

00508
REJ 1



Universidad Nacional Autónoma de México

FACULTAD DE QUIMICA

ANALISIS DEL SISTEMA DE CO-GENERACION
EN UN COMPLEJO PETROQUIMICO

T E S I S

Que para optar por el Grado de
Maestro en Ingeniería Química (Proyectos)

presenta

JOSE LANDEROS CABALLERO

México,
1988

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN



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 está protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

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

ANÁLISIS DEL SISTEMA COGENERATIVO
EN UN COMPLEJO PETROQUÍMICO

		PÁGINA.
1.	INTRODUCCIÓN. Exposición de Motivos.	4
2.	COGENERACIÓN.	6
	a. Descripción de los dos tipos de Cogeneración.	6
	b. Costos de vapor y energía eléctrica (mecánica) en los dos tipos de Cogeneración.	7
	c. Fuentes de pérdidas en los dos tipos de Cogene ración.	19
3.	EL SISTEMA COGENERATIVO EN EL COMPLEJO PETROQUÍMICO	21
	a. Descripción del Complejo Petroquímico.	21
	b. Descripción del Sistema Cogenerativo.	31
	c. Balance de Energías.	33
4.	ANÁLISIS ENERGÉTICO DEL SISTEMA COGENERATIVO.	43
	a. Pérdidas de Energía en el Sistema.	43
	b. Medidas correctivas al Sistema.	52
5.	PROPUESTA DE UN SISTEMA MEJORADO.	54
	a. Balance de Energía en el Sistema Propuesto.	
	b. Efecto que tendría el cambio sobre el cos- to de operación del Complejo.	
6.	CONCLUSIONES.	55
7.	RECOMENDACIONES.	57

RESUMEN.

El actual incremento en los precios de los combustibles ha obligado a las industrias de proceso del país a establecer estrategias y programas de uso eficiente, de conservación y de ahorro de la energía. Por otro lado, estas estrategias se han vuelto cada vez más estrictas, y existe una búsqueda creciente de criterios más rigurosos y mejor fundamentados.

Un recurso potencial del ahorro y conservación de energía, es la mejor utilización del vapor mediante la aplicación de sistemas cogenerativos, esto es, la producción de vapor como subproducto de la generación de energía eléctrica o bien, la producción de energía eléctrica como subproducto de la generación de vapor.

En el presente trabajo se analiza el sistema cogenerativo de un Complejo Petroquímico en México, con la finalidad de determinar el grado de eficiencia en la utilización de la energía. Elegimos la "casa de fuerza", es decir, el sistema generador de vapor y de fuerza motriz (calderas-turbinas) debido a que es en este lugar donde se integran los requerimientos energéticos de las plantas industriales y es, por lo tanto, el diseño de la "casa de fuerza" el que establece en forma integral la eficiencia energética de las plantas.

Mediante el análisis del sistema cogenerativo se determinan las fuentes de pérdidas de energía es decir, los puntos donde se presenta un potencial de ahorro energético, y así será posible generar proyectos de ahorro y conservación de manera más racional y rigurosa. Además, esto permite señalar las modificaciones que deberán efectuarse al sistema y muestra el impacto económico que tendrían dichas modificaciones. Un ejemplo de la aplicación del resultado del análisis es establecer además, la cantidad máxima de energía que puede ser recuperada y fijar las prioridades para la adopción de mejoras en las plantas, a fin de lograr una mayor eficiencia térmica global. Consideramos que estos resultados podrían aplicarse a complejos de naturaleza semejante.

ABSTRACT.

The increase in the price of fuels had compelled process industries to implement strategies and programs of efficient use, conservation, and saving energy.

Additionally, the strategies have become more and more stringent and more rigorous design criteria have to be observed.

One of the most important sources for energy conservation lies in the use of cogeneration systems, either steam production as by-product of electric power generation or, the production of electric energy as by-product of steam generation.

This report, is an analysis of a cogeneration system of a Petrochemical Complex (in México); the central idea is to determine the degree of energy efficiency of this system.

We began analyzing the power station, which is, where the steam and power are generated, integrating the energetic requirements of the plants. The power station design allows us to assess of the petrochemical complex the overall energy efficiency. By means of the analysis we could find not only the sources of energy but also possibilities for energy saving, with the results we should be able to generate substantial energy saving projects. At the same time is possible to correct and modify the system and evaluate the economical impact of the changes.

Another result of our analysis is to determine the amount of -- energy that could be saved in each project and establish priorities for their implementation.

We believe that the conclusions obtained could be applicable to other industrial complexes.

1. INTRODUCCIÓN.

Las diferencias entre un sistema cogenerativo y uno convencional son las siguientes:

En un sistema convencional típico, el vapor es producido en unidades generadoras de vapor, dentro de las condiciones requeridas por el proceso, mientras que la electricidad es comprada a la Comisión Federal de Electricidad, o bien, cierta cantidad de vapor es generado para dedicarlo exclusivamente a la producción de -- energía mecánica-eléctrica.

En las plantas termoeléctricas, se alcanzan eficiencias globales inferiores al 40%. Esto significa que más de la mitad del calor liberado por el combustible se disipa hacia el espacio exterior, principalmente en el condensador de vapor. Este desaprovechamiento de la energía es prácticamente inevitable en las plantas termoeléctricas, debido a que en la gran mayoría de los casos es muy limitada la cantidad utilizable de vapor a niveles más degradados en comparación con la cantidad de vapor de alta presión requerido para la generación de energía eléctrica.

Muy diferente es el caso que se presenta en las plantas industriales donde es posible balancear de manera racional la producción de vapor de alta presión para producción de energía eléctrica o mecánica, para accionamiento de compresores y bombas de po-

tencias elevadas, etc., y así aprovechar el calor residual del vapor degradado en puntos del proceso que requieran calentamiento. Sobre estas bases, es posible llevar el aprovechamiento de la energía liberada por el combustible a niveles alrededor del 70%.

En el sistema de cogeneración, el vapor y la energía eléctrica son generados simultáneamente al usar turbinas de contra presión o bien turbinas de extracción y condensación.

Cuando opera un sistema de cogeneración, es indispensable determinar de manera precisa los costos de las diversas formas de energía suministrada por el sistema, para evitar subsidios, ó cargos ocultos en las diversas unidades productoras.

En vista de la inestabilidad actual de la moneda y del precio del petróleo, en este trabajo se utilizará como parámetro del costo directo de vapor, el costo de la libra de combustóleo No.6. Si consideramos que una libra de vapor de alta presión requiere 0.08 lbs. de combustóleo No. 6, el costo directo de la libra de vapor es de 0.08 lbs. de combustóleo, o bien, el de una tonelada de vapor será el de 80 kgs. de combustóleo.

2. COGENERACIÓN.

La diferencia principal entre un sistema convencional de energía y un sistema cogenerativo, es que el primero produce ya sea electricidad ó energía térmica, mientras que un sistema cogenerativo produce simultáneamente ambos tipos de energía.

En una planta típica el vapor es producido en unidades generadoras de vapor a las condiciones requeridas por el proceso y la electricidad es comprada a la Compañía de Servicios local.

En algunas plantas los sistemas de vapor de mayor presión son utilizados para cogeneración de electricidad utilizando turbogeneradores a contrapresión ó bién, turbogeneradores de vapor a extracción y condensación.

Algunas plantas requieren más flexibilidad para manejar variaciones en las "cargas" de vapor y condiciones de desequilibrio, para cubrir este objetivo, se utiliza un sistema con turbinas a extracción y condensación.

a). Descripción de los dos tipos de cogeneración:

1. Energía eléctrica como subproducto de la generación de vapor.

Este es un sistema de cogeneración en el que la demanda de energía eléctrica es pequeña en comparación con la demanda de vapor de baja presión.

En este sistema el producto principal es el vapor de baja presión y el subproducto es la energía eléctrica.

2. Vapor de baja presión como subproducto de la generación de Energía Eléctrica.

Este es un sistema de cogeneración en el que la demanda de energía eléctrica es grande en comparación con la demanda de vapor de baja presión. En este sistema el producto principal es la energía eléctrica y el subproducto es el vapor de baja presión.

b). Costos de vapor y energía eléctrica (mecánica) en los dos tipos de cogeneración.

Debido a que todas las modificaciones son implementadas sobre la base de que son instalaciones existentes, solamente serán utilizados los costos incrementales en la evaluación económica. Para todos fines prácticos, puede ser considerado que los costos incrementales de los servicios auxiliares solamente incluyen los costos variables directamente asociados con su generación, ta

les como, los costos de los combustibles y los productos químicos, y no incluyen otros costos de operación y mantenimiento, cargos de capital, depreciación, impuestos y otros costos indirectamente relacionados.

. Energía eléctrica como subproducto de la generación de vapor.

Este primer caso presenta una situación en la que la demanda de vapor de baja presión es muy grande y el consumo de energía eléctrica es relativamente pequeño.

Al operar un sistema de cogeneración, es indispensable determinar de manera precisa los costos de las diversas formas de energía suministrada por el sistema para evitar subsidios, o bien, -cargos excesivos a los diferentes usuarios.

Análisis de los costos de vapor de baja presión y de energía eléctrica para este primer caso. A demanda de energía eléctrica constante, cada incremento en el consumo de vapor de baja presión se debe obtener por reducción y atemperación de vapor de alta presión. La cantidad de agua utilizada en la atemperación incrementará la masa de vapor; tendremos una mayor masa de vapor de menor valor unitario en relación inversa a las entalpías.

$$(mV_a) H_a = (mV_b) H_b \quad \text{Ec. 1}$$

Esto es idéntico a:

$$\frac{(mV_a)}{(mV_b)} = \frac{H_b}{H_a} \quad \text{Ec. 2}$$

El costo unitario del vapor de baja presión es:

$$CV_b = \frac{(mV_a)}{(mV_b)} CV_a \quad \text{Ec. 3}$$

Sustituyendo (2) en (3) tenemos:

$$CV_b = \frac{H_b}{H_a} CV_a \quad \text{Ec. 4}$$

donde:

V_a = Vapor de alta presión.

V_b = Vapor de baja presión.

mV_a = Cantidad de vapor de alta presión, en tons.

mV_b = Cantidad de vapor de baja presión, en tons.

* CV_a = Costo/lb de vapor de alta presión, = costo de 0.08 lbs. de combustible.

* CV_b = Costo/lb de vapor de baja presión, en lbs. de combustible.

H_a = Entalpía del vapor de alta presión en BTU/lb.

H_b = Entalpía del vapor de baja presión en BTU/lb.

ΔH_E = Diferencia entre la entalpía del vapor de alta presión y la entalpía del vapor extraído.

ΔH_K = Diferencia entre la entalpía del vapor de alta presión y la entalpía del vapor que entra al condensador.

KW = Potencia eléctrica, en kilowatts.

KWH = Energía eléctrica generada en kilowattshoras.

$CKWH$ = Costo de la energía eléctrica generada, en libras de combustible.

CC = Costo por libra de combustible.

* Estos costos se expresan en términos de cantidad de vapor de alta presión ya que hay una relación directa entre el costo unitario del vapor de alta presión y el costo unitario del combustible.

El costo de la energía eléctrica puede expresarse como la cantidad de vapor que se necesita alimentar a la turbina para una determinada potencia multiplicado por el decremento en el costo (valor unitario) del vapor al bajar su entalpía.

$$CKWH = \frac{mVa}{KWH} (CVa - CVb) \quad \text{Ec. 5}$$

La cantidad de vapor de alta presión para producir un kilowatt hora es:

$$\frac{mVa}{KWH} = \frac{3413}{Ha - Hb} \quad \text{Ec. 6}$$

Substituyendo la ecuación (6) en la ecuación (5):

$$CKWH = \frac{3413}{Ha - Hb} (CVa - CVb) \quad \text{Ec. 7}$$

Substituyendo la ecuación (4) en la ecuación (7):

$$CKWH = \frac{3413}{Ha - Hb} (CVa - \frac{Hb}{Ha} CVa) \quad \text{Ec. 8}$$

Simplificando y re-arreglando:

$$CKWH = \frac{3413}{Ha - Hb} \frac{Ha - Hb}{Ha} CVa \quad \text{Ec. 9}$$

O sea:

$$\begin{aligned} CKWH &= \frac{3413}{Ha} CVa \quad \text{Ec. 10} \\ &= \frac{3413}{Ha} * 0.08 * CC. \end{aligned}$$

O bien:

$$CKWH = \frac{3413}{Ha} 0.08 \text{ lbs. de combustible}$$

En un régimen de subproducto energía eléctrica, el costo de ésta es independiente de la entalpía del vapor de baja presión, e independiente también de la eficiencia de la turbina. Esto resulta obvio si consideramos que mientras más eficiente sea el sistema, es decir, mientras menos vapor de alta presión se requiera para generar la energía eléctrica, tanto más vapor de alta presión se tendrá que reducir para satisfacer las necesidades de vapor de baja presión en la planta industrial. En un régimen de subproducto energía eléctrica, el costo de vapor de baja presión es alto, en cambio, el costo de la energía eléctrica es bajo (barato).

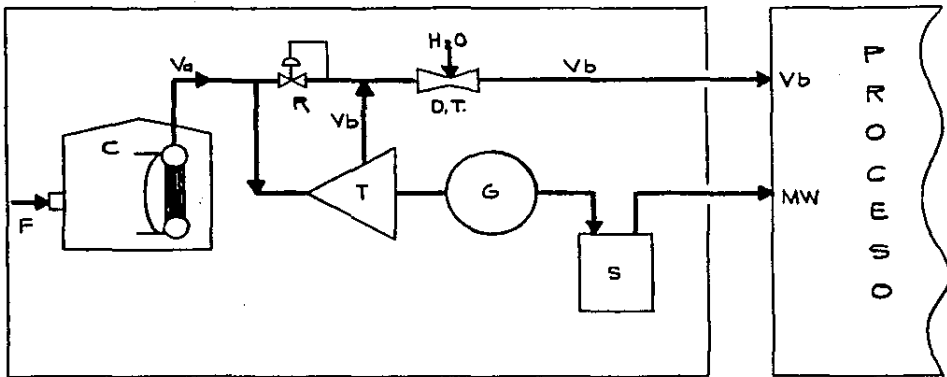
El costo de vapor de baja en un sistema subproducto energía es:

$$CVb = \frac{Hb}{Ha} CVa$$

En término de libras de combustible/lb de vapor de baja es:

$$CVb = \frac{Hb}{Ha} \times 0.08$$

ENERGIA ELECTRICA COMO SUBPRODUCTO DE LA
GENERACION DE VAPOR DE BAJA PRESION



ESTE SISTEMA CONTEMPLA UNA TURBINA A CONTRAPRESION, VALVULA REDUCTORA DE PRESION Y ESTACION ACONDICIONADORA DE VAPOR.

- * LA CALDERA INDICA LA SUMA DE TODAS LAS CALDERAS, LA TURBINA A CONTRAPRESION SIMBOLIZA TODAS LAS TURBINAS CON SUS RESPECTIVOS GENERADORES.
- ** SE MUESTRA UNICAMENTE UNA ESTACION REDUCTORA, UNA DESTERMADORA Y SOLO UNA SUBESTACION ELECTRICA, AUN CUANDO PUEDA HABER VARIOS EQUIPOS DE CADA TIPO.

. Vapor de baja presión como subproducto de la Generación de -
Energía Eléctrica.

A continuación analizaremos como segundo caso los costos de energía eléctrica y de vapor de baja presión en un sistema de cogeneración en el que la demanda de energía eléctrica es grande en - comparación con la demanda de vapor de baja presión. En este - sistema el producto principal es la energía eléctrica y el sub - producto es el vapor de baja presión.

En este sistema no aparece ninguna estación reductora puesto que todo el vapor de baja presión lo suministra la extracción de la - turbina.

ANALISIS DE LOS COSTOS DE LA ENERGIA ELECTRICA Y DE VAPOR DE BAJA PRESION PARA ESTE SEGUNDO CASO:

A demanda constante de vapor de baja presión, cada incremento en la generación de energía eléctrica requiere de un incremento correspondiente en el consumo de vapor de alta presión, independientemente de la magnitud de la demanda de vapor de baja presión, pudiendo ésta ser igual a cero. Esto significa que el consumo incremental de vapor de alta presión por cada incremento de generación eléctrica corresponde al de una turbina a condensación total. El costo de la energía eléctrica en este sistema es la cantidad de vapor de alta presión necesaria para generar un KWH, multiplicada por el costo unitario del vapor de alta presión.

$$CKWH = \frac{mVa}{KWH} CV_a \quad \text{Ec. 11}$$

La cantidad de vapor de alta presión necesaria para producir un KWH es:

$$\frac{mVa}{KWH} = \frac{3413}{\Delta H_K} \quad \text{Ec. 12}$$

Substituyendo la ecuación (12) en la ecuación (11) obtenemos:

$$CKWH = \frac{3413}{\Delta H_K} CV_a \quad \text{Ec. 13}$$

y en términos de combustible:

$$CKWH = \frac{3413}{\Delta H_K} \quad 0.08 \text{ LBS.}$$

El costo unitario del vapor de baja presión es igual a la dife -

rencia entre la cantidad de vapor de alta presión requerida para producir un KWH a extracción y la cantidad de vapor de alta presión requerida para producir el mismo KWH a condensación, multiplicado por el costo unitario del vapor de alta presión, y dividido entre la cantidad de vapor de baja presión que se produce al generar un KWH a extracción.

$$CV_b = \frac{\frac{3413}{\Delta H_E} - \frac{3413}{\Delta H_K}}{\frac{3413}{\Delta H_E}} CV_a \quad \text{Ec. 14}$$

$$CV_b = \frac{SR_E - SR_K}{SR_E} CV_a$$

Simplificando obtenemos:

$$CV_b = \left(1 - \frac{\Delta H_E}{\Delta H_K}\right) CV_a \quad \text{Ec. 15}$$

o bien:

$$CV_b = \left(1 - \frac{\Delta H_E}{\Delta H_K}\right) 0.08 \text{ lbs. de combustible.}$$

En este caso, sí es de fundamental importancia para los costos la entalpía del vapor de baja presión manifestada como ΔH ; esta expresión lleva implícito el concepto de eficiencia, ya que mientras más se aproximen las expansiones a la isoentrópica tanto mayores serán las ΔH 's. En este sistema el costo de la energía eléctrica es elevado, en cambio el costo del vapor de baja presión es bajo (barato).

$$SR = \text{lbs Va/KWH}$$

$$SRT = \frac{3413}{\Delta H_{\text{teórico}}}$$

$$SRR = \frac{3413}{\Delta H_{\text{real}}}$$

COSTO *	SUBPRODUCTO	
	ELECTRICIDAD	VAPOR DE BAJA PRESION
CKWH COSTO DE LA E. ELECTRICA	$\frac{3413}{Ha} CVa$	$\frac{3413}{\Delta H_K} CVa$
CV _b COSTO DEL VAPOR DE BAJA P.	$\frac{Hb}{Ha} CVa$	$(1 - \frac{\Delta HE}{\Delta H_K}) CVa$
O P E R A C I O N :	Cero Condensación	Cero Reducción.

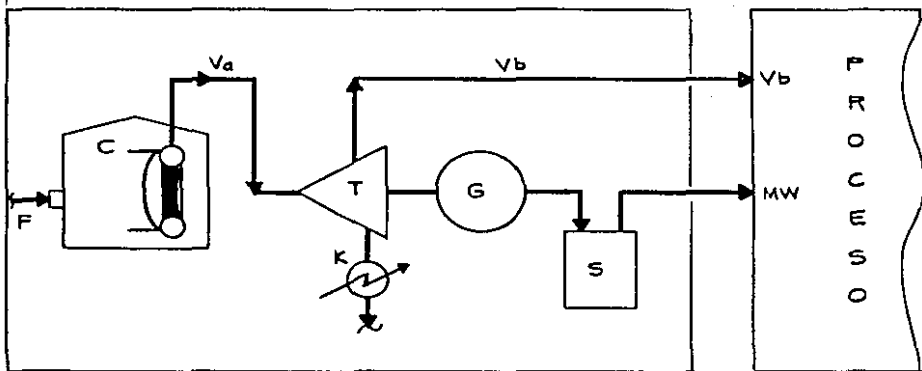
o bien:

COSTO *	SUBPRODUCTO	
	ELECTRICIDAD	VAPOR DE BAJA PRESION
CKWH COSTO DE LA E. ELECTRICA	$\frac{3413}{Ha} CVa$	SR _K · CVa
CV _b COSTO DEL VAPOR DE BAJA P.	$\frac{Hb}{Ha} CVa$	$\frac{SR_E - SR_K}{SR_E} CVa$
O P E R A C I O N :	Cero Condensación	Cero Reducción.

Nota: Como se vió anteriormente CVa = 0.08 CC o, preferentemente, CVa se sustituye por 0.08 y el costo unitario del servicio se dá en lbs. de combustóleo.

* En cada una de estas expresiones se puede ver que el costo disminuye a medida que aumenta la entalpía del vapor de alta presión - Ha ya que también aumentan por ende ΔHE y ΔHK. De ahí la tendencia creciente a utilizar vapor de mayor presión y de temperatura más elevada.

VAPOR DE BAJA PRESION COMO SUBPRODUCTO DE
LA GENERACION DE ENERGIA ELECTRICA



- * LA TURBINA A EXTRACCION Y CONDENSACION INDICA TODAS LAS TURBINAS CON SU RESPECTIVO GENERADOR.
- ** EN ESTE DIAGRAMA NO APARECE NINGUNA ESTACION REDUCTORA PUESTO QUE TODO EL VAPOR DE BAJA PRESION LO SUMINISTRA LA EXTRACCION DE LA TURBINA.

C.- FUENTES DE PÉRDIDAS DE ENERGÍA EN LOS DOS TIPOS DE COGENERACIÓN.

- Energía eléctrica como subproducto de la generación de vapor de baja presión.

En este primer caso, el sistema contempla una turbina a contra presión, válvula reductora de presión y estación acondicionadora de vapor. A demanda de energía eléctrica constante, cada incremento en el consumo de vapor de baja presión se debe obtener por reducción y atemperación de vapor de alta presión. Si además de haber reducción de presión hay condensación para producir una parte de la energía eléctrica, entonces esto, representa una pérdida de energía.

- Vapor de baja presión como subproducto de la generación de energía eléctrica.

En este caso, si el consumo de vapor de alta presión (S.R.) es muy alto, se debe a que se tienen turbinas ineficientes, o bien que la contrapresión es más alta de lo que se podría tener o bien, que se condensa a una presión demasiado alta, o si además de condensación hay reducción de presión.

- Cuando el consumo de vapor de proceso es muy alto en comparación al consumo de energía mecánica/eléctrica es inevitable reducir algo de vapor (pérdida de exergía).
- Cuando el consumo de energía eléctrica es alto en comparación al consumo de vapor, es inevitable condensar (pérdida de calor); lo que no es justificable es perder simultáneamente calor y exergía, es decir, condensar y reducir.

3. EL SISTEMA COGENERATIVO EN EL COMPLEJO PETROQUÍMICO.

a). Descripción del Complejo Petroquímico.

El nuevo Centro Petroquímico de la Cangrejera es un complejo industrial, sobre un predio de 150 hectáreas, localizado aproximadamente a 10 kilómetros al oriente de la Ciudad de Coatzacoalcos, Veracruz, sobre la carretera Coatzacoalcos--Villahermosa.

Dicho predio guarda una distancia de 4 kilómetros con el Complejo Petroquímico de Pajaritos, y 6 kilómetros con el Puerto de Pajaritos. El Complejo Petroquímico está compuesto de 20 nuevas plantas, integradas totalmente con las instalaciones necesarias de Servicios Auxiliares, tales como tanques de almacenamiento, facilidades para generación de vapor, de abastecimiento de agua, de energía eléctrica, de agua de enfriamiento, etc., además de los edificios para las funciones administrativas normales.

Las 20 plantas de proceso elaboran, en conjunto, 2,420,000-ton/año de productos petroquímicos básicos, y se recuperan además 17,820,000 BLS/año de propano y butano.

Algunos aspectos sobresalientes del gigantesco complejo son los siguientes:

- En todas las plantas se usan los procesos más eficientes hoy disponibles. Para lograrlo, se ha acudido a tecnología local y extranjera. La primera, originada en el Instituto Mexicano del Petróleo (I.M.P.) y la segunda procedente de empresas de Estados Unidos y Europa Occidental.
- Las plantas principales son de gran capacidad; algunas - de ellas, las más grandes que se han construido en la -- América Latina. Destacan las plantas de etileno de - - 500,000 ton/año; la de polietileno de 240,000 tons/año y la de paraxileno de 240,000 tons/año.
- El complejo de aromáticos es uno de los más completos - del mundo y su planta de paraxileno, que usa el avanzado proceso de cristalización desarrollado por Chevron, será la más grande que se haya construido. Su capacidad será de 240,000 tons/año.

COMPLEJO PETROQUÍMICO LA CANGREJERA

CUADRO DE TECNOLOGÍA E INGENIERÍA

PLANTA	TECNOLOGÍA	INGENIERÍA BÁSICA	INGENIERÍA DE DETALLE
FRACCIONADORA DE LIQ. CRIOGENICOS	I.M.P.	I.M.P.	I.M.P.
ESTABILIZADORA DE CRUDO	I.M.P.	I.M.P.	I.M.P.
HIDRODESULFURIZADORA DE NAFTAS	I.M.P.	I.M.P.	I.M.P.
RECUPERADORA DE LICUABLES	I.M.P.	I.M.P.	I.M.P.
TRATAMIENTO DE EFLUENTES	PENEX-UNAM	I.M.P.	I.M.P.
REFORMADORA B. T. X.	E X X O N	I.M.P.	I.M.P.
ETILENO	LUMMU S	LUMMU S	I.M.P.
ESTIRENO	LUMMU S	LUMMU S	I.M.P.
OXIDO DE ETILENO	SCIENTIFIC-DESIGN	SCIENTIFIC DESIGN	B IDYP SA
CUMENO	U.O.P.	U.O.P.	U.O.P.
OXIGENO	L I N D E	L I N D E	LINDE - SANTALO
POLIETILENO DE BAJA DENSIDAD	I.C.I.	SIN. CHEM	S P I S A
ACETALDEHIDO	WACKER-HOECHST	U H D E	U H D E
FRACCIONADORA DE AROMATICOS	ARCO-FLUOR	ARCP-FLUOR	F L U O R
EXTRACTORA DE AROMATICOS	A R C O	A R C O	F L U O R
HIDRODEALQUILADORA DE TOLUENO	ARCO-H.R.I.	H.R.I.	F L U O R
XILENO PLUS	A R C O	A R C O	F L U O R
ISOMERIZACION DE XILENOS	ARCO-ENGELHART	P A C E	F L U O R
PURIFICADORA DE HIDROGENO	H.R.I.-ARCO	H. R. I.	H. R. I.
CRISTALIZACION DE PARAXILENO	CHEVRON	CHEVRON	F L U O R
SERVICIOS AUXILIARES	PENEX	PENEX	BICA
INTEGRACION DE PLANTAS	PENEX	PENEX	PENEX

BREVE DESCRIPCION DEL COMPLEJO.

El complejo está dividido en tres grupos fundamentales desde el punto de vista de sus unidades de proceso.

Estos grupos son:

- a) Acondicionamiento y Fraccionamiento de Hidrocarburos de la Gasolina Natural y Petróleo Crudo.
- b) Obtención de Etileno y sus derivados primarios.
- c) Tren productor de aromáticos.

PLANO DE LOCALIZACION DEL COMPLEJO:

De acuerdo con las instalaciones que en ellas se localizan, las áreas que componen el Complejo Petroquímico son:

- a) Area de plantas.
- b) Patio de tanques de almacenamiento.
- c) Terminal de almacenamiento y distribución de óxido de etileno.
- d) Pretratamiento General y suministro de agua cruda.
- e) Area de quemadores de Gases desfogados.
- f) Corredor de líneas Cangrejera-Pajaritos.
- g) Area de almacenes generales.
- h) Area de Talleres.
- i) Area de edificios administrativos.
- j) Area de Seguridad Industrial y Protección Contra Incendio.
- k) Area de capacitación Técnica del Instituto Mexicano del Petróleo.
- l) Area de la Subdirección de Proyecto y Construcción de Obras.
- m) Area de Generación de vapor y energía eléctrica.

- A) ACONDICIONAMIENTO Y FRACCIONAMIENTO DE HIDROCARBUROS DE LA GASOLINA NATURAL Y PETROLEO CRUDO, QUE COMPRENDE LAS SIGUIENTES PLANTAS:

PLANTA	CAPACIDAD
1.- Tratadora y fraccionadora de Hidrocarburos - - - - -	107,000 B/D
2.- Estabilizadora de Crudo - - - - -	200,000 B/D
3.- Hidródesulfurizadora de Nafta - - - - -	86,000 B/D
4.- Recuperadora de Hidrocarburos Licuables (criogénica)- - - - -	10,000 B/D
5.- Endulzadora de Propano-Butano - - - - -	10,000 B/D

- B) OBTENCION DE ETILENO Y SUS DERIVADOS PRIMARIOS.

Está formado por las siguientes plantas:

PLANTA	CAPACIDAD
1.- Etileno - - - - -	500,000 TON/AÑO
2.- Acetaldehido- - - - -	100,000 TON/AÑO
3.- Oxido de etileno- - - - -	100,000 TON/AÑO
4.- Polietileno de baja densidad- - - - -	240,000 TON/AÑO
5.- Oxígeno y nitrógeno - - - - -	200,000 TON/AÑO

C) TREN PRODUCTOR DE AROMATICOS QUE COMPRENDE LAS SIGUIENTES PLANTAS:

PLANTA	CAPACIDAD
1.- Reformadora B.T.X.* - - - - -	45,000 B/D
2.- Extractora de Aromáticos- - - - -	17,500 B/D
3.- Fraccionadora de Aromáticos- - - - -	75,500 B/D
4.- Hidrodealquiladora de Tolueno - - - - -	3,500 B/D
5.- Desproporcionadora de Aromáticos- - - - -	13,000 B/D
6.- Isomerización de xilenos- - - - -	43,000 B/D
7.- Cristalización de xilenos - - - - -	240,000 TON/AÑO
8.- Estireno- - - - -	150,000 TON/AÑO
9.- Cumeno- - - - -	40,000 TON/AÑO
10.- Purificadora de Hidrógeno - - - - -	37 MMPCD

* B.T.X.; Significa: Benceno, Tolueno, Xileno.

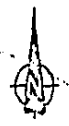
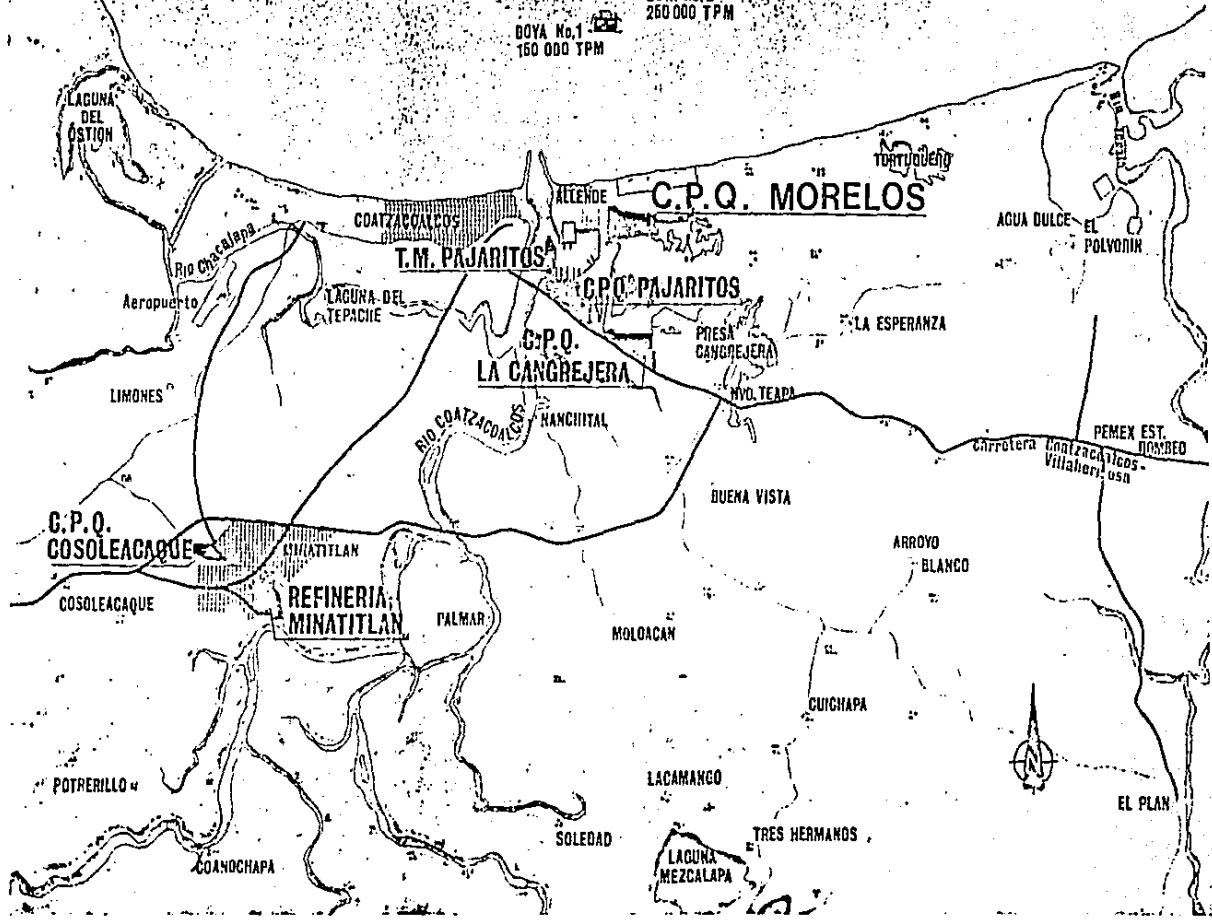
PRINCIPALES PRODUCTOS OBTENIDOS EN EL COMPLEJO PETROQUIMICO,
LA CANGREJERA, VERACRUZ.

<u>PRODUCTO</u>	<u>TON/AÑO</u>
Etano	700,000
Propano	9'240,000 BLS/AÑO
Butano	8'580,000 BLS/AÑO
Etileno	500,000
Polietileno	240,000
Oxido de Etileno	100,000
Acetaldehido	100,000
Benceno	124,000
Tolueno	150,000
Ortoxileno	55,000
Paraxileno	240,000
Estireno	150,000
Hexano	50,000
Heptano	11,000

GOLFO DE MEXICO

BOYA No. 1
150 000 TPM

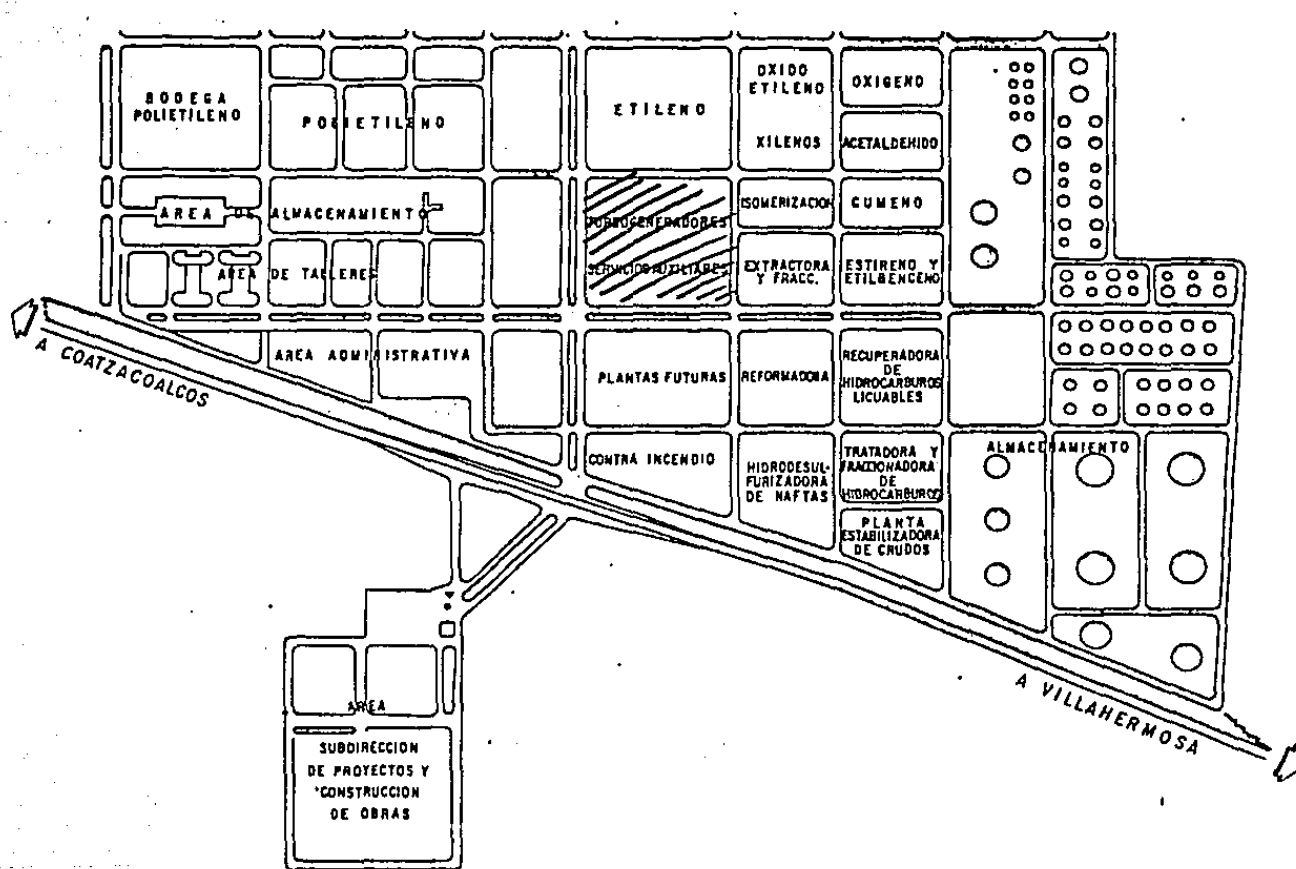
BOYA No. 2
250 000 TPM



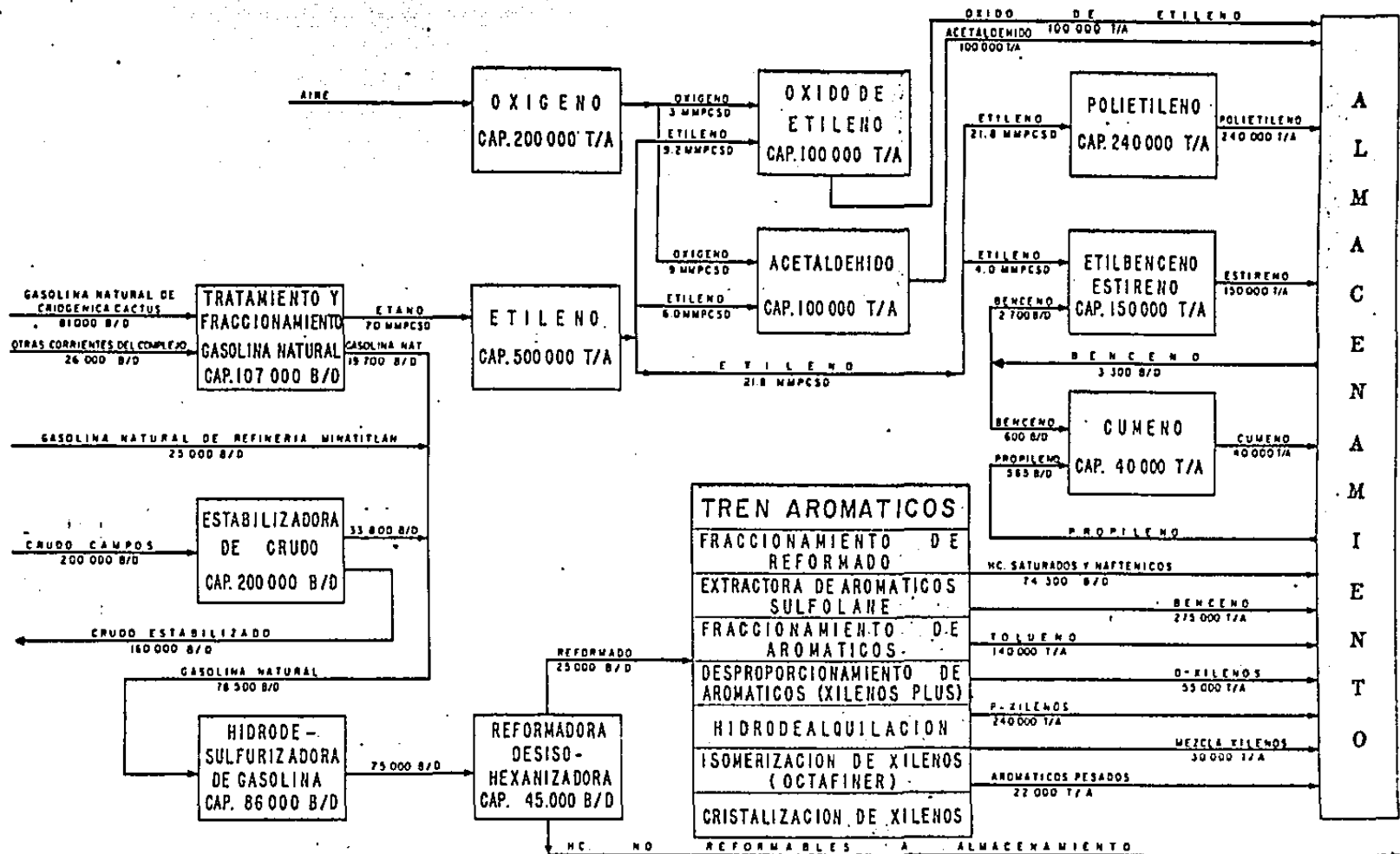
EL PLAN

COMPLEJO PETROQUIMICO "LA CANGREJERA"

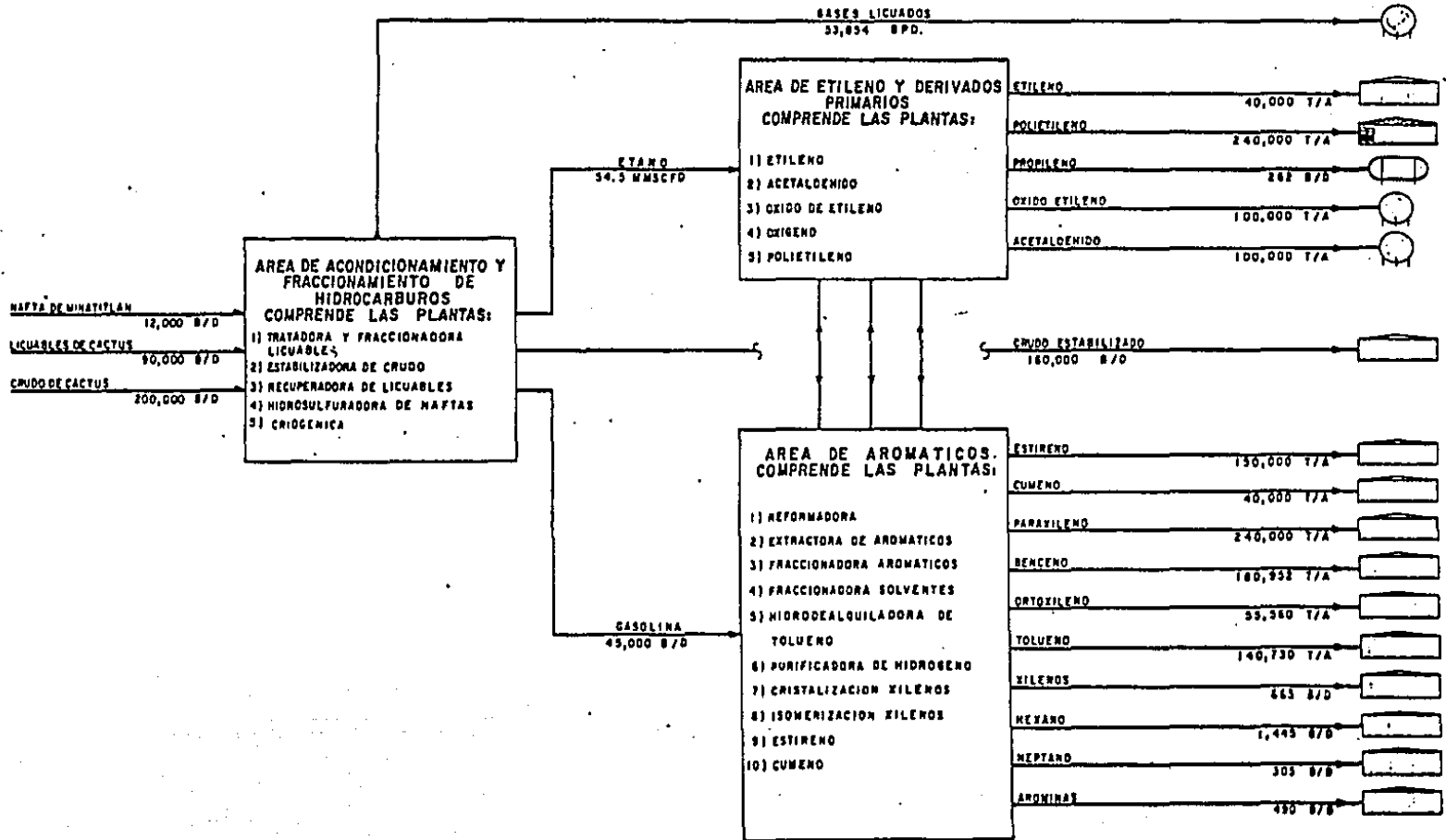
LOCALIZACION GENERAL



D I A G R A M A D E B L O Q U E S C O M P L E J O P E T R O Q U I M I C O C A N G R E J E R A



PRINCIPALES AREAS DE PROCESO EN EL COMPLEJO PETROQUIMICO DE LA CANGREJERA, VER.



b). Descripción del Sistema Cogenerativo Actual.

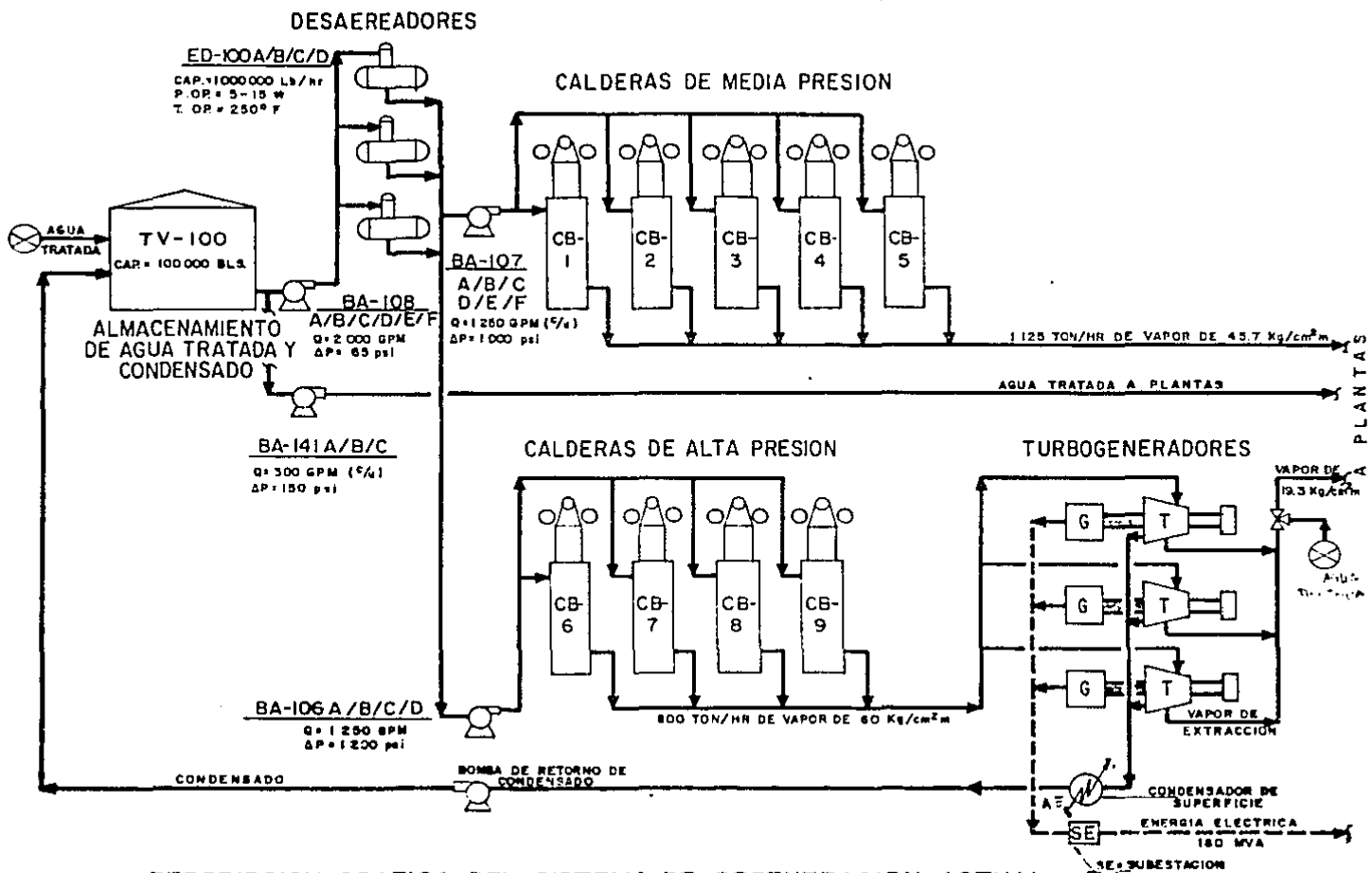
SISTEMA DE COGENERACIÓN ACTUAL
GENERACIÓN DE VAPOR Y ENERGÍA ELÉCTRICA

CAPACIDAD.

Las 5 calderas de media presión generan 1125 Ton/Hr de vapor (225 Ton/Hr cada una) de 45.7 Kg/cm² de presión. Las 4 calderas de alta presión generan 800 Ton/Hr. (200 Ton/Hr. cada una) de vapor de 59.8 Kg/cm² de presión. Los 3 Turbogeneradores generan 180 MW (60 MW c/u) a 13,200 Volts.

DESCRIPCION.

El agua tratada que se almacena en un tanque de 100,000 Bls. de capacidad se bombea a los desaeradores y de estos se alimenta a las calderas de media y alta presión donde se genera el vapor que se envía a plantas y a los turbogeneradores respectivamente. En las turbinas de éstos equipos (turbogeneradores) se tiene una extracción lateral de vapor de 19.3 Kg/cm², el cual es enviado a plantas; el vapor exhausto de las turbinas se condensa totalmente y se envía al tanque de almacenamiento de agua tratada y condensado.



DESCRIPCION GRAFICA DEL SISTEMA DE COGENERACION ACTUAL

C. BALANCE DE ENERGÍAS.

Balance de vapor y energía mecánica ó eléctrica del Sistema cogenerativo actual.

El balance de energía, es sin duda el requisito clave - para alcanzar alta eficiencia en la utilización global- de los energéticos en una planta industrial.

La definición correcta de los niveles de presión necesarios, con base en las necesidades de los puntos de consumo, así como la optimización de sus interrelaciones, - conducen al aprovechamiento más racional de la energía- liberada por el combustible.

PROCEDIMIENTO PARA LA REALIZACION DEL BALANCE DE VAPOR Y ENERGIA EN EL COMPLEJO PETROQUIMICO.

10. Elaborar en sus diferentes niveles de presión y temperatura una tabla que resuma los consumos y/o exportaciones de vapor, agua tratada, condensado limpio, contaminado y energía eléctrica, para cada una de las plantas que integran el complejo.

(Es necesario indicar el uso que se dá al vapor: para proceso, para motriz, o para generación de energía eléctrica).

En la tabla deben incluirse, además de las plantas, los equipos que componen el área de Servicios Auxiliares, el área de integración y demás instalaciones y facilidades con que cuenta el complejo.

La condición de consumo normal de vapor se establece cuando los equipos que tienen accionamientos duales (turbina y motor eléctrico confiable) operan con motor eléctrico y únicamente trabajan las turbinas que no tienen relevo eléctrico. En esta condición el turbogenerador trabajará a toda su capacidad.

La condición de consumo máximo de vapor se establece cuando todos los equipos trabajan con turbinas, inclu-

sive aquellos que tienen accionamientos con motor eléctrico "cargado" a la red confiable del complejo.

20. Asentar el número y capacidad de los turbogeneradores y elaborar el balance de vapor y energía en el turbogenerador.

30. Asentar el número y capacidad de las unidades generadoras de vapor. * Petróleos Mexicanos ha tomado la decisión de "modular" la capacidad de los generadores de vapor. Es decir, cada unidad es de la misma capacidad.

40. Elaborar el balance de vapor y energía de la unidad generadora de vapor.

50. Asentar el consumo de vapor en los equipos del área de servicios auxiliares del complejo petroquímico.

* Debe tenerse cuidado al manejar la capacidad neta de exportación; esto es, considerar los servicios de los servicios auxiliares.

El licenciador de cada una de las plantas que integran el complejo, al entregar su libro de proyecto para cada planta en particular, presenta una sección exclusiva para el área de Servicios Auxiliares, en la cual incluye un diagrama especial que muestra el consumo y/o generación del vapor en sus diferentes calidades, indicando cuándo es destinado para consumo interno y cuándo es vapor de exportación (esto es, el vapor disponible para su uso en otras plantas vecinas).

En este estudio se lleva al cabo una integración de todas las necesidades indicadas por cada licenciador.**

Las consideraciones para la realización del balance* de vapor y energía fueron las que a continuación se anotan:

a) Están operando todas las turbinas de las torres de enfriamiento del complejo, y se alimentan con vapor de $p=625$ psig (750°F) a contrapresión de 65 psig.

El número de turbinas por torre de enfriamiento que se consideró es: (se utilizó un criterio en selección de accionadores de 40% para turbinas de vapor y 60% para motores eléctricos).

La turbina se usa sólo como relevo; pero no relevo 100%.

* Se trata del balance realizado para las condiciones normales de operación del complejo.

** Cada licenciador de tecnología, utiliza criterios de selección de niveles de presión y temperatura diferentes.

CONSUMO DE VAPOR DE 625 PSIG EN LAS TURBINAS DE LAS BOMBAS INSTALADAS EN LAS DIFERENTES TORRES DE ENFRIAMIENTO.

CLAVE TORRE DE ENFTO.	CLAVE DE TURBO-BOMBAS	No. TURBINAS *	CONSUMO DE VAPOR DE 625 PSIG. (LB/HR TOTALES)
CT - 100	BA-100 D, E, F.	3	58,400
CT - 101	BA-101 C, D, E.	3	58,400
CT - 102	BA-102 C, D, E.	3	58,400
CT - 103	BA-103 D, E.	2	38,950
CT - 104	BA-104 D, E, F.	3	58,400
CT - 105	BA-105 D, E, F.	3	58,400

- b) Se recupera el condensado aceitoso.
- c) Se genera vapor de 65 psig de los tanques de purgas - de las calderas.
- d) Operan 2 soloaires. (Condensadores de vapor).
- e) Las calderas aportarán condensado de 60 Psig (310°F), cuando operen los precalentadores auxiliares de aire-vapor. Este caso se presenta cuando la unidad generaadora de vapor opera quemando aceite combustible.

APORTACION NORMAL:	0 LB/HR.
APORTACION MAXIMA:	16,560 LB/HR. C/CALDERA

* Todas estas turbinas operan a contrapresión de 65 psig.

- f) Para determinar el consumo normal de vapor de 275 psig, en sopladores de hollín (flujo intermitente):

Se consideró que operan continuamente los sopladores de hollín de una caldera y como valor máximo se tomó el valor de 3 calderas.

<u>Consumo de vapor de media presión en sopladores de hollín de diferentes tipos.</u>	
T I P O	VAPOR DE 275 PSIG CONSUMO: (c/u)
. Retráctil-----	9,900 LB/HR.
. Rotatorio-----	7,920 LB/HR.
. Balanceo -----	2,200 LB/HR.

g.) Cantidad de calderas y turbogeneradores operando y de relevo.

SE CONSIDERAN PARA BALANCE:	CALDERAS		TURBO-GENERADORES
	P=850 PSIG	P=650 PSIG	
OPERANDO:	2	4	2
RELEVO:	2	1	1
No.EQUIPOS ADQUIRIDOS.	4	5	3
GENERACION TOTAL PROM.POR CALDERA. LB/HR. (VAPOR).	420,350	476,465	---

h) Cantidad de vapor de extracción (de 275 psig) en los -- turbogeneradores.

La extracción de vapor de P=275 psig de los turbogeneradores de la casa de fuerza, variará de acuerdo con la capacidad de generación eléctrica deseada y con la cantidad de vapor de alimentación a la turbina del turbogenerador.

ALIMENTACION P=850 PSIG (900°F)	EXTRACCION. P=275 PSIG (520°F)	GENERACION ELECTRICA MW.
180 TON/HR.	0 TON/HR.	48
191 TON/HR.	11 TON/HR.	49
191 TON/HR.	18 TON/HR.	48
191 TON/HR.	21 TON/HR.	47
191 TON/HR.	30 TON/HR.	45.5
200 TON/HR.	30 TON/HR.	48

MW = Megawatts.

- i) El condensado caliente es generado por las siguientes plantas:
1. Unidad despuntadora.
 2. Unidad fraccionadora de gasolinas.
 3. Área 14 del tren de aromáticos.
 4. Planta de cumeno.
- j) El condensado frío es generado por las siguientes plantas:
1. Planta recuperadora de hidrocarburos licuables. (criogénica).
 2. Planta hidrodesulfuradora de naftas.
 3. Planta de oxígeno
 4. Planta de etileno.
 5. Planta de polietileno.
- k) El condensado aceitoso es producido por las siguientes plantas:
1. Planta de etil-benceno/estireno.
 2. Área de calentamiento de combustóleo (Servicios Auxiliares).
- l) El vapor de baja presión (65 psig) se utiliza en forma intermitente en las estaciones de servicio del complejo, donde se pierde.

- m) Consumo de vapor de 625 psig en el área de Servicios Auxiliares.

CONSUMO DE VAPOR DE P=625 PSIG y T= 750°F.

SERVICIO: ACCIONADORES DE BOMBAS.

CLAVE DE BOMBAS	SERVICIO DE BOMBAS.	CARACTERISTICAS	CONSUMO DE VAPOR* DE 625 PSIG y 750°F
BA-106 "C"	Agua tratada a calderas de 850 Psig	CAP=1250 GPM(c/u) ΔP=1200 PSI POT=1250 HP	22,000 Lb/Hr.
BA-106 "D"			22,000 Lb/Hr.
BA-107 "E"	Agua tratada a calderas de 650 Psig	CAP=1350 GPM(c/u) ΔP=1000 PSI POT=1250 HP	19,000 Lb/Hr.
BA-107 "F"			19,000 Lb/Hr.
BA-107 "G"			19,000 Lb/Hr.
BC-100 "C"	Compresor de Aire	POT= 450 BHP	11,400 Lb/Hr.
BA-108 "D"	Agua tratada a - desaeradores.	CAP=2000 GPM(c/u) ΔP= 65 PSI POT= 125 HP	3,500 Lb/Hr.
BA-108 "E"			3,500 Lb/Hr.
BA-108 "F"			3,500 Lb/Hr.
BA-141 "C"	Agua tratada a - Plantas.	CAP= 300 GPM(c/u) ΔP= 150 PSI POT= 60 HP	2,000 Lb/Hr.
BR-101 "C"	Combustóleo a - Calderas.	POT= 60 HP (c/u)	3,900 Lb/Hr.
BR-101 "D"		POT= 60 HP (c/u)	3,900 Lb/Hr.

* Todas estas turbinas trabajan a contrapresión de 65 Psig.

- n) Consumo de vapor de baja presión (65 psig) en el área de calentamiento de combustóleo.

Vapor de baja presión (65 Psig) para calentamiento de combustóleo.

Flujo: 22,300 Lb/Hr. (Continuo).

(Se recupera como condensado aceitoso).

o) Todas las bombas utilizadas en las Torres de Enfriamiento de las diferentes plantas que integran el Complejo - Petroquímico, están "moduladas" (estandarizadas), a -- 20,000 GPM (c/u) de capacidad, y $\Delta P=65$ PSI (Máx.). Por lo tanto, la potencia de cada bomba es de 1100 BHP (estimada).*

p) En todos los centros de trabajo de Petróleos Mexicanos, las celdas de las Torres de Enfriamiento están "moduladas" a 10,000 GPM (c/u).

(Esto se da sólo en las plantas nuevas; en plantas viejas no aplica).

q) Capacidad de generación de la unidad de tratamiento de agua.

CAPACIDAD = 534,062 LB/HR.
✓ / ✓ = (1068 GPM)

* En el área de Servicios Auxiliares y en Torres de Enfriamiento, se ha utilizado el criterio de selección de accionadores -- de 40% turbinas de vapor y 60% de accionamientos con motor -- eléctrico.

ME	VAPORES DE MEDIA PRESION P=275 (520°F)				VAPORES DE BAJA PRESION P=65 (450°F)				CONDENSADO				AGUA TRATADA		ENERGIA ELECTRICA (Kw) (CONSUME)	OBSERVACIONES
	GENERA		CONSUME		GENERA		CONSUME		LIMPIO		ACEITOSO		GENERA	CONSUME		
	SECCION	VALORES	SECCION	VALORES	SECCION	VALORES	SECCION	VALORES	SECCION	VALORES	SECCION	VALORES				
2200															2817	
24910															344	
26000															3080	
															4736	
															2282	
															2292	
															375	
															2203	
100	129,455		242,715		140,249		337,950		123,025	490		48120		44,865		

					14,300								324,000	6720		
		8,000			12,800								1375,912			
	34,440				30,800			175,340					11,500	800		2 TUBOS DE 48,000 GAL (24)
					175,500									3,000		
					130,840									14,798		
	61,600					12,300										
						189,666		230,775				1,531,938	4,528			
												534,862	406,497			
						200,000								1960		
					31,830											
								30,380								
								1,980								
													1,844,000	5,444,400		
	432,715	10,000														
														1,600		
														1,600		
														4,000		
														2000		
														3140		
														500		
	432,715	432,715		432,715	1,850,116		2,251,345	2,251,345								

INGENIERIA	PROYECTO
INGENIERIA	PROYECTO
INGENIERIA	PROYECTO
INGENIERIA	PROYECTO

PETROLEOS MEXICANOS
SECCION DE PROYECTO Y CONSTRUCCION DE OBRAS

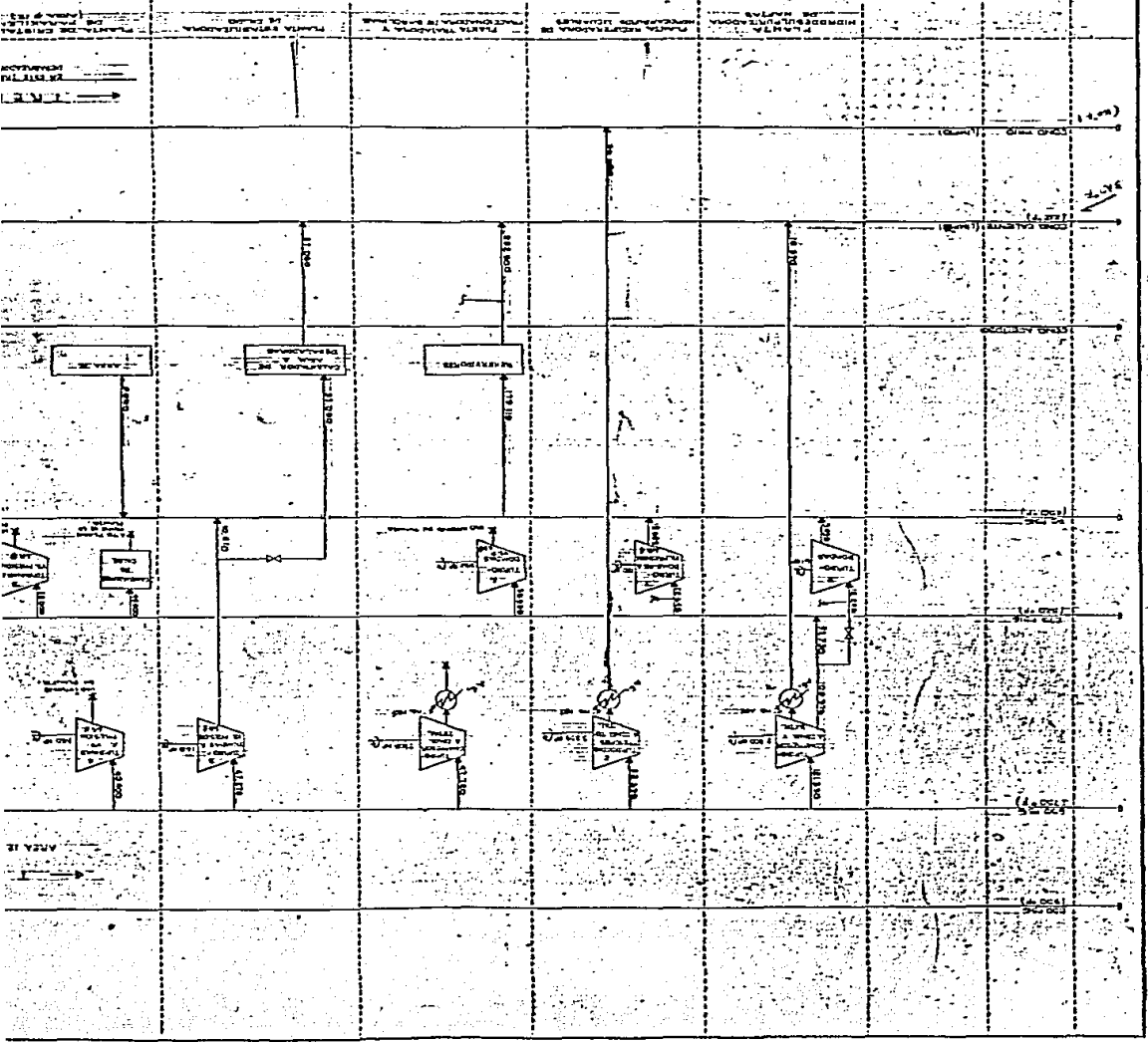
COMPLEJO PETROQUIMICO
LA CANGREJERA, VER.
folia de resumen

SECCION PLANTAS DE MERCADO, S. R.

NOV/1968

Q-166-49-D
CANGREJERA, VER.

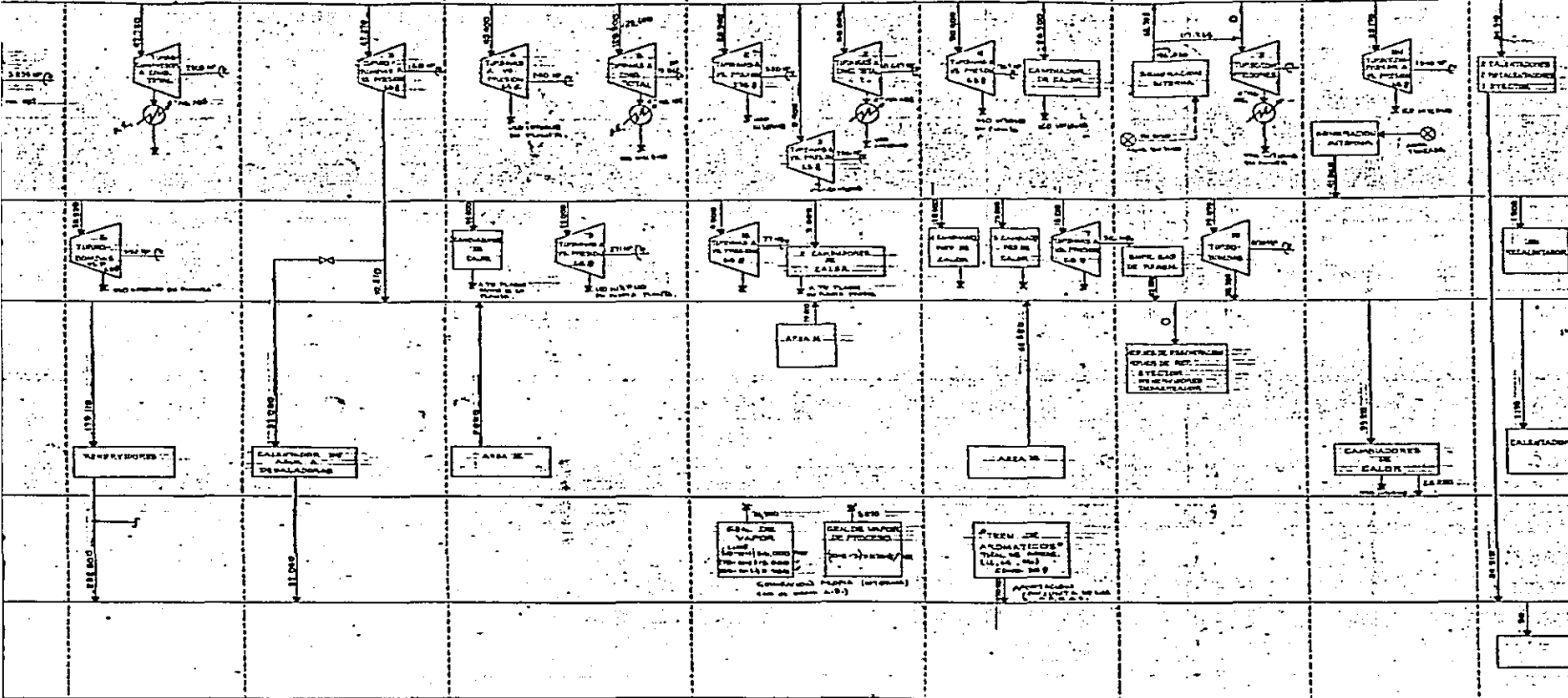
A-001



← TREN DE AROMATICOS →

AREA 12 AREA 14 AREA 16

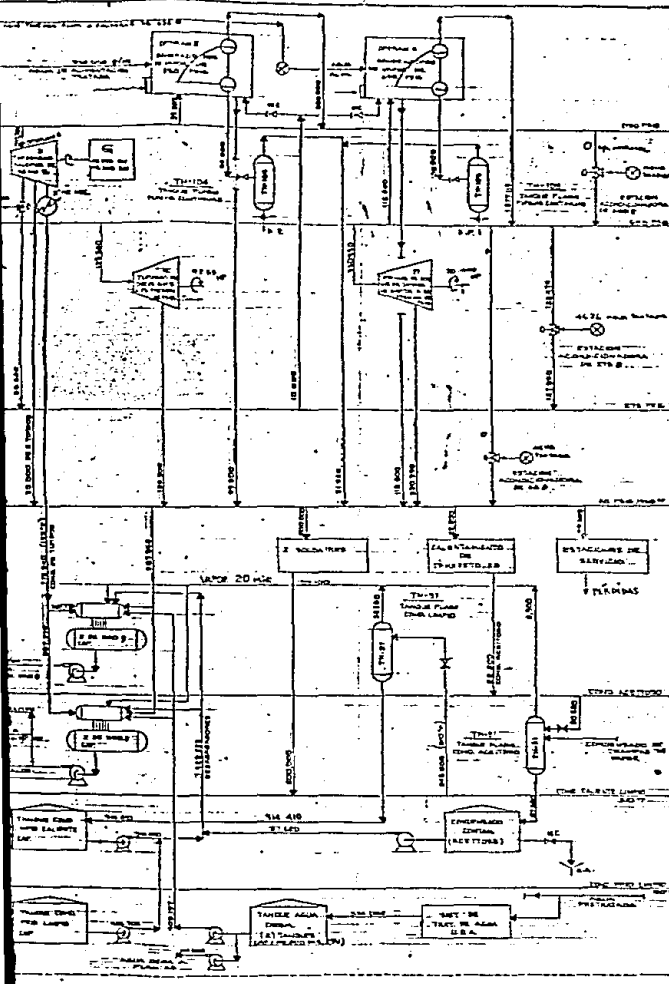
D. T. A.
DEPARTAMENTO
TUBERIAS Y
VALVULAS



← TREN DE AROMATICOS →

EN ESTE TREN SE DA UN GENERACION DE VAPOR POR LA ENERGI
DEBIDA A LA PRESENIA DE UN FLUJO DE AGUA CALIENTE EN UN
DEBIDA A LA PRESENIA DE UN FLUJO DE AGUA CALIENTE EN UN

PLANTA TRATADORA Y REFINADORA DE BENCENO PLANTA ESTABILIZADORA DE CROMO PLANTA DE CRISTALIZACION DE PARAFINOS (AREA 9 Y 12) PLANTA SIEMBA PLUS (AREA 8 Y 14) PLANTA EXTRACTORA Y REFINADORA DE AROMATICOS (AREA 16) PLANTA REFORMADORA DE BENCENO, TOLUENO, SIEMBA (AREA 12) PLANTA DE ESTABILIZACION DE BENCENO Y TOLUENO (AREA 14) PLANTA DE CUMARON (AREA 16)



BALANCE DE VAPOR

650 TMB	650 TMB
10000	10000
15000	15000
20000	20000
25000	25000
30000	30000
35000	35000
40000	40000
45000	45000
50000	50000
55000	55000
60000	60000
65000	65000
70000	70000
75000	75000
80000	80000
85000	85000
90000	90000
95000	95000
100000	100000
105000	105000
110000	110000
115000	115000
120000	120000
125000	125000
130000	130000
135000	135000
140000	140000
145000	145000
150000	150000
155000	155000
160000	160000
165000	165000
170000	170000
175000	175000
180000	180000
185000	185000
190000	190000
195000	195000
200000	200000
205000	205000
210000	210000
215000	215000
220000	220000
225000	225000
230000	230000
235000	235000
240000	240000
245000	245000
250000	250000
255000	255000
260000	260000
265000	265000
270000	270000
275000	275000
280000	280000
285000	285000
290000	290000
295000	295000
300000	300000
305000	305000
310000	310000
315000	315000
320000	320000
325000	325000
330000	330000
335000	335000
340000	340000
345000	345000
350000	350000
355000	355000
360000	360000
365000	365000
370000	370000
375000	375000
380000	380000
385000	385000
390000	390000
395000	395000
400000	400000
405000	405000
410000	410000
415000	415000
420000	420000
425000	425000
430000	430000
435000	435000
440000	440000
445000	445000
450000	450000
455000	455000
460000	460000
465000	465000
470000	470000
475000	475000
480000	480000
485000	485000
490000	490000
495000	495000
500000	500000

NOTAS

1. UNIDADES ADECUADAS ESTAN EN LA FIGURA
2. EL BALANCE DE VAPOR POR PLANTA SE APOYA EN UN SISTEMA DE SERVICIO DE VAPOR QUE SE DISTRIBUYE EN EL SISTEMA
3. EN ESTE DIAGRAMA SE ENTIENDE QUE LAS UNIDADES ADECUADAS SON LAS QUE SE ENCONTRAN EN LA FIGURA DE SERVICIO DE VAPOR
4. EN ESTE DIAGRAMA SE ENTIENDE QUE EL BALANCE DE VAPOR SE ENTIENDE QUE LAS UNIDADES ADECUADAS SON LAS QUE SE ENCONTRAN EN LA FIGURA DE SERVICIO DE VAPOR
5. EN ESTE DIAGRAMA SE ENTIENDE QUE EL BALANCE DE VAPOR SE ENTIENDE QUE LAS UNIDADES ADECUADAS SON LAS QUE SE ENCONTRAN EN LA FIGURA DE SERVICIO DE VAPOR
6. EN ESTE DIAGRAMA SE ENTIENDE QUE EL BALANCE DE VAPOR SE ENTIENDE QUE LAS UNIDADES ADECUADAS SON LAS QUE SE ENCONTRAN EN LA FIGURA DE SERVICIO DE VAPOR
7. EN ESTE DIAGRAMA SE ENTIENDE QUE EL BALANCE DE VAPOR SE ENTIENDE QUE LAS UNIDADES ADECUADAS SON LAS QUE SE ENCONTRAN EN LA FIGURA DE SERVICIO DE VAPOR
8. EN ESTE DIAGRAMA SE ENTIENDE QUE EL BALANCE DE VAPOR SE ENTIENDE QUE LAS UNIDADES ADECUADAS SON LAS QUE SE ENCONTRAN EN LA FIGURA DE SERVICIO DE VAPOR
9. EN ESTE DIAGRAMA SE ENTIENDE QUE EL BALANCE DE VAPOR SE ENTIENDE QUE LAS UNIDADES ADECUADAS SON LAS QUE SE ENCONTRAN EN LA FIGURA DE SERVICIO DE VAPOR
10. EN ESTE DIAGRAMA SE ENTIENDE QUE EL BALANCE DE VAPOR SE ENTIENDE QUE LAS UNIDADES ADECUADAS SON LAS QUE SE ENCONTRAN EN LA FIGURA DE SERVICIO DE VAPOR

SIMBOLOGIA

⊗ AREA DESMORFALIZADA

OPERACION NORMAL

APROBADO	FIRMADO

PETROLEOS MEXICANOS
SOCIETAD ANONIMA DE PETROLEO Y ENERGIA ELCTRICOS DE MEXICO

DIVISION ELABORADO EN MEXICO, D.F. JUNIO-1964

COMPLEJO PETROQUIMICO CANGREJERA, VER.
SERVICIOS AUXILIARES
CONSUMOS DE VAPOR, COND. Y AGUA TRATADA
Diagrama de balance

0 - 106 - 74 - 01
LA CANGREJERA, VER.

A-O-10

4.- ANÁLISIS ENERGÉTICO DEL SISTEMA COGENERATIVO ACTUAL.

De acuerdo con el balance consolidado, se establecen las pérdidas de energía según el capítulo 2 c.

Siendo éste un sistema de vapor de baja presión como sub - producto de la generación de energía eléctrica.

Del análisis del diagrama consolidado del sistema cogenerativo actual se pueden destacar las siguientes pérdidas de energía en el sistema.

- a. Válvulas reductoras de presión abiertas.
 - b. Algunas turbinas motrices de bajo caballaje (y baja eficiencia).
 - c. S.R. (consumo de vapor de alta presión demasiado grande, que obliga a condensar en soloaires),
200,000 lb/hr de vapor a 65 psig en lugar de 3" Hg abs.
- A.- Una pérdida de energía del sistema cogenerativo actual (Condensación de vapor de baja presión).

Debe obtenerse trabajo mecánico, optimizando la utilización de turbinas de vapor, en lugar de condensar -- "gratuitamente" 200,000 Lb/Hr de vapor excedente de -

baja presión (65 psig) en los dos "soloaires" como actualmente se encuentra operando el área de servicios - auxiliares del complejo petroquímico.

Para suplir esta deficiencia es necesario considerar - la inclusión de una nueva turbina de vapor que trabaje a condensación total, alimentándose con vapor de alta - presión (650 psig).

Cálculo de la cantidad de trabajo que se puede obtener utilizando las 200,000 Lb/Hr de vapor de baja presión - que resultan como excedente al llevar a cabo el balan - ce de vapor.

Cálculo del consumo de vapor (teórico) de alta presión (650 psig) (750°F) de ésta nueva turbina de vapor.

Condiciones de entrada: Condiciones de salida:

- | | |
|-----------------------------|-----------------------------|
| $P_1 = 650 \text{ Psig}$ | $P_2 = 65 \text{ Psig}$ |
| $T_1 = 750^\circ\text{F}$ | $T_2 = 312^\circ\text{F}$ |
| $H_1 = 1375 \text{ Btu/Lb}$ | $H_2 = 1175 \text{ Btu/Lb}$ |

$$\Delta H = (H_1 - H_2) = (1375 \text{ Btu/Lb} - 1175 \text{ Btu/Lb}) = 200 \text{ Btu/Lb.}$$

Cálculo del consumo de vapor teórico.

$$\text{S.R.T.} = \text{Consumo teórico de vapor} = \frac{3413}{\Delta H} = \frac{3413}{200} = 17.07 \frac{\text{LB}}{\text{HR-KW}}$$

Eficiencia promedio considerada: 74%

Consumo real de vapor: $24 \frac{\text{LB}}{\text{HR} - \text{KW}}$

Por lo tanto: $\frac{200,000 \text{ LB/HR}}{24 \text{ LB/HR-KW}} = 8,695.6 \text{ Kw} \times \frac{1 \text{ HP}}{0.746 \text{ KW}} = 11,656 \text{ HP}$

Enseguida se debe determinar el consumo real de vapor de alimentación a la nueva turbina que nos proporciona 11,656 HP.

Cálculo del flujo de vapor de alimentación a esta nueva turbina a condensación total que sustituye a los -- dos "soloaires".

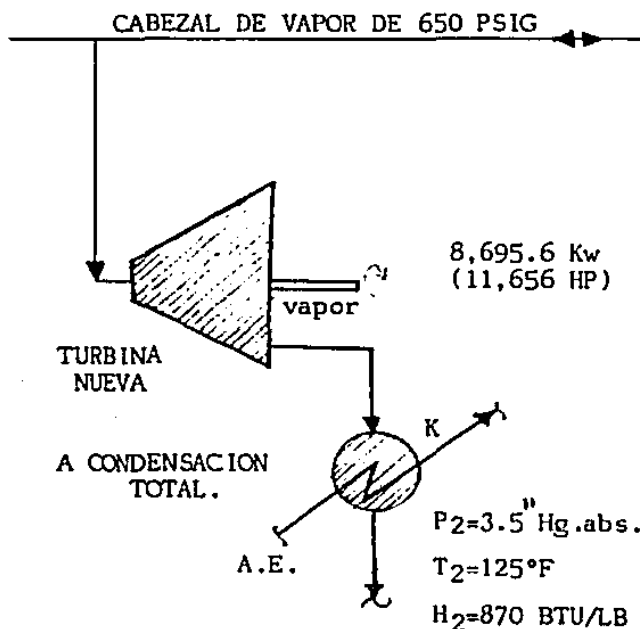
FLUJO= ? LB/HR

$P_1 = 650 \text{ Psig}$

$T_1 = 750^\circ\text{F}$

$H_1 = 1375 \text{ Btu/Lb.}$

$(\times \frac{\text{Lb}}{\text{Hr}})$



$$\Delta H = (H_1 - H_2) = (1375 \text{ Btu/Lb} - 870 \frac{\text{Btu}}{\text{Lb}}) = 505 \text{ Btu/Lb.}$$

$$\text{S.R.T.} = \frac{3413}{\Delta H} = \frac{3413}{505} = 6.75 \frac{\text{Lb}}{\text{Hr.Kw}}$$

Eficiencia: 74% (promedio).

Cálculo del consumo real de vapor (de alta presión -- 650 psig).

$$9.12 \frac{\text{Lb}}{\text{Hr-Kw}}$$

$$(X) \frac{\text{Lb}}{\text{Hr}} = 8,695.6 \text{ Kw.}$$

$$9.12 \frac{\text{Lb}}{\text{Kw-Hr.}}$$

de donde: $X = 79,303.8 \frac{\text{Lb}}{\text{Hr}}$ de vapor de $\left\{ \begin{array}{l} P_1 = 650 \text{ psig} \\ T_1 = 750^\circ\text{F} \\ H_1 = 1375 \text{ Btu/Lb} \end{array} \right.$

La decisión (de incluir una turbina que trabaje a condensación total), afecta sin duda alguna al "paquete" de turbinas englobadas (de un mismo tipo) en el diagrama consolidado, porque deben "dejar de producir" los 11,656 HP aportados por la nueva máquina; con la consiguiente disminución en el flujo de alimentación de este paquete, en lugar de ser $788,390 \frac{\text{Lb}}{\text{hr}}$ serán:

$$788,390 \frac{\text{Lb}}{\text{Hr}} - 79,303.8 \frac{\text{Lb}}{\text{Hr}} = 709,086.2 \frac{\text{Lb}}{\text{Hr}}$$

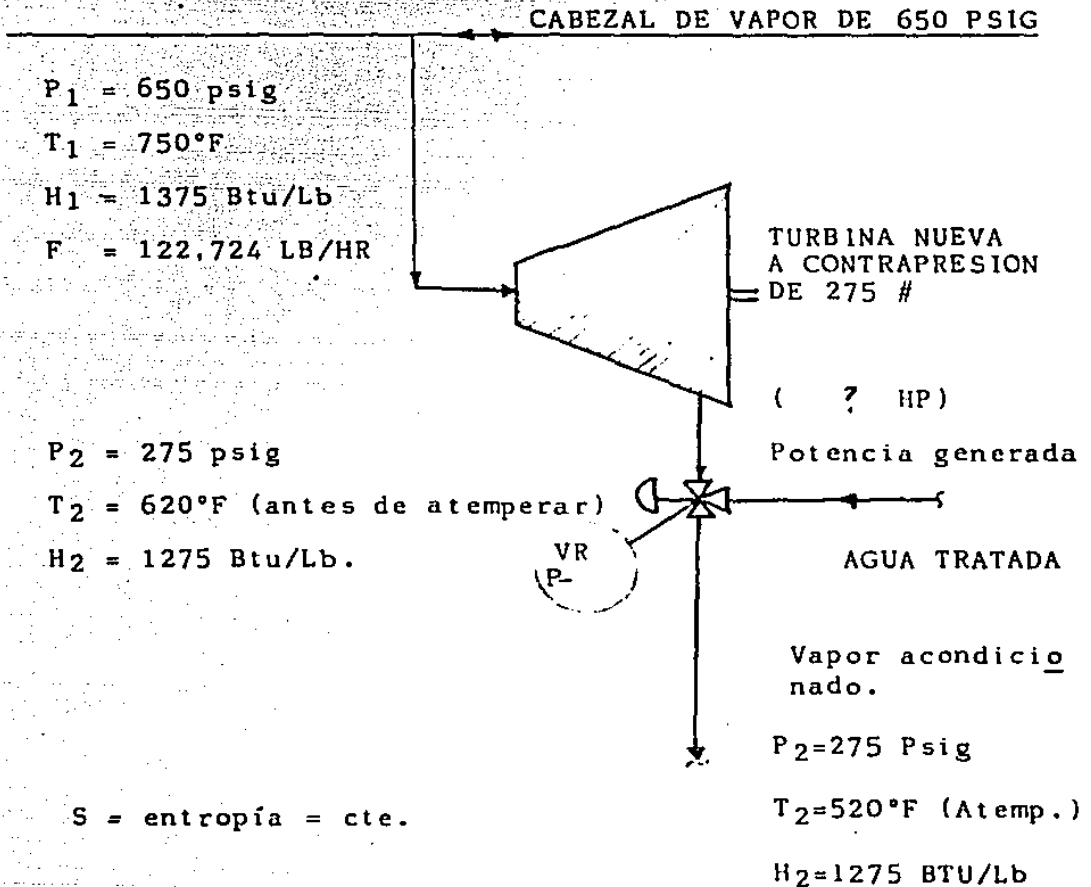
B.- Otra pérdida de energía del sistema cogenerativo actual.

Se observa una degradación de vapor de 650 psig/750°F hasta 275 psig/620°F, en estación acondicionadora de vapor, sin obtención de trabajo mecánico alguno, ya que donde quiera que el vapor es degradado, a través de una válvula, a una menor presión, la energía mecánica en el vapor se desperdicia, incrementándose la entropía del sistema, lo que representa un costo más.

Para saber de qué magnitud es la pérdida, es necesario comparar el sistema cogenerativo existente con uno diseñado más racionalmente, y así será posible establecer lo que en términos económicos representa la pérdida.

En el diagrama consolidado "modificado" puede observarse la propuesta de incluir en el sistema a una nueva turbina que trabaje a contrapresión de 275 psig "en lugar de" la estación acondicionadora de vapor.

Cálculo de la potencia generada por una nueva turbina a --
 "contrapresión" de 275 psig que sustituya a la estación --
 acondicionadora de vapor de 650 psig, con capacidad de --
 122,724 $\frac{\text{Lb}}{\text{Hr}}$ operando continuamente.



Eficiencia promedio considerada: 74%

$$\Delta H = \left(1375 \frac{\text{Btu}}{\text{Lb}} - 1275 \frac{\text{Btu}}{\text{Lb}} \right) = 100 \text{ Btu/Lb.}$$

$$\text{S.R.T.} = \frac{3413}{\Delta H} = \frac{3413}{(100)} = 34.13 \frac{\text{Lb}}{\text{Hr-KW}}$$

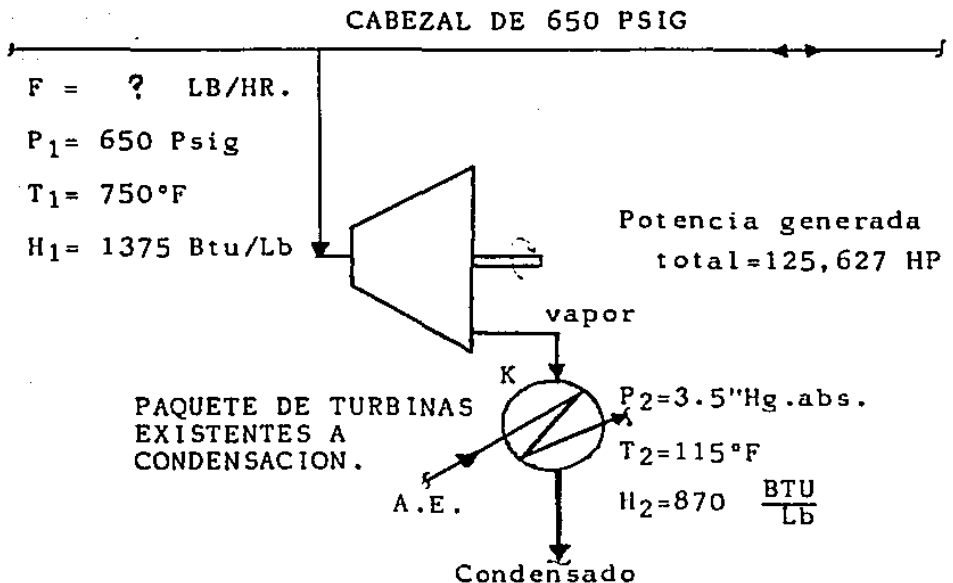
Consumo de vapor real: (eficiencia: 74%) = $46 \frac{\text{Lb}}{\text{Hr-Kw}}$

Cálculo de la potencia generable.

$$\frac{122,724 \frac{\text{Lb}}{\text{Hr}}}{46 \frac{\text{Lb}}{\text{Hr-Kw}}} = 2,667.9 \text{ Kw} \times \frac{1 \text{ Hp}}{0.746 \text{ Kw}} = 3,576.2 \text{ Hp}$$

Por otro lado, dejar de producir los 2,667.9 Kw (3576 HP), en el paquete de turbinas existentes (ver diagrama consolidado), que se alimenta a $P_1 = 650$ psig; $T_1 = 750^\circ\text{F}$ y a condensación total, representa una disminución en el consumo de vapor de 650 psig.

Esto es:



$$\Delta H = (H_1 - H_2) = \left(1375 \frac{\text{BTU}}{\text{Lb}} - 870 \frac{\text{BTU}}{\text{Lb}}\right) = 505 \text{ BTU/Lb}$$

$$\text{S.R.T.} = \frac{3413}{\Delta H} = \frac{3413}{(505)} = 6.75 \frac{\text{Lb}}{\text{Hr} - \text{Kw}}$$

Como la eficiencia promedio es de 74%, el consumo real de vapor es de: $9.12 \frac{\text{Lb}}{\text{Hr} - \text{Kw}}$.

Cálculo de la disminución en el consumo de vapor:

$$3576.2 \text{ HP} \times 0.746 \frac{\text{Kw}}{\text{HP}} = 2,667.9 \text{ Kw} \times 9.12 \frac{\text{Lb}}{\text{Hr} - \text{Kw}} = 24,331.2 \frac{\text{Lb}}{\text{Hr}}$$

$24,331.2 \frac{\text{Lb}}{\text{Hr}}$ "de menos" en el flujo de alimentación en el paquete de turbinas existentes del diagrama consolidado "modificado".

Por lo tanto en lugar de ser un flujo de alimentación al paquete de turbinas existentes de 742,960 Lb/Hr.

$$\text{serán: } 742,960 \frac{\text{Lb}}{\text{Hr}} - 24,331.2 \frac{\text{Lb}}{\text{Hr}} = 718,628.8 \frac{\text{Lb}}{\text{Hr}}$$

Al realizar estos cambios al diagrama consolidado, la ganancia que se tiene (expresada en $\frac{\text{Lb}}{\text{Hr}}$ de vapor que se utilizaría en forma más racional será:

$$+ 200,000 \frac{\text{Lb}}{\text{Hr}} \text{ de vapor.}$$

$$- \frac{79,303.8}{120,696.2} \frac{\text{Lb}}{\text{Hr}} \text{ de vapor}$$

$$+ \frac{24,331.2}{145,027.4} \frac{\text{Lb}}{\text{Hr}} \times \frac{1 \text{ Kg.}}{2.2 \text{ Lb}} \times \frac{1 \text{ ton.}}{1000 \text{ Kg}} = 65.92 \frac{\text{ton}}{\text{Hr}}$$

Sabiendo que el costo de la tonelada de vapor de $P_1 = 650 \text{ #}$
 y $T_1 = 750^\circ\text{F}$ es igual a 0.08 tons. de combustible.

$$(65.92 \frac{\text{ton}}{\text{Hr}} \times 0.08 \text{ ton.combustóleo/ton. vapor} \times 8760$$

$\frac{\text{Hr}}{\text{Año.}}$

$$= 46,197 \text{ tons.combustóleo/año.}$$

b. Medidas correctivas al sistema cogenerativo actual.

Como resultado del análisis del sistema cogenerativo actual, se propone el siguiente esquema (ver nuevo balance consolidado).

Los cambios que se proponen son los siguientes:

1. Obtener trabajo mecánico por medio de una turbina de vapor que trabaje a condensación total (alimentándose con vapor de alta presión, 650 psig), en lugar de condensar gratuitamente 200,000 Lb/hr de vapor excedente de baja presión (65 psig) en los dos condensadores de vapor.
2. Eliminar el flujo de vapor de 650 psig a través de las estaciones acondicionadoras de presión de 122,724 Lb/Hr de capacidad, al incluir en el sistema una nueva turbina que trabaje a contrapresión de 275 psig en lugar de la estación acondicionadora de vapor. Debido a que en la "Casa de Fuerza", actual se cuenta con una estación acondicionadora de vapor, el sistema de distribución de vapor tiene mayor versatilidad para absorber situaciones anormales y le permite balancear de manera más racional el consumo y la producción de vapor.

Sin embargo, bajo situaciones normales no debe pasar flujo alguno de vapor por la estación acondicionadora.

Esto se logra al incrementar ó eliminar el número de accionamientos con turbina de vapor, tratando de balancear el sistema.

5.- PROPUESTA DE UN SISTEMA MEJORADO.

Una vez analizado el sistema cogenerativo actual y localizados los puntos donde ocurren pérdidas de energía, se proponen los cambios o posibles modificaciones que ayudarían a reducir sustancialmente el desperdicio energético, logrando con esto el uso más racional y por consiguiente el mejor aprovechamiento de la energía utilizada en el sistema.

Las modificaciones propuestas en el sistema cogenerativo actual pueden verse en la Figura 3.

Con objeto de resaltar las modificaciones al sistema, las nuevas turbinas propuestas se presentan "sombreadas", y se indican además, sobre el diagrama, los nuevos flujos de vapor que por estas modificaciones se tendrían.

CASO "A" IDEAL (DISEÑO ORIGINAL).

FIG. 1

diagrama consolidado

"COMO DEBERIA HABER SIDO
DISEÑADO EL SISTEMA"

BALAN

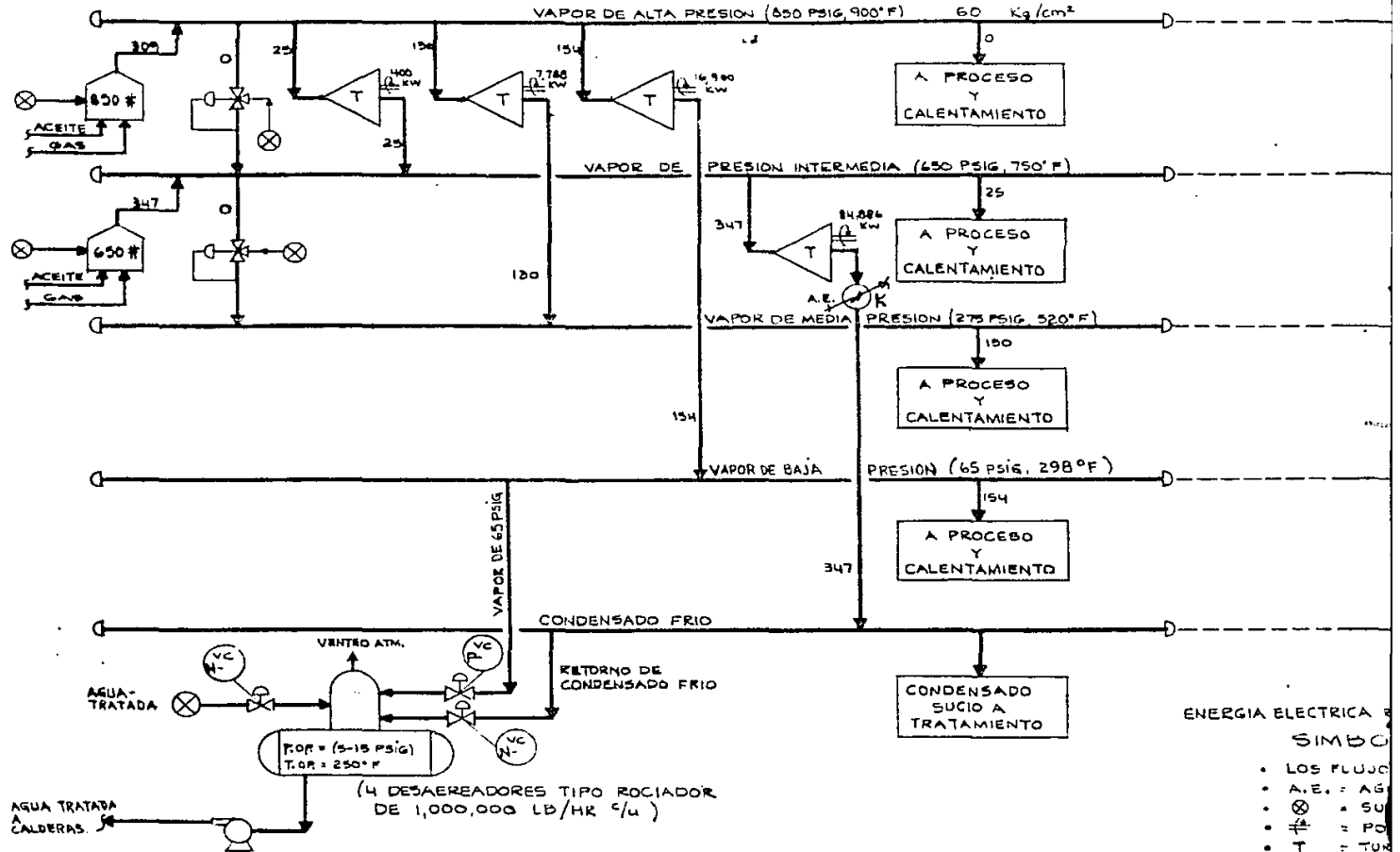
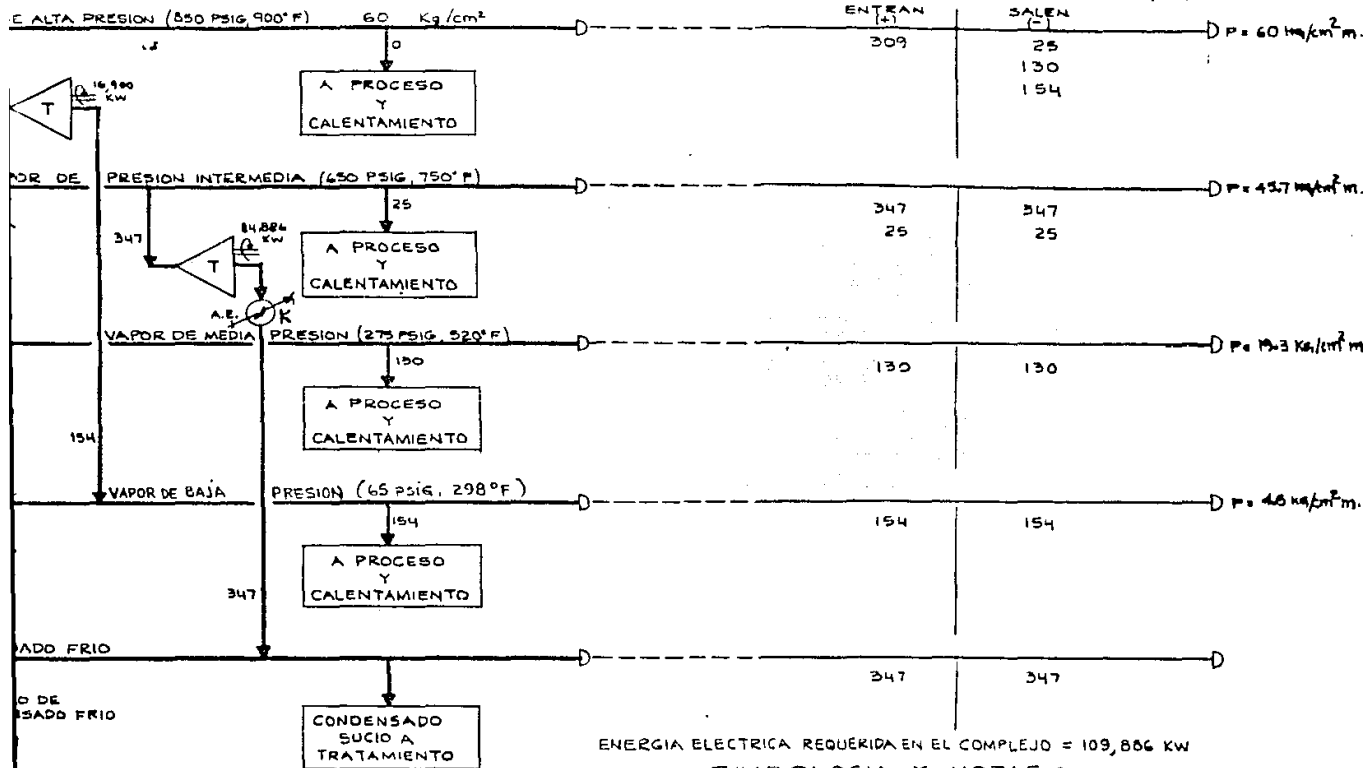


FIG. 1

diagrama consolidado

BALANCE DE VAPOR EN EL CABEZAL (TON/HR)



ENERGIA ELECTRICA REQUERIDA EN EL COMPLEJO = 109,886 KW

SIMBOLOGIA Y NOTAS :

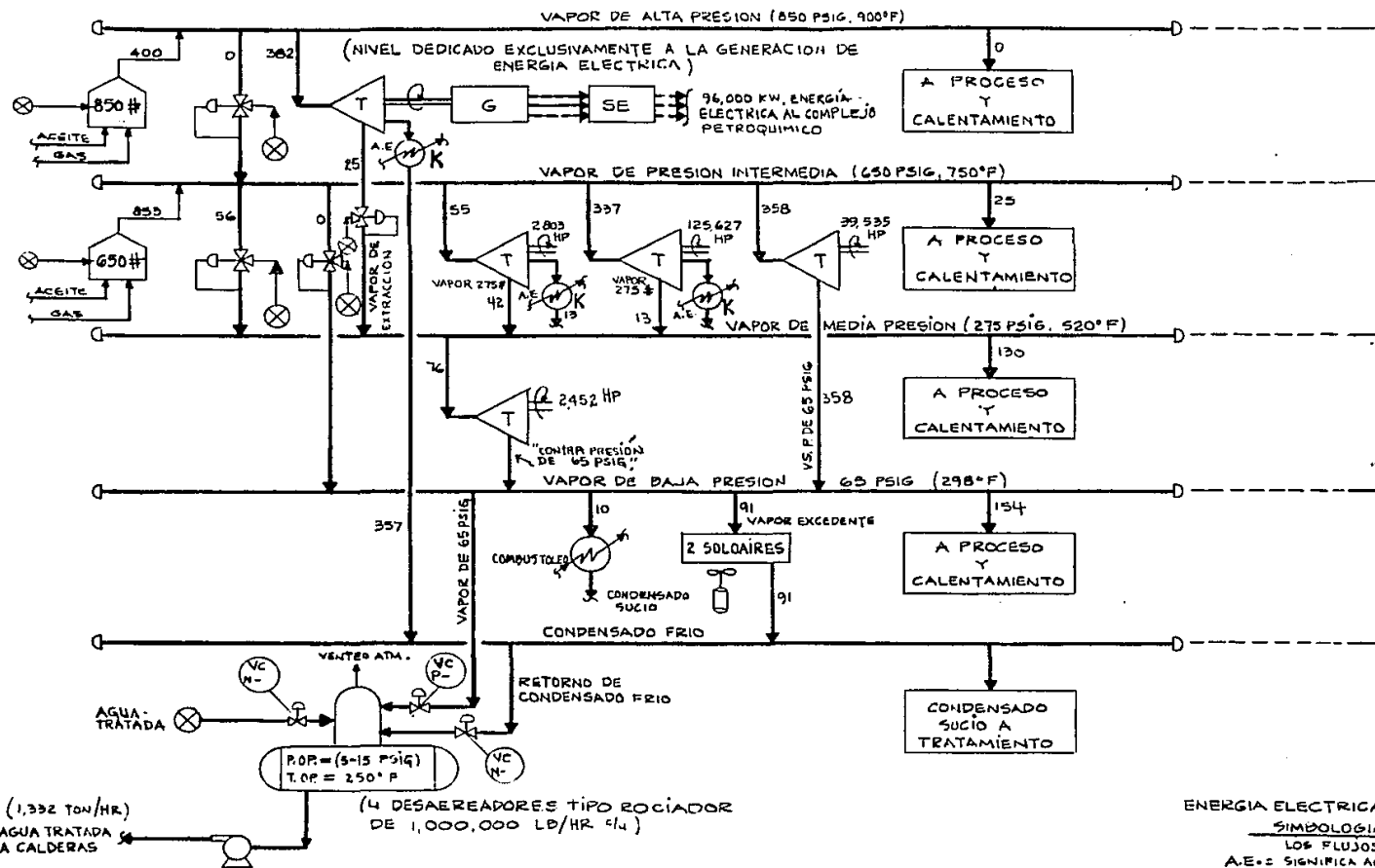
- LOS FLUJOS ESTAN EN TONS/HORA
- A.E. : AGUA DE ENTRENAMIENTO
- ⊗ = SUMINISTRO DE AGUA TRATADA
- ⊕ = POTENCIA GENERADA EN KW
- T = TURBINA DE VAPOR
- K = CONDENSADOR DE SUPERFICIE

COOLING TOWER (u)

CASO 'B' ACTUAL
(ASI ESTA OPERANDO)

FIG. 2 diagrama consolidado

BAL



ENERGIA ELECTRICA
SIMBOLOGIA

LOS FLUJOS

⊗ SIGNIFICA AG

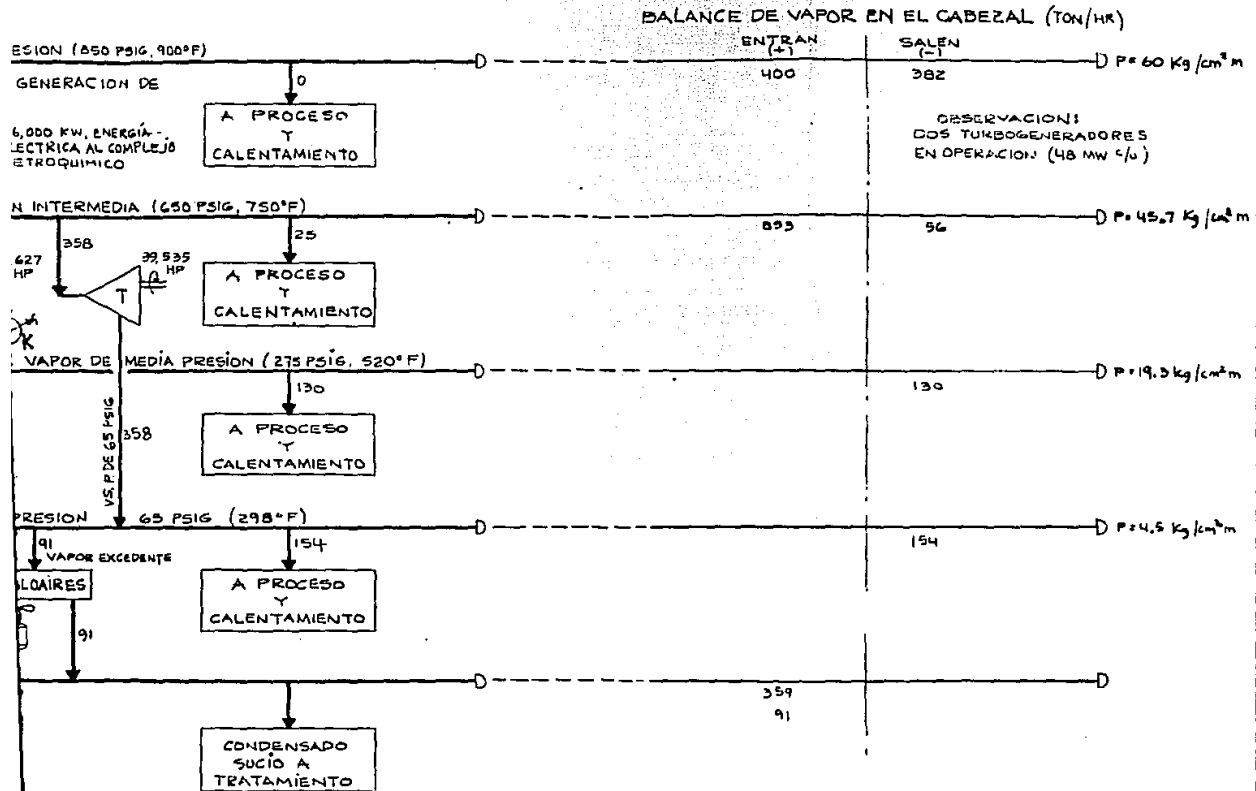
⊙ SIGNIFICA S

T SIGNIFICA T

G SIGNIFICA G

K SIGNIFICA K

diagrama consolidado



ENERGIA ELECTRICA REQUERIDA EN EL COMPLEJO : 109,886 KW

SIMBOLOGIA Y NOTAS :

- LOS FLUJOS ESTAN EN TON/HR
- A.E.= SIGNIFICA AGUA DE ENFRIAMIENTO
- ⊗ SIGNIFICA SUMINISTRO DE AGUA TRATADA
- ⊕ SIGNIFICA POTENCIA GENERADA EN KW
- T : SIGNIFICA TURBINA DE VAPOR
- G : SIGNIFICA GENERADOR DE ENERGIA ELECTRICA.
- K : SIGNIFICA CONDENSADOR DE SUPERFICIE .

CASO "C"

¿QUE SE PUEDE HACER?
CORRECCIONES PROPUESTAS
AL CASO ACTUAL.

FIG 3 diagrama consolidado

(INCLUYE LAS CORRECCIONES PROPUESTAS)

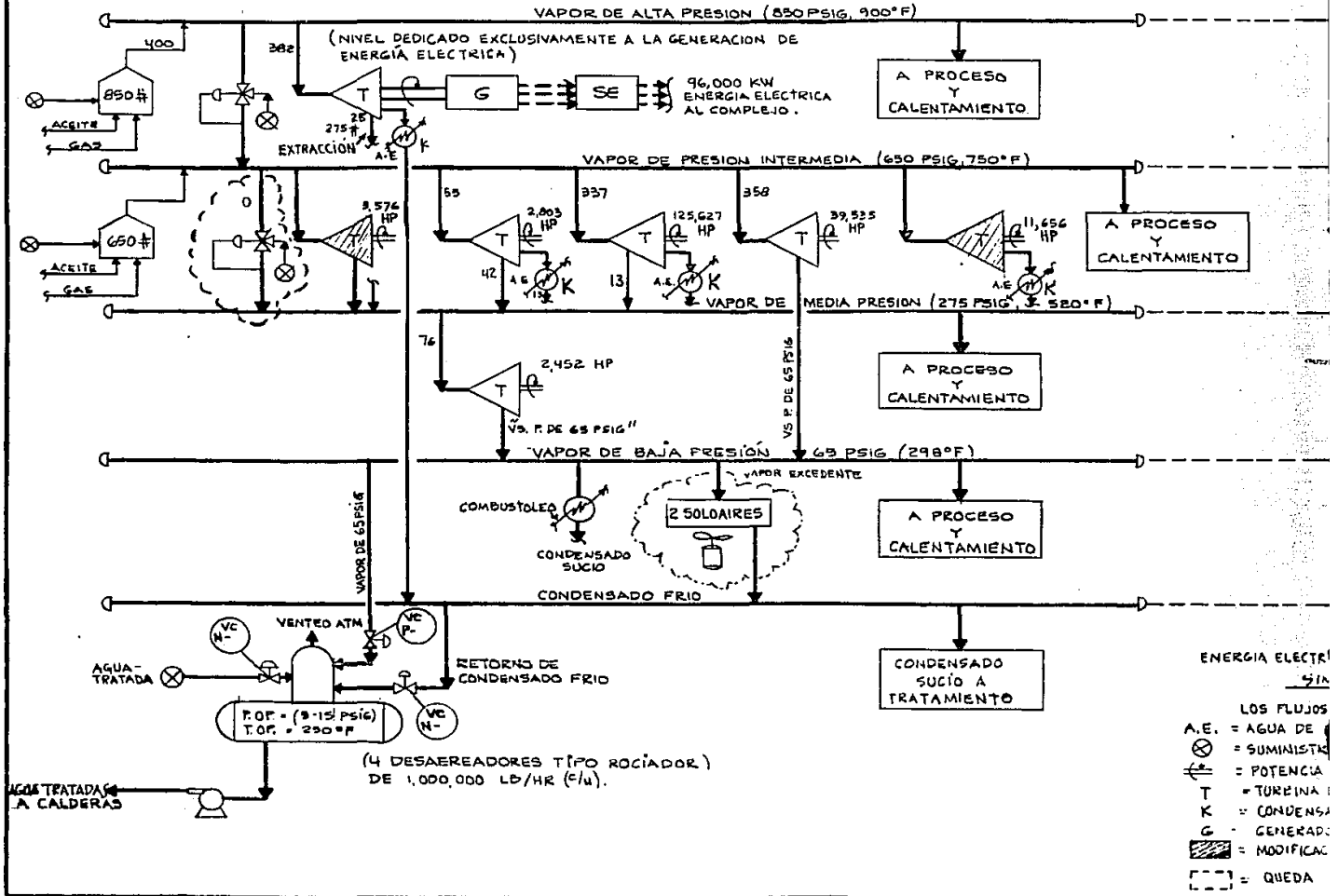
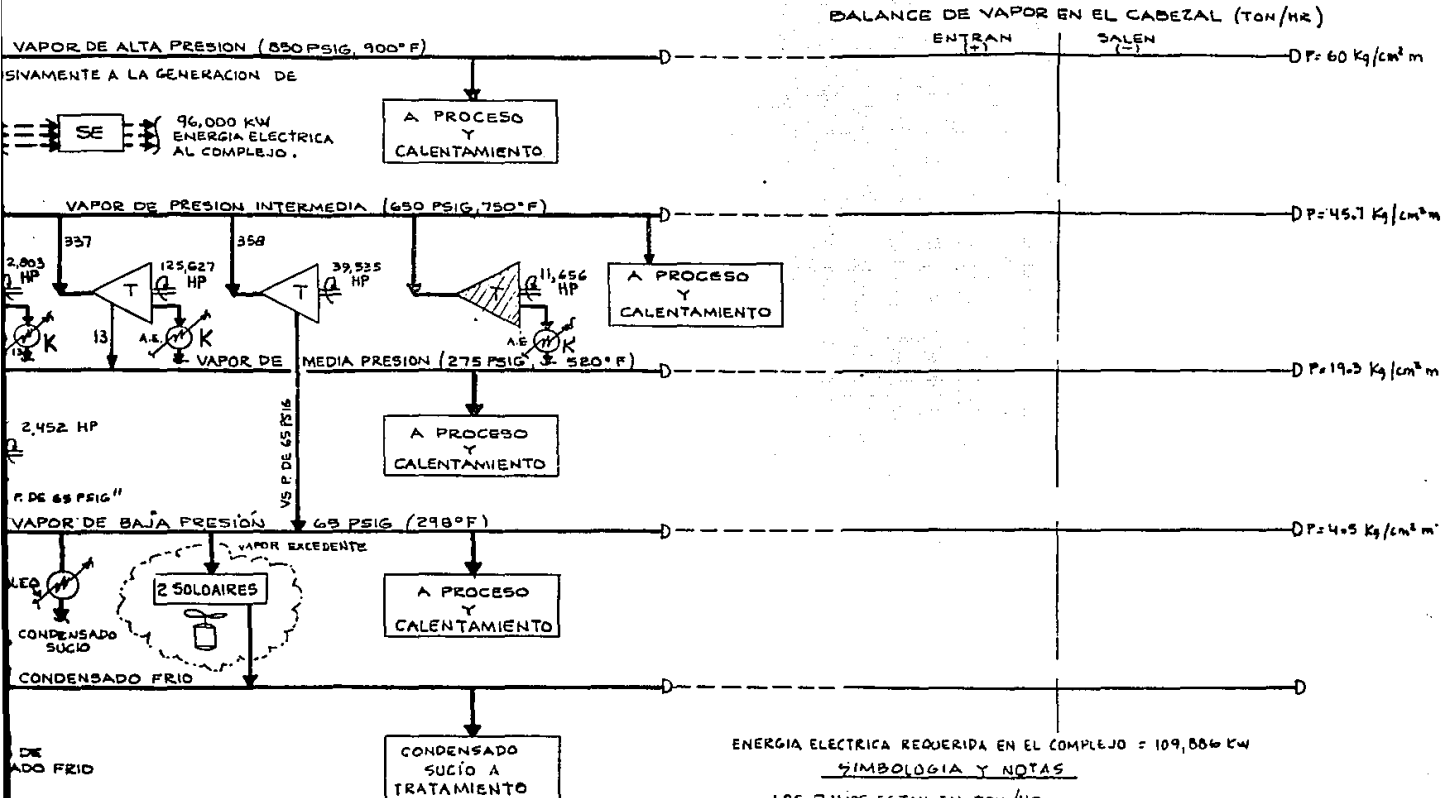


FIG 3 diagrama consolidado
(INCLUYE LAS CORRECCIONES PROPUESTAS)



ENERGIA ELECTRICA REQUERIDA EN EL COMPLEJO = 109,886 KW
SIMBOLOGIA Y NOTAS

- LOS FLUJOS ESTAN EN TON/HR.
- A.E. = AGUA DE ENFRIAMIENTO
 - ⊗ = SUMINISTRO DE AGUA TRATADA
 - ⊕ = POTENCIA GENERADA EN KW
 - T = TURBINA DE VAPOR
 - K = CONDENSADOR DE SUPERFICIE
 - G = GENERADOR DE ENERGIA ELECTRICA.
 - ▨ = MODIFICACION PROPUESTA
 - = QUEDA ELIMINADO

ES TIPO ROCIADOR)
HR (1/4).

6.- CONCLUSIONES.

- Es importante aclarar que en este trabajo se parte de la base de que los balances de vapor en cada una de las plantas-unitarias que integran el complejo, está optimizado. El presente trabajo no cuestiona éste hecho y por lo tanto ésta será una limitación en el alcance.
- Conforme el costo de la energía, continúa aumentando tan rápidamente como hasta hoy. La utilización eficiente de los combustibles no-renovables será factor considerable en el costo de capital, cuando se evalúe un proyecto.
- Es evidente que mientras mayor sea el número y la diversidad de unidades productoras de vapor y energía mecánica/ eléctrica que se integran en una "Casa de Fuerza", mayor posibilidad existe, generalmente, de tener una alta eficiencia global de todo el sistema energético, lo mismo por su tamaño, como por el hecho de que permite mejor balance entre consumidores de calor y consumidores de fuerza motriz.
- No debe permitirse la aplicación de criterios de diseño comúnmente generalizados, durante la fase de planeación de la "Casa de Fuerza". El resultado de la aplicación de estos criterios se refleja en los deficientes diseños de la "Casa de Fuerza".

Antes de aplicar esos criterios de diseño comunmente generalizados deben ser sometidos a análisis y juicios rigurosos de ingeniería.

Algunos ejemplos de esos criterios aplicados erróneamente se citan a continuación:

1. "Utilizar vapor de alta presión para accionar turbinas de potencia considerable, por ejemplo más de 1000 HP. - En este caso se considerarán turbinas del tipo condensante".
2. "El vapor de media presión se utilizará primordialmente para accionar turbinas de potencias moderadas (menores de 1000 HP) y como medio de calentamiento donde el nivel de temperatura no permita la utilización de vapor de baja presión".
3. "El vapor de baja presión se utilizará sólo como medio de calentamiento y el no utilizable se condensará en soloaires para ser recirculado al desaereador".

7.- RECOMENDACIONES GENERALES.

- Mientras más complejo es el sistema, más intrincado resulta el problema de balancear el consumo y la generación de vapor y será más importante el completo conocimiento de la interrelación de todas las partes que lo componen.

Se debe determinar qué tan estables son las "cargas", y cuantas las diferentes operaciones que deben ser balanceadas para tener cubierto totalmente el sistema.

1. Modificar el sistema cogenerativo actual; para obtener el beneficio de 46,197 tons. de combustóleo/año y en el futuro evitar la aplicación de criterios de diseño que no están adecuadamente fundamentados para las necesidades específicas del -- complejo petroquímico.

8.- ANEXOS.

I N D I C E

- 1.- Características de los combustibles fósiles.
- 2.- Costos unitarios de Servicios Auxiliares para diseño y/o selección de equipo.
- 3.- Principales consumidores de vapor.
- 4.- Tabla de consumo de combustibles en las unidades generadoras de vapor de 200 Ton/Hr.
- 5.- Relación de libras de vapor generado por libra de combustible quemado en Generadores de Vapor de 200 ton/hr. (p=850 - psig).
- 6.- Aplicaciones del vapor en las plantas de proceso.
- 7.- Curva de comportamiento de turbogeneradores.

ANEXO No. 1 CARACTERISTICAS DE LOS COMBUSTIBLES FOSILES.

	ACEITE	GAS NATURAL
TIPO:	COMBUSTOLEO NACIONAL 500	RESIDUAL DE CRIOGENICA
DENSIDAD RELATIVA: 60/60°F	0.98	0.565
VISCOSIDAD A 210°F/122°F	370 SSU/5200 SSU	0.011 cp.
PODER CALORIFICO BAJO: LHV	17,640 BTU/LB	919 BTU/pie ³
PODER CALORIFICO ALTO: HHV	18,615 BTU/LB	1019 BTU/pie ³
PRESION DISPONIBLE:	150 psig a T = 240°F	80 psig a T = 100°F
PESO MOLECULAR.	Variable	16.2
DENSIDAD ABSOLUTA:	61.05 LB/pie ³	0.043 LB/pie ³ a P=14.7 Psia y T=60°F

**COSTOS UNITARIOS DE SERVICIOS AUXILIARES
PARA DISEÑO Y/O SELECCION DE EQUIPO**

SERVICIOS AUXILIARES	ENERO 1972	ENERO 1977	MAYO 1979	ENERO 1980	SEPTIEMBRE 1980	ENERO 1981	JUNIO 1982	A
VAPOR DE 1500 #/830°F		\$ 35/ton.				\$ 52/ton.	\$ 200.6/ton.	\$ E
VAPOR DE 850 #/900°F	\$ 19.49/ton.	\$ 30/ton.			\$ 121/ton. (A) \$ 150/ton. (B)		\$ 207.9/ton.	\$ E
VAPOR DE 650 #/750°F	\$ 15.52/ton.	\$ 27/ton.	\$ 30/ton.	\$ 32.70/ton.	\$ 63/ton. (A) \$ 90/ton. (B)	\$ 42.51/ton.	\$ 221.1/ton.	\$ E
VAPOR DE 275 #/520°F	\$ 13.55/ton.	\$ 20/ton.	\$ 20/ton.	\$ 21.80/ton.		\$ 28.34/ton.	\$ 81.2/ton.	\$ 2
VAPOR DE 150 #/365°F		\$ 15/ton.						
VAPOR DE 65 #/312°F			\$ 20/ton.	\$ 21.80/ton.	\$ 25/ton.	\$ 28.34/ton.	-\$ 74.9/ton.	\$ 2
VAPOR DE 50 # (ESCAPE)		\$ 10/ton.						
CONDENSADO		\$ 3/ton.	\$ 4/ton.	\$ 4.36/ton.		\$ 5.67/ton.	\$ 48.18/ton	\$ 1
AGUA CRUDA		\$ 0.30/m³	\$ 0.70/m³	\$ 0.76/m³	\$ 1.3/m³	\$ 0.99/m³	\$ 3.5/m³	\$
AGUA CLARIFICADA		\$ 0.30/m³	\$ 1.24/m³	\$ 1.35/m³	\$ 6.0/m³	\$ 1.76/m³	\$ 8.77/m³	\$
AGUA DESMINERALIZADA		\$ 3.0/m³	\$ 9.21/m³	\$ 10.0/m³	\$ 13.0/m³	\$ 13.05/m³	\$ 48.18/m³	\$ 1
GAS COMBUSTIBLE (GAS NATURAL)		\$ 0.20/m³	3.65 \$/MFI* \$ 0.26/m³	3.97 \$/MFI* \$ 0.2/m³	\$ 0.30/m³	\$ 3.94/m³ \$ 1.0/1000Kcal	\$ 0.5/m³	\$ 11.
ACEITE COMBUSTIBLE (COMBUSTOLEO)		\$ 0.20/Lt.			\$ 380.0/m³			\$
ELECTRICIDAD GENERADA EN PEMEX		\$ 0.30/Kw-Hr			\$ 0.5/Kw-Hr	\$ 0.60/Kw-Hr	\$ 1.75/Kw-Hr	\$
ELECTRICIDAD COMPRADA A C. F. E.	\$ 0.30/Kw-Hr	\$ 0.44/Kw-Hr	\$ 0.52/Kw-Hr	\$ 0.63/Kw-Hr	\$ 0.86/Kw-Hr	\$ 0.86/Kw-Hr	\$ 1.16/Kw-Hr	\$

(A) GENERADO CON GAS COMBUSTIBLE (GAS NATURAL)

(B) GENERADO CON ACEITE COMBUSTIBLE

* LOS VALORES EXPRESADOS EN U.S. DOLLARS SON COSTOS DE EXPORTACION

OS UNITARIOS DE SERVICIOS AUXILIARES
RA DISEÑO Y/O SELECCION DE EQUIPO

ANEXO No. 2

MAYO 1979	ENERO 1980	SEPTIEMBRE 1980	ENERO 1981	JUNIO 1982	MARZO 1984	ENERO 1985	ENERO 1986	ENERO 1987	DICIEMBRE 1987
			\$ 52/ton.	\$ 200.6/ton.	\$ 809.4/ton.	\$ 950/ton.	\$ 1400/ton.	\$ 1800/ton.	\$ 2000/ton.
		\$ 121/ton. (A) \$ 150/ton. (B)		\$ 207.9/ton.	\$ 844.9/ton.	\$ 1000/ton.	\$ 1500/ton.	\$ 2800/ton.	\$ 3200/ton.
30/ton.	\$ 32.70/ton.	\$ 63/ton. (A) \$ 90/ton. (B)	\$ 42.51/ton.	\$ 221.1/ton.	\$ 862.0/ton.	\$ 1200/ton.	\$ 1800/ton.	\$ 3200/ton.	\$ 5000/ton.
20/ton.	\$ 21.80/ton.		\$ 28.34/ton.	\$ 81.2/ton.	\$ 295.0/ton.	\$ 450/ton.	\$ 600/ton.	\$ 750/ton.	\$ 1000/ton.
20/ton.	\$ 21.80/ton.	\$ 25/ton.	\$ 28.34/ton.	-\$ 74.9/ton.	\$ 239.5/ton.	\$ 350/ton.	\$ 480/ton.	\$ 600/ton.	\$ 800/ton.
4/ton.	\$ 4.36/ton.		\$ 5.67/ton.	\$ 48.18/ton.	\$ 129.0/ton.	\$ 250/ton.	\$ 380/ton.	\$ 450/ton.	\$ 600/ton.
0.70/m³	\$ 0.76/m³	\$ 1.3/m³	\$ 0.99/m³	\$ 3.5/m³	\$ 10.16/ton.	\$ 13/ton.	\$ 17/ton.	\$ 25/ton.	\$ 50/ton.
1.24/m³	\$ 1.35/m³	\$ 6.0/m³	\$ 1.76/m³	\$ 8.77/m³	\$ 24.0/ton.	\$ 32/ton.	\$ 38/ton.	\$ 46/ton.	\$ 80/ton.
9.21/m³	\$ 10.0/m³	\$ 13.0/m³	\$ 13.05/m³	\$ 48.18/m³	\$ 129.0/ton.	\$ 165/ton.	\$ 190/ton.	\$ 225/ton.	\$ 500/ton.
5 \$/MF1** 0.26/m³	3.97 \$/MF1** \$ 0.2/m³	\$ 0.30/m³	\$ 3.94/m³ \$ 1.0/1000Kcal	\$ 0.5/m³	\$ 11.12/m³ ESTD		\$ 0.234/pie³		\$ 184/m³
		\$ 380.0/m³			\$ 7.0/Lt.		\$ 6345/m³		
		\$ 0.5/Kw-Hr	\$ 0.60/Kw-Hr	\$ 1.75/Kw-Hr	\$ 6/Kw-Hr	\$ 8/Kw-Hr	\$ 12/Kw-Hr	\$ 16/Kw-Hr	\$ 32/Kw-Hr
2/Kw-Hr	\$ 0.63/Kw-Hr	\$ 0.86/Kw-Hr	\$ 0.86/Kw-Hr	\$ 1.16/Kw-Hr	\$ 4.5/Kw-Hr	\$ 10/Kw-Hr	\$ 14.6/Kw-Hr	\$ 25/Kw-Hr	\$ 50/Kw-Hr

ADO CON GAS COMBUSTIBLE (GAS NATURAL)

ADO CON ACEITE COMBUSTIBLE

LORES EXPRESADOS EN U.S. DOLLARS SON COSTOS DE EXPORTACION

ANEXO No. 3 CONSUMIDORES DE VAPOR

BAJA PRESIÓN		MEDIA PRESIÓN		ALTA PRESIÓN	
CONTÍNUOS	INTERMITENTES	CONTÍNUOS	INTERMITENTES	CONTÍNUOS	INTERMITENTES
<ul style="list-style-type: none"> • Vapor de Proceso (L) • Calent.de edificios • Trazado de vapor. • Calent. de tanques. 	<ul style="list-style-type: none"> • Vapor a educ-tores (L). • Vapor hacia quemador (L) • Estaciones de servicio (L). • Vapor de rege-neración (L). • Vapor para de-coquización (L) • Vapor para ba-rrido (L). 	<ul style="list-style-type: none"> • Intercambio de calor. • Atomización de combustó-<u>leo</u> (L) • Vapor de Pro-ceso (L). • Eyectores (L) • Trazas de va-por. 	<ul style="list-style-type: none"> • Vapor de ba-rrido (L). • Vapor a so-pladores de hollín (L). • Vapor de es-taciones de Servicio (L) 	<ul style="list-style-type: none"> • Turbinas a condensación. • Intercambio de calor. • Vapor de proce-<u>so</u> (L). 	

NOTAS:

(L) - Indica que se pierde del sistema.

ANEXO No. 4

TABLA DE CONSUMO DE COMBUSTIBLE PARA GENERAR 200 TON/HR DE VAPOR

200 TON/HR DE VAPOR = 440,000 LB/HR.

440,000 Lb/Hr de vapor de (P=850 Psig; T=900°F)

COTIZACIONES *

CASO "A" Quemando aceite (Lb/Hr). -----
 CASO "B" Quemando gas natural (Lb/Hr).-----

A	B	C	D	E
37,153	34,870	36,068	35,781	38,359
30,800	28,890	-	29,464	-

* Solo como Referencia.

Valores tomados de una evaluación Técnico-Económica,
 para la selección de generadores de vapor de 200 Ton/Hr. de capacidad y de 850 Psig,
 para PETROLEOS MEXICANOS.

ESTA TESIS NO DEBE
 SALIR DE LA BIBLIOTECA.

ANEXO No. 5

RELACION DE: LBS. DE VAPOR GENERADO POR CADA LIBRA DE COMBUSTIBLE QUEMADO

COTIZACIONES *

CASO "A" Quemando aceite (Lb) -----
 CASO "B" Quemando gas natural (Lb)-----

A	B	C	D	E
LIBRAS DE VAPOR GENERADO **				
11.84	12.60	12.19	12.29	11.47
14.24	15.2	---	14.93	---

* Solo como referencia Valores tomados de una evaluación Técnico-Económica, para la selección de generadores de vapor de 200 Ton/Hr de capacidad; y de 850 Psig para PETROLEOS MEXICANOS.

** Este valor sí considera los servicios auxiliares requeridos para la producción de vapor de alta presión; es capacidad de generación neta.

ANEXO No. 6

APLICACIONES DEL VAPOR EN LAS PLANTAS DE PROCESO

1.- VAPOR DE PROCESO:

Normalmente no se recupera el condensado o cuando menos nó - desde el punto de vista del sistema de vapor, ya que pasará - a formar parte del producto o subproducto con el cual se mez - cle.

2.- VAPOR MOTRIZ:

Principalmente para turbinas o bombas reciprocantes y el con - densado puede recuperarse o descargarse a la atmósfera. Es - posible establecer que hay dos grupos de "cargas", las que - mueven equipo por razones de control de economía -o para cu - brir casos de emergencia- y las "cargas" que son asignadas - para balancear el sistema.

3.- VAPOR DE CALENTAMIENTO:

Normalmente se recupera el condensado, mientras que los nive - les de temperatura necesarios son variables, pero se pueden - ajustar al sistema de vapor, y en el caso de que un equipo - requiera una temperatura crítica, se podrá ajustar una reduc - ción de presión localmente, así como un posible sobrecalentamiento.

CONDICIONES DEL VAPOR :

ANEXO No. 7

PRESION DEL VAPOR A LA ENTRADA 59.0 $\text{kg/cm}^2\text{G}$

TEMP. DEL VAPOR A LA ENTRADA 480 °C

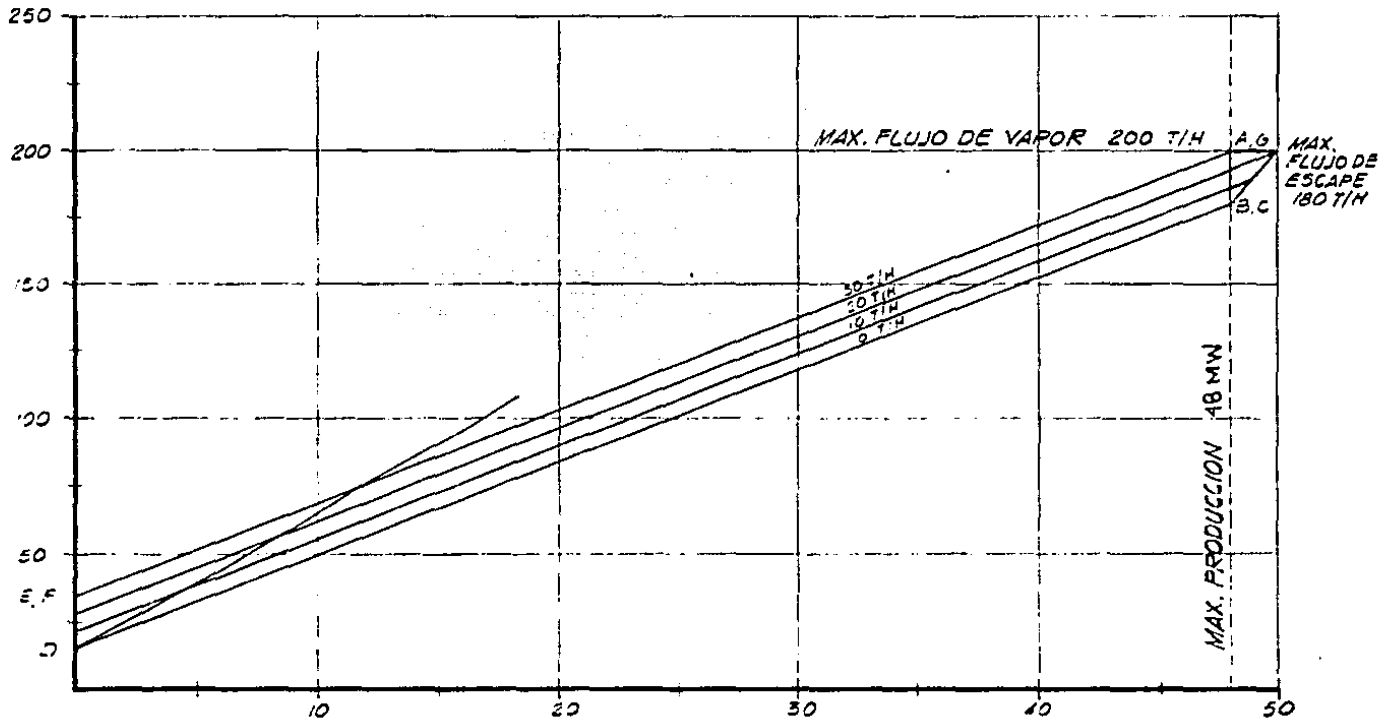
PRESION DEL VAPOR DE EXTRACCION 19.5 $\text{kg/cm}^2\text{G}$

TEMP. DEL VAPOR DE EXTRACCION 271.1 °C

PRESION DEL VAPOR DE ESCAPE 88.9 mm Hg abs

CURVA DE COMPORTAMIENTO

FLUJO DE VAPOR DE ALIMENTACION (T/H)



PRODUCCION DEL GENERADOR (MW)

B I B L I O G R A F Í A

- 1.- Marks
"Standard Handbook for Mechanical Engineers", New York
Mc. Graw Hill, Inc.
- 2.- Vogt G. A. & Wolter M.J.
"Steam balance as a working tool"
Chemical Engineering Progress
1976, May
- 3.- Surrinder P. Gambhir
"Steam use and distribution"
Chemical Engineering.
1978, Dec.
- 4.- Babcock H.G. and Wilcox S.
"Steam its generation and use"
New York, 1978.
- 5.- Johnnie C.C. and Aggarwal D.K.
"Calculating plant utility costs"
Chemical Engineering Progress.
1977, Nov.

- 6.- Brinsko J.-A.
"How to make a steam balance"
Hydrocarbon Processing
1978, Nov.
- 7.- Clark J. K.
"How to Optimize the design of steam systems"
Chemical Engineering
1980, March.
- 8.- Arnstein R. and Conneli L.O.
"What's the optimum heat cycle for Process Utilities"
Hydrocarbon Processing
1968, June.
- 9.- Thomas W. B.
"Guide to utility expansion alternates"
Hydrocarbon Processing.
1981, August.
- 10.- Maloney K.K.
"Economic potential of steam Turbines in the H.P.I."
Hydrocarbon Processing.
1975, Nov.

- 11.- Monroy Lloyd. R.
"Process Plant Utilities"
Chemical Engineering
1970, Dec.
- 12.- Cordon E. and Hashem M.H.
"A versatile steam balance program"
Chemical Engineering Progress
1978, July
- 13.- Campagne W.V.L.
"What's waste heat worth?"
Hydrocarbon Processing
1981, August.; part. I.
- 14.- Campagne W.V.L.
"Convert steam balances into dollar balances"
Hydrocarbon Processing
1983, July.
- 15.- Campagne W.V.L.
"What's Waste heat worth?"
Hydrocarbon Processing
1983, July; part. II.

- 16.- Harkins H. L.
"Combined cycles today and Tomorrow"
Hydrocarbon Processing.
1980, July.
- 17.- Mandoki J.
"Potencial y limitaciones de ahorro de energéticos
en la Industria de Proceso"
Revista IMIQ.
Agosto, 1979.
- 18.- Terry Steam Turbine Company
"How to compare steam turbine and electric motor opera-
ting cost".
1979, April.
- 19.- Terry Steam Turbine Company
"How turbines use steams energy"
Connecticut
1979, April.
- 20.- García Luna J. L.
"El mayor complejo petroquímico del hemisferio occidental"
Petróleo Internacional.
1979, Feb.

- 21.- James P. R. and Winne D.
"How to evaluate turbine performance"
Power
1980, June.
- 22.- James P. R. and Winne D.
"Use Steam Turbines Efficiently"
Power
1980, June.
- 23.- Mandoki J.
"Costeo de sistemas de cogeneración".
XX Convención Nacional del IMIQ octubre 14-17 1980.
- 24.- Sama D. A.
"Looking at the true value of steam"
Oil & Gas Journal.
1980, April.
- 25.- Wilson W.B. & Kivacic J.M.
"Electricity: Generate or Buy?"
Hydrocarbon Processing.
1976, Dec.

- 26.- Toral J.
"Requerimientos de servicios auxiliares"
Bufete Industrial.
1979, Oct.
- 27.- Danekind W. E.
"Steam management in a refinery"
Hydrocarbon Processing
1976, Dec.
- 28.- Wick L.R. and Sparmann R.
"Can steam turbines save energy"
Hydrocarbon Processing.
1976, Dec.
- 29.- Elliot
"Elliot Multistage Compressors"
Bulletin Carrier Corporation. 1973.
- 30.- Natural Gas Processors Suppliers Association
Engineering Data Book
1972.
- 31.- Memoria de labores,
PEMEX 1984, Pág. 152.

- 32.- M.P. Pulsky and R.J. Hollmeier,
"What is cogeneration effectiveness?"
Hydrocarbon Processing, July, 1983
- 33.- W. V. L. Campagne.
"What's steam worth?"
Hydrocarbon Processing, August 1981.
- 34.- P. A. Pilavakis and M.A. Perrin
"Energy and capital Savings in a
steam distribution system".
Hydrocarbon Processing, July 1983.
- 35.- M.P. Polsky
"Evaluating utility costs from
Cogeneration facilities".
Hydrocarbon Processing, July 1982.