y quizás lleve a la conclusión que una planta tal no puede ponerse en marcha.

Si un proceso no puede ponerse en operación normal, es muy probable que se deba a que en su diseño la investigación exploratoria fue insuficiente o imperfecta y por lo tanto también el desarrollo del proceso. Un modelo matemático no será más exacto que los datos en que este basado. Es posible que un ingeniero de diseño piense que por haber efectuado gran cantidad de cálculos en una computadora, él ha simulado un proceso, cuando en realidad no lo ha hecho por la falta de datos correctos.

Como se ha hecho notar anteriormente, las causas que detienen la operación inicial de una planta son: diseños inadecuados, demasiada economía en la construcción, deficiencias del equipo y errores humanas de operación.

Para que una puesta en marcha realmente tenga éxito, no es suficiente que estos problemas se resuelvan cuando ocurren o son evidentes. Deben anticiparse y no permitir que lleguen a ser realidades.

Para conseguir esta meta, o cuando menos aproximarse a ella, hay que tener presente los tres elementos siguientes:

- 1º.- Cuerpo de personal perfectamente entrenado, experimentado y capaz, organizado en forma eficiente.
- 2º.- Programación y planeación detallada concienzudamente.
- 3º.- Comunicación completa en todas las disciplinas que intervienen en la puesta en marcha.

Dentro de los elementos anteriores se encuentran implícitamente cinco claves para iniciar con éxito la operación:

Experiencia.

Organización.

Planeación.

Entrenamiento y

Comunicación.

SE REQUIERE EXPERIENCIA.

Esta es la característica necesaria en el personal que va a "arrancar" una planta. De mayor valor resulta, desde luego, la experiencia en anteriores puestas en marcha cuando son plantas similares.

Esta resulta evidente si se tiene en cuenta que en un proceso nuevo, cada puesta en marcha que sigue a la anterior es más corta o con menos dificultades que la última.

Pero cuando el proceso en el que se ha adquirido experiencia no sea similar al que se va a "arrancar", de cualquier manera la experiencia es muy valiosa, pues en un análisis de puestas en marcha de diversas plantas, se vió que existen problemas que son esencialmente los mismos en todas ellas.

Los miembros integrantes del equipo de una puesta en marcha que revisan el diseño del proceso para asegurarse de su operabilidad, necesitan ser experimentados, pues como no es posible para ellos hacer la disección de todas las minuciosas partes de un diagrama de flujo detallado, deben de confiar en su buen juicio que tiene como base la experiencia, para prever en que partes del proceso es probable que se presenten dificultades.

Aunque al iniciar la operación en una nueva planta lo que se menciona con más frecuencia es la experiencia del personal, en realidad la parte más crítica es la forma de cómo está encabezado y organizado este personal.

Al escoger la gente que tome parte en la operación inicial, dependerá del personal que haya tenido a su cargo el desarrollo del proceso y del proyecto, y ellos tomarán sobre sus hombros la tarea del trabajo inicial así como la de alcanzar la capacidad de producción señalada por el diseño; es decir, en otras palabras, hasta que el producto se obtenga dentro de las especificaciones del diseño.

ORGANIGRAMA DE ARRANQUE

ING. COORDINADOR DE PROCESO  
ING. COORDINADOR DE PROYECTO  
ING. DE DISEÑO

DEPTO. OPERACION  
ING. JEFE DE PLANTA

SERVICIOS TECNICOS

ING. DE PROCESO  
JEFE QUIMICO  
ANALISTAS ESPECIALES  
ANALISTAS DE TURNO  
ING. INSTRUMENTISTA  
ING. ELECTRICISTA  
ING. DE SERVICIOS  
AUXILIARES

ING. JEFE AREA

ING. DE TURNO

JEFS DE GUARDIA

OPERADORES

DEPTO. MANTENIMIENTO

ING. SUPERVISOR PROYECTO  
ING. JEFE MANTENIMIENTO  
TUBEROS  
MECANICOS  
INSTRUMENTISTAS  
ELECTRICISTAS  
ALBANILES (AISLAMIENTO)  
MANOBREROS

La organización básica para la puesta en marcha debe estar formada por las personas que investigaron, desarrollaron y diseñaron el proceso: un ingeniero coordinador del proyecto y la persona que está a cargo de la operación del arranque de la planta.

Un comité más amplio, que pueda estar al servicio de la Superintendencia de Proyectos, así como de la Superintendencia de la Planta, puede ser formado por los jefes de área y de aquellos especialistas vitales para el éxito de la operación; un ingeniero técnico de servicio, el jefe químico del laboratorio de control, un ingeniero de construcción, un ingeniero instrumentista, un ingeniero electricista y uno de servicios auxiliares.

Las personas que tienen experiencia en puestas en marcha de plantas nuevas, recomiendan generalmente que el cargo se otorgue a una sola persona, que pueda ser investida con la responsabilidad y autoridad total.

Los ingenieros que han desempeñado el puesto de jefe de proyecto y de operación de puestas en marcha confiesan que son de los trabajos más interesantes y estimulantes que las industrias de proceso químico pueden ofrecer, y afirman que por la responsabilidad total, planeo general y de decisiones que deben tomar día a día el jefe de proyecto o puesta en marcha, se obtiene una experiencia indescriptible. Existen ingenieros que expresan que el 90% del éxito de la operación, depende de encontrar a la persona adecuada para ese puesto.

El poner en marcha una planta nueva, requiere dedicarle una atención completa a la organización, planeación y programación. Es por esto que el jefe de la operación debe estar escudado contra todo aquello que lo distraiga del trabajo que tiene entre manos y que es simplemente tomar a su cargo la planta y arrancarla.

Los informes a los directores o departamentos de proyecto, podrán ser escritos por un asistente del jefe o por otro miembro de la comisión para la "arrancada", lo cuál ofrece cuando menos tres ventajas:

- 1°.- El encargado de la operación no será distraído de su verdadero trabajo.
- 2°.- El que haga este trabajo no se verá tentado a describir los progresos cuando en realidad no haya habido ninguno.
- 3°.- Porque no estará directamente influenciado y podrá — por lo tanto, valorar objetivamente el progreso logrado.

El jefe de la operación deberá hacer sus decisiones basándose exclusivamente en su juicio de ingeniero y los directivos no deben interferir en él.

Con frecuencia los altos directivos que están posiblemente sobre-informados del costo de una suspensión de operación, insistirán demasiado a menudo en seguir operando aún cuando todo ello aumente la posibilidad de llegar a un paro de planta desastroso o de dañar seriamente el equipo.

#### EL MANTENIMIENTO RAPIDO Y EFICIENTE.

La parte que corresponde al mantenimiento de una nueva planta es muy importante. La frecuencia y magnitud de los trastornos que interrumpen la operación dependerá en gran parte de la forma como esté integrado el departamento de mantenimiento y que sus hombres trabajen en forma rápida y eficiente.

Una reparación rápida con frecuencia puede evitar que las dificultades menores lleguen a transformarse en causas de parada de una planta. Deben existir en cada turno los obreros especializados, en número necesario para atender estos problemas. Nada es más exasperante para un supervisor de operaciones que tener que suspender éstas a causa de una dificultad menor, por no contar en la planta con el personal necesario para repararla rápidamente.

El tiempo que el personal asignado tenga que permanecer en la planta será resultante, desde luego, de la magnitud de ésta y de que sea una instalación aislada o dependa de un complejo (de donde se pueda obtener ayuda). Si la instalación es grande, deberán estar cuatro tuberos por turno, un electricista, un instrumentista y dos mecánicos por lo menos en cada turno. Los demás especialistas podrán ser llamados cuando se necesiten.

En una "arrancada" siempre es preferible estar un poco recargados temporalmente de personal de mantenimiento, que tenerlos que buscar durante las dificultades.

Es indispensable incluir dentro del personal de mantenimiento la presencia de técnicos instrumentistas para reparar y ajustar los instrumentos. Estos instrumentos cuando funcionan correctamente son herramientas de gran utilidad para controlar un proceso, pero desgraciadamente con frecuencia no se ponen a trabajar ya ajustados, sino hasta meses después que una operación de puesta en marcha ha terminado.

Una forma de subsanar este problema es que los instrumentistas se familiaricen con los instrumentos y con el proceso. Esto debe hacerse bastante tiempo antes de que la construcción sea terminada.

Si a la comisión de puesta en marcha se incorpora un ingeniero de proyectos y construcción, facilitará la corrección de las deficiencias de construcción. Será un miembro particularmente valioso del equipo cuando la planta sea revisada y probada. Lo ideal es lograr - que los defectos de la construcción se encuentren y corrijan antes de que los constructores hayan abandonado la planta.

Un ingeniero de proceso puede ser de gran ayuda en la comisión de la puesta en marcha. Deberá estar ampliamente capacitado para programar y prevenir problemas que se resuelvan en computadora. Si no se dispone en la planta de una de ellas, podrá tener acceso a alguna que posea la empresa. Este ingeniero de proceso, en caso de que persistan los problemas en el proceso de la planta, será el encargado de coordinar una pequeña comisión para estudios cortos sobre el tema.

#### LAS FUNCIONES DE LA COMISION DE ARRANQUE.

La comisión revisará los planos y procedimientos para la puesta en marcha, incluyendo los últimos cambios sobre los proyectos originales. Sus miembros servirán de enlace con sus respectivos departamentos para asegurar la canalización pronta y autorizada de las instrucciones e información y como consultores del encargado de la puesta en marcha, en lo que respecta a la resolución de problemas que estorben el desarrollo de la misma.

Otros miembros, como los de los departamentos de Inspección y Seguridad y el Eléctrico deben agregarse a la comisión.

Quienes encabezan los departamentos de operación y mantenimiento seguirán siendo responsables de la puesta en marcha. Entre las obligaciones que se adicionan al departamento de operaciones se encuentra la tarea de escribir las instrucciones de operación, la preparación de las fuerzas de reparte, las requisiciones de materias primas y del entrenamiento de los operadores.

PROGRAMA DE LA PUESTA EN MARCHA.

Quando una planta nueva se va a poner en línea, siempre habrá problemas, no importa cuán cuidadosamente haya sido diseñada y construida, una planta que cuenta con 2000 partes perfectamente diferenciadas, presentará la probabilidad de 20 fallas, cualquiera de las cuales puede ser crítica.

Las fallas pueden ser previstas. Pero algunas no pueden resolverse por adelantado, los planes deben prepararse para resolverlos conforme se vayan presentando.

También los preparativos para la puesta en marcha y el "arranque" en sí, pueden ser coordinados en forma tal que todo el trabajo - vaya progresando ordenadamente, en una secuencia ininterrumpida que conduzca al éxito como lo es la producción total en el tiempo más corto.

Un programa señala metas que aseguren que el trabajo preparatorio será ejecutado para llevarlas a cabo. Debe ser preparado en detalle y proyectado hacia adelante tanto como sea posible, de manera que cada persona que tenga que ver con la puesta en marcha sepa que es lo que se pide. El programa deberá ser deliberadamente optimista, este es, basado en la suposición de que nada resultará mal. De esta manera, se harán todos los esfuerzos para identificarse con él. Esta aproximación proporcionará una idea del éxito de la puesta en marcha y de la efectividad de la planeación.

El tiempo es crítico en una puesta en marcha. Casi siempre el costo de apearse a un programa en su fase tiempo será recompensado por sí mismo al final.

Cualquiera que esté a cargo de la puesta en marcha de la planta, tendrá que tomar parte desde un principio en su diseño y — tendrá que ver, desde luego, en la preparación de los procedimientos completos para determinar que la planta pueda arrancarse, prepararse y mantenerse operando. También hará una estimación de la duración de la puesta en marcha, basándose en la experiencia con procesos comparables y en discusiones con el ingeniero de diseño acerca de detalles poco usuales del proceso.

El jefe de mantenimiento es conveniente que durante la — construcción esté dedicado como asesor en los problemas que el diseñador tenga que ver con mantenimiento, con el objeto de que se familiarice totalmente con el equipo de la nueva planta.

Al mismo tiempo, el jefe químico debe de entrar en los — planes de operación de manera que pueda preparar los métodos analíticos, los procedimientos de control y entrenar al personal de la — sección analítica.

Los ingenieros destinados a la puesta en marcha deberán entrar en escena por lo menos tres o cuatro meses antes, si es posible, de que se termine la construcción, para revisar con el diagrama de flujo e instrumentación las líneas y el equipo de la nueva — planta y hacer las correcciones necesarias.

Cuando la construcción principia, el departamento de Inspección y Seguridad, así como el departamento de Mantenimiento, deberán agregar un empleado a su personal para formar un archivo completo de toda la información colectada acerca de cada pieza de equipo el cual deberá ser archivado en folios por separado.

Si es posible, cada folio deberá incluir: diagramas de armado, lista de partes, manuales de erección y mantenimiento, catálogos, correspondencia entre los fabricantes y la Gerencia de Proyectos, hojas de especificación con todos los datos que se encuentran en las placas con la descripción del equipo, especificaciones del material de partes en uso, número de las partes y especificaciones, boletines describiendo la forma de efectuar reparaciones no comunes e difíciles, catálogos con listas de partes intercambiables, etc. Este archivo, junto con la demás información, como diagramas de flujo, planos de tubería, diagrama eléctrico y de instrumentos, diagrama mecánico, obra civil, protecciones contra incendios, deberá estar colocado en un lugar que sea accesible al personal de la puesta en marcha a cualquier hora.

También se tendrá un programa para compilar una lista de partes de refacción a la que pronto debe seguir el levantamiento del inventario, este trabajo será efectuado por la Superintendencia de Proyectos y Construcción.

A medida que la operación continúa, el jefe de mantenimiento, junto con el ingeniero constructor observarán la instalación de las piezas de equipo mayor como son: compresoras, motores, turbinas, abanicos y bombas. Si las instalaciones eléctricas son complejas, como son generalmente la mayoría de los casos, el ingeniero electricista las deberá revisar. El ingeniero instrumentista procederá en forma similar con los instrumentos.

Los operadores que estarán dentro del personal en la puesta en marcha deberán de llegar con seis semanas de anticipación a la terminación de la construcción, o si es posible, mucho antes, afin de que conozcan más acerca del proceso. Durante este tiempo no sólo recibirán entresamiento, sino que tomarán parte en las operaciones que preceden al recibo de la planta.

VII

INFORME DE LA PUESTA EN

OPERACION.

INFORME DE LA PUESTA EN OPERACION DE LA PLANTA No. 1 DE DESTILACION AL VACIO

---

1.1 ENERGIA ELECTRICA.

Se está alimentando normalmente de la C.F.E., a las Subestaciones de las plantas 1, 2, 3, 4, 5, 6, 32, 7, 8 y 31.

1.2 AGUA DE POZOS.

Operando normalmente los pozos No. 16 y 17 con un gasto aproximado de 94.6 Lts/meg.

1.3 AGUA DE ENFRIAMIENTO.

Operando continuamente las bombas, con motor eléctrico.-- Una de las bombas accionadas por turbinas está lista para operar a falta de energía eléctrica, la otra bomba en unos días más queda terminada.

1.4 AIRE DE INSTRUMENTOS Y SERVICIOS.

Operando normalmente las dos compresoras con motor eléctricos, están listas para operar los compresores accionados por turbinas.

1.5 VAPOR Y COMBUSTION DE ALTA Y BAJA PRESION.

Se encuentran ambas líneas operando normalmente las veenas de calentamiento de están probando para líneas de -- inter presión.

1.6 SEPARADOR DE ACEITE.

De acuerdo con las necesidades se están operando intermitentemente las tres bombas provisionales para desagüe del colector aceitoso al río Lerma en tanto se termina la obra del separador de aceite.

1.7 CARGANO DE BOMBEO.

Operando por gravedad normalmente.

1.8 DESFOGUES DE ALTA Y BAJA PRESION.

Se inició el purgado del aire de ambos sistemas a las -- 14 Hrs. habiéndose encendido una boca de cada sistema a las 16.30 Hrs. en el nuevo quemador de campo, inyectando se continuamente gas natural.

1.9 GAS NATURAL Y COMBUSTIBLE.

Se retiró la junta ciega de la línea de gas natural pro-

veniente del gasoducto a 250 psig. a las 14 Hrs. y se inició el purgado del cabezal de gas combustible y ambas líneas de desfogue operándose bajo control de presión — del tanque de balance 31-C3.

1.10 COMBUSTIBLES.

El sistema completo se encuentra listo para operar.

1.11 ACEITE DE LAVADO Y SELLO.

Terminada la línea de interconexión al tanque de almacenamiento TV-3CA.

1.12 AGUA TRATADA.

Terminada la línea de alimentación a los generadoras de vapor de la unidad uno, IE-4 y IE-5.

1.13 GAS INERTE.

Terminada la línea de inyección de gas inerte ( $CO_2$ ) a la unidad de vacío.

2.C UNIDAD No. 1, DESTILACION AL VACIO.

Terminados los trabajos de carpentería, la tubería central, las unidades 1 y 2, lo mismo que los trabajos de pruebas hidrostáticas se dá por terminada la planta, quedando lista para la inyección de gas combustible al calentador a iniciar el secado del refractario.

"ANALISIS DE LOS SERVICIOS DE VAPOR Y ENERGIA  
ELECTRICA PARA EL ARRANQUE"

---

PRODUCCION DE VAPORE

La producción de vapor de  $17.6 \text{ Kg/cm}^2$  es actualmente generada por 7 calderas, 4 con una capacidad de 60.1 Ton/Hr. y 3 de 1136 Ton/Hr. (nominales) éstas últimas producen 91 Ton/Hr. c/u, su bajo rendimiento requiere programar su reparación con objeto de aumentar su capacidad.

La producción actual contando con la 7 calderas, es de 543 Ton/Hr., contándose con una excedente aproximadamente de las nuevas plantas. Se tiene que tomar en cuenta que en época

de lluvia la producción de vapor se ve merizada por las condensaciones.

PUESTA EN OPERACION DE PLANTAS.-

Debido a que cuando se arranquen las plantas no se contará con la nueva caldera de 159 Ton/Hr.

Consumo de vapor de 17.6 Kg/cm<sup>2</sup>. para las nuevas plantas Bechtel (primera fase de arranque).

PLANTA	CONSUMO
a).- Destilación al vacío	15,373
b).- Desfaltadora con propano	146,955
c).- Tanques de carga de Desasfaltadora	20,000
d).- Plantas Servicios Auxiliares	<u>24,300</u> Unidad 31
	93.6 Ton/Hr.

Lo que hace un total de 93.6 Ton/Hr.

La torre de enfriamiento se opera unicamente con la bomba accionada con motor. De esto se desprende que se requiere no sacar fuera de operación ninguna caldera y el excedente de 80 Ton/Hr. tratado anterior es indispensable suministrarlo para el arranque de las plantas Bechtel 1, 2 y 31 cuyo consumo es de 94 Ton/Hr., quedando un déficit de vapor de 14 Ton/Hr., por lo tanto la capacidad de operación de las plantas anteriormente citadas será ajustada al suministro de vapor de 80 Ton/Hr.

ENERGIA ELECTRICA:

El consumo de energía eléctrica actual de las plantas en operación es de 15,200 KW, en época de lluvias cubre el consumo aproximadamente 1,200 KW o sea un total de 16.400 KW por concepto de operación de bombas para desalojar agua de drenajes.

SUMINISTRO DE ENERGIA ELECTRICA.

Anteriormente el suministro se hacia de dos formas, una por medio de la Comisión Federal de Electricidad con 3,200 KW y la otra por medio de 5 generadores trabajando a baja capacidad cuya generación es de 12,000 KW para completar los 15,200 KW.

La capacidad real de generación de los turbogeneradores y su consumo de vapor está dado a continuación:

a) Equipo	Capacidad por Unidad	Capacidad Total
Turbogeneradores 1, 2, 3, 4.	3,000 KW	12,000 KW/Hr.
Turbogenerador 5	6,000 KW.	<u>6,000 "</u>
	total generado	18,000 KW/Hr.
b) Consumo de Vapor 17.6 Kg/cm <sup>2</sup> por unidad.		
Turbogeneradores 1,2,3 y 4	16.3 Ton/Er.	66 Ton/Er.
Turbogenerador 5	32.7 Ton/Er.	<u>32.7 "</u>
	total consumido	98.86 Ton/Hr.

SUMINISTRO DE ENERGIA PARA EL ARRANQUE

De acuerdo con lo prometido por la C.F.E. suministrará - 10,000 KW en fecha próxima para las plantas en operación, - - aparte de los 3,200 Kw actualmente suministrados lo que hará un total de 13,200 KW el faltante 2,000 KW serán alimentados operando a baja capacidad 2 turbogeneradores chicos o en igual circunstancia el turbogenerador 5.

El suministro de los 10,000 Kw son considerados provisio<sup>u</sup>nalmente, ya que posteriormente se requerirá una sola alimentación para todas las instalaciones de la Refinería y una capacidad de 40,000 KW; que es la capacidad instalada de la - - nueva Sub-estación de enlace PEMEX-C.F.E.

### SECADO DEL CALENTADOR

El secado del calentador debe hacerse con el objeto de que termine de fraguar el refractario antes de la puesta en operación, y al terminar éste se hace una inspección del refractario con el fin de observar el comportamiento del tabique refractario, las juntas de expansión así como el armado del interior del calentador.

### SECUENCIA

- a).- Se abre completamente la compuerta de la chimenea y se permite que el vapor a los tubos del calentador dejándose así por un espacio de 20 minutos cuando menos.
- b).- Quitense las juntas ciegas de la línea de gas combustible y se alinean las válvulas de control para operarlas manualmente durante el secado.
- c).- Después de ventear el calentador, se prenden los quemadores necesarios para mantener una temperatura mínima de 20°C y aumentarla gradualmente procurando que el secado dure por lo menos tres días.
- d).- Los tubos del calentador deberán protegerse circulando vapor o aire a través de éstos, para evitar el sobrecalentamiento de los mismos.

#### 2.1 CALENTADOR I F-I

Se procedió a la limpieza y cierre de registros del calentador, prendiéndose alternativamente los pilotos del calentador a partir de las 10 Hrs., posteriormente se procedió a encender 2 quemadores (Nos. 2 y 8), empezando a subir temperatura a razón de 20°C por hora hasta alcanzar en 4 horas a temperatura de 90°C, esta temperatura se mantuvo en promedio durante 7 horas y nuevamente se comenzó a elevar temperatura a razón de 20°C por hora.

Durante el tiempo que se mantuvo la temperatura a 90°C se procedió a prender alternativamente todos los quemadores, quedando siempre dos encendidos en cada caso; con el objeto

de efectuar limpieza mediante soplado con vapor de  $2.1 \text{ Kg/cm}^2$  --- las boquillas de los quemadores que se taparon parcialmente; en total son 10 quemadores.

La temperatura se siguió elevando a razón de  $25^\circ\text{C}$ , hasta --- llegar al valor de  $260^\circ\text{C}$ , dicha temperatura se alcanzó en 9 ho--- ras después de estar prendidos 4 quemadores.

Cuando el calentador llegó a alcanzar la temperatura de ---  $140^\circ\text{C}$ , se inyectó vapor de  $17.6 \text{ Kg/cm}^2$ , a través de los tubos de proceso, con el fin de evitar un recalentamiento en los mismos; al mismo tiempo se inyectó también vapor de  $2.1 \text{ Kg/cm}^2$  a los --- serpentines de vapor sobrecalentado. La temperatura de  $260^\circ\text{C}$ , se mantuvo por espacio de 15 horas, incrementándose después con ---  $25^\circ\text{C}$  cada hora, hasta la temperatura de  $400^\circ\text{C}$ , lo que se logró --- en un tiempo aproximado de 7 horas, con siete quemadores encen--- didos, manteniéndose así por espacio de 18 horas; al término de este tiempo, se prendieron 8 quemadores y posteriormente los --- dos restantes, o sea en total 10 quemadores, con lo cuál en 6 --- horas se alcanzó el valor de  $540^\circ\text{C}$ , con incrementos de  $25^\circ\text{C}$  por hora.

Con el objeto de asegurar que la temperatura de los tubos de los dos serpentines de proceso, no subiera hasta  $580^\circ\text{C}$  (tem--- peratura de diseño), se sugirió alimentar una mayor cantidad --- vapor de agua. De acuerdo con lo anterior, ésta operación comen--- zó cuando el calentador tenía una temperatura de  $400^\circ\text{C}$ ; 5 horas después se abrió totalmente la válvula del cabezal de vapor, que se encuentra en el límite de batería de la planta, subiendo la --- presión de  $13.5 \text{ Kg/cm}^2$  a  $17 \text{ Kg/cm}^2$ ; abriéndose también totalmen--- te las válvulas de vapor de descarbonizado de cada serpentín. La temperatura de  $540^\circ\text{C}$ , se mantuvo por 18 horas. A partir de ésta hora se comenzó a bajar temperatura con decrementos de  $50^\circ\text{C}$  por hora, hasta llegar a  $150^\circ\text{C}$  en el hogar del calentador. En este --- momento se apagaron todos los quemadores, se cerraron las alimen--- taciones de vapor a los serpentines, puesto que el vapor de los tubos de proceso se cerró cuando el calentador tenía  $200^\circ\text{C}$  apro--- ximadamente.

16 horas después se procedió a abrir los registros del ---

calentador y se inspeccionó el refractario. Observándose grietas en todo lo ancho de las paredes laterales del calentador; incluyéndose por tal motivo, que las juntas de expansión no trabajaron adecuadamente.

Se acordó que las grietas por ser pequeñas no representan peligro alguno. Al prenderse el calentador para su operación normal éstas sellaron por la expansión del ladrillo y con el objeto de proteger el calentador mientras se eleva la temperatura las grietas se taparán con asbesto el cual fué expulsado cuando se inició la expansión.

Se adjunta la gráfica respectiva.

Se quitaron las juntas ciegas a la salida de cada uno de los serpentines del calentador, colocándose los empaques flexibles definitivos (de 8 pulg. o 300 #) con el objeto de dejar alineado el sistema para recirculación con gasóleo.

### RECIRCULACION DE LA UNIDAD

Con gasóleo o aceite de lavado en frío.

Esta recirculación tiene por objeto probar el equipo mecánico como son las bombas, así como efectuar una limpieza de líneas y equipo en general de la planta.

Esta limpieza es con el objeto de empezar a desprender todo el óxido y la escoria que se haya acumulado en el interior de las líneas y del equipo como son torres, condensadores, cambiadores, etc., después del lavado y la prueba hidrostática. Con el objeto de que esta basura no obstruya las bombas, éstas están equipadas con coladeras donde se queda acumulada la basura; que van colocadas en el cabezal de succión de la bomba.

### CIRCULACION CON GASOLEO DE LA UNIDAD DE VACIO

Con la bomba reciprocante IC-11, se comenzó a recircular gasóleo, pasando primeramente por el circuito de carga hacia los cambiadores de calor, IE-1, IE-2, y los IE-3A, 3B, 3C y 3K, pasando por el calentador siguiendo hacia la torre IC-2, donde se hizo nivel en los platos de succión de las bombas. - Platos 24, 19, 13 y 9, así como en el fondo de la columna; para poner a trabajar las bombas 7, 6, 5, 3 y 2.

### CIRCULACION DEL CORTE No. 2

Por medio de las bombas No. 4 se circula gasóleo a través del generador de vapor IE-4 siguiendo por la línea de reflujó intermedio al plato No. 15 de la columna IC-2, para hacer nivel en pozo de gasóleo del plato No. 13 de columna y poder hacer nivel en el agotador IC-4 y de esta manera operar y probar las bombas 5, mandando a su vez gasóleo al cambiador IE-1, continuando al solcaire IE-8 hasta el límite de la planta donde se bloqueó la salida, circulando el directo del solcaire y a la línea de contaminados que por medio de una modificación a la línea de carga a la planta.

CIRCULACION DEL CORTE No. 3

Por medio de la bomba 1C-11 y por la línea 1P131, de 3 pulgadas de diámetro, se introduce gasóleo al reflujó superior del plato No 27 y al agotador 1C-5; a la vez que en sentido contrario se hace nivel en el pozo del plato No. 9 de la columna 1C-2. Al tener nivel en el agotador se operan las bombas No. 6, para enviar gasóleo a través del cambiador 1E-2 y continuar por el soloaire 1E-9 y su directo, hasta el límite de batería, donde se bloqueó la salida de producto a tanques de almacenamiento, continuando por la línea de productos contaminados, para retornar el gasóleo nuevamente hacia la planta.

CIRCULACION DE FONDOS

Por medio de las bombas No. 7 se envió gasóleo por el circuito de residuo, pasando por los cambiadores 1E-3A, 3B, 3C, y 3D y - sus respectivos directos, continuando al soloaire 1E-10, saliendo hacia tanques de almacenamiento, en donde se bloqueó la salida, -- para continuar el flujo por la línea de 2 pulgadas de diámetro, que es un directo hacia el circuito de corte pesado, que se usó en sentido inverso hacia el cambiador 1E-6, volviendo nuevamente en -- la línea de carga al calentador, quedando establecida así la recirculación de fondos.

CIRCULACION AL DOMO Y AL CORTE No. 1

A través de las bombas No 2 se hizo nivel el pozo de gasóleo (plato No.24), pasando por la caldereta 1E-5, continuando hasta el cambiador 1E-6 y posteriormente entrando por la línea de reflujó superior, hasta el plato No 27 de la columna 1C-2; cuando se tuvo hecha esta recirculación, se mandó el gasóleo por la línea de reflujó al plato No. 23, para hacer nivel en el pozo del plato No. - 19 y a su vez se hizo nivel en el agotador 1C-3; de esta manera se pusieron en operación las bombas No. 3, para probarse y establecer al mismo tiempo flujo por el soloaire 1E-7 y su directo, hasta

el límite de la planta para continuar por la línea de refugio  
al piso 50 21.

Todas las bombas del circuito de proceso instaladas en -  
la planta tienen alimentación de gasóleo por la línea de sus-  
tento y esto es con el fin de que se utilice para lavar los cir-  
cuitos; al variar las condiciones de operación de la Unidad.

PRECAUCIONES PARA LA RECIRCULACION EN CALIENTE CON ACEITE DE LAVADO

- A).- Eliminar el aire por completo del sistema introduciendo vapor o gas inerte ( $CO_2$ ) dentro de la caja del hogar antes de prender los quemadores en el calentador, con objeto de expulsar el gas que se haya acumulado.
- B).- Checar perfectamente y purgar agua acumulada en la línea y equipo esto se lleva a cabo introduciendo  $CO_2$  al circuito.  
Un volumen de agua se expande a 1600 volúmenes de vapor cuando entra en contacto con aceite caliente.
- C).- Durante el período de recirculación y arranque los gases incondensables del sistema de vacío deberán descargarse a la atmósfera y no enviarse a quemar al calentador. Cualquier descontrol puede arrastrar aceite a los condensadores y llegar al calentador por la línea de quemado de incondensables y estos podría ocasionar que se taparan los quemadores y apagar el calentador.
- D).- Mantener el flujo suficiente al domo de la torre C-2 para controlar la temperatura, y evitar arrastre excesivo de gasóleo a los condensadores del sistema de vacío.
- E).- Checar los circuitos para ver si no existen juntas de gas y quitarias donde sea necesario.  
Revisar aceite de lubricación y agua de enfriamiento a las bombas.  
Revisar que haya flujo de agua en los condensadores y en los enfriadores.

PRUEBA DEL SISTEMA DE VACIO

Se efectuó la prueba neumática de la torre IC-2 y de los agitadores con aire de servicio para detectar posibles fugas, dando el apriete final a bridas y demás accesorios para hacer vacío en dicho equipo.

SISTEMA DE VACIO DE LA COLUMNA

Para hacer el vacío en la torre se utilizan primero, los

eyectores del segundo paso, inyectando vapor de alta presión y abriendo después las válvulas de succión. Se controla la inyección de vapor a los eyectores con las válvulas controladoras PCV-15 a  $16.5 \text{ Kg/cm}^2$ . Inmediatamente se inyecta a los eyectores del primer paso y se abre la succión de los mismos y se establece el vacío.

#### PRECAUCIONES:

- A).- Se deberá tener nivel en el acumulador de condensado IC-6 ya que este equipo no fué diseñado para trabajar al vacío. Para hacer el nivel, se introducirá agua, hasta que selle la pierna barométrica.
- B).- Abrir el agua de enfriamiento a los condensadores IE-11A y B, lo mismo a los IE-12A y B que se llenarán también, procurando que trabaje solamente uno de ellos. Durante la puesta en operación, podrán trabajar todos los eyectores para acelerar el vacío; cuando éste se alcance deberá bloquearse un eyector de cada paso y quedará trabajando un condensador del primer paso.
- C).- Deberá abrirse el venteo a la atmósfera del acumulador de gas residual e incondensables y cerrar el arrestador de flama.
- D).- Alinear todas las válvulas en posición abierta de los condensadores al tanque acumulador IC-6.
- E).- Ajustarse la válvula controladora de presión I-PCV-15 que alimenta vapor a los eyectores a un valor de  $16.5 \text{ Kg/cm}^2$

#### OPERACION DEL SISTEMA DE VACIO

Siguiendo los pasos anteriormente citados se logró el vacío y se simularon las condiciones de diseño poniéndose en operación el controlador de nivel CL-10 para asegurar la existencia de la pierna barométrica en la salida del líquido de los agitadores, resultando que se requerían aproximadamente 6 horas para calentar la torre y provocar la condensación normal en IE-11A y B.

Posteriormente se hizo la simulación de la pérdida del se

llo en el pozo caliente IC-6, mediante la apertura del directo de la válvula automática IC-10; se observó que al llegar al nivel de 30 cm. de altura del fondo del pozo caliente, se presentaba un ruido extraño en la salida del primer paso de los eyectores, así como calentamiento en la descarga del líquido de los condensadores IE-12 A y B y el vacío bajo de 120 mm de Hg. a 50 mm. manteniéndose en ese valor. Se estudió el problema y se encontró que dicho fenómeno era ocasionado por una recirculación que se establecía desde la descarga del líquido del condensador IE-13 (que trabaja a presión ligeramente superior a la atmosférica) a la descarga de los condensadores IE-12 A y B; lo cual tenía lugar cuando se perdía el sello en ambas bajadas que dan al pozo caliente cuando éste tenía un nivel de 30 cm.

Para resolver tal situación, se bloqueó la torre IC-2 y se efectuaron los siguientes trabajos:

Las bajantes de los condensadores IE-12 A y B así como la del IE-13 van al pozo caliente IC-6 se prolongaron hasta quedar a 15 cm. del fondo del tanque; y se subió la línea de drenaje hasta quedar a 46 cm. del fondo con lo cual, en caso de que se llegue a presentar una falta de aire de instrumentos y que la válvula IC-10 quede totalmente abierta, según condiciones de diseño, se conservó con un sello de líquido de 31 cm. evitándose la pérdida de vacío.

Por otra parte se aprovechó también para probar la torre IC-2 en lo que respecta a su sello. Lo cual alcanzó sin dificultad su presión de 120 mm. de Hg en la zona de sobrepresión y 40 cm de Hg en el domo.

En ese momento se bloqueó poniendo fuera de servicio los eyectores de primero y segundo paso.

La caída de vacío, presentó una misma pendiente perdiéndose aproximadamente 10 mm. de Hg por hora; esta observación se hizo durante 5 horas, lo cual indicó una conservación de vacío adecuada en la torre. El manual de operación de la planta, editado por la compañía Bechtel que fue la diseñadora de la misma; surge como rango aceptable para esta prueba de 20

a 25 mm de Hg por hora la pérdida de vacío.

Comparativamente, lo obtenido en esta prueba, es la mitad de lo marcado como aceptado; por lo tanto quedó el sistema listo para operar.

VIII

CALCULO DE LA LINEA DE

CARGA



CALCULO DE LA LINEA DE CARGA

El tanque de almacenamiento de crudo reducido, TV-25A quedó retirado de las dos bombas de carga (IG-IA y B) de la unidad, una distancia de 130 p., razón por la cual se procedió al cálculo del diámetro más adecuado de la línea, de acuerdo con los datos de N.P.S.H. requerido y disponible de las bombas.

Por razones de localización, fué necesario para el tendido de la línea emplear 18 codos de 90° y 4 válvulas de compuerta.

DATOS DIRECTOS.--

Gasto:	480 Galones/minuto.
Sp. Gr.:	0.925
Temperatura:	75° C.
Presión de Vapor:	Despreciable.
Viscosidad:	115 C.S.
N.P.S.H. Disponible:	23 pies de líquido.
N.P.S.H. Requerido:	13 pies de agua.
Dif. Altura Hidrostática:	79" - 25" = 54"
Presión Barométrica:	12.2 lb/in <sup>2</sup> .

FORMULAS.--

N.P.S.H. Disponible =  $DH + Patm. + Hfs - Pv.$

N.P.S.H. Disponible > N.P.S.H. Requerido.

$$Hfs = \frac{4 f L V^2}{2 gc D} = F(D)$$

$$Fv = F(\text{Temperatura})$$

$$f = \frac{16}{N_{Re}}$$

$$N_{Re} = \frac{D V \rho}{\mu}$$

$$V = \frac{Q}{S}$$

DATOS INDIRECTOS .-

$$\begin{aligned} \text{Gasto} &= 480 \text{ Gal/minuto} \times \frac{1 \text{ minuto}}{60 \text{ seg.}} \times \frac{1.337 \text{ pies}^3}{1 \text{ Gal}} \\ &= 1.07 \text{ pies}^3/\text{seg.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Densidad} &= \text{Sp. Gr.} \times 62.428 \text{ Lb/pies}^3 \\ &= 0.925 \times 62.428 = 57.7 \text{ Lb/pies}^3. \end{aligned}$$

$$\text{Viscosidad} = 115 \text{ C. S.}$$

$$\begin{aligned} \text{S.S.U.} &= 115 \times 4.62 \\ &= 531. \end{aligned}$$

En gráfica:

$$\text{Viscosidad Cinesática} = \frac{\text{Viscosidad Absoluta (c.p.)}}{\text{Sp. Gr.}}$$

$$\text{Viscosidad Absoluta} = 127 \times 0.925 = 117.4 \text{ centipoises.}$$

Longitud Equivalente:

$$\text{Largo de la línea 130 m.:} \quad 425 \text{ pies}$$

$$18 \text{ codos de } 90^\circ : \quad 47$$

$$4 \text{ válvulas de compuerta:} \quad \underline{23}$$

$$495 \text{ pies.}$$

Cálculo para tubería de 4 pulgadas de diámetro sin costura, de acero al carbón, cédula 80:

$$\begin{aligned} D &= 4 \text{ pulg.} = 0.33 \text{ pies.} \\ \text{Sección} &= 0.785 \times D^2 \\ &= 0.785 \times 0.33^2 \\ &= 0.085 \text{ pies}^2 \\ \text{Velocidad} &= \frac{1.07 \text{ pies}^3/\text{seg.}}{0.085 \text{ pies}^2} \\ &= 12.2 \text{ pies/seg.} \end{aligned}$$

$$N_{Re} = \frac{D V P}{u}$$

D = diámetro en pies  
V = velocidad en pies/seg.  
P = densidad en  $\text{Lb}_m/\text{pies}^3$   
u = viscosidad en centipoises.  
L = longitud equivalente total en pies.  
gc =  $32.174 (\text{Lb}_f \text{ ft})/(\text{Lb}_m \text{ seg}^2)$ .

$$N_{Re} = \frac{0.33 \times 12.2 \times 57.7}{117.4 \times 6.72 \times 10^{-4}}$$

$$= 2940$$

$$f = \frac{16}{N_{Re}} = \frac{16}{2940} = 0.0054$$

$$H_{fs} = \frac{4 f L V^2}{2 gc D}$$

$$= \frac{4 \times 0.0054 \times 495 \times 12.2^2}{2 \times 32.174 \times 0.33}$$

$$H_{fs} = 75 \frac{\text{ft lbf}}{\text{lbn}} \times 57.7 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3} \times \frac{\text{pie}^2}{144 \text{ pulg}^2}$$

$$= 30 \text{ lb/pulg}^2$$

N.P.S.H. Disponible = Dif. Alt. Hidr. + Patm. - Hfs - Pr  
(Pr es despreciable)

$$\begin{aligned} \text{Dif. Alt. Hidr.} &= 79'' - 25'' = 54'' \\ &= 54'' \times 57.7 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3} \times \text{pie}^3 / (1728 \text{ pulg}^3) \\ &= 1.8 \text{ lb/pulg}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{N.P.S.H. Disp.} &= 1.8 + 12.2 - 30 \\ &= -16. \end{aligned}$$

Cálculo para línea de 6 pulgadas de diámetro cédula 80:

$$D = 6 \text{ pulg.} = 0.5 \text{ pies.}$$

$$\text{Sección} = 0.785 D^2$$

$$= 0.785 \times 0.25$$

$$= 0.196 \text{ pies}^2$$

$$\text{Velocidad} = \frac{1.07 \text{ pies}^3/\text{seg}}{0.196 \text{ pies}^2}$$

$$= 5.45 \text{ pies/seg.}$$

$$N_{Re} = \frac{0.5 \text{ pies} \times 5.45 \text{ pies/seg} \times 57.7 \text{ lb/pie}^3}{117.4 \text{ c.p.} \times 6.72 \times 10^{-4} (\text{lb/pie seg})/\text{c.p.}}$$

$$= (157 \times 10^4)/756$$

$$= 2000$$

$$f = 16/2000 = 0.008$$

$$Hfs = \frac{4 \times 0.008 \times 495 \text{ pies} \times 5.45^2 (\text{pies/seg})^2}{2 \times 32.174 \frac{\text{pie lbn}}{\text{lbf seg}^2} \times 0.5 \text{ pie}}$$

$$= 0.032 \times 495 \times 29.5/32.174$$

$$= 14.6 \text{ pie lbn/lbn}$$

$$= 14.6 \frac{\text{pie lbn}}{\text{lbn}} \times 57.7 \frac{\text{lbn}}{\text{pie}^3} \times \frac{\text{pie}^2}{144 \text{ pulg}^2}$$

$$= 5.81 \text{ lbf/pulg}^2$$

$$\text{Dif. Alt. Hidr.} = 79'' - 25'' = 54''$$

$$= 54'' \times 57.7 \text{ lb/pie}^3 \times \text{pie}^3/(1728 \text{ pulg}^3)$$

$$= 1.8 \text{ lb/pulg}^2$$

$$\begin{aligned} \text{M.P.S.H. Disponible} &= 1.8 \text{ lb/pulg}^2 + 12.2 \text{ lb/pulg}^2 - 5.81 \text{ lb/pulg}^2 \\ &= 8.19 \text{ lb/pulg}^2 \times 2.309 \frac{\text{pies de agua}}{\text{lb/pulg}^2} \\ &= 18.9 \text{ pies de agua.} \end{aligned}$$

$$\frac{\text{M.P.S.H. en pies de agua}}{\text{Sp. Gr.}} = \text{M.P.S.H. en pies de liquido} = 20.5$$

Cálculo para línea de 8 pulgadas de diámetro:

$$D = 8 \text{ pulg.} = 0.66 \text{ pies.}$$

$$\text{Sección} = 0.785 \times 0.435$$

$$= 0.342 \text{ pies}^2$$

$$\text{Velocidad} = 1.03/0.342 = 3.13 \text{ pies-seg.}$$

$$N_{Re} = \frac{0.66 \times 3.13 \times 57.7}{117.4 \times 6.72 \times 10^{-4}}$$

$$= 1548$$

$$f = \frac{16}{1548} = 0.0103$$

$$H_f = \frac{4 \times 0.0103 \times 495 \times 9.8}{2 \times 31.174 \times 0.66}$$

$$= 4.71 \text{ pies lb/lbm}$$

$$= \frac{4.71 \times 57.7}{144}$$

$$= 1.89 \text{ lb/pulg}^2$$

$$\text{N.P.S.H. Disponible} = 1.8 + 12.2 - 1.89$$

$$= 13.11 \times 2.309$$

$$= 30 \text{ pies de agua.}$$

$$\frac{30}{0.925} = 32.5 \text{ pies de líquido.}$$

Cálculo para línea de 10 pulgadas de diámetro:

$$\begin{aligned} D &= 10 \text{ pulg.} = 0.83 \text{ pies} \\ \text{Sección} &= 0.785 \times 0.83^2 \\ &= 0.541 \text{ pies}^2 \\ \text{Velocidad} &= 2.07/0.541 \\ &= 1.99 \text{ pies/seg.} \\ N_{20} &= 1201 \\ f &= 0.0132 \\ Efs &= 0.79 \text{ lb/pulg}^2 \\ \text{N.P.S.H. Dia.} &= 13.2 \text{ lb/pulg}^2 \\ \text{N.P.S.H. Dia.} &= 13.2 \times 2.309 \\ &= 31.5 \text{ pies de agua.} \\ &= \frac{31.5}{0.925} \\ &= 34 \text{ pies de líquido.} \end{aligned}$$

CUADRO COMPARATIVO

<u>DIAMETRO</u> <u>pulg.</u>	<u>VELOCIDAD</u> <u>pies/seg.</u>	<u>N<sub>Re</sub></u>	<u>Hfg</u> <u>lb/pulg<sup>2</sup></u>	<u>N.P.S.H.</u> <u>ft. agua</u>	<u>N.P.S.H.</u> <u>ft. líq.</u>
4	12.2	2040	30.0	(-)	(-)
6	5.45	2000	5.61	18.9	29.5
8	3.13	1548	1.89	30.0	32.5
10	1.99	1201	0.79	31.5	34.0
12	1.29	940	0.67	31.6	34.2
14	1.0	860	0.49	31.7	34.4

(-) Valor negativo.

De acuerdo con el dato de diseño, el diámetro de la tubería adecuado es el de 8 pulgadas, ya que nos da un valor del N.P.S.H. Disponible de 32.5 pies de líquido y el de diseño es de 23 pies de líquido. Por razones de seguridad, en el diseño se instaló tubería de 10 pulgadas como lo indica el proyecto.

Las razones probables para ésto, son las siguientes:

1o.- La compañía diseñadora desconocía los cambios de dirección que podría tener la línea al instalarse en el campo, por tal motivo dió un margen amplio para el tendido de la tubería.

2o.- Para activar el pedido de las bombas, asegurándose de que dicho equipo trabajaría dentro de las normas del hisa No, evitándose así un error de grandes consecuencias.

El N.P.S.H.-

SU IMPORTANCIA EN LA SELECCION DE BOMBAS

El N.P.S.H. Las siglas anteriores corresponden a — las iniciales de la acepción inglesa: Net Positive Suction Head, que en español equivale a la Carga Neta Positiva de la Succión. Es uno de los factores más importantes en la selección y diseño de bombas en la Industria Química y aún parece ser un término algo confuso para algunas personas relacionadas con ella.

Muchos de los problemas que se presentan en las bombas, como son: la erosión, capacidad reducida, envejecimiento de baleros, o problemas mecánicos, pueden estar conectados a un valor insuficiente del N.P.S.H.

Las siguientes aclaraciones dan una respuesta a las preguntas que se presentan concernientes a este respecto.

- 1o.- N.P.S.H. Disponible.
- 2o.- N.P.S.H. Requerido.

1o.- N.P.S.H. DISPONIBLE.- Es la presión absoluta — disponible en la brida de succión de la bomba, en otras palabras, es la cantidad de presión en la superficie del líquido del tanque de succión, más la carga del líquido, menos la presión de vapor del líquido a la temperatura de bombeo, menos la caída de presión debido a las pérdidas por fricción al pasar el líquido hasta la brida de succión de la bomba.

Tomando en cuenta que en algunos casos se presentan presiones de vacío en la succión del tanque y que los líquidos — no siempre tienen una densidad de  $1 \text{ gm/cm}^3$ , todas las unidades de ben transformarse a un sistema.

El M.P.S.H. Disponible pueda ser expuesto por medio de la siguiente ecuación:

$$\text{M.P.S.H. Disponible} = P_a - P_v - H_f + H \quad (\text{I})$$

Donde:

$P_a$  = Presión absoluta en la superficie del líquido del recipiente de succión. (Si la presión atmosférica está en — pies de agua deberá convertirse a pies de líquido al dividir entre la gravedad específica).

$P_v$  = Presión de vapor del líquido a la temperatura de bombeo (Debe ser en pies de líquido, no de agua).

$H_f$  = Pérdidas totales por fricción y turbulencias en la línea de succión del recipiente a la brida de succión, en pies de líquido.

$H$  = Altura del líquido en el recipiente de succión sobre ó abajo de la línea centro de la bomba.

En el caso de la presión de vapor del líquido y a presión absoluta en la superficie del recipiente, las unidades están dadas en lb/pulg<sup>2</sup>, la fórmula (I) se convierte en:

$$\frac{2.31 (P_a - P_v)}{\text{Sp. Gr.}} + H - H_f$$

$$\text{N.P.S.E. Disponible} = \frac{2.31 (P_a - P_v)}{\text{Sp. Gr.}} + H - H_f$$

La gravedad específica es la del líquido bombeado a la temperatura de bombeo.

Se puede observar en la figura anterior, que si el líquido está hirviendo,  $P_a$  y  $P_v$  son iguales y entonces el primer término de la fórmula se vuelve cero.

Si la superficie del líquido se encuentra abajo de la línea del centro del impulsor, el valor de  $P_a$  se vuelve negativo y debe de ser restado del resto de la ecuación.

Para un recipiente abierto,  $P_a$  es la presión atmosférica a la altura del lugar.

Si colocamos un manómetro en la línea de la succión, como lo muestra la figura, en ese caso, la fórmula expresa lo siguiente:

$$\text{N.P.S.H. Disponible en pies de líquido} = \frac{2.31 (M + P + P_v)}{\text{Sp. Gr.}} + H_s + H_v - H_f$$

Donde:

- M = Presión del manómetro en psig.
- P = Presión atmosférica.
- P<sub>v</sub> = Presión de vapor.
- H<sub>v</sub> = Carga de velocidad en la conexión del manómetro.
- H<sub>f</sub> = Pérdidas por fricción del manómetro a la succión de la bomba.

H<sub>f</sub> se mide desde el punto donde se hace la conexión hasta la línea de succión.

N.P.S.H. REQUERIDO.— Es la cantidad de presión absoluta en la boquilla de succión de la bomba, necesaria para que la bomba opere satisfactoriamente.

La presión requerida para observar las pérdidas de fricción internas en la bomba, más la carga necesaria para prevenir la vaporización en la bomba, más la carga necesaria de velocidad (Velocity Head), para mantener el flujo a través de la bomba, determinan el N.P.S.H. requerido.

Las pérdidas de presión internas ocurren por la fricción y turbulencia en la boquilla de succión y aumentan a medida que el líquido en su curso hace un ángulo recto, dirigiéndose hacia los intersticios o hendiduras en el impulsor de la bomba.

La vaporización se presenta en el punto de más baja presión interna y entonces se necesita una carga de succión adicional suficiente para mantener el líquido libre de cualquier ebullición.

Finalmente, una carga de succión adicional se requiere para aumentar la velocidad que resulta de los cambios en el área recta de la bomba.

El N.P.S.H. Requerido no puede ser calculado, sino que dependen del diseño de la bomba.

Una bomba bien diseñada debe tener un valor bajo de N.P.S.H. Requerido, ya que las pérdidas de que se habló antes, deben ser un mínimo.

Cuando se da el caso de que un N.P.S.H. disponible es menor que el requerido, se tendrá una reducción marcada en la carga total y en la capacidad o tal vez, una falla total, en el bombeo, dando como resultado el daño de la bomba.

Siempre deberá ser mayor el N.P.S.H. Disponible que el requerido.

Los problemas más serios causados al bombear con insuficiente N.P.S.H. Disponible son: la erosión y formación de agujeros en los interiores de la bomba, como resultado de la cavitación. Esto sucede cuando se efectúa la vaporización dentro de la bomba.

Se puede decir que las burbujas pasan del punto de vaporización a regiones de presiones altas donde estallan y en esta forma, los interiores de la bomba se encuentran bajo tremendo choque. La energía desarrollada en esta forma es suficientemente explosiva como para romper la superficie en pequeñas hojuelas de metal, lo que produce una gran erosión en conjunto.

La vaporización es también la causa de pérdidas en la carga total, ya que la energía es gastada en acelerar el líquido a los espacios libres que dejaron las burbujas al reventar.

Los primeros síntomas o indicios de que una bomba tiene un N.P.S.H. disponible insuficiente, con la capacidad reducida, disminución en la carga, bombeo intermitente, además, ruido excesivo y vibración.

Algunos fabricantes de bombas han tenido éxito al diseñar una línea de bombas con bajos valores de N.P.S.H. requerido, para ello, también han usado impulsores roscados a la flecha con el fin de eliminar las tuercas de ajuste, ejes adecuados a cada impulsor e interiores perfectamente maquinados, con boquillas de succión con secciones uniformes, totalmente diseñados — para reducir las pérdidas por fricción.

IX

RELACIONES HUMANAS.

RELACIONES HUMANAS.

Este factor debe tenerse muy en cuenta ya que influye de manera especial, sobre todo, dentro del personal de operadores, así como en el personal de mantenimiento en el inicio de operación.

Causa extrañeza, pero los problemas del personal reciben poca atención, durante un inicio de operación; y es que como ésta principia en una atmósfera de aventura, donde los problemas técnicos se tornan serios tan rápidamente, que a nadie al principio ni siquiera a los operadores, les interesan los problemas de relaciones humanas. En esos momentos se piensa que la puesta en operación será rápida, y si existen dificultades de ese tipo, el aplazarlas no causará daño a nadie. A pesar de todo durante un inicio de operación, las relaciones personales pueden resultar severamente dañadas, pues a nadie realmente le agrada estar en ella, ya que significan largas horas de tensión y trabajo pesado. Al principio todos trabajarán duro para llegar a la meta, que es la de operación con éxito de la planta y obtener producto dentro de especificaciones, pero cuando esa llegada se alarga mucho, existe el peligro de que cada uno se descorazona y se vuelva apático.

A los sobrestantes y jefes de guardia no se les debe restar autoridad sobre el manejo de personal, al hacerlo se desmoralizan, además de que son especialmente sensibles a cualquier pérdida de autoridad, sobre todo cuando esto ocurre con ingenieros jóvenes y sin experiencia, que olvidan por un momento la diplomacia y la ciencia de mando.

LA COMUNICACION.— Para que la planeación y programación del director de inicio de operación, tenga un verdadero sentido, su comunicación a todos aquellos que dirigen operaciones debe ser completa. A la inversa, si él va a planear y programar, debe comunicarse por parte de los dirigentes de operaciones lo que está pasando en todo momento.

La comunicación mutua durante la puesta en operación debe de ser total. Cada persona conectada con la "arrancada" debe saber no solamente lo que va a pasar después, sino también saber cuándo y - hasta porqué.

En razón de que las operaciones iniciales en una puesta en operación, son las menos predecibles, los planes y programas pueden variarse frecuentemente y estos cambios, deben de ser notificados casi en forma súbita. El jefe de puesta en operación, por lo tanto, debe de estar alerta a modificar sus planes y programas, para poder satisfacer las exigencias presentes e informar a todos -- sus colaboradores de estos ajustes.

El puede hacer llegar a sus colaboradores sus planes o programas, por medio de gráficas, diagramas de bloques o camino crítico, mientras que las de corte enlace y cambios, por medio de memorandum o en los cuadernos de reporte.

La información no sólo debe fluir libremente a este nivel, - sino en todos los niveles de la organización. Toda la comunicación debe de ser tan completa como sea posible. El jefe del inicio de - operación debe de insistir en ello.

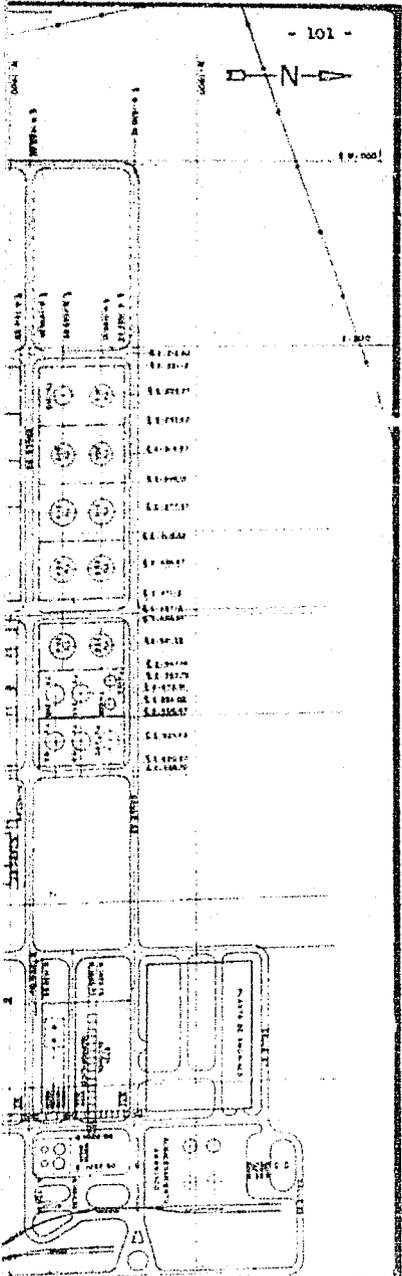
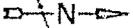
COMUNICACION CON EL INGENIERO DE DISEÑO. - La comunicación entre el ingeniero de diseño y los ingenieros de operación y los de puesta en marcha, es casi tan importante como la que debe existir entre el personal de inicio de operación. Estos no sólo necesitan conocer el equipo de la planta, el flujo de proceso, o cómo se lleva a cabo la reacción; sino saber también la razón del diseño de la planta. Por ejemplo, por qué el diseñador ha seleccionado enfriadores a base de aire y no enfriadores por agua.

De la comunicación con el ingeniero de diseño no puede saber en qué partes del proceso tiene más confianza en cuáles momentos, esto podrá ser de gran utilidad para los ingenieros de puesta en operación de la unidad.

Se acostumbra enviar grupos de Ingenieros, incluyendo uno de operación y otro de mantenimiento a conferencias en el grupo de diseño. Estos Ingenieros se pueden entrevistar cuando el proceso está siendo diseñado o poco después.

PLANOS DE LOCALIZACION

DIAGRAMAS.



U. N. A. M. FACULTAD DE QUIMICA

PLANO DE LOCALIZACION  
GENERAL DE LA REFINERIA  
SALAMANCA, GTO.

ABRIL 1970

INFORME PROFESIONAL

Elaborado por:  
Molina  
Atsuta

W. 200  
W. 200  
E. 200

E. 100  
E. 100  
E. 100  
E. 100

E. 200

E. 300

E. 400

E. 500

E. 600

E. 700

E. 800

E. 900

200'

200'

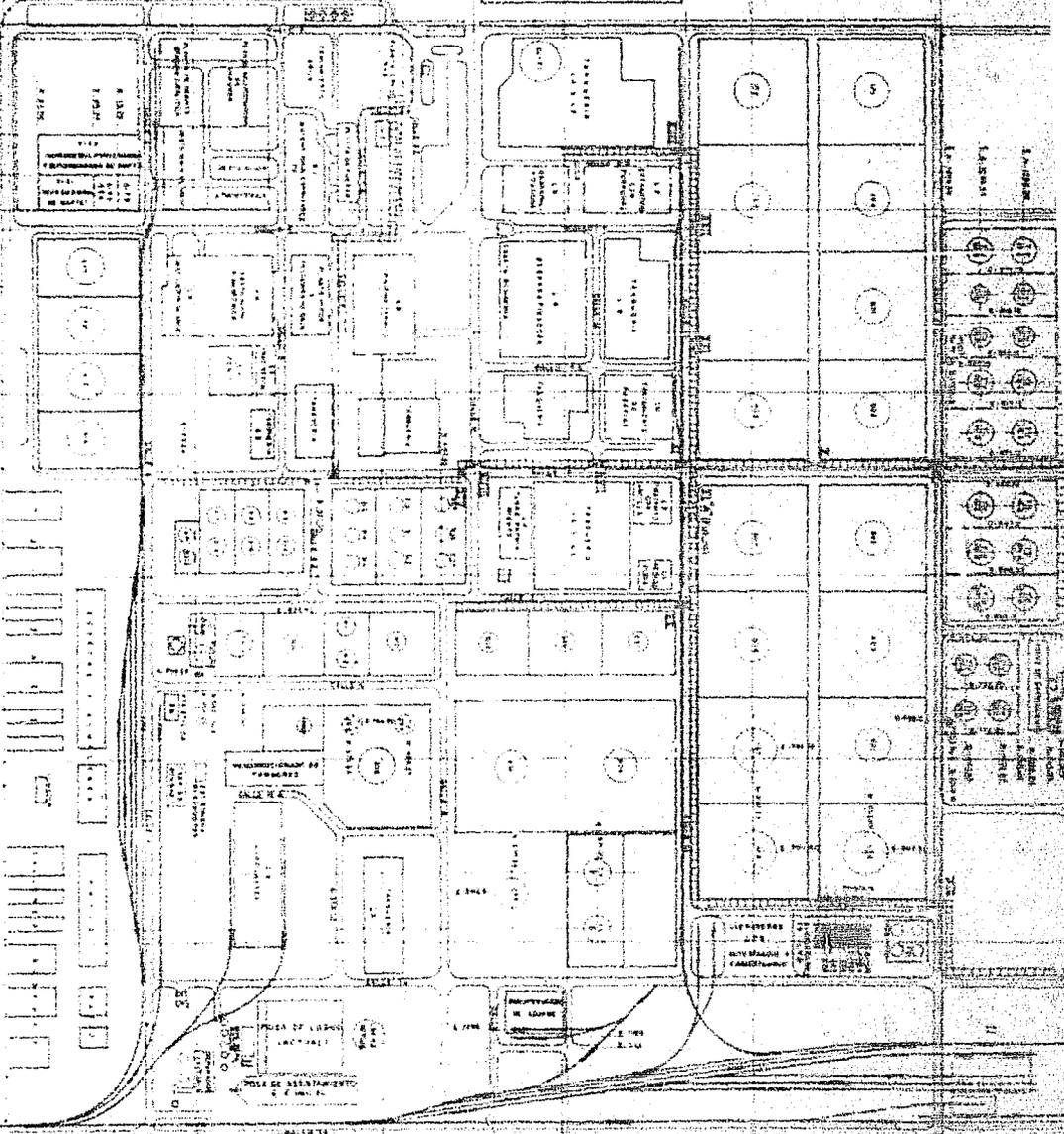
200'

200'

200'

200'

200'



SEE REVISIONS  
DESCRIPTION ON SHEET

200'

200'

200'

200'

200'

200'

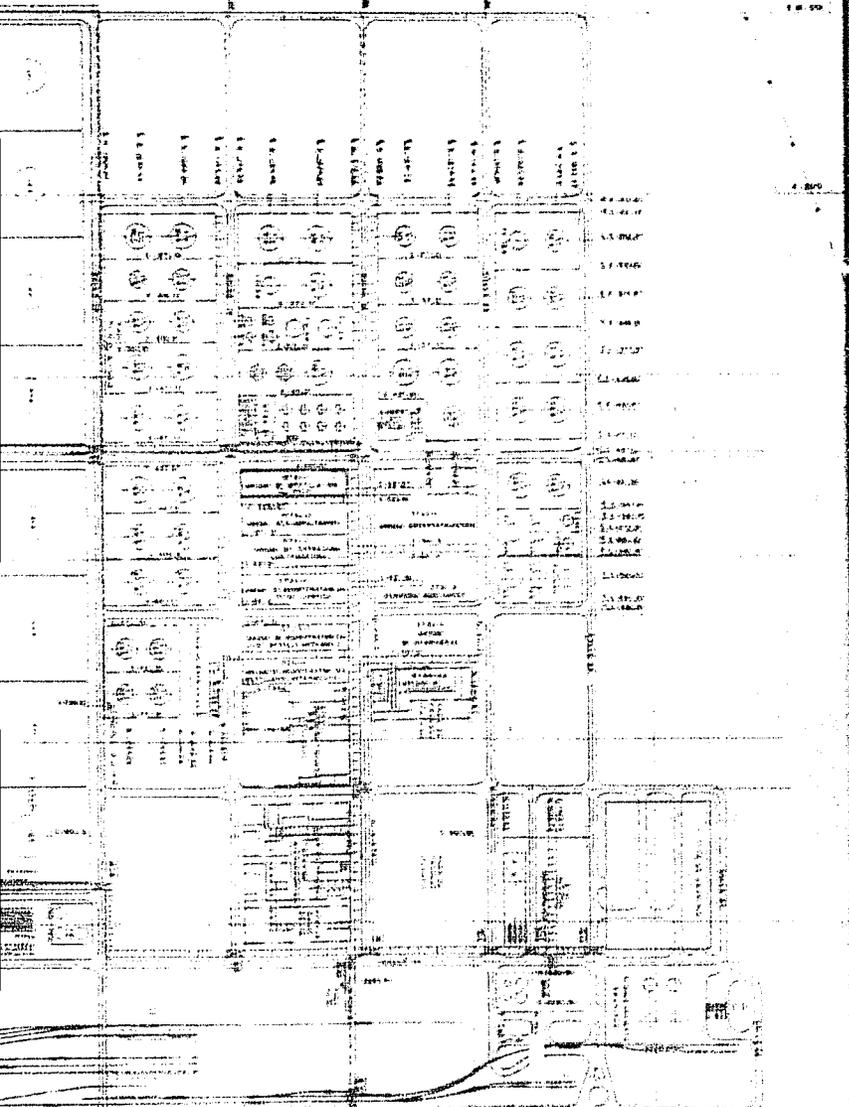
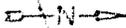
200'

200'

200'

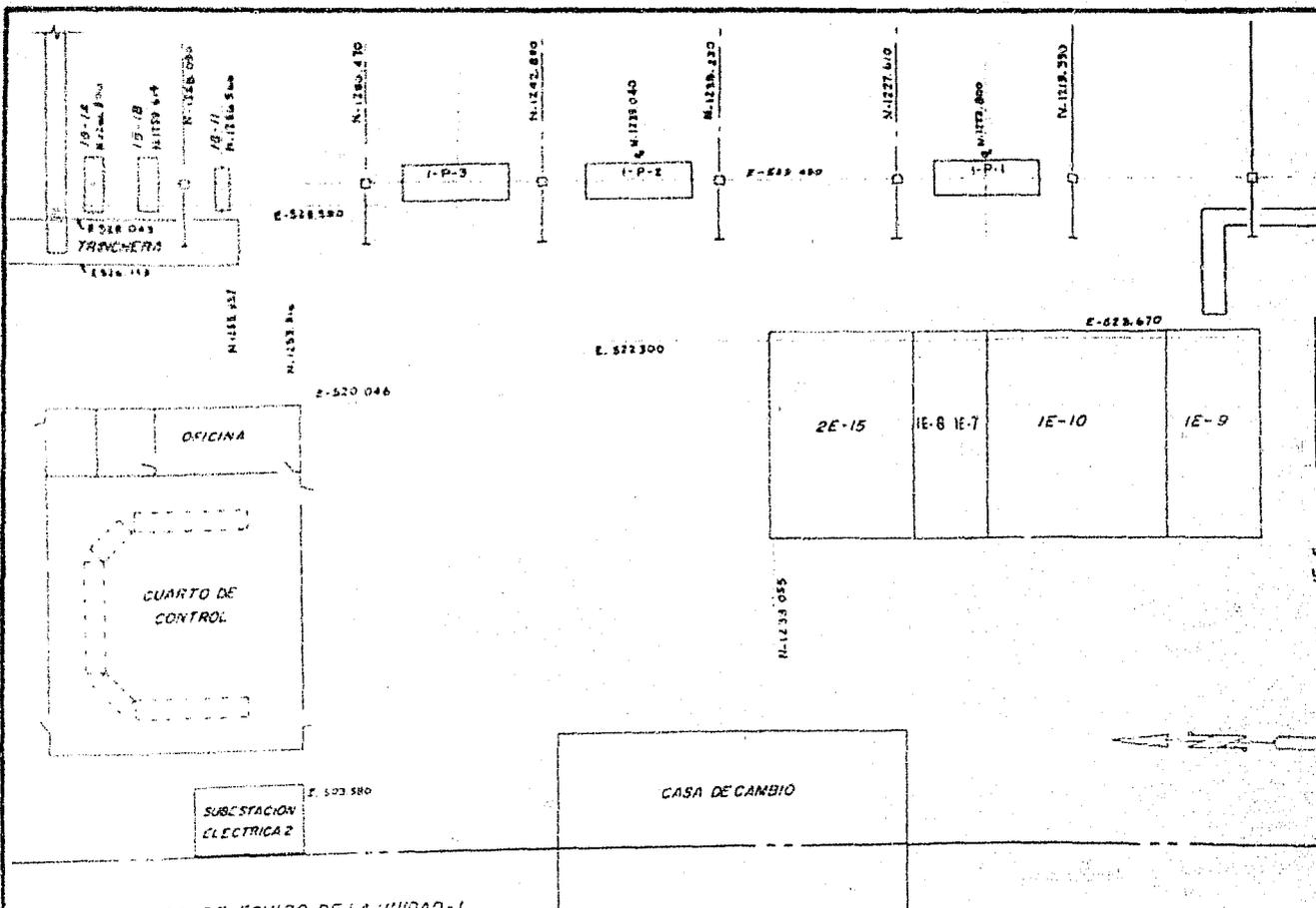
200'

200'



U.N.A.M. FACULTAD DE QUIMICA

PLANO DE LOCALIZACION  
GENERAL DE LA REFINERIA  
SALAMANCA, D.T.O.



**LISTA DE EQUIPO DE LA UNIDAD-1**  
COLUMNAS Y RECIPIENTES

- 1E-1 COLUMNA DE VACIO
- 1E-3 AGOTADOR DEL CORTE N° 1
- 1E-4 AGOTADOR DEL CORTE N° 2
- 1E-5 AGOTADOR DEL CORTE N° 3
- 1E-6 POZO CALIENTE
- 1E-7 TANQUE ACUMULADOR DE GAS
- 1E-8 TANQUE DE DESFOGUE

**CAMBIADORES**

- 1E-1 CARGA VS CORTE N° 2
- 1E-2 CARGA VS CORTE N° 3
- 1E-3A CARGA VS RESIDUO
- 1E-3B CARGA VS RESIDUO
- 1E-3C CARGA VS RESIDUO
- 1E-3D CARGA VS RESIDUO
- 1E-4 GENERADOR DE VAPOR DE 17.6 Kg/cm<sup>2</sup>
- 1E-5 GENERADOR DE VAPOR DE 2.1 Kg/cm<sup>2</sup>
- 1E-6 CONDENSADOR GASOLEO

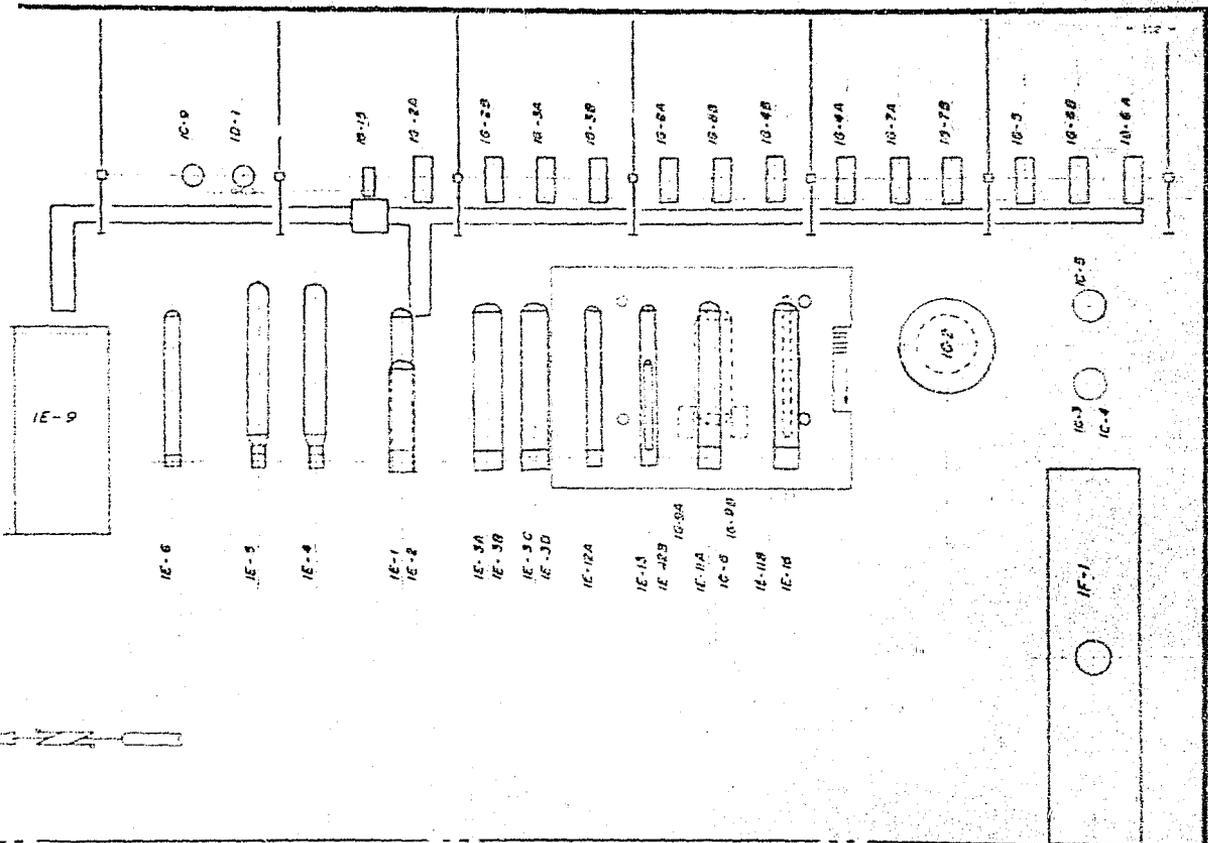
- 1E-7 SOLOAIRE DEL CORTE N° 1
- 1E-8 SOLOAIRE DEL CORTE N° 2
- 1E-9 SOLOAIRE DEL CORTE N° 3
- 1E-10 SOLOAIRE DE RESIDUO
- 1E-11A PRECONDENSADOR DEL SISTEMA DE VACIO
- 1E-11B PRECONDENSADOR DEL SISTEMA DE VACIO
- 1E-12A CONDENSADOR DEL SISTEMA DE VACIO 1er PASO
- 1E-12B CONDENSADOR DEL 2° PASO
- 1E-13 CONDENSADOR DE LA CORRIENTE DE CONTAMINADOS

**TANQUES**

- 1E-1 TANQUE DE ADITIVOS
- 1E-1 CALENTADOR
- 1E-1 CALENTADOR DE CARGA

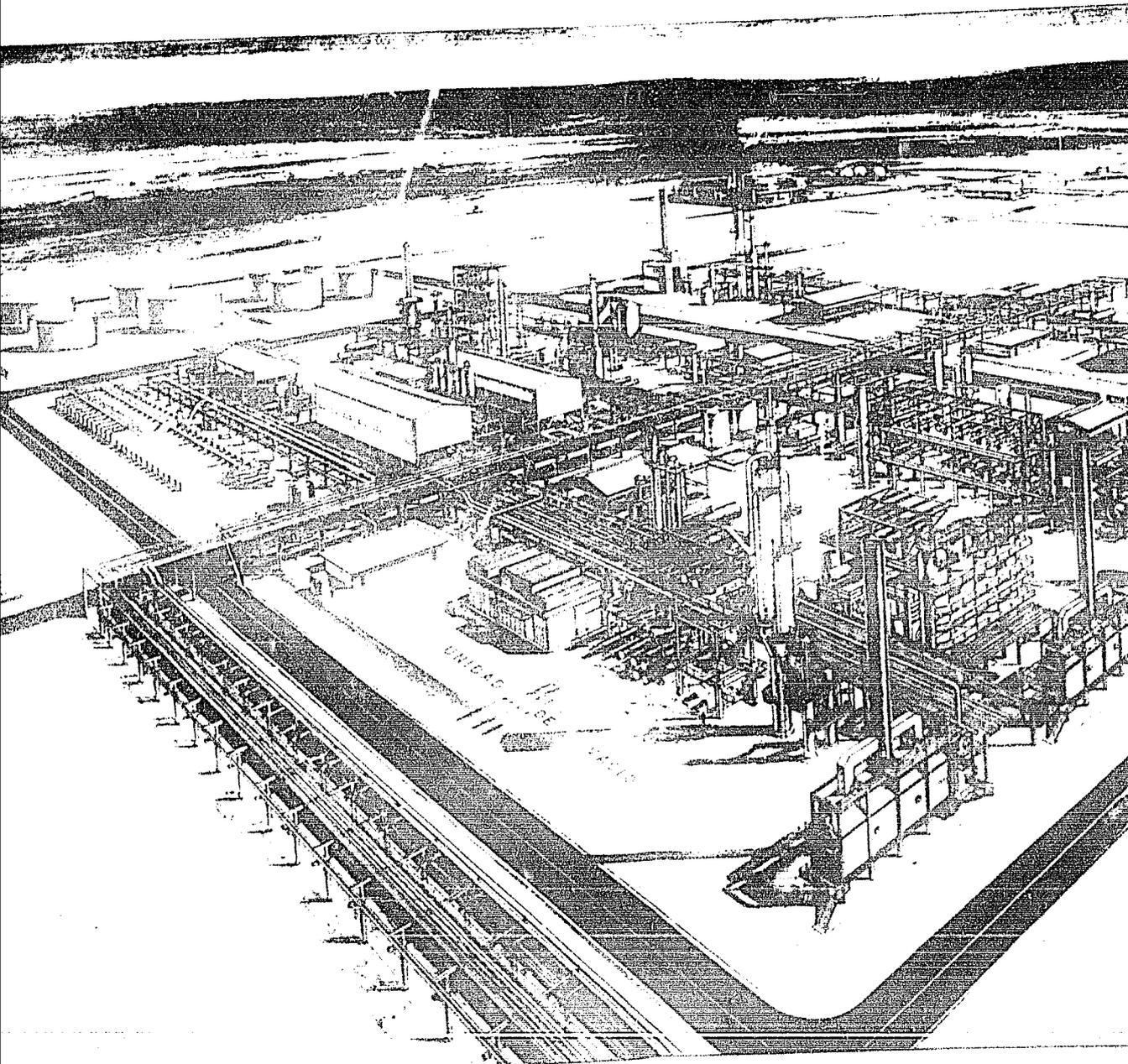
**BOMBAS**

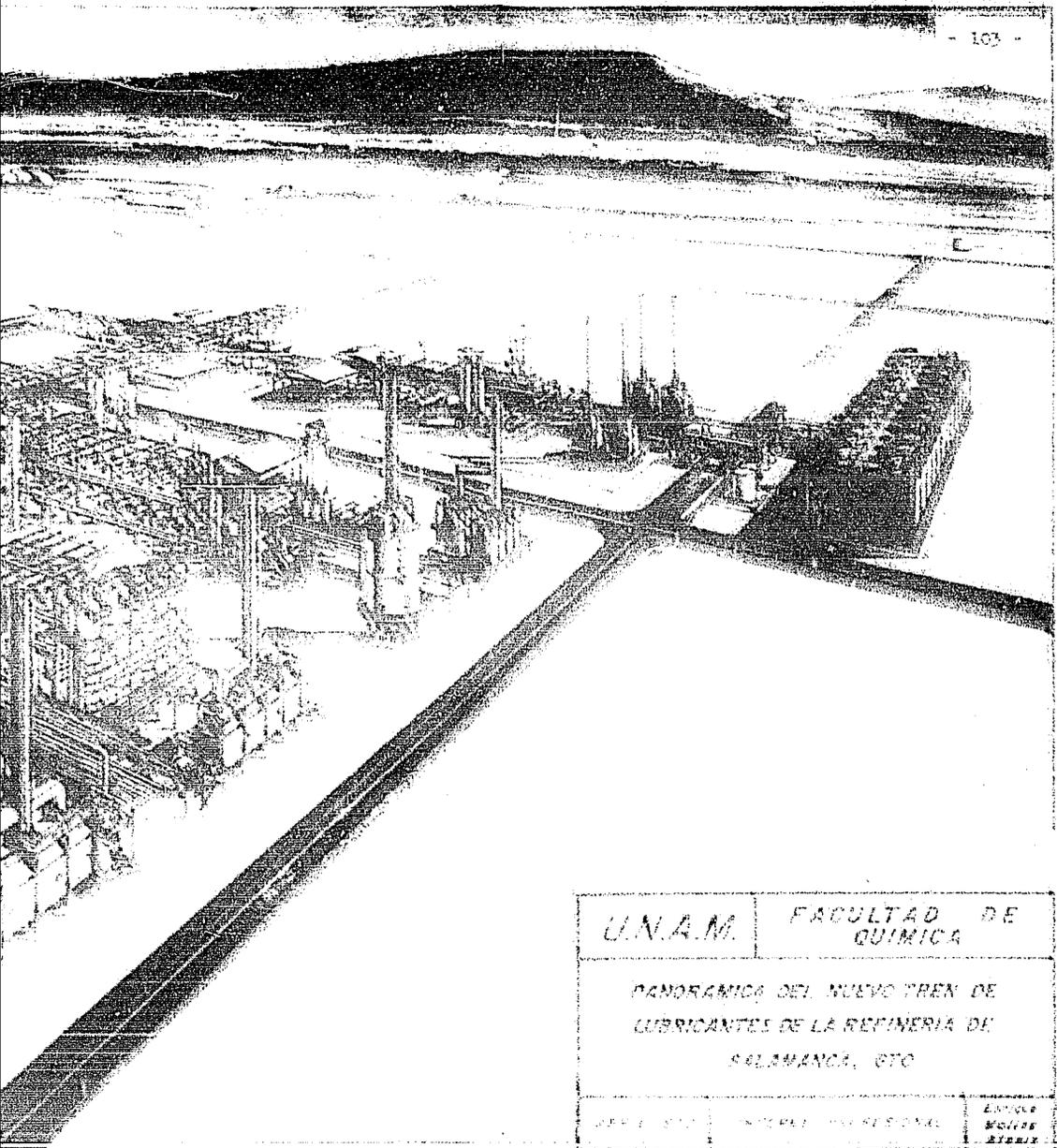
- 1E-1A BOMBA DE CARGA
- 1E-1B REPUSTO
- 1E-2A REFLEJO DE GASOLEO AL DOMO
- 1E-2B REPUSTO
- 1E-3A AGOTADOR DEL CORTE N° 1
- 1E-3B REPUSTO
- 1E-4A REFLUJO INTERMEDIO
- 1E-4B REPUSTO
- 1E-5A AGOTADOR DEL CORTE N° 2
- 1E-5B AGOTADOR DEL CORTE N° 3
- 1E-6B REPUSTO DE 1E-5 Y 6A
- 1E-7A REPUSTO
- 1E-7B REPUSTO
- 1E-8A RECIRCULACION DE SOBRECAL.
- 1E-8B REPUSTO
- 1E-9A ACEITE CONTAMINADO
- 1E-9B REPUSTO
- 1E-11 ACEITE DE LAVADO (GASOLEO)
- 1E-12A INYECCION DE REACTIVO



OMBRAS  
 DE CARGA  
 TO  
 O DE GASOLEO AL DOMO  
 TO  
 OR DEL CORTE N°1  
 TO  
 TO INTL.PMEDIO  
 TO  
 OR DEL CORTE N°2  
 OR DEL CORTE N°3  
 TO DE 10-5 Y 6E  
 TO  
 ILACION DE SOBRECALENTADO  
 TO  
 CONTAMINADO  
 TO  
 DE LAVADO (GASOLEO)  
 ON DE REACTIVO

U.N.A.M.		FACULTAD DE QUIMICA
PLANO DE LOCALIZACION DE EQUIPO DE LA UNIDAD DE VACIO		
ARCA - 1970	INSPECCION PROFESIONAL	EXAMENADO MEXICO ALABAMA





U.N.A.M.

FACULTAD DE QUIMICA

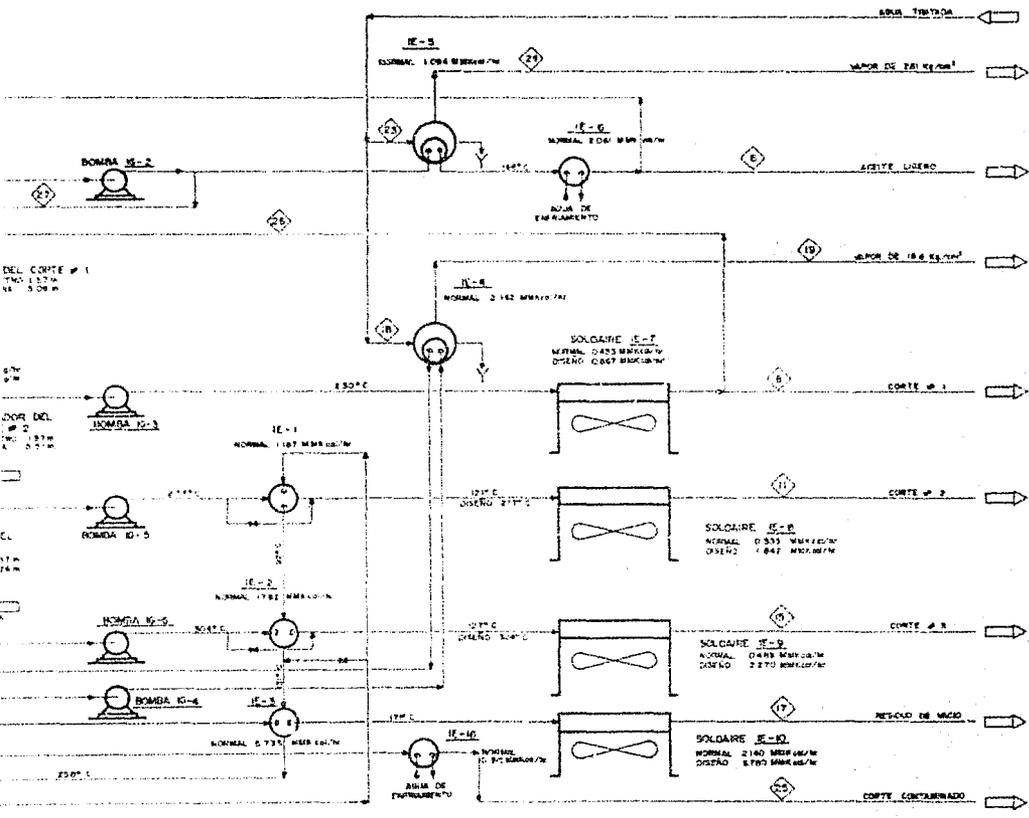
PANORAMICO DEL NUEVO TREN DE  
LUBRICANTES DE LA REFINERIA DE  
SALAMANCA, GTO

1971

INDUSTRIAL

EXPOSICION  
NACIONAL  
1971



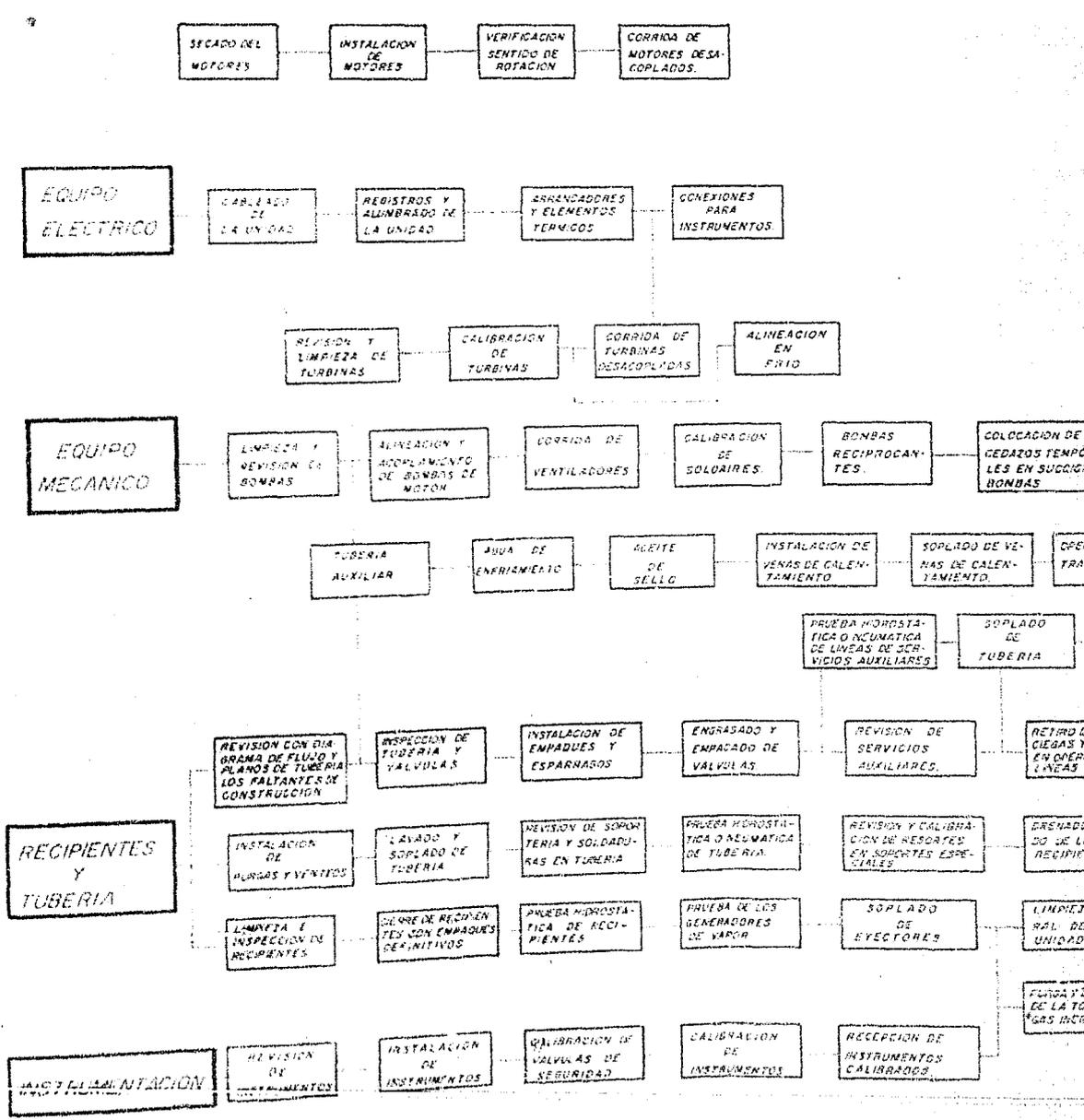


(1)	(2)	(3)	(4)	(5)	(6)	(7)	(8)
CONCENTRACION (%)							
98	98	98	98	98	98	98	98
97	97	97	97	97	97	97	97
96	96	96	96	96	96	96	96
95	95	95	95	95	95	95	95
94	94	94	94	94	94	94	94
93	93	93	93	93	93	93	93
92	92	92	92	92	92	92	92
91	91	91	91	91	91	91	91
90	90	90	90	90	90	90	90
89	89	89	89	89	89	89	89
88	88	88	88	88	88	88	88
87	87	87	87	87	87	87	87
86	86	86	86	86	86	86	86
85	85	85	85	85	85	85	85
84	84	84	84	84	84	84	84
83	83	83	83	83	83	83	83
82	82	82	82	82	82	82	82
81	81	81	81	81	81	81	81
80	80	80	80	80	80	80	80
79	79	79	79	79	79	79	79
78	78	78	78	78	78	78	78
77	77	77	77	77	77	77	77
76	76	76	76	76	76	76	76
75	75	75	75	75	75	75	75
74	74	74	74	74	74	74	74
73	73	73	73	73	73	73	73
72	72	72	72	72	72	72	72
71	71	71	71	71	71	71	71
70	70	70	70	70	70	70	70
69	69	69	69	69	69	69	69
68	68	68	68	68	68	68	68
67	67	67	67	67	67	67	67
66	66	66	66	66	66	66	66
65	65	65	65	65	65	65	65
64	64	64	64	64	64	64	64
63	63	63	63	63	63	63	63
62	62	62	62	62	62	62	62
61	61	61	61	61	61	61	61
60	60	60	60	60	60	60	60
59	59	59	59	59	59	59	59
58	58	58	58	58	58	58	58
57	57	57	57	57	57	57	57
56	56	56	56	56	56	56	56
55	55	55	55	55	55	55	55
54	54	54	54	54	54	54	54
53	53	53	53	53	53	53	53
52	52	52	52	52	52	52	52
51	51	51	51	51	51	51	51
50	50	50	50	50	50	50	50
49	49	49	49	49	49	49	49
48	48	48	48	48	48	48	48
47	47	47	47	47	47	47	47
46	46	46	46	46	46	46	46
45	45	45	45	45	45	45	45
44	44	44	44	44	44	44	44
43	43	43	43	43	43	43	43
42	42	42	42	42	42	42	42
41	41	41	41	41	41	41	41
40	40	40	40	40	40	40	40
39	39	39	39	39	39	39	39
38	38	38	38	38	38	38	38
37	37	37	37	37	37	37	37
36	36	36	36	36	36	36	36
35	35	35	35	35	35	35	35
34	34	34	34	34	34	34	34
33	33	33	33	33	33	33	33
32	32	32	32	32	32	32	32
31	31	31	31	31	31	31	31
30	30	30	30	30	30	30	30
29	29	29	29	29	29	29	29
28	28	28	28	28	28	28	28
27	27	27	27	27	27	27	27
26	26	26	26	26	26	26	26
25	25	25	25	25	25	25	25
24	24	24	24	24	24	24	24
23	23	23	23	23	23	23	23
22	22	22	22	22	22	22	22
21	21	21	21	21	21	21	21
20	20	20	20	20	20	20	20
19	19	19	19	19	19	19	19
18	18	18	18	18	18	18	18
17	17	17	17	17	17	17	17
16	16	16	16	16	16	16	16
15	15	15	15	15	15	15	15
14	14	14	14	14	14	14	14
13	13	13	13	13	13	13	13
12	12	12	12	12	12	12	12
11	11	11	11	11	11	11	11
10	10	10	10	10	10	10	10
9	9	9	9	9	9	9	9
8	8	8	8	8	8	8	8
7	7	7	7	7	7	7	7
6	6	6	6	6	6	6	6
5	5	5	5	5	5	5	5
4	4	4	4	4	4	4	4
3	3	3	3	3	3	3	3
2	2	2	2	2	2	2	2
1	1	1	1	1	1	1	1

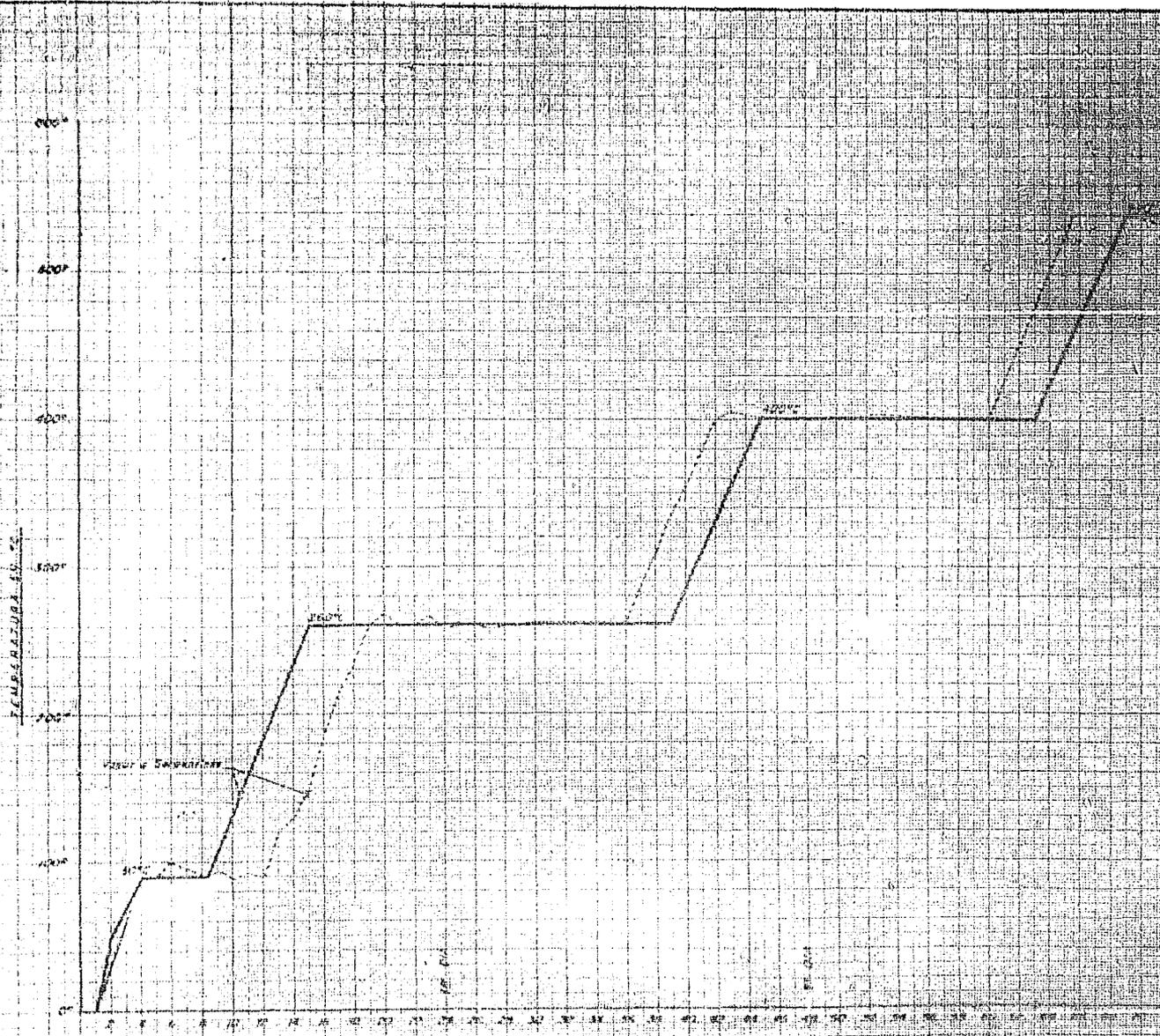
UNAM FACULTAD DE QUIMICA

DIAGRAMA DE PROCESO DE LA UNIDAD DE DESTILACION AL VACIO

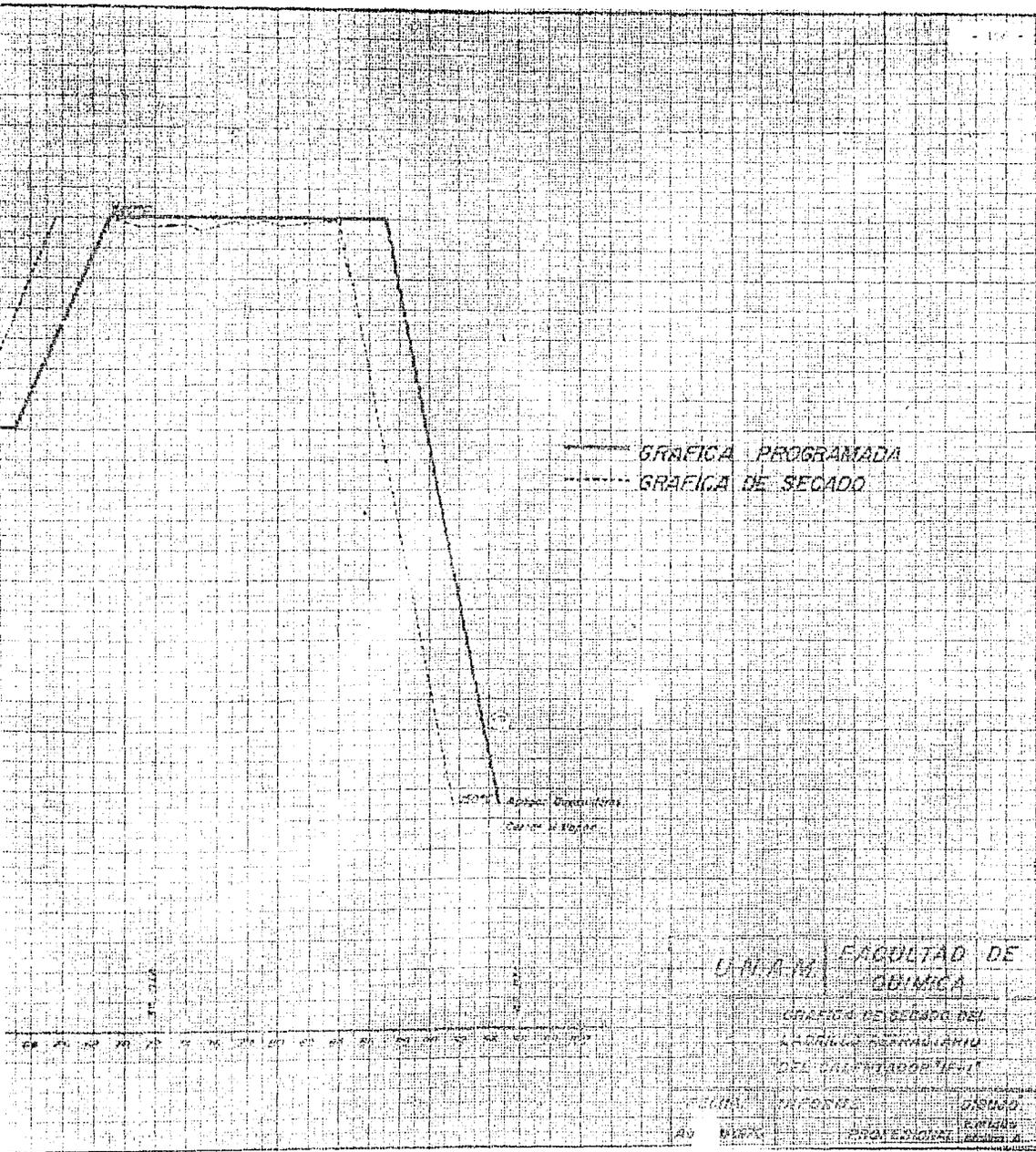
ABRIL 1970 INFORME PROFESIONAL







TEMPERATURE



— GRAFICA PROGRAMADA  
 - - - GRAFICA DE SECADO

100% Agua  
 100% Dioxido de Carbono  
 100% Nitrogeno

U.N.A.M. FACULTAD DE QUIMICA

GRUPO DE SECADO DEL  
 LABORATORIO DE QUIMICA  
 DEL CALIENTADO 1001

AV. MEXICO 1000, CDMX, MEXICO

XI

BIBLIOGRAFIA.

BIBLIOGRAFIA.

- Rase, H.P. & Barrow,  
M.H. "Project Engineering of Process  
Plants".  
John Wiley & Sons. Inc.  
New York, 1964
- Landau, R. and Cohen  
A.S. "The Chemical Plant"  
Reinhold Publishing Corp.  
1966
- Finneran, J.A. Sweeney  
and Houtchinson. "Startup Performance of large  
Amonias Plants"  
Chem. Eng. Prog.  
1966
- Murray, R.M. and Weight "Trouble-free Startup of Distil-  
lation Columns".  
Chem. Eng. Prog.  
1967
- Pérez Farra David "Lubricantes, su empleo y Seleccion"  
Ediciones CEAC.  
Barcelona España. 1963
- Bechtel. "Record data Book Vacuum Unit"  
Bechtel Corporation  
San Francisco, California.
- Mc. Cabe & Smit' "Unit Operations of Chemical  
Engineering"  
Mc Graw/Hill  
New York. 1956
- Hydraulic Institute "Pipe Friction Manual"  
Third Edition.  
Hydraulic Institute  
New York. 1961
- Mc. Clelland, G. D. "Maintenance And Safe Operations of High Pressure Equipment."  
Chem. Eng. 1968.

- Holroyd, R. "Ultra Large Single Stream  
Chemical Plants: Their Advan-  
tages and Disadvantages"  
Chem. & Ind. 1967.
- Braithwaite, Eric. "Lubrication and Lubricants"  
Elsevier Publishing Co.  
New York 1967.
- Manual de Operación "Manual de Operación de la --  
Unidad de Destilación al Vacío"  
RIAMA, 1969.
- Thomsen, T.C.B. "The Practice of Lubrication"  
Mc Graw Hill Book Co.  
New York, 1951.
- Perry, John H. "Chemical Engineers Hand Book"  
Fourth Edition.  
Mc. Graw Hill.  
New York, 1963.
- O' Connor, J.J. Lubricants  
Power. Vol 106 No 7.  
Reporte Especial.  
1962.
- ASME "Pressure Vessels"  
Division  
The American Society of Mechan-  
ical Engineers. 1968.
- W. L. Nelson "Petroleum Refinery Engineering"  
International Student Edition  
1958.  
Mc. Graw Hill.