



UNIVERSIDAD NACIONAL  
AVENIDA DE  
MEXICO

00574  
12  
29

**UNIVERSIDAD NACIONAL  
AUTONOMA DE MEXICO**

FACULTAD DE QUIMICA

DIVISION DE ESTUDIOS DE POSTGRADO

"ANALISIS DEL SISTEMA DE VAPOR DE  
UNA PLANTA DE AMONIACO"

**TESIS**

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:  
**MAESTRO EN INGENIERIA QUIMICA  
(PROCESOS)**

PRESENTA:

*Salvador Vinay Vadillo*

**TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN**

México, D.F. **TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN**

1996.



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.

TRABAJO DE TESIS.

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO.

MAESTRIA EN INGENIERIA QUIMICA ( PROCESOS).

**ANALISIS DEL SISTEMA DE VAPOR DE UNA PLANTA DE AMONIACO**

**Autor:**

**SALVADOR VINAY VADILLO**

**Director de Tesis:**

**DR. ENRIQUE BAZUA RUEDA.**

**ESTE TRABAJO NO SOLO ES EL MERITO DE LAS PERSONAS  
QUE ME RESPALDARON TECNICA Y CULTURALMENTE; SINO  
TAMBIEN Y EN MAYOR PARTE AL AMOR, APOYO Y  
COMPRESION DE MI ESPOSA DORA MARIA.  
GRACIAS A TODOS.**

	PAGINA
I. INTRODUCCION.	1
II. DESCRIPCION DEL PROCESO.	2
II.1 DESULFURACION Y REFORMACION.	2
II.2 PURIFICACION DEL GAS DE SINTESIS.	5
II.3 COMPRESION Y SINTESIS DE AMONIACO.	8
II.4 SISTEMA DE REFRIGERACION.	11
III. BALANCE DE MATERIA DE LA SECCION DE REFORMACION UTILIZANDO MODELOS DE ALGEBRA NO LINEAL.	13
III.1 REFORMADOR PRIMARIO.	13
III.2 REFORMADOR SECUNDARIO.	18
IV. SIMULACION DE LA PLANTA DE AMONIACO.	23
IV.1 COMPRESOR DE AIRE DE PROCESO	25
IV.2 REFORMACION Y ELIMINACION DE CO <sub>2</sub> .	28
IV.3 SINTESIS.	31
IV.4 HORNO DEL REFORMADOR PRIMARIO.	33
IV.5 SISTEMA DE GENERACION DE VAPOR DE ALTA (1500psig).	35
V. BALANCE DEL CABEZAL DE MEDIA PRESION.	36
VI. ANALISIS DE LOS DATOS RECOPIADOS DEL PROCESO EN OPERACION	37
VII. CONCLUSIONES.	42

<b>VIII. APENDICES.</b>	46
<b>A. RESULTADOS DEL MODELO DE OPTIMIZACION DEL REFORMADOR PRIMARIO.</b>	46
<b>B. RESULTADOS DEL MODELO DE OPTIMIZACION DEL REFORMADOR SECUNDARIO.</b>	50
<b>C. DIAGRAMAS DE DISEÑO DE LAS CUATRO SECCIONES DEL PROCESO (DTI's).</b>	54
<b>D. RESULTADOS DE LA SIMULACION DEL COMPRESOR DE AIRE.</b>	60
<b>E. RESULTADOS DE LA SIMULACION DE LA SECCION DE REFORMACION Y ELIMINACION DE CO<sub>2</sub>.</b>	63
<b>F. RESULTADOS DE LA SIMULACION DE LA SECCION DE SINTESIS.</b>	68
<b>G. RESULTADOS DE LA SIMULACION DEL HORNO DEL REFORMADOR PRIMARIO.</b>	72
<b>H. RESULTADOS DE LA SIMULACION DE LA SECCION DE VAPOR DE 1500Psig.</b>	75
<b>IX. BIBLIOGRAFIA.</b>	78

## I. INTRODUCCION

Las plantas de amoniaco del Complejo Petroquímico Cosoleacaque presentan anomalías en el sistema de generación de vapor. Estas anomalías se reflejan en la operación continua de la caldera paquete, que en el diseño del proceso el licenciador lo contempla sólo para operar durante el arranque de la planta.

Considerando lo anterior se tomó como objetivo llevar a cabo un estudio de ingeniería del sistema para encontrar estas anomalías que obligan a mantener operando la citada caldera.

Como primer paso, se plantea realizar el balance de materia del proceso, tomando los datos reportados (de condiciones del proceso en operación, además de los análisis del laboratorio). Al tomarse los datos antes mencionados y proceder con el balance de materia, se encuentra con que no existe continuidad del balance entre un equipo y el siguiente. Para ajustar los datos se decide utilizar una herramienta de optimización, programación no lineal, GINO (General Interactive Optimizer), la que nos permitiría la unión entre equipo y equipo. Primeramente se procede aplicar el método al balance de materia reportado en los libros de diseño del proceso, alcanzándose el éxito. Esta herramienta se aplicó en las secciones de reacción que presentaban más de una ecuación estequiométrica (sección de reformación). Al aplicar la metodología al proceso en vivo, se vió que las mediciones son referencias aproximadas de lo que pasa en un proceso y que es necesario contar con las herramientas para encontrar la relación adecuada entre cada uno de los equipos que lo constituyen. Como segundo paso se tomó como referencia los datos encontrados del ajuste utilizando GINO, se integraron los resultados en un programa de Simulación de Procesos (ASPEN), simulándose la mayor parte de la planta, por secciones, lo que nos permitió analizar los datos reportados durante la operación continua, para poder llevar a cabo el balance de materia y el balance de energía del proceso en operación.

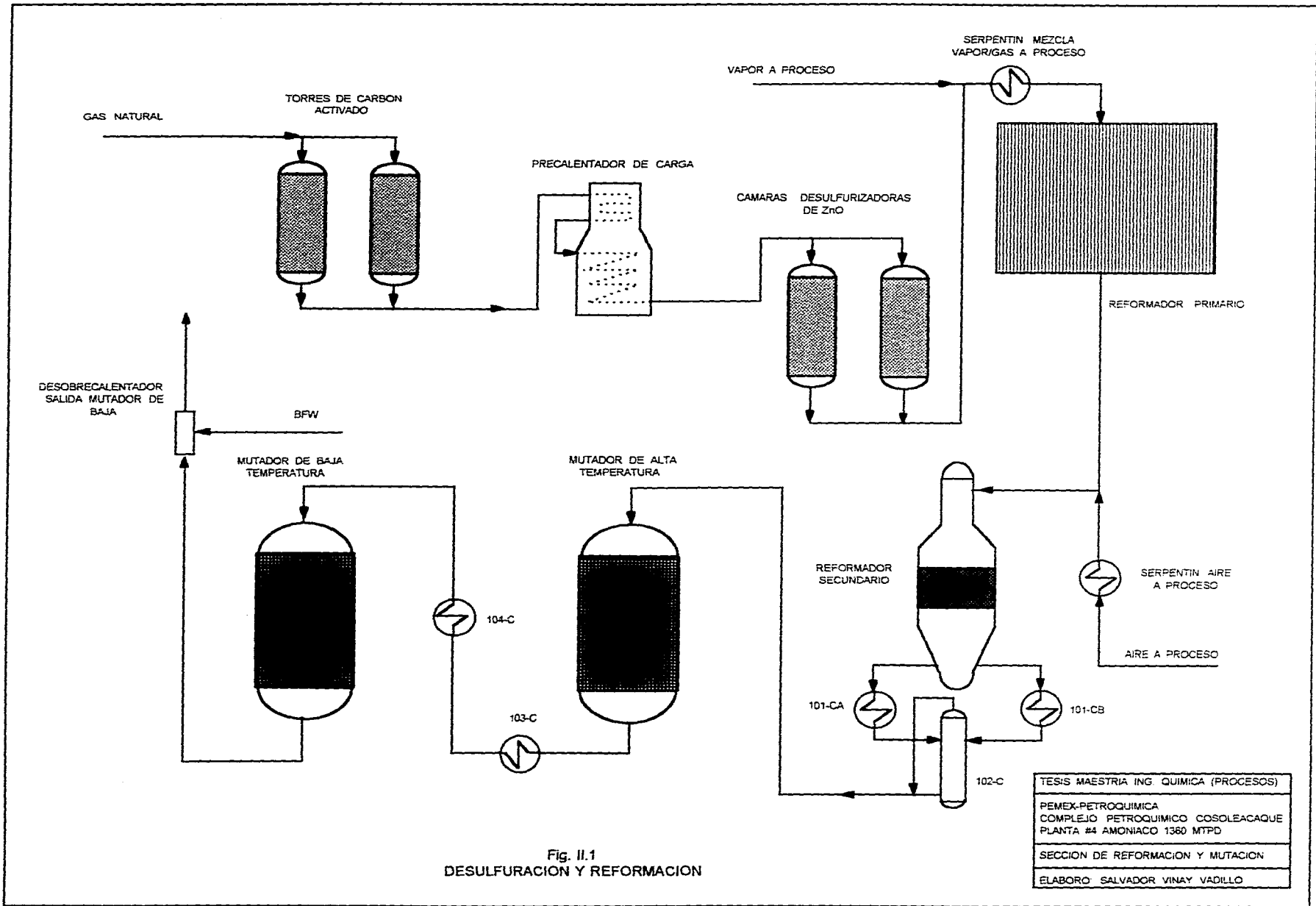
## II. DESCRIPCION DEL PROCESO.

### II.1 DESULFURACION Y REFORMACION.

La alimentación del gas natural pasa primero a dos desulfuradores (ver Figura II.1), cada uno de los cuales contiene la cantidad suficiente de carbón activado para disminuir la concentración de azufre, en la alimentación del gas natural. El sistema de líneas está diseñado para que cuando un desulfurizador sea saturado con azufre, pueda ser puesto fuera de operación y ser regenerado con vapor, sin interferir con la operación de la planta. Inmediatamente el gas fluye hacia un horno donde se calienta hasta 371°C, continuando, el gas pasa a través de una cámara de guarda con óxido de zinc, para adsorber el contenido de azufre, bajándolo hasta una concentración menor a 1 ppm, a la salida de éste equipo. Esta parte de la sección de desulfuración se incluyó para proteger, mayormente el Reformador Primario contra la inactividad que provoca el azufre al depositarse sobre la superficie del catalizador.

El gas desulfurado, a una temperatura cercana a los 371°C, se mezcla con vapor a 575psig y 371°C y pasa a la sección de convección del reformador primario. La mezcla de vapor-gas se precalienta a 510°C. El precalentamiento se lleva a cabo recuperando calor de los gases de combustión del horno. La cantidad de vapor necesaria es de 3.5 moles por mol de carbón orgánico. La mezcla es distribuida por los tubos catalizados suspendidos en la sección de radiación del horno del reformador primario. La corriente de proceso pasa a través del catalizador (a base de níquel) de reformación. El horno opera con quemadores de techo colocados entre las arpas de los tubos para alcanzar la temperatura de 818 °C en el gas de proceso a la salida de los tubos catalizados. La presión a la salida de los tubos catalizados es de 470psig. El gas efluente también absorbe calor en el colector de





cada arpa, al salir de la sección de radiación, donde se incrementa la temperatura de salida del reformador hasta 852°C.

El horno de reformación está diseñado para alcanzar la eficiencia térmica máxima, mediante la recuperación de calor de los gases de combustión en la sección de convección. El calor se usa para precalentar el aire de proceso, que va al reformador secundario, precalentar la alimentación de gas natural, sobrecalentar el vapor de alta presión, precalentar el agua de alimentación a calderas y generar vapor de alta presión. El horno de reformación incluye el uso interno de cabezales a la salida de la sección de catalizador para conservación de calor en el efluente del gas. El horno tiene equipo de combustión auxiliar el cual mantiene el balance de vapor.

El gas parcialmente reformado a 470psig fluye a través de la línea de transfer (salida del reformador primario), a la cámara de combustión del reformador secundario. A la salida del Reformador Primario se mezcla con una cantidad de aire precalentado (quemador que se encuentra en el interior del reformador secundario), que cumpla con los requerimientos estequiométricos de nitrógeno para la sección de síntesis de amoníaco. El gas parcialmente reformado, vapor y aire pasan, en el reformador secundario, a través de una cama de catalizador de reformación, a base de níquel. El calor liberado por la combustión del gas parcialmente reformado con el oxígeno del aire, suministra la energía necesaria para que se complete la reacción de reformación.

El efluente del reformador secundario pasa directamente a dos cambiadores verticales donde se recupera el calor de esta corriente, para generar vapor saturado de 1500psig mediante el enfriamiento de gas a proceso desde 1005°C a 371°C. La segunda caldera está provista de una línea que desvía parte de la corriente por el lado de la carcasa para poder controlar la temperatura de entrada al mutador de alta temperatura.

En la sección de mutación, el monóxido de carbono reacciona con vapor para formar cantidades equivalentes de hidrógeno y dióxido de carbono. Como la reacción de mutación es reversible la velocidad de reacción es favorecida por la alta temperatura y el equilibrio por la baja temperatura, por lo que es necesario dos etapas de conversión, cada una utilizando diferentes tipos de catalizador.

El uso de ambos catalizadores nos da la ventaja de cada tipo. Más barato, mayor vida, la mayor conversión de monóxido en el mutador de alta temperatura, así como el mutador de baja permite alcanzar el equilibrio en la reacción de mutación, esto permite reducir de manera considerable la cantidad de vapor requerida para la conversión global del monóxido de carbono. Esto permite también reducir los requerimientos de gas combustible para la generación de hidrógeno debido a que la mutación es más completa.

La etapa de mutación consiste en dos reactores verticales de una sola cama y los cambiadores necesarios para remover el calor del gas de proceso que pasa del mutador de alta temperatura al mutador de baja temperatura. La dirección del flujo del gas de proceso es de la parte superior hacia la parte inferior de la cama de catalizador. La salida del mutador de alta deberá enfriarse antes de entrar al mutador de baja de de baja temperatura. Parte del calor del gas de proceso se remueve para producir vapor de alta presión, el restante se emplea para calentar el gas de síntesis que va al metanador.

El efluente del mutador de baja se enfría antes de entrar al sistema de remoción de dióxido de carbono. La secuencia de enfriamiento consiste en enfriar la salida del mutador de baja hasta el punto de rocío mediante la inyección del condensado de proceso recirculado y la utilización del calor disponible para regenerar la solución catacarb usada para remover el dióxido de carbono y precalentar el agua de alimentación a calderas. En este diseño se utilizan dos etapas de enfriamiento. El agua condensada del gas de proceso en los rehervidores de catacarb se separa del

gas. El condensado de proceso se emplea para enfriar la salida del mutador de baja temperatura fluyendo la corriente entera hacia el agotador de dióxido de carbono. La salida de la primera etapa de enfriamiento se usa después para calentar el agua para producir vapor. Separándose en dos fases; el gas y el condensado de proceso resultante, a 94°C y 405psig. El gas separado pasa al absorbedor de dióxido de carbono, y el condensado, junto con el remanente de la primera etapa, se recircula al agotador de dióxido de carbono.

## II.2 PURIFICACION DEL GAS DE SINTESIS.

En esta sección (ver fig. II.2), el gas de síntesis crudo a una temperatura de 94°C y 405psig, es procesado mediante la remoción del dióxido y monóxido de carbono para producir un gas de síntesis (hidrógeno - nitrógeno) en un estado de pureza muy alto (menor de 10 ppm de monóxido y dióxido de carbono).

La remoción de dióxido de carbono se realiza mediante el uso del proceso catacarb. El proceso catacarb produce un gas de síntesis con un contenido de 0.1 % (vol.) de dióxido de carbono en base seca. La eliminación del monóxido residual y las trazas del dióxido remanentes del sistema catacarb, se llevan a cabo en la etapa de metanación donde son convertidos a metano y agua por reacción con un consumo pequeño de hidrógeno de la corriente de proceso.

La eliminación de dióxido de carbono del gas crudo de síntesis se lleva a cabo en dos etapas de absorción mediante el contacto a contracorriente del gas con la solución catacarb en la cama empacada del absorbedor. La solución catacarb fluye por gravedad mientras que el gas crudo fluye hacia arriba a través de la torre.

La solución catacarb consiste en una solución acuosa que contiene el equivalente de 25-27 %W de carbonato de potasio, el cual se combina químicamente con el dióxido de carbono. Se encuentran presentes aditivos para mejorar la velocidad de absorción del dióxido de carbono, inhibir de corrosión y controlar la espumación de la solución. La solución catacarb rica del fondo del absorbedor se regenera

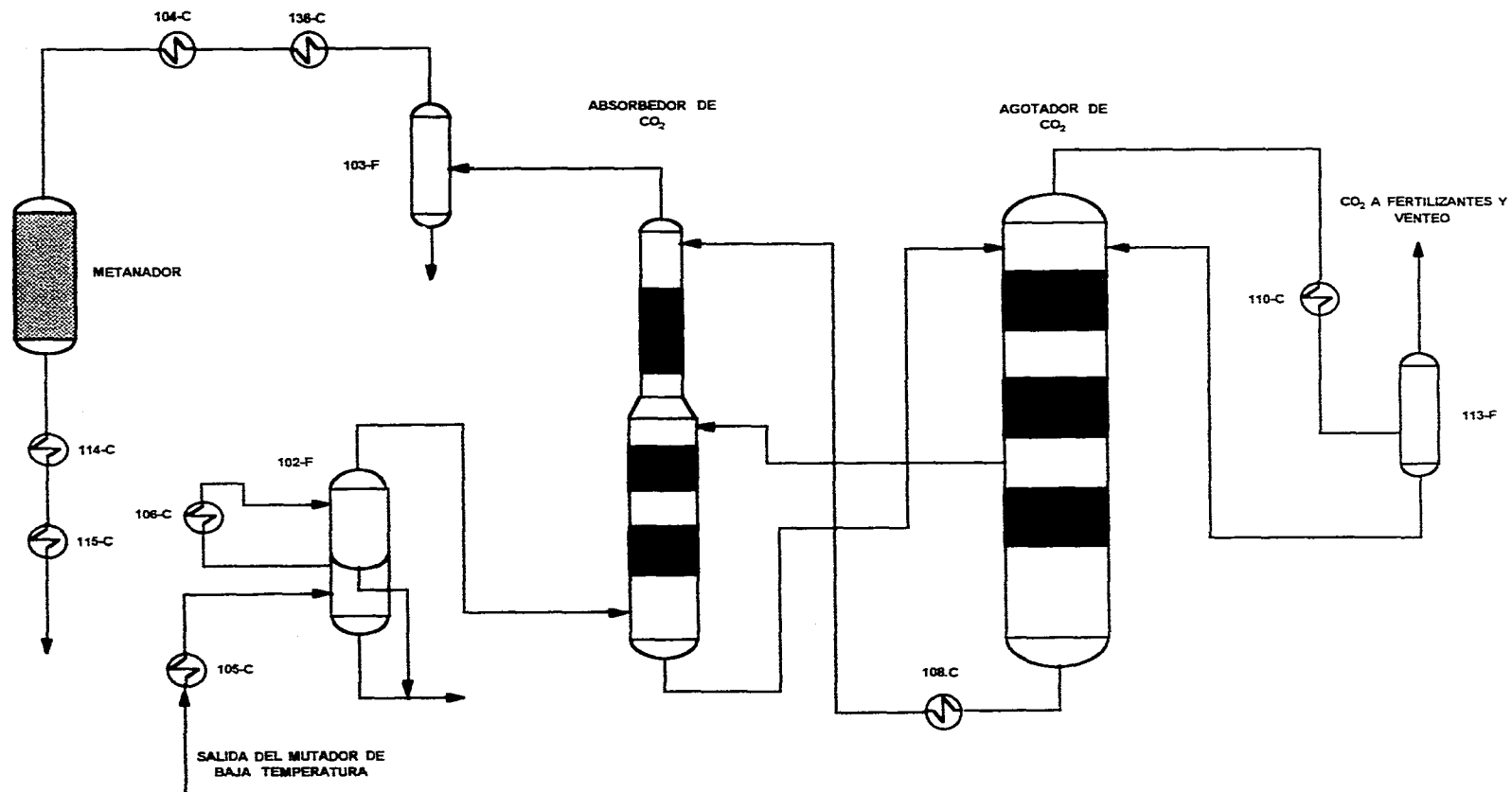


Fig. II.2  
PURIFICACION DEL GAS DE SINTESIS

TESIS MAESTRIA ING. QUIMICA (PROCESOS)
PEMEX-PETROQUIMICA COMPLEJO PETROQUIMICO COSOLEACAQUE PLANTA #4 AMONIACO 1360 MTPD
SECCION DE ELIMINACION DE CO <sub>2</sub>
ELABORO: SALVADOR VINAY VADILLO

utilizando dos fuentes de suministro de calor, vapor de baja presión y el calor de la corriente de salida del mutador de baja temperatura, el dióxido de carbono se ventea y la solución pobre, del fondo del agotador, se enfría y se envía a la parte superior del absorbedor. Además de la solución rica (alto contenido de bicarbonato de potasio) y la pobre, existe una solución semipobre la cual consiste de solución catacarb parcialmente regenerada la cual se toma de la parte media de la torre agotadora y se envía a la parte media del absorbedor.

El gas crudo de síntesis fluye a la primera cama de empaques del absorbedor, donde se remueve el grueso del contenido de dióxido de carbono del gas crudo por el contacto con la solución parcialmente regenerada en la sección inferior del absorbedor. En la cama empacada superior siguiente, el gas que sale de la sección inferior se pone en contacto con la solución altamente regenerada (pobre) en la parte superior del absorbedor. La corriente catacarb semipobre, consiste en el 75% del total de la solución circulante, se toma de la parte baja de la segunda cama empacada del agotador y se envía a la parte superior de la segunda cama del absorbedor. Aquí se mezcla con la solución pobre que baja de la parte superior. La solución rica total continúa cayendo hasta el fondo del absorbedor donde es recirculada.

La solución rica del fondo del absorbedor pasa a través de una turbina hidráulica para recuperar energía antes de pasar a la zona de vaporización de la torre agotadora directamente encima de la primera cama. La solución separada fluye hacia la parte inferior donde el dióxido de carbono disuelto se separa de la solución rica. Como en el caso del absorbedor, el diseño de la torre agotadora esta basado en el manejo de dos niveles de solución: la sección superior empacada (primera y segunda cama), el dióxido de carbono es parcialmente agotado de la solución catacarb antes de ser ésta recirculada a la parte media del absorbedor a  $116^{\circ}\text{C}$ , que sirve como solución parcialmente regenerada (semipobre) ; la sección inferior

empacada (tercera cama), agota el dióxido de carbono restante de la solución parcialmente regenerada antes de que la solución sea enfriada a 71°C y enviada a la parte superior del absorbedor. El diseño del agotador se basa en las condiciones de operación de 120°C y 9.6psig (en el fondo). Se recupera calor del sistema enfriando la solución catacarb pobre con agua de alimentación a calderas. El calor de ebullición proporcionado en el fondo del absorbedor se obtiene de la corriente del efluente del mutador de baja temperatura y condensando vapor de 50psig. Una pequeña corriente de la solución pobre pasa a través de un filtro con el objeto de remover cualquier contaminante sólido presente en el sistema.

Los vapores que salen de la sección de lavado del domo del agotador, a una temperatura de 99°C, son venteados a la atmósfera. Los condensados del 102-F y 104-F se enfrían y se mandan al plato superior de la sección de lavado del agotador para mantener el balance de calor y agua en el sistema. Durante la operación normal una pequeña cantidad se tira al drenaje. La sección de lavado cuenta con tres platos, en esta sección el agua se calienta mediante la condensación del vapor agotado. Esta sección sirve para atrapar cualquier porción de solución catacarb atrapada en los vapores.

El gas que sale de la parte superior del absorbedor, después de separar el líquido atrapado, se precalienta a 315°C y fluye hacia el metanador. El metanador, un recipiente que contiene una cama de catalizador a base de níquel el cual es muy reactivo a la presencia de óxidos de carbono contenidos en la corriente de entrada, produciendo metano y agua. Al paso de la corriente a través de la cama de catalizador, con una temperatura de alimentación de 315°C, el calor de la reacción de metanación incrementará la temperatura de salida hasta 365°C.

Se recupera calor de la corriente de efluente del metanador, cediéndola al agua de alimentación a calderas. Después el efluente del metanador es enfriado con agua hasta 38°C en el enfriador de gas de síntesis y enviado al tambor de succión del

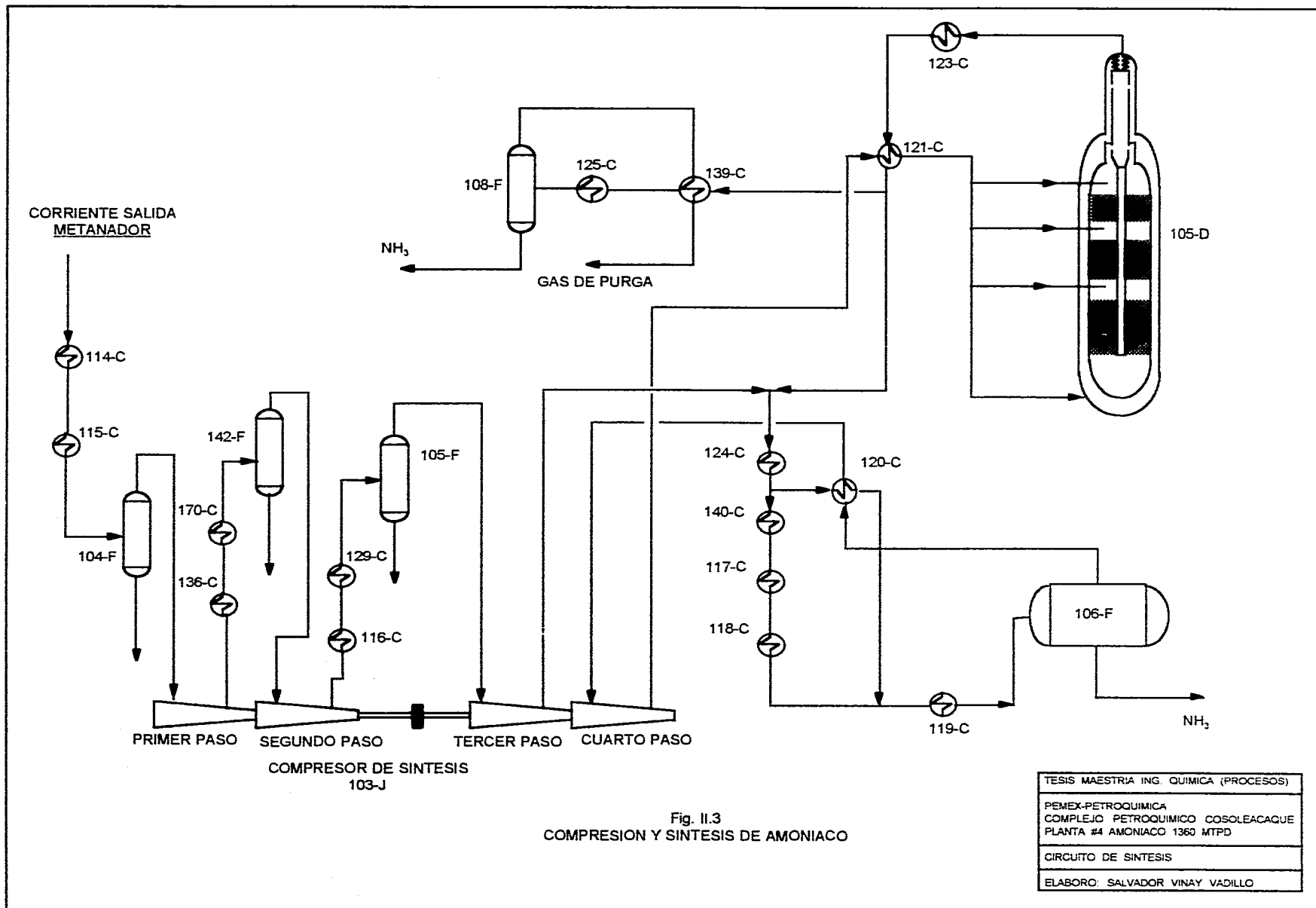
compresor de gas de síntesis para separar el agua condensada. El condensado se manda al agotador de dióxido de carbono.

### II.3 COMPRESION Y SINTESIS DE AMONIACO

El gas de síntesis (ver fig. II.3) se comprime mediante un compresor centrífugo de dos barriles, manejado por una turbina. El compresor consta de dos barriles con interenfriamiento en el primer barril y un recirculador separado en el segundo barril. El segundo barril tiene cuatro boquillas.

El gas de síntesis purificado, conteniendo hidrógeno y nitrógeno en una relación volumétrica de tres a uno y gases inertes (metano mas argón), a la succión del primer paso a una temperatura de 38°C y una presión de 367psig, se comprimen hasta 672psig y es enfriado hasta 38°C. El agua condensada se remueve en un separador antes de pasar al segundo paso del barril de baja presión para ser comprimido hasta 1125psig. Se utiliza un enfriador de agua de interpaso y un enfriador de refrigeración con amoniaco para alcanzar una temperatura de 8°C a la succión del segundo paso. Este condensa el agua que permanece en el gas que sale del barril de baja presión. Las dos etapas de eliminación de agua aseguran que el contenido de agua en el amoniaco producto sea muy bajo. Después del enfriamiento de interpaso, el gas de síntesis entra al barril de alta presión donde es comprimido. La descarga del segundo paso está a una presión de 2930psig y 148°C, ésta se mezcla con el efluente del reactor a 44°C, así, la concentración de amoniaco de 13.2 % se reduce a 10.5% cuando se combina con el gas de repuesto comprimido. La mezcla (a 58°C) se enfría a 44°C mediante agua de enfriamiento antes de dividirse en dos corrientes. Aproximadamente el 36% es enfriada por la alimentación al reactor que sale del separador de amoniaco, el restante 64% de la mezcla se enfría en tres niveles de refrigeración (21°C, 0°C, -18°C), enseguida las dos corrientes se combinan y son enfriadas, en cambiadores de calor, por amoniaco refrigerante de -33°C, hasta -23.3°C antes de entrar al separador de amoniaco a





cerca de 2870 psig, donde se condensa y separa el amoniaco de la corriente de alimentación al reactor. El gas que sale del separador, con un contenido de amoniaco reducido a 1.7%, se precalienta a 16°C con parte de la corriente de reciclo y después se comprime a la presión de 3135psig en el compresor de gas de síntesis. Antes de entrar al convertidor de gas de síntesis se precalienta a 141°C , intercambiando calor con el efluente del reactor. La canasta fija del convertidor de síntesis consiste de una carcaza de alta presión que soporta una sección de catalizador y un intercambiador de calor. La sección de catalizador es una carcaza cilíndrica colocada en la parte interior del recipiente, dejando un espacio anular entre las dos. La sección de catalizador consiste de tres camas catalíticas, cada una soportada por mallas. Para mantener todo el catalizador a una temperatura optima, para máxima conversión, debe considerarse la inyección de alimentación fresca como enfriamiento entre las dos camas. El volúmen aproximado de catalizador contenido en el reactor es de 2200 pies cúbicos. Las camas de catalizador están arregladas de tal forma que la cama superior tiene la menor cantidad para limitar el incremento de temperatura antes del primer punto de enfriamiento. De acuerdo a que el gradiente de temperatura es predecible en las siguientes camas, el tamaño de las camas se gradúa con la cama mas grande en el fondo . Localizado arriba de la sección de catalizador está el intercambiador que precalienta la alimentación de gas fresco contra el gas caliente que ha reaccionado en la ultima cama de catalizador. Se cuenta con una línea que evita el paso por éste cambiador permitiendo introducir gas de alimentación sin precalentarse facilitando el control de temperatura en la cama superior de catalizador.

El punto normal de entrada de la alimentación está en el fondo del convertidor. El gas fluye hacia arriba entre la carcaza presionada y la pared de la sección de catalizador. Esta corriente sirve como medio de enfriamiento de la carcaza y a la vez recibe algo de calor antes de entrar al cambiador, pasando después al

cambiador en la parte superior del convertidor precalentándose contra el efluente caliente de la cama inferior de catalizador por medio de circulación alrededor de los tubos del cambiador. Para controlar de temperatura de la primera cama de catalizador, una parte del gas de alimentación puede ser introducido directamente al convertidor evitando el paso por el cambiador combinándose con la corriente precalentada. La corriente combinada a una temperatura de 399°C entra a la primera cama de catalizador. El gas pasa a través de la cama con un rápido incremento de temperatura en proporción a la conversión de la reacción de síntesis de amoníaco. La corriente pasa a través de la malla que soporta al catalizador hacia un espacio entre el fondo de la primera cama y la parte superior de la segunda cama. En este punto la temperatura se reduce y el contenido de amoníaco se diluye debido a la inyección de una parte del gas de alimentación fresca. De la misma manera, el gas fluye a través de las tres camas a temperaturas óptimas para máxima conversión. En la presencia de catalizador de hierro, parte del hidrógeno total y nitrógeno se combinan a una presión de cerca de 3005 psig para producir amoníaco con una concentración de cerca del 13.2 %, a la salida de la última cama de catalizador. El efluente caliente que proviene de la última cama de catalizador pasa a través del cambiador calentando la carga fresca. El efluente del convertidor a 306 °C fluye al cambiador de calor de alimentación de agua de calderas donde el gas se enfría a 153 °C. Después, precalienta la alimentación del reactor disminuyendo la temperatura hasta 44 °C.

Una cierta cantidad de gas que sale del convertidor se ventea como purga continua del circuito, para mantener una concentración de metano y argón lo más bajo posible. Estos componentes pueden de otra manera aumentar la presión del circuito de síntesis, lo cual se refleja en una baja conversión y producción. Antes de enviar el gas de purga al sistema de gas combustible, es enfriado a -23 °C para recuperar parte del amoníaco, en forma líquida, el cual se combina después con el amoníaco

líquido producido. El amoníaco total del separador de amoníaco y el líquido del separador de gas de purga de alta presión se combinan en el tambor de vaporización intermedio. El vapor resultante en el tambor contiene la mayor cantidad de inertes los cuales estaban disueltos en el líquido a alta presión. Estos vapores son mezclados con otros vapores y gases de purga para ser usados como gas combustible. La corriente líquida del tambor de separación intermedio se divide en dos corrientes. Cerca del 72% del líquido total fluye al tambor de refrigeración a  $-33^{\circ}\text{C}$ , el resto hacia el tambor de refrigeración a  $-18^{\circ}\text{C}$ . Los inertes en el líquido se vaporizan y fluyen hacia la succión del compresor de refrigeración.

#### II.4 SISTEMA DE REFRIGERACION.

Un sistema de refrigeración de cuatro etapas (ver Figura II.4) proporciona refrigeración para condensar el amoníaco del circuito de síntesis, recuperando el amoníaco de los gases de venteo y enfriamiento de interpaso del compresor de gas de síntesis.

El sistema de refrigeración consiste de un compresor centrífugo de dos etapas con interenfriadores, un condensador de refrigerante, un receptor de refrigerante, evaporadores y cuatro tambores de vaporización. Se deben tomar precauciones al enfriar y ventear los gases inertes que entran con la corriente proveniente del circuito de síntesis disueltos en el amoníaco líquido. Los cuatro niveles de refrigeración se encuentran aproximadamente en  $20.5$ ,  $0.0$ ,  $-17.8$ ,  $-33.33^{\circ}\text{C}$ . Los vapores de amoníaco que están a  $117.8^{\circ}\text{C}$ , que salen del segundo barril del compresor de refrigeración, se enfrían y se condensan a  $42.2^{\circ}\text{C}$  y  $238\text{psig}$  y fluyen hacia el separador de refrigerante. Los inertes y vapores de amoníaco del separador de refrigerante entran a un enfriador de gas de purga donde se condensa el amoníaco y fluye hacia el tambor de la primera etapa de refrigeración. Los gases inertes salen del enfriador e ingresan al sistema de gas combustible.

El líquido del separador de refrigerante mas los vapores de amoniaco condensado en el enfriador de gas de purga son separados en el tambor de la primera etapa de refrigeración a 21°C y 111.8psig. El líquido del tambor de la primera etapa de refrigeración recircula por medio del efecto de termosifón a través de la primera etapa de refrigeración del circuito de síntesis. En suma 71,177.00Lb/hr de éste amoniaco líquido a 21°C se mezcla con amoniaco líquido a -33.33°C para dar las 125,000.00Lb/hr de amoniaco producto a -2.0°C.

Parte del líquido neto de la primera etapa se vaporiza en el tambor de refrigeración de la segunda etapa a 0 °C y 47.6 psig. Una aparte del líquido que entra se manda y vaporiza en el enfriador de interpaso del compresor de gas de síntesis, proporcionando la refrigeración necesaria para este servicio. El enfriador de interpaso se mantiene a control de presión de 50 psig y 1 °C por el lado de refrigerante para prevenir la formación de hielo por el lado de proceso. Parte del líquido de la segunda etapa de refrigeración se recircula por efecto de termosifón en el enfriador de la segunda etapa del circuito de síntesis.

Parte del líquido neto de la segunda etapa se vaporiza en el tambor de refrigeración de la tercera etapa a -18°C y 15.7psig. Una parte del líquido que entra se manda al enfriador de gas de purga localizado en el sistema de refrigeración. Parte del líquido es recirculado por el efecto de termosifón provocado en el enfriador de la tercera etapa del circuito de síntesis.

El líquido neto de la tercera etapa se manda y se vaporiza en el tambor de la cuarta etapa de refrigeración a -33.33°C y 0.2psig. Una parte del líquido que entra se manda hacia el enfriador de gas de purga de alta presión localizado en el circuito de síntesis. Parte del líquido se recircula debido al efecto termosifón provocado por el enfriador de la cuarta etapa del circuito de síntesis. El balance de amoniaco producto se manda del tambor de la cuarta etapa. El amoniaco total producto se manda a esferas a 2.0°C y 64.0psig. Los vapores generados en los enfriadores son

tomados de los cuatro tambores de refrigeración y alimentadas al paso apropiado del compresor centrífugo de dos barriles de refrigeración manejado por una turbina. Los vapores son comprimidos, condensados y retornados al separador de refrigerante, completándose el ciclo de refrigeración.

### III. BALANCE DE MATERIA DE LA SECCION DE REFORMACION UTILIZANDO MODELOS DE ALGEBRA NO LINEAL.

#### III.1 REFORMADOR PRIMARIO.

La alimentación consiste del gas natural desulfurado, mezclado

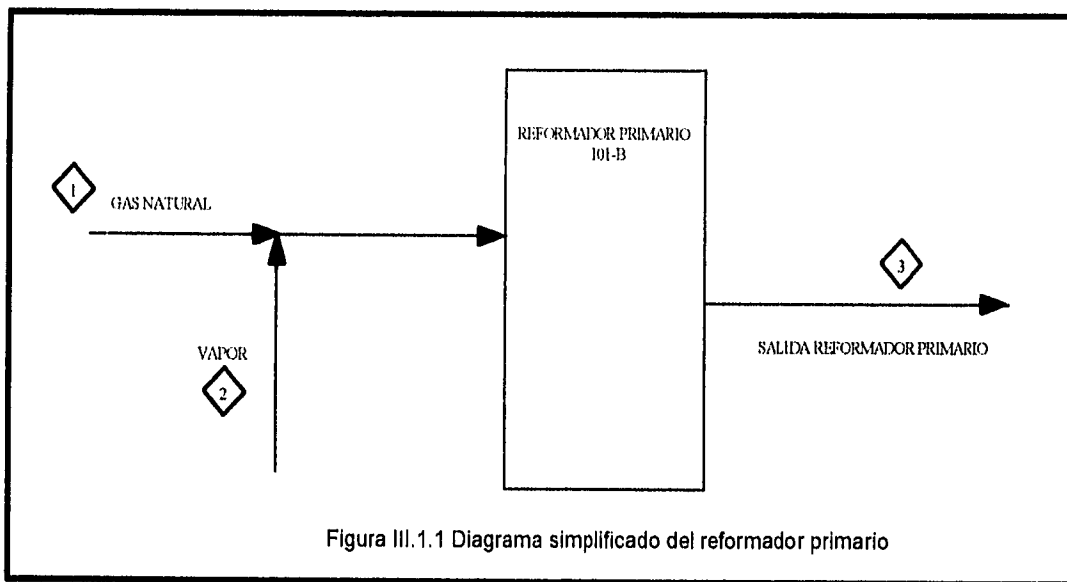
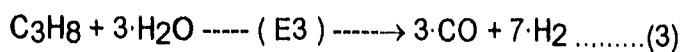
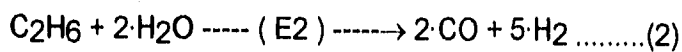
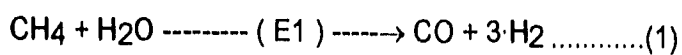
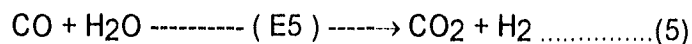
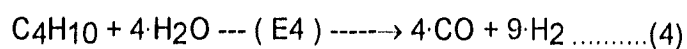


Figura III.1.1 Diagrama simplificado del reformador primario

con una corriente vapor de agua, como se indica en la figura III.1.1 Las reacciones que se llevan a cabo son las siguientes:





Las reacciones de reformación del etano y los hidrocarburos más pesados, las reacciones 2,3 y 4, se llevan a cabo totalmente, de modo que estos hidrocarburos no se encuentran presentes en el efluente del reformador.

Las reacciones 1 y 5 no proceden hasta su totalidad, por lo cual en el efluente del reactor se encuentran los siguientes compuestos: CH<sub>4</sub>, H<sub>2</sub>O, CO, H<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub>.

Los análisis del laboratorio reportan la composición del gas de alimentación al reactor y la composición en base seca del efluente. En la tabla III.1.1 se muestra un análisis típico de estas corrientes, tomados del reporte de operación de la planta de amoníaco #4 del complejo petroquímico Cosoleacaque del día 19 de agosto de 1991.

COMPONENTE	1 GAS NATURAL	3 EFLUENTE
CH <sub>4</sub>	.8677	0.0810
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	.0839	0.0000
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	.0055	0.0000
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	.0006	0.0000
N <sub>2</sub>	.0204	0.0050
CO <sub>2</sub>	.0000	0.1000
H <sub>2</sub>	.0219	0.7245
CO	.0000	0.0895
Ar	.0000	0.0000

Tabla III.1.1 Análisis en base seca, en fracción mol, de las corrientes de gas del reformador primario.

Para efectuar un balance de materia en el reformador primario se debe de contar, además, con los datos de flujo del gas natural y vapor de agua. Lo anterior indica que se tiene caracterizada completamente la alimentación al reactor. El objetivo del balance de materia será, entonces, determinar el flujo y la composición a la salida del reformador, de modo que se cumpla la estequiometría dada por las reacciones químicas. En este sentido se tienen dos incógnitas, el avance de las reacciones (1) y (5), ya que, como se indicó anteriormente, las reacciones (2), (3) y (4) suceden en su totalidad. El avance de la reacción (i) se denotará por  $E_i$ . Para encontrar los valores de  $E_1$  y  $E_5$  se requiere de dos datos del análisis del efluente del reactor. Entonces, si se toman, por ejemplo, las composiciones del  $CH_4$  y del  $H_2$ , se pueden calcular  $E_1$  y  $E_5$ . Por otro lado, si se toman las composiciones del  $H_2$  y del  $CO$ , también se puede calcular  $E_1$  y  $E_5$ . Lo anterior indica que, desde el punto de vista del balance de materia los datos reportados por el laboratorio sobreespecifican el problema. Para obtener el balance de materia en estos casos se puede proceder de dos maneras:

- a) Tomar de los análisis del laboratorio solamente los valores que se necesitan, para resolver las ecuaciones del balance de materia, y en consecuencia, descartar los valores restantes.
- b) Utilizar todos los valores del análisis del laboratorio y formular una función objetivo que transforme el problema en un problema de optimización, en este caso las ecuaciones del balance de materia serían las restricciones del problema de optimización.

En este problema se adoptó el segundo procedimiento. Se partió de que el análisis de la alimentación del gas natural es suficientemente confiable, pero no así el efluente del reactor.

Las ecuaciones que deben satisfacer el balance de materia son las siguientes:

$$N_{CH_4} = N^{\circ}_{CH_4} - E_1 \dots\dots\dots(6)$$

$$N_{C_2H_6} = N^{\circ}_{C_2H_6} - E_2 \dots\dots\dots(7)$$



$$N_{C_3H_8} = N_{C_3H_8}^o - E_3 \dots\dots\dots(8)$$

$$N_{C_4H_{10}} = N_{C_4H_{10}}^o - E_4 \dots\dots\dots(9)$$

$$N_{H_2} = N_{H_2}^o + 3E_1 + 5E_2 + 7E_3 + 9E_4 + E_5 \dots\dots\dots(10)$$

$$N_{CO} = E_1 + 2E_2 + 3E_3 + 4E_4 - E_5 \dots\dots\dots(11)$$

$$N_{CO_2} = E_5 \dots\dots\dots(12)$$

$$N_{N_2} = N_{N_2}^o \dots\dots\dots(13)$$

Donde  $N_i^o$  y  $N_i$  son los moles del componente (i) en la alimentación del gas natural y en el efluente del reactor, respectivamente. La composición base seca del efluente del reactor  $Y_i$ , se calcula con:

$$Y_i = N_i / N_T \dots\dots\dots(14)$$

Donde  $N_T$  son las moles totales base seca a la salida del reactor y se calcula sumando las ecuaciones (6) a (13).

Los valores de  $E_2$ ,  $E_3$  y  $E_4$  se obtienen de las ecuaciones (7), (8) y (9), respectivamente.

Para encontrar  $E_1$  y  $E_5$  se formula el siguiente problema de optimización:

$$\text{Min } \sum_{i=1}^5 [Y_i - (Y_i)_e]^2 \dots\dots\dots(15)$$

sujeto a las siguientes restricciones:

$$Y_i - N_i / N_T = 0 ; i = 1, \dots, 5 \dots\dots\dots(16)$$

$$E_1 > 0 \dots\dots\dots(17)$$

$$E_1 < N_{CH_4}^o \dots\dots\dots(18)$$

$$E_5 > 0 \dots\dots\dots(19)$$

$$E5 < 2N^{\circ}_{C_2H_6} + 3N^{\circ}_{C_3H_8} + 4N^{\circ}_{C_4H_{10}} + E1 \dots\dots\dots(20)$$

Donde  $(Y_i)_b$  es el valor de la fracción mol base seca del componente i que reporta el laboratorio y los compuestos que se incluyen son:  $i = CH_4, H_2, CO, CO_2, N_2$ .

Con esta formulación se obtienen los valores de E1 y E5 que satisfaga el balance de materia y se calcula la composición del efluente del reactor que se acerque lo mas posible a la reportada por el laboratorio.

La función objetivo, ecuación (15), asigna igual error a todas las composiciones del efluente del reactor.

El problema que se ocupa es un problema de optimización con una función objetivo no lineal, sujeto a restricciones lineales, para cuya resolución se utilizo el programa GINO (General Interactive Optimizer).

Utilizando los datos de la tabla III.1.1 y un flujo total de gas natural de alimentación de 3798.51 Lbmol/hr, y un flujo de vapor de agua de 14150.60 Lbmol/hr, el programa GINO arrojó los siguientes resultados:

$$E1 = 2243.38 \text{ Lbmol/hr} ; E5 = 1583.48 \text{ Lmol/hr}$$

En la tabla III.1.2 se presenta el balance de materia para la corriente de salida del reformador primario.

Tabla III.1.2 Resultado de la optimización del efluente del reformador primario que cumple con el balance de materia.

Componente	$N_i$ Lbmol/hr	$Y_i$	$(Y_i)_e$ Análisis del laboratorio	Error (%)
		Calculada		$[Y_i - (Y_i)_e] \times 100$
CH <sub>4</sub>	1052.61	0.07392	0.0810	0.708
H <sub>2</sub>	10156.62	0.71331	0.7245	1.119
CO <sub>2</sub>	1583.48	0.11121	0.1000	1.121
CO	1368.89	0.09613	0.0895	0.663
N <sub>2</sub>	77.00	0.00543	0.0050	0.040
H <sub>2</sub> O	9614.73			
<b>Total base seca</b>	<b>14238.60</b>	<b>1.0000</b>	<b>1.0000</b>	
<b>Total</b>	<b>23853.33</b>			

En el apéndice A se desglosan las ecuaciones que se utilizaron, codificadas, para introducirse al programa GINO.

### III.2 REFORMADOR SECUNDARIO.

La alimentación al reformador secundario está constituida por la salida del reformador

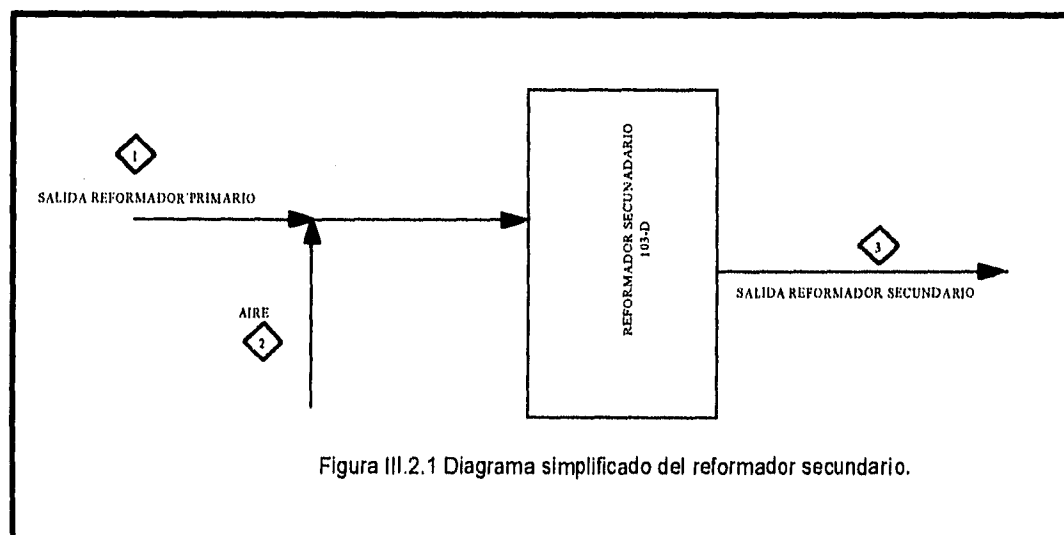
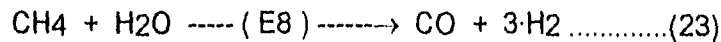
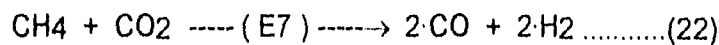


Figura III.2.1 Diagrama simplificado del reformador secundario.

primario y la descarga del compresor de aire de proceso como se indica en la figura III.2.1

Las reacciones que se llevan a cabo son las siguientes:



En la reacción de combustión del metano, la reacción (21), el oxígeno se consume totalmente, por lo que se tomó a E6 como un valor conocido en la construcción del modelo, incluyéndose solamente a E7 y E8 como incógnitas en la resolución del modelo. El valor de E6 se obtiene del indicador de flujo de la descarga del compresor de aire de proceso, considerando solo la cantidad de O<sub>2</sub> presente en la corriente.

La cantidad de agua total presente, como alimentación al reformador secundario, se tomó como la suma de la salida del reformador primario, lo que se produce en la reacción (21), más lo que se encontró en la simulación del compresor, fue la cantidad de agua que se usó en el modelo, sin considerar la cantidad de vapor inyectado a la descarga del compresor de aire de proceso, debido a que se manipuló éste flujo durante la simulación y que además no influye en nada el considerarla o no en el modelo de optimización.

Al igual como se planteó el problema de optimización para el reformador primario, se planteó para el reformador secundario, tomando los resultados de la sección anterior y la descarga del compresor de aire de proceso, como se presentan en la tabla III.2.1

	1 Gas proceso	2 Aire proceso	3 salida
COMPONENTE	Lbmol/hr	Lbmol/hr	% mol
CH <sub>4</sub>	1052.61	0.00	0.11
N <sub>2</sub>	77.00	3977.50	21.77
CO <sub>2</sub>	1583.48	0.00	7.91
H <sub>2</sub>	10156.62	0.00	58.67
CO	1368.89	0.00	11.54
O <sub>2</sub>	0.00	1058.00	0.00
Ar	0.00	50.99	0.00
H <sub>2</sub> O	9614.73	38.13	0.00
<b>TOTAL</b>	<b>23853.33</b>	<b>5124.62</b>	<b>100.00</b>

Tabla III.2.1 datos necesarios de las corrientes del reformador secundario para ejecutar el modelo de optimización en el programa GINO.

Las ecuaciones que deben satisfacer el balance de materia son las siguientes:

$$N_{CH_4} = N^{\circ}_{CH_4} - E6 - E7 - E8 \dots\dots\dots(24)$$

$$N_{H_2} = N^{\circ}_{H_2} + 2E7 + 3E8 \dots\dots\dots(25)$$

$$N_{CO} = N^{\circ}_{CO} + 2E7 + E8 \dots\dots\dots(26)$$

$$N_{CO_2} = N^{\circ}_{CO_2} + E6 - E7 \dots\dots\dots(27)$$

$$N_{N_2} = N^{\circ}_{N_2} \dots\dots\dots(28)$$

$$N_{O_2} = N^{\circ}_{O_2} - 2E6 \dots\dots\dots(29)$$

$$N_{H_2O} = N^{\circ}_{H_2O} + 2E6 - E3 \dots\dots\dots(30)$$

Donde  $N^{\circ}_i$  y  $N_i$  son las moles del componente (i) en la alimentación al reformador secundario respectivamente, la composición en base seca del efluente del reactor  $Y_i$ , se calcula con la ecuación (14)

Se plantea el modelo como se hizo para el reformador primario, proponiendo una función objetivo como la ecuación (15) sujeto a las restricciones siguientes:

$$Y_i - N_i / N_T = 0 ; i = 1, \dots, 5 \dots\dots\dots(31)$$

$$E7 > 0 \dots\dots\dots(32)$$

$$E7 < N^{\circ}_{CO_2} \dots\dots\dots(33)$$

$$E8 > 0 \dots\dots\dots(34)$$

$$E8 < N^{\circ}_{CH_4} - E7 \dots\dots\dots(35)$$

Representando  $i = CH_4, H_2, CO, CO_2$  y  $N_2$ .

Con el anterior planteamiento se calculan los valores de E7 y E8 que satisfaga el balance de materia y se calcula la composición del efluente del reactor que se acerque lo más posible a la reportada por el laboratorio.

Utilizando los datos de la tabla III.2.1 el programa GINO arrojó los siguientes datos:

$$E7 = 452.99 \text{ Lbmol/hr}; E8 = 49.97 \text{ Lbmol/hr}.$$

En la tabla III.2.2 se presenta el balance de materia para la corriente de salida del reformador secundario

Componente	$N_i$ Lbmol/hr	$Y_i$ Calculada	$(Y_i)_a$ Análisis del laboratorio	Error (%) $[Y_i - (Y_i)_a] \times 100$
CH <sub>4</sub>	21.04	0.0011	0.0011	0.0000
H <sub>2</sub>	11212.88	0.5818	0.5867	0.4900
CO <sub>2</sub>	1659.01	0.0861	0.0791	0.7000
CO	2324.94	0.1206	0.1154	0.5200
N <sub>2</sub>	4055.00	0.2104	0.2177	0.7300
H <sub>2</sub> O	10660.03	0.0000	0.0000	
<b>Total base seca</b>	<b>19272.87</b>	<b>1.0000</b>	<b>1.00</b>	
<b>Total</b>	<b>29932.90</b>			

Tabla III.2.2 Resultado de la optimización del efluente del reformador secundario que cumple con el balance de materia.

En el apéndice B se desglosan las ecuaciones que se utilizaron, codificadas, para introducirse al programa GINO.

#### IV. SIMULACION DE LA PLANTA DE AMONIACO

El realizar el balance de materia y energía empleando un simulador no resulta tan simple, aun considerando usar los datos de diseño de la planta, esto, debido a que en ocasiones requerimos de datos que no se mencionan en los libros del proyecto, por lo que el proponer realizar un balance de materia y energía de un proceso en operación, resulta aun mas difícil además de ser una labor muy exhaustiva, cuando se realiza por primera vez.

Como condición principal para realizar el trabajo debe tenerse un conocimiento profundo del proceso, ya que en ocasiones hay que desechar el valor de un dato y proponer otro que sea más congruente con el balance, y para eso debemos tener el criterio de evaluar y no proponer cosas que a veces resultan imposibles en la práctica.

Debido a que la idea original del proyecto fue la de establecer una estrategia de ajuste de los datos de operación, empleando técnicas de optimización, se guardó la misma filosofía pero incorporándolo a un simulador de procesos, para el cual se utilizó ASPEN. Se generó, en el simulador, un modelo que cumpliera con el requisito anterior, creándose secciones de las cuales se extrajeran resultados que se utilizarían en otra sección, para que con esto se estableciera un relación entre todas las áreas y se verificaran los datos tanto de generación como de consumo de vapor.

La sección que no se incluyó en el modelo es la de refrigeración, ya que no se involucra considerablemente en el modelo de evaluación del sistema de generación de vapor, el dato que pudiera obligarnos a su cálculo sería el desconocer la cantidad de vapor que se alimenta a la turbina del compresor, pero resulta que conocemos directamente este dato, además de ser confiable, ya que se instaló un medidor de flujo a la salida del condensador de superficie de la turbina del compresor.



La simulación de la planta de amoníaco está basada en las siguientes consideraciones:

1) Tomar como punto de partida los resultados de conversión de las reacciones, obtenidas durante la solución del problema de optimización de procesos de la sección de reformación (ver apéndices A y B), para ser utilizados en la simulación de los reactores de reformación.

2) Como punto siguiente se procede a calcular la composición de la corriente de entrada de aire al reformador secundario, simulándose el compresor de aire a proceso.

Para un mejor manejo del balance y la simulación de la corriente de proceso (preparación de carga para la sección de síntesis y producción de amoníaco), ésta se seccionó en dos partes, una que constituye; el reformador primario, reformador secundario, generación de vapor, el mutador de alta, mutador de baja, la sección de eliminación de  $\text{CO}_2$  y el metanador. La otra incluye; compresor de gas de síntesis, el reactor de síntesis de amoníaco y la sección de separación de amoníaco.

3) En la simulación de la primera sección se utilizan los resultados de los dos puntos anteriores, ajustándose el flujo de gas de entrada y las conversiones en ambos reactores de reformación para alcanzar los valores de composición reportados por el laboratorio a la salida del metanador.

4) Se realiza la simulación de la segunda sección tomando como referencia los datos de la corriente de salida del metanador obtenida de la sección anterior. El objetivo de esta sección es la de obtener la potencia requerida por el compresor de gas de síntesis, dando un estimado inicial de la cantidad de vapor consumido por la turbina del

compresor, recurriendo a las gráficas del comportamiento del equipo proporcionadas por el fabricante.

- 5) Se desarrolló la simulación de la parte correspondiente a la sección de convección y radiación, esta con el objetivo de verificar, si la cantidad de vapor encontrada a partir de las gráficas del comportamiento del compresor de síntesis en la sección anterior coincide con la manejada en esta sección para que se ajuste a las condiciones de operación reportadas, de esta manera se confirmaría o modificaría la estimación del flujo de vapor a la turbina del compresor de síntesis.
- 6) Confirmada la cantidad de vapor producida en la planta, se somete a una última comparación, que es la de utilizar la cantidad de agua necesaria para producir la cantidad de vapor encontrada, que corresponda al monto de calor aprovechado y la cantidad de trabajo producido en la turbina.
- 7) Como conclusión del trabajo se lleva a cabo el balance del cabezal de vapor de media ( $40\text{Kg/cm}^2$ ).

A continuación se describen cada una de las partes que constituyen el modelo de simulación para resolver el balance de vapor de las plantas de amoníaco del mismo diseño.

#### **IV.1 SIMULACION DEL COMPRESOR DE AIRE**

El requerimiento que exigió la simulación de esta sección fué la necesidad de contar con la composición de la corriente de aire a proceso que alimenta al reformador secundario. Además de conocer la cantidad de agua que contiene

esta corriente, debido a que influye en la temperatura de salida del reformador secundario.

Para el cálculo se tomaron como referencia el flujo de descarga del compresor, dato de proceso, así como datos de presión y temperatura de los interpasos. Los datos que proporcionaron de la operación de la planta, así como la identificación de cada instrumento se mencionan en el apéndice D, donde además se analizan cada uno de los datos utilizados, reportándose un error entre el reportado por la operación y el usado para la simulación.

La composición de la alimentación al primer paso, mostrada en la tabla IV.1

<b>COMPONENTE</b>	<b>%MOL</b>
N <sub>2</sub>	75.63
Ar	0.97
O <sub>2</sub>	20.12
H <sub>2</sub> O	3.28
<b>Total</b>	<b>100.00</b>

Tabla IV.1 Composición del aire en el medio ambiente.

dato obtenido mediante la referencia de la temperatura de bulbo seco y húmedo tomados del medio ambiente, usando la carta psicrométrica del aire .

Para la simulación del compresor de aire de proceso, se tomó como referencia el flujo de la descarga reportado por el proceso, variándose el flujo de la entrada

al compresor hasta que se coincidiera con el indicado por el medidor a la descarga. Esto puede observarse en la sección VI, en la sección de reformación y eliminación de CO<sub>2</sub>, en los datos de flujos el instrumento FRC-3 tiene una diferencia del +2%, lo cual es el máximo posible error en un instrumento de este tipo. El valor de la corriente de descarga del compresor se calcula restando a la corriente 7A la corriente 6A, en el apéndice D de la hoja de reporte de corrientes.

Para el calculo de las propiedades termodinámicas de las corrientes y los equipos se utilizó gas ideal, ya que el resultado concuerda con el reporte de diseño de la corriente de aire a la entrada del reformador secundario.

Los compresores se manejaron como politropicos, calculándose la eficiencia a partir de las condiciones de operación de cada interpaso.

Se incluyó la corriente 6A ( ver apéndice D ) que sirve para controlar la temperatura de salida del serpentín de precalentamiento del aire al reformador secundario, al incluirse la operación del serpentín, se obtiene la cantidad de calor absorbido en la zona de convección del reformador primario, dato que se utilizará en la simulación de la sección de radiación y convección del horno del reformador primario.

En las dos hojas del apéndice D se muestran los resultados de la simulación de esta sección.

## IV.2 SIMULACION DE LA SECCION DE REFORMACION Y ELIMINACION DE CO<sub>2</sub>

En esta parte del modelo se utilizó como ecuación de estado para el cálculo de propiedades la de Peng Robinson para toda esta sección.

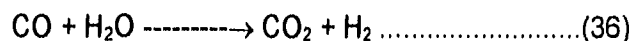
Son dos los propósitos de esta sección: El primero es el de conocer la cantidad de calor transferida al sistema de generación de vapor de 105 Kg/cm<sup>2</sup>, en los equipos 101-CA/CB, 102-C, (los que se fundieron en uno solo "101-C", ver diagrama de flujo en el apéndice F) y 103-C (salida del mutador de alta temperatura), que se utilizarán en la simulación de la sección de generación de vapor de alta presión. La cantidad de calor absorbido en el Reformador Primario y serpentín de mezcla combinada vapor/gas, que se usaran posteriormente en el cálculo de la sección de convección del Reformador Primario.

El segundo propósito es el de encontrar la caracterización de la corriente de salida del metanador, que se usará en el cálculo de la sección de síntesis, los datos obtenidos de esta corriente, comparándolos con el análisis del laboratorio en base seca nos permite establecer la filosofía de convergencia.

La estructura se construyó de la siguiente manera, siguiendo una secuencia de inicio al fin.

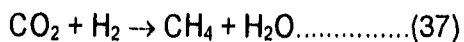
Se tiene la caracterización de las corrientes de alimentación, de gas natural y vapor, pasan a precalentamiento a un serpentín de la zona de convección caliente del reformador primario, la salida alimenta al reformador primario donde se llevan a cabo las reacciones 1 a la 5, se utilizó la opción estequiométrica ya que de la optimización se obtienen las conversiones de las reacciones, posteriormente se modificaron las conversiones de las reacciones 1 y 5 para

ajustar la composición de la salida del metanador reportada por el laboratorio, punto que sirvió como referencia. A continuación se tiene un mezclador donde se incorpora la corriente de aire a proceso para pasar al reformador secundario para completar la reformación. Aquí también se tomó la opción estequiométrica, ya que se tienen de la sección de optimización las conversiones de las reacciones, ajustándose también sólo las reacciones 22 y 23 con el mismo criterio que para el reformador primario. Siguiendo los equipos de aprovechamiento del calor de la corriente de salida del reformador secundario para producir vapor de alta presión, como fuente de energía motriz para la turbina del compresor del gas de síntesis, conjuntando también el 103-C que se encuentra a la salida del mutador de alta temperatura ( 104-DA ). A continuación tenemos el mutador de alta temperatura el que se consideró como reactor estequiométrico manipulando la conversión de la única reacción



que se lleva a cabo (36), con la temperatura de salida reportada por operación. A la salida de este reactor se encuentra el 103-C, siguiendo el 104-C que sirve para precalentar la entrada al metanador ( 106-D ). Para evitar en la simulación una corriente de rompimiento, se crearon dos operaciones de intercambio de calor, que significa manejar cada corriente por separado, en lugar de manejar un cambiador con las dos corrientes, se usó el mismo calor extraído de la corriente de salida del mutador de alta al de la corriente de entrada al metanador (ver cambiadores de calor 104-C y 104-C1 del diagrama de flujo del apéndice E). La salida de este cambiador (104-C) se une con una corriente de agua de calderas que sirve para controlar la temperatura de entrada al mutador de baja, aquí también se tomó la opción de un reactor estequiométrico, la reacción que se

lleva a cabo es la misma que la del mutador de alta temperatura (36), manejando la conversión de acuerdo a la temperatura de salida reportada por operación, a la salida de este reactor se encuentra el control de temperatura de la corriente que alimenta al los 105-C's, estos cambiadores son los rehervidores del fondo de la torre agotadora de CO<sub>2</sub>, saliendo la corriente elimina el agua condensada, para luego continuar enfriándose en el 106-C y pasar a otro separador donde se elimina otra parte del agua, parte de esta agua conderisada sirve para controlar la temperatura de entrada a los rehervidores 105-C's, la restante se manda a control de nivel a tratamiento de agua desmineralizada, la salida del gas se paso a un cambiador de calor que representa solo el efecto de condensación del vapor de agua, en lugar de simular todo el sistema de absorción de CO<sub>2</sub> con la solución catacarb, ya que no se contaba en el simulador con la opción electrolitos, se colocó un separador para eliminar el agua condensada y a continuación un separador másico, controlando la cantidad de CO<sub>2</sub> separada de la corriente por la temperatura de salida del metanador, la salida comunica al enfriador de interpaso de la máquina de síntesis 103-J donde se calienta la corriente, pasando al 104-C1 que como se explicó anteriormente sirve para controlar la temperatura de alimentación al metanador equipo que se encuentra a continuación, en el cual se lleva a cabo solo una reacción (37) la que se consideró estequimétrica, cuya



conversión se sujetó a la temperatura de salida del reactor reportada por la operación del proceso. Como punto de convergencia se consideró que el análisis reportado por el laboratorio coincidiera con el dato obtenido en la simulación de esta sección.

Los datos que se recopilaron de la planta en operación se presentan en la sección VI, donde al igual que la sección anterior se presenta un análisis del posible error en los instrumentos de medición.

Los resultados de la simulación de esta parte del modelo se encuentran en el apéndice E.

#### IV.3 SIMULACION DE LA SECCION DE SINTESIS.

Los datos que se obtienen de esta sección son:

1. El calor cedido por la corriente de proceso en los cambiadores 114-C (salida del metanador 106-D) y 123-C (salida del reactor de síntesis 105-D), que serán requeridos en la sección de generación de vapor de alta presión.
2. La cantidad de trabajo desarrollado por los cuatro pasos del compresor de síntesis, que se usará como referencia para la estimación y que de acuerdo con las gráficas de comportamiento del compresor se obtiene la cantidad de vapor requerido para su funcionamiento.
3. La cantidad de amoníaco en la fase líquida de los separadores 106-F y 108-F, cuya suma representa la cantidad de amoníaco producido por la planta, el cual nos sirve como referencia para la convergencia del cálculo.

Para el cálculo de esta sección se usó la ecuación de estado de Peng Robinson excepto en los equipos 106-F y 108-F, ya que los resultados del equilibrio líquido-vapor obtenidos con la ecuación de estado Peng-Robinson no



coincidieron con los del diseño, se buscaron datos de constante de equilibrio  $L/V$  ( $K's$ ) a las temperaturas y presiones del sistema introduciendo estos valores en el simulador para obtener resultados mas exactos. Como los datos ( $K's$ ) encontrados fueron calculados empleando la ecuación de estado BWR, por lo que se tuvo que usar esta ecuación de estado en ambos equipos. Para corroborar la utilidad de los datos obtenidos, se utilizó en el cálculo de la sección de síntesis para reproducir los datos del diseño, lo que se logro en un 90%.

Se incluyó la corriente 47 (ver diagrama de flujo del apéndice F) ya que la planta presentaba en esos momentos problemas con la válvula de venteo a la salida del reactor de síntesis, la cual se encontraba calzada por hielo formado en el asiento de la misma, impidiendo cerrarla herméticamente.

Se tomaron los datos de la corriente 4C (ver balance datos de corriente apéndice E) de la sección anterior (reformación y eliminación de  $CO_2$ ) se calcularon los tres primeros pasos del compresor de síntesis, obteniéndose el trabajo requerido para comprimir el gas de repuesto al circuito de síntesis.

En la sección VI se muestran los datos que se recopilaron para esta sección, incluyendose, los datos corregidos y finalmente usados en la simulación.

En la parte de separación de amoniaco, de la corriente que sale del reactor, para eliminar dos corrientes de rompimiento una en el cambiador 120-C (ver diagrama de flujo del apéndice F) y otra en el 121-C, se utilizaron dos cambiadores de calor, donde el calor cedido por uno es el aprovechado por el otro, por tal motivo hay dos cambiadores uno 120-C y otro 120-C1, así mismo para el 121-C, resultando en un menor tiempo de cálculo para el simulador.

En el venteo de síntesis se ajusta el flujo recirculado en el circuito. La conversión en el reactor se manipuló de acuerdo a la temperatura de salida del mismo reportada por el proceso, debido a que la reacción (38) que se lleva a cabo es exotérmica.



Se eliminó otra corriente de rompimiento al considerar al cambiador 139-C, (proceso-proceso) como dos cambiadores, uno que cede y otro que recibe el mismo calor, eliminándose así otro tiempo considerable de cálculo.

Los resultados de la simulación de esta sección se encuentran en el apéndice F de este libro.

#### IV.4 SIMULACION DE LA SECCION DE CONVECCION Y RADIACION DEL HORNO DEL REFORMADOR PRIMARIO.

Con base a los datos, que a continuación se listan, de las secciones anteriores, poder realizar un balance de materia y energía del horno de reformación.

1. Calor absorbido por la reacción en el Reformador Primario (ver apéndice E).
2. Calor absorbido en el serpentín de aire a proceso (ver apéndice D o E).
3. Calor absorbido por la carga vapor/gas en la zona de convección antes de entrar al Reformador Primario (ver apéndice E).

4. La cantidad de vapor al serpentín de sobrecalentamiento. Esta se obtiene de las gráficas del comportamiento del compresor, potencia vs flujo de vapor a la turbina y por diferencia se calcula la cantidad de agua que pasa por el serpentín de BFW, como supuesto inicial, el dato final proviene al comparar la cantidad de calor encontrado en la simulación de la sección de vapor de 1500Psi, hasta que ambos coincidan.

para así, poder comprobar que el flujo de vapor encontrado en la sección de síntesis concuerda con el balance de calor de esta sección.

El procedimiento empleado se menciona a continuación:

Tomando como fija la temperatura de la chimenea, se manipularon los flujos en los serpentines de vapor de alta sobrecalentado y el de BFW, en el calor cedido al serpentín de gas combustible se incluyeron las pérdidas de calor por las paredes de todo el horno, se consideró la misma proporción que la del diseño. Durante el desarrollo de la simulación se tropezó con los datos reportados por el laboratorio, de la composición de los gases de combustión, teniendo que ser modificados hasta un máximo de 18% el exceso de aire.

Para el cálculo de la combustión se tomaron como primer intento los datos de flujo, composición, temperatura del gas combustible y los análisis orsat de los dos hornos (ver sección VI, sección de convección y radiación del reformador primario), resultando las temperaturas de las entradas y salidas lado gases de combustión muy altas, comparadas con las reportadas por el proceso, por lo que se tomaron como fijas las temperaturas siguientes: temperatura de salida de la zona de radiación del horno del Reformador Primario (101-B), temperatura

de salida del horno de la Caldera Auxiliar (101-BAUX) y la temperatura de la chimenea, con estos datos fijos se dieron incrementos de aire de combustión hasta alcanzar un 18%, lo que resulta muy alto comparado con el reportado (ver sección VI, análisis orsat). Se decidió disminuir el consumo de gas combustible hasta alcanzar la temperatura de la chimenea excepto las temperaturas entre los serpentines que no se pudieron igualar.

Como opción termodinámica se utilizó SYSOP combinado con el banco de datos COMBUST del simulador de procesos ASPEN (versión 9.2).

Los resultados de esta sección se localizan en la parte correspondiente a los apéndices, con la letra G.

#### **IV.5 SIMULACION DE LA SECCION DE GENERACION DE VAPOR DE ALTA PRESION Y LA TURBINA DEL COMPRESOR DE SINTESIS 103-J.**

Esta sección es complemento de la sección anterior, ya que esta contiene generación y consumo de vapor de alta presión, la anterior incluye sobrecalentamiento y parte de generación de vapor.

Para resolver esta sección, se tomaron las cantidades de calor intercambiado en los equipos de transferencia 123-C, 114-C, serpentín de BFW, 102-C, 103-C, 101-C y serpentín de sobrecalentamiento, ajustándose solamente el calor necesario para producir vapor saturado en la operación del separador 101-F, calor que sería retroalimentado en la sección de radiación y convección del reformador primario, como calor absorbido en el horno de la caldera auxiliar. La caracterización de la corriente 4A se usa para el cálculo de la turbina del compresor, cuya potencia generada debe coincidir con la potencia calculada en la sección de síntesis. Se tomó como valor fijo el dato reportado de flujo de agua a la salida del condensador de superficie (100,000.00Lb/hr). Como opción termodinámica se utilizaron tablas de vapor.

El paso siguiente es el de comparar el calor necesario para producir vapor saturado a las condiciones de operación del vapor de alta presión, con el calor cedido en el horno de la caldera auxiliar, calculado en la sección de convección y radiación del reformador primario.

En el esquema de la turbina del compresor de síntesis se tienen fijadas condiciones de temperatura y presión así como el flujo de condensado de vapor medido a la salida del condensador de superficie, 100,000 Lb/hr, la cantidad de HP's encontrados deberá coincidir, con la cantidad de trabajo desarrollado por los cuatro pasos del compresor de síntesis encontrado anteriormente.

El hacer coincidir estos valores significa que los estimados iniciales resultaron adecuadas.

Los resultados de la simulación se presentan en el apéndice H.

La afinación del procedimiento consiste en utilizar el modelo como una herramienta de mejora continua de la operación del proceso.

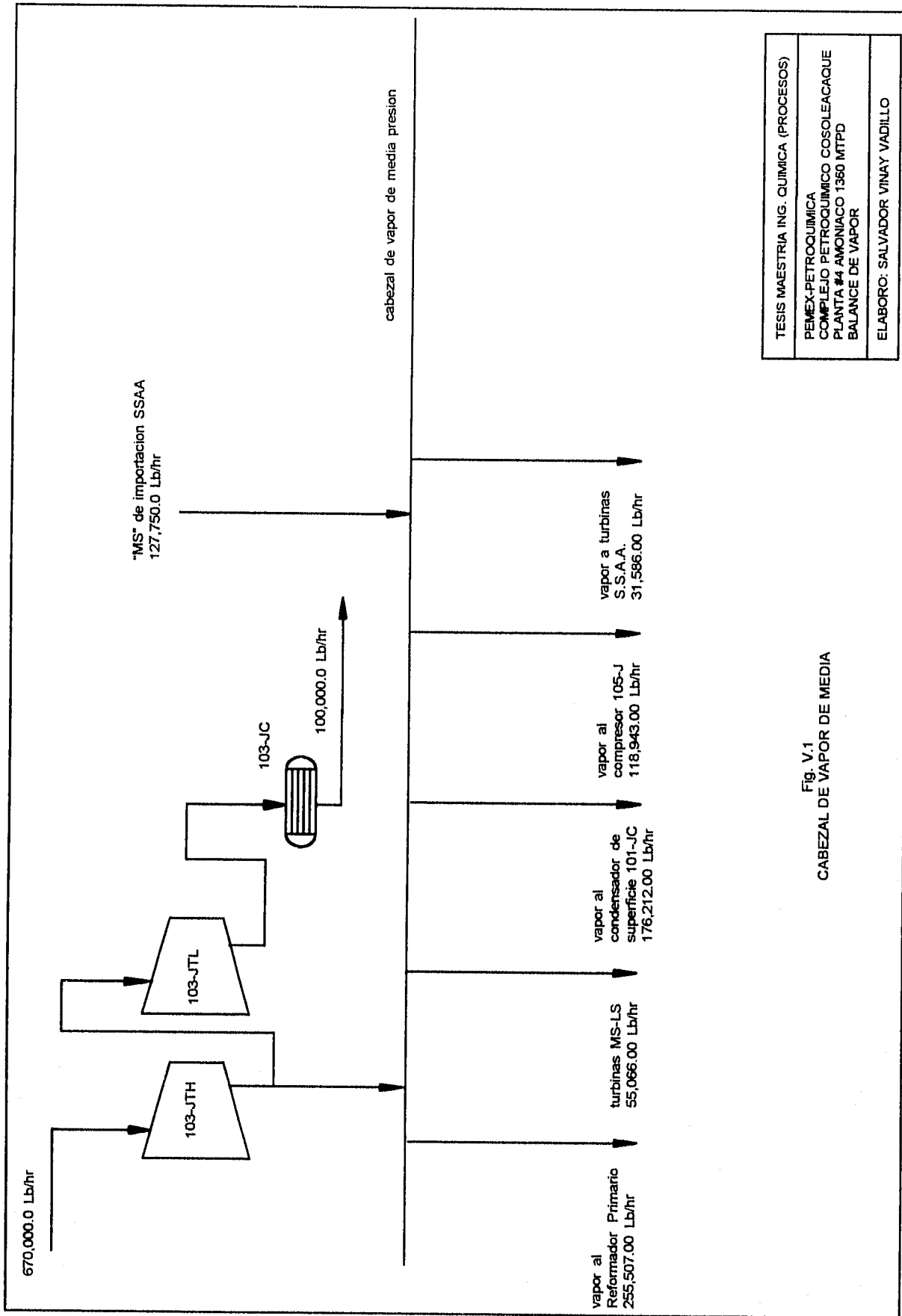
## **V. BALANCE DEL CABEZAL DE VAPOR DE MEDIA PRESION.**

Como alimentación al cabezal se tomaron las cantidades de vapor de extracción de la turbina del compresor de síntesis y la cantidad de vapor de media importado de servicios auxiliares (ver Figura V.1).

Como consumo, se tomaron las cantidades de vapor que manejan de diseño los equipos que no tienen medición.

Los flujos que si tienen registros, son los siguientes:

1. Vapor alimentado a proceso.
2. Condensado de vapor de la turbina del compresor de síntesis.
3. Condensado de vapor del condensador de superficie 101-JC.
4. Condensado de vapor de la turbina del compresor de amoniaco.



TESIS MAESTRIA ING. QUIMICA (PROCESOS)
PEMEX-PETROQUIMICA
COMPLEJO PETROQUIMICO COSOLEACAQUE
PLANTA #4 AMONIACO 1360 MTPD
BALANCE DE VAPOR
ELABORO: SALVADOR VINAY VADILLO

Fig. V.1  
CABEZAL DE VAPOR DE MEDIA

El resultado del balance presento una diferencia positiva de 27.5 Ton/hr de vapor, es decir, hay 27.5 Ton/hr de vapor de media presión que se importan (ver figura V.1) que no realizan trabajo en el proceso, podríamos considerar fugas, trampas de vapor operando en mal estado, aislamiento defectuoso, etc.

## VI. ANALISIS DE LOS DATOS RECOPIADOS DEL PROCESO EN OPERACION.

Se presenta un análisis de los datos recopilados durante la operación de la planta de amoniaco. Realizando una relación con respecto al dato utilizado en la simulación y el dato reportado, se presenta en la última columna la diferencia en porcentaje, indicando con esto el posible error de medición del instrumento en cuestión.

El análisis se realiza para remarcar la importancia relativa que representa cada variable para que se lleve a cabo el procedimiento de evaluación. De aquí se podría partir para evaluar el funcionamiento de cada instrumento involucrado.

La corrección hecha durante la simulación se debe a que, por ejemplo, cuando se calcula un compresor, al tomar la temperatura de descarga y obtener una eficiencia de compresión mayor del 80% o menor al 50% podría indicar a priori que la indicación es incorrecta. Esto podría ser más representativo si se tuvieran corridas continuas de las plantas o si se mantuviera la simulación continua en el cuarto de control del proceso, así podríamos detectar de inmediato, si hubo un cambio repentino en la variable, o si presenta variación paulatina con el tiempo, o si no registra cambios en el proceso, indicando que el instrumento ha dejado de funcionar correctamente.

A continuación se presenta el analisis de las variables utilizadas en la simulación del proceso.

Para tener la ubicación de los nombres de los instrumentos, se incluye en el apéndice C, los diagramas de instrumentación de las cuatro secciones del proceso, los cuales servirán de referencia para la localización de los instrumentos que aquí se mencionan.

### SECCION COMPRESOR AIRE PROCESO

DATOS	MEDICION	BASE SIMULACION Y CALCULO	% DIFERENCIA CALCULADA Y MEDICION
<b><u>TEMPERATURA °C</u></b>			
DESCARGA 1 <sup>er</sup> PASO ( ThI-28 )	127	127	0
SUCCION 2 <sup>o</sup> PASO ( ThI-29 )	37	37	0
DESCARGA 2 <sup>o</sup> PASO ( ThI-31 )	167	175	+ 4.8
SUCCION 3 <sup>er</sup> PASO ( ThI-32 )	43	43	0
DESCARGA 3 <sup>er</sup> PASO ( ThI-34 )	178	178	0
SUCCION 4 <sup>o</sup> PASO ( ThI-35 )	45	45	0
DESCARGA 4 <sup>o</sup> PASO ( ThI-37 )	220	220	0
<b><u>PRESION (KG/CM<sup>2</sup> a)</u></b>			
SUCCION 1 <sup>er</sup> PASO ( PI-8 )	-0.0493	-0.0493	0
DESCARGA 1 <sup>er</sup> PASO ( PI-9 )	1.10	1.10	0
DESCARGA 2 <sup>o</sup> PASO ( PI-10 )	4.0	4.3	+7.5
DESCARGA 3 <sup>er</sup> PASO ( PI-11 )	13.0	12.0	-7.7
DESCAGA 4 <sup>o</sup> PASO ( PI-12 )	38.0	35	-2.8
<b><u>FLUJOS (LB/HR)</u></b>			
CONDENSADO 101-JC ( FI-112 )	193068.00	193068	0

### SECCION DE REFORMACION Y ELIMINACION DE CO<sub>2</sub>

DATOS	MEDICION	BASE SIMULACION Y CALCULO	% DIFERENCIA CALCULADA Y MEDICION
<b><u>TEMPERATURA °C</u></b>			
SALIDA 108-D ( TI-1-70 )	356	356	0
VAPOR A PROCESO ( TI-1-71 )	365	365	0
SALIDA REFORMADOR PRIMARIO (PROMEDIO)	803	803	0
SALIDA SERPENTIN VAPOR/GAS ( TI-1-74 )	516	516	0
AIRE PROCESO DESC. 4 <sup>o</sup> PASO 101-J ( TI-1-75 )	222	222	0
AIRE PRECALENTADO AL 103-D ( TI-1-78 )	521	521	0



Para tener la ubicación de los nombres de los instrumentos, se incluye en el apéndice C, los diagramas de instrumentación de las cuatro secciones del proceso, los cuales servirán de referencia para la localización de los instrumentos que aquí se mencionan.

#### SECCION COMPRESOR AIRE PROCESO

DATOS	MEDICION	BASE SIMULACION Y CALCULO	% DIFERENCIA CALCULADA Y MEDICION
<b><u>TEMPERATURA °C</u></b>			
DESCARGA 1 <sup>er</sup> PASO ( ThI-28 )	127	127	0
SUCCION 2 <sup>o</sup> PASO ( ThI-29 )	37	37	0
DESCARGA 2 <sup>o</sup> PASO ( ThI-31 )	167	175	+ 4.8
SUCCION 3 <sup>er</sup> PASO ( ThI-32 )	43	43	0
DESCARGA 3 <sup>er</sup> PASO ( ThI-34 )	178	178	0
SUCCION 4 <sup>o</sup> PASO ( ThI-35 )	45	45	0
DESCARGA 4 <sup>o</sup> PASO ( ThI-37 )	220	220	0
<b><u>PRESION (KG/CM<sup>2</sup> g)</u></b>			
SUCCION 1 <sup>er</sup> PASO ( PI-8 )	-0.0493	-0.0493	0
DESCARGA 1 <sup>er</sup> PASO ( PI-9 )	1.10	1.10	0
DESCARGA 2 <sup>o</sup> PASO ( PI-10 )	4.0	4.3	+7.5
DESCARGA 3 <sup>er</sup> PASO ( PI-11 )	13.0	12.0	-7.7
DESCAGA 4 <sup>o</sup> PASO ( PI-12 )	36.0	35	-2.8
<b><u>FLUJOS (LB/HR)</u></b>			
CONDENSADO 101-JC ( FI-112 )	193068.00	193068	0

#### SECCION DE REFORMACION Y ELIMINACION DE CO<sub>2</sub>

DATOS	MEDICION	BASE SIMULACION Y CALCULO	% DIFERENCIA CALCULADA Y MEDICION
<b><u>TEMPERATURA °C</u></b>			
SALIDA 108-D ( TI-1-70 )	356	356	0
VAPOR A PROCESO ( TI-1-71 )	365	365	0
SALIDA REFORMADOR PRIMARIO (PROMEDIO)	803	803	0
SALIDA SERPENTIN VAPOR/GAS ( TI-1-74 )	516	516	0
AIRE PROCESO DESC. 4 <sup>o</sup> PASO 101-J ( TI-1-75 )	222	222	0
AIRE PRECALENTADO AL 103-D ( TI-1-76 )	521	521	0

SALIDA 103-D ( TI-1-57 )	963	987	+2.5
ENTRADA 104-DA ( TI-1-82 )	378	378	0
SALIDA 104-DA ( TI-1-92 )	446	446	0
SALIDA 103-C ( TI-1-93 )	322	341	+5.9
SALIDA 104-C ( TI-1-94 )	232	240	+3.5
ENTRADA 104-DB ( TI-1-95 )	222	229	+3.2
SALIDA DESOBRECALENTADOR ( TI-1-108 )	178	183	+2.8
SALIDA 105-C ( TI-1-114 )	123	123	0
SALIDA 106-C ( TI-1-107 )	94	94	0
SALIDA ABSORBEDOR ( TI-1-109 )	72	72	0
ENTRADA 106-D ( TI-1-116 )	303	304	+0.33
SALIDA 106-D ( TI-1-121 )	340	340	0
<b><u>PRESION (KG/CM<sup>2</sup> g)</u></b>			
ENTRADA 101-B ( PI-5 )	36.0	36.0	0
VAPOR A PROCESO ( PIC-13 )	41.0	41.0	0
ENTRADA 104-DA ( PR-32 )	29.0	30.0	+3.5
ENTRADA 106-D ( PIC-5 )	25.5	26.0	+2.0
<b><u>FLUJOS (LBMOL/HR)</u></b>			
GAS A PROCESO ( FRC-1 )	3590.0	3560.0	-1.0
VAPOR A PROCESO ( FRC-2 )	13860.0	14150.0	+2.0
AIRE A PROCESO ( FRC-3 )	5021.64	5124.0	+2.0

### **SECCION CIRCUITO DE SINTESIS**

<b>DATOS TEMPERATURA °C</b>	<b>MEDICION</b>	<b>BASE SIMULACION o CALCULO</b>	<b>% DIFERENCIA CALCULADA Y MEDICION</b>
SALIDA 114-C ( Thi-51 )	180	180	0
SALIDA 115-C ( Thi-54 )	34	34	0
DESC. 1 <sup>er</sup> PASO 103-J ( Thi-55 )	134	134	0
SUCC. 2 <sup>a</sup> PASO 103-J ( Thi-59 )	40	40	0
SALIDA 136-C ( Thi-56 )	94	94	0
DESC. 2 <sup>a</sup> PASO 103-J ( Thi-60 )	134	134	0
SALIDA 116-C ( Thi-62 )	38	38	0
SALIDA 129-C ( Thi-128 )	7.0	15	+214
DESC. 3 <sup>er</sup> PASO 103-J ( Thi-64 )	134	144	+7.5
SALIDA 124-C ( ThW-110 )	40	40	0
SALIDA 140-C ( ThW-111 )	23.0	23.0	0
SALIDA 117-C ( ThW-112 )	2.5	3.0	+20
SALIDA 118-C ( ThW-113 )	-3.0	-3.0	0
SALIDA 120-C ( ThW-115 )	-14.0	-14.0	0
ENTRADA 119-C ( TI-1-139 )	-17.0	-6.0	-35
SALIDA 119-C ( TI-1-140 )	-24.0	-24.0	0
SUCCION 4 <sup>a</sup> PASO ( Thi-65 )	5.0	12.0	+40.0

DESCARGA 4º PASO ( ThI-66 )	13.0	20	+54
ENTRADA 105-D ( TI-1-123 )	150	150	0
SALIDA 105-D ( TI-1-124 )	306	304	-0.4
SALIDA 123-C ( ThI-72 )	176	176	0
SALIDA 121-C ( ThI-69 )	43	40	-5.0
SALIDA 139-C ( ThI-71 )	21	20	-5.0
SALIDA 125-C ( ThI-70 )	-23	-23	0

### **PRESION KG/CM<sup>2</sup> g.**

SUCCION 1 <sup>er</sup> PASO 103-J ( PRC-6 )	25.0	25.0	0
DESCARGA 1 <sup>er</sup> PASO ( PI-62 )	50	51	+2.0
SUCCION 2 <sup>er</sup> PASO ( PI-63 )	50.0	51.0	+2.0
DESCARGA 2 <sup>er</sup> PASO ( PI-64 )	95	96	+1.0
SUCCION 3 <sup>er</sup> PASO ( PI-65 )	95	96	+1.0
DESCARGA 3 <sup>er</sup> PASO ( PI-66 )	185	186	+0.5
SUCCION 4 <sup>er</sup> PASO ( PI-67 )	181.0	182.0	+0.5
DESCARGA 4 <sup>er</sup> PASO ( PI-68 )	190.0	191.0	+0.5
SALIDA 105-D ( PI-69 )	186.0	187.0	+0.5

### **FLUJOS ( LBMOL/HR )**

FIC-27 ( H <sub>2</sub> DESULFURIZACION )	136.0	0.0	
FIC-7 ( BARRIL DE BAJA 103-J )	17689.0	16395.0	-7.0
FIC-8 ( BARRIL DE ALTA 103-J )	18475.0	16394.0	-11.0
FIC-13 ( VENTEO CIRCUITO SINTESIS )	1032.0	887.0	-14.0
FR-15 ( ALIMENTACION AL REACTOR )	86480.0	81435.0	-6.0

## **SECCION DE CONVECCION Y RADIACION REFORMADOR PRIMARIO**

DATOS	MEDICION	BASE SIMULACION	% DIFERENCIA CALCULADA Y
		o CALCULO	MEDICION
<b><u>TEMPERATURA °C</u></b>			
TEMP. Gas Combustible ( FR-24 )	13.0	13.0	0
Gas Combustible Precaentado ( ThI-38 )	185.0	183.0	-1.0
ZONA TRANSICION ( TI-1-9 al 21 )	970.0	970.0	0
DUCTO CALDERA AUXILIAR ( TI-1-7 )	750.0	750.0	0
SALIDA ZONA CALIENTE ( TI-1-5/6 )	700/715	605	-13.0
ENTRADA ZONA FRIA ( TI-1-3/4 )	746/773	625	-16.0
CHIMENEA ( TI-1-1/2 )	303.0/335.0	324	-1.0

### **ANALISIS ORSAT**

<b><u>COMPOSICION</u></b>	<b><u>101-B</u></b>	<b><u>101-BAUX</u></b>	<b><u>101-B</u></b>	<b><u>101-BAUX</u></b>
	<b><u>% MOL</u></b>	<b><u>% MOL</u></b>	<b><u>% MOL</u></b>	<b><u>% MOL</u></b>
CO <sub>2</sub>	8.4	8.6	9.0	9.0
CO	0.8	1.8	1.0	1.0
O <sub>2</sub>	0.2	0.2	3.8	3.8
N <sub>2</sub>	90.6	89.4	88.2	86.2
EXCESO DE AIRE %	3.44	8.22	18.52	18.52

**FLUJOS ( LBMOL/HR )**

G.C 101-BAUX ( FI-45)	621.1	410.0	-34.0
G.C. 101-B TECHO ( FI-46)	2049.0	2100.0	+2.5
G.C. 101-B TUNEL ( FI-47)	134.0	0.00	0

**SECCION DE VAPOR DE 1500 PSI**

DATOS	MEDICION	BASE SIMULACION o CALCULO	% DIFERENCIA CALCULADA Y MEDICION
-------	----------	---------------------------------	--------------------------------------

**TEMPERATURA °C**

DEAERADOR ( ThI-86 )	112.0	112.0	0
SALIDA 123-C ( TI-1-157 )	290.0	290.0	0
SALIDA 114-C ( TI-1-156 )	287.0	287.0	0
SALIDA SERPENTIN BFW ( TI-1-155 )	284.0	284.0	0
SALIDA 101-F ( TI-1-152 )	314.0	314.0	0
SALIDA SERPENTIN HS ( TABLERO 103-JT )	475.0	475.0	0
VAPOR DE EXTRACCION MS ( TABLERO 103-JT )	365.0	372.0	+2.0

**PRESION KG/CM<sup>2</sup> q**

101-F ( PI-86 )	105.0	105.0	0
VAPOR MS ( PIC-13 )	40.0	41.5	+4.0
EXHAUSTO 103-JT ( PI-103 )	-0.888	-0.888	0

**FLUJOS ( LB/HR )**

DESCARGA 104-J'S ( FR-6 )	793000.0	683000.0	-14.0
SALIDA 101-F ( FR-23 )	644280.0	669340.0	+3.4
SALIDA 103-JC ( FI-123 )	100000.0	100000.0	0
MS IMPORTADO ( CALDERA PAQUETE )	127760.0	127760.0	0

## VII. CONCLUSIONES

Del balance de vapor reportado en la sección V podemos presentar la siguiente tabla:

PRODUCCION DE VAPOR DE ALTA PRESION ..... = 670,000.00 Lb/hr.  
 EXTRACCION DE VAPOR TURBINA 103-JT..... = 570,000.00 Lb/hr.  
 IMPORTACION DE VAPOR DE SERVICIOS AUXILIARES..... = 127,750.00 Lb/hr.  
**VAPOR TOTAL ALIMENTADO AL CABEZAL DE MEDIA PRESION: 697,750.00 Lb/hr.**

CONSUMO DE VAPOR DEL CABEZAL DE MEDIA:

VAPOR AL REFORMADOR PRIMARIO..... = 255,507.00 Lb/hr.  
 TURBINAS MS-LS..... = 55,066.00 Lb/hr.  
 VAPOR AL CONDENSADOR DE SUPERFICIE 101-JC..... = 176,212.00 Lb/hr.  
 VAPOR AL COMPRESOR 105-J..... = 118,943.00 Lb/hr.  
 VAPOR A TURBINAS DE SERVICIOS AUXILIARES..... = 31,586.00 Lb/hr.  
**VAPOR TOTAL CONSUMIDO..... = 637,314.00 Lb/hr.**

DIFERENCIA DE VAPOR ALIMENTADO - CONSUMIDO EN EL CABEZAL DE MEDIA PRESION.

**( 697,750.00 - 637,314.00 = 60,436.00 Lb/hr. )**

**EQUIVALENTE A 27.60 T/hr.**

Lo anterior representa (si se estuvieran produciendo estas 27.5 T/hr de vapor) que es una energía desperdiciada en alguna parte del proceso, para determinar donde, se propone realizar un estudio posterior.

### ANALISIS COMPARATIVO DEL HORNO Y LA SECCION DE CONVECCION DEL REFORMADOR PRIMARIO.

Producción ( 19-08-91 ), 1373 MTPD.	MMBTU/HR ( LHV ) OPERACION	MMBTU/HR ( LHV ) DISEÑO
<b>Reformador:</b>		
Calor zona radiación incluyendo raiser	338.00	333.53
Pre calentamiento carga combinada	53.00	49.37
Calentamiento aire proceso	21.00	20.6
Vapor sobrecalentado	168.00	182.1
Caldera Auxiliar	87.00	93.3
Serpentín BFW	65.00	58.7
Gas combustible	2.0	2.5
Calor total absorbido en el Reformador	734.00	740.1
Calor total liberado	882.00	831.6
Eficiencia	83.22%	89.0%
Temperatura chimenea °C	325.00	190.00

1. Se encontró que la diferencia entre el vapor de media presión ( 40 kg/cm<sup>2</sup> ) alimentado al cabezal es de 27.5 Ton/hr, lo que puede ser atribuible a:

- Fugas de vapor.
- Bajas eficiencias en las turbinas.
- Mal funcionamiento de trampas de vapor de MS → LS o HS → MS.
- Verificar lectura de vapor reportada por servicios auxiliares.
- Mal estado del aislamiento de las líneas de vapor.

2. Baja eficiencia en el horno del reformador primario.

- Baja Transferencia de calor en algunos de los serpentines.
- Pérdidas de calor por las paredes del horno.

Considerando el costo actual del gas natural en 2.00 \$/MMBTU, el tiempo en operación de la planta de 330 días:

Se tiene un costo aproximado anual por pérdidas de energía de 2.00 MM\$.

3. Discrepancia de los registros proporcionados por el proceso contra los usados en la simulación.

- En la sección de compresión de aire a proceso la gran mayoría de los indicadores de temperatura de entrada y salida a cada paso del compresor son termómetros de campo los cuales son muy susceptibles a descalibración, por lo que se recomienda:
  - Tomar lecturas comparativas con termómetros nuevos calibrados para verificación de los ya instalados .
  - Cambiarlos colocando en su lugar termopares y registrar ya sea localmente o en el cuarto de control las indicaciones.

Todo esto con el objetivo de llevar un seguimiento mas representativo del comportamiento del compresor, debe tomarse en cuenta de 1 o 2 grados centígrados equivalen a una perdida o ganancia de 1 a 3 puntos porcentuales en la eficiencia del equipo, por lo que se considera muy importante tener estas temperaturas como referencias confiables.

- A los manómetros se recomienda cambiarlos por los nuevos electrónicos ya que tanto su lectura como su mecanismo es más exacta que los analógicos existentes.
- Las mediciones de temperaturas de las camas como la salida del reformador secundario no son confiables resultando ser en realidad más altas que las reportadas.
- Circuito de Síntesis.
  - Con respecto a las temperaturas se encontraron variaciones por lo regular en ThI's y ThW's los cuales como en la sección de reformación se sugiere su cambio por instrumentos más confiables para realizar la evaluación del proceso.
  - Las presiones también presentan la misma anomalía, su escala y su funcionamiento  
 Las mediciones de flujo, FIC-7/8 ( barril de baja y alta ), FIC-13 ( venteo del circuito de síntesis ), FR-15 ( descarga del cuarto paso del compresor de síntesis ) no resultan ser confiables, cabe hacer notar que estas desviaciones son mayores del 2% tolerable para este tipo de instrumentos.
- Sección de convección y radiación del reformador primario.
  - Se tuvo problemas para ajustar lo más cercano posible los datos a los reportados, a un balance total de la sección.  
 Se tomó como fijas las temperaturas de salida del ducto del reformador primario, el ducto de la caldera auxiliar y la temperatura promedio de los gases que van a la chimenea.  
 El flujo de gas combustible se tuvo que disminuir ya que al quemarlo todo representaba una temperatura muy alta en los gases que van a la chimenea, por lo que se eligió incrementar el exceso de aire a un máximo que correspondiera a las temperaturas antes mencionadas, por lo que el análisis orsat reportado por el laboratorio tampoco resultó confiable.

- Sistema de generación de vapor.

Se recomienda que los dispositivos de indicación de temperaturas en los tableros sean actualizados, ya que representan los datos necesarios para la evaluación de la turbina del compresor de síntesis.

En lo que respecta a los flujos, el de agua alimentación al tambor de vapor 101-F resultó 14% menor que el reportado, en cambio el flujo de vapor de alta presión salida del mismo resultó ser 3.4% mayor que el reportado.

Los flujos de condensado de vapor de la turbina 103-JT así como el flujo de vapor reportado por servicios auxiliares se tomaron como base.

Tomando la eficiencia calculada del horno del reformador de 83.22% y un total de 734.00 MMBTU/HR absorbidas podemos realizar un balance económico aproximado de las ineficiencias y pérdidas energéticas encontradas en este estudio.

ABSORBIDAS	LIBERADOS	% EFICIENCIA
MMBTU/HR	MMBTU/HR	HORNO
734.00	882.00	83.22
734.00	824.00	89.00
DIFERENCIA	58.00	-6.78

Considerando el costo actual del gas natural como 2.00 \$/MMBTU,

Costo anual por pérdidas en el horno ..... = 0.92 MM\$

Costo anual por pérdidas de vapor cabezal "MS" ... = 1.08 MM\$

..... Total = 2.00 MM\$



## APENDICE A.

### MODELO DE OPTIMIZACION DEL REFORMADOR PRIMARIO

Las ecuaciones que comprenden el modelo de optimización del reformador primario, están formados por tres grupos: 1) la función objetivo declarada con  $MIN=.....$ ; 2) las ecuaciones de restricciones declaradas como  $...=0$ , o bien relaciones de desigualdad; y 3) ecuaciones auxiliares para calcular las cantidades necesarias en las ecuaciones anteriores.

Para ayudar a la convergencia, las fracciones mol calculadas por el modelo se multiplicaron por 1000, con lo cual se incrementa la sensibilidad de la función objetivo y de las restricciones que pueden ser manejados con mayor propiedad por GINO.

#### Función Objetivo

$$MIN=(YC1-81.0)^2+(YH2-724.5)^2+(YCO - 89.50)^2 + (YCO2 -100.00)^2+(YN2 -5.0)^2;$$

RESTRICCIONES	DESCRIPCION
$YC1-1000*NC1/NT=0$	Fracción mol de metano a la salida 101-B
$YH2-1000*NH2/NT=0$	Fracción mol de hidrógeno
$YCO-1000*NCO/NT=0$	Fracción mol de Monóxido de Carbono
$YCO2-1000*NCO2/NT=0$	Fracción mol de Dioxido de Carbono
$YN2-1000*NN2/NT=0$	Fracción mol de Nitrógeno
$E1>0$	Conversión de la ecuación (1)
$E1<NIC1$	
$E5>0$	Conversión de la ecuación (5)
$E5<C+E1$	

ECUACIONES AUXILIARES	DESCRIPCION
NIC1=3296	Moles iniciales de Metano
NIH2=83	Moles iniciales de Hidrógeno
NIC2=319	Moles iniciales de Etano
NIC3=21	Moles iniciales de Propano
NIC4=2	Moles iniciales de Butano
NIN2=77	Moles iniciales de N <sub>2</sub>
NIH2O=14150.6	Moles de vapor alimentadas
$B=NIH2+(5*NIC2+7*NIC3+9*NIC4)$	
$C=NICO+(2*NIC2+3*NIC3+4*NIC4)$	
NC1=NIC1-E1	Moles de metano a la salida
NH2=B+3*E1+E5	Moles de hidrógeno a la salida
NCO=C+E1-E5	Moles de Monoxido a la salida
NCO2=E5	Moles de Dioxido a la salida
NN2=NIN2	Moles de Nitrógeno a la salida
NH2O=NIH2O-C-E1-E5	Moles de vapor a la salida
NT=NC1+NH2+NCO+NCO2+NN2	Moles totales base seca a la salida
NST=NH2O+NC1+NH2+NCO+NCO2+NN2	Moles totales bh <sup>1</sup> a la salida
YS1=NC1/NST	Fracción bh de metano a la salida
YS2=NH2/NST	Fracción bh de Hidrógeno a la salida
YS3=NCO/NST	Fracción bh de CO a la salida
YS4=NCO2/NST	Fracción bh de CO <sub>2</sub> a la salida
YS5=NN2/NST	Fracción bh de N <sub>2</sub> a la salida
YS6=NH2O/NST	Fracción bh de agua a la salida

<sup>1</sup> bh=base humeda.

$$YE1=YC1/1000$$

$$YE2=YH2/1000$$

$$YE3=YCO/1000$$

$$YE4=YCO2/1000$$

$$YE5=YN2/1000$$

---

Comentarios:

- El valor de la función objetivo es el ERROR que hay entre la fracción MOL (base seca) calculada por este modelo y la reportada por el laboratorio.
  - Los valores de las fracciones mol de cada componente que aparecen en la solución en primer término fueron multiplicadas por 1000 para que los parámetros calculados se encontraran más cercanos a los reportados por el laboratorio.
  - Se acondicionó el modelo para que se sustituyeran las moles iniciales de cada componente de la alimentación al reformador primario, además de los datos de fracción mol reportadas.
  - Los valores de las fracción mol en base húmeda encontrados se utilizan para el calculo del reformador secundario.
- 

## SOLUCION DEL MODELO

Valor de la Función Objetivo : = 345.056066

---

VARIABLE	VALOR	DESCRIPCION
E1	2243.38	
E5	1583.48	
YC1	73.92	Fracción Mol de Metano x 1000
YH2	713.31	Fracción Mol de Hidrógeno x 1000

YCO	96.13	Fracción Mol de Monoxido x 1000
YCO2	111.21	Fracción Mol de Dioxido x 1000
YN2	5.40	Fracción Mol de Nitrógeno x 1000
YE1	.074	Fracción Metano base seca
YE2	.713	Hidrógeno
YE3	.096	Monoxido
YE4	.111	Dioxido
YE5	.005	Nitrógeno
NH2O	9614.73	Moles de agua a la salida
NC1	1052.61	Moles de Metano a la salida
NH2	10156.62	Moles de Hidrógeno a la salida
NCO	1368.89	Moles de Monoxido a la salida
NCO2	1583.48	Moles de Dioxido a la salida
NN2	77.00	Moles de Nitrógeno a la salida
NT	14238.63	Moles totales base seca salida
NST	23853.36	Moles totales a la salida base húmeda
YS1	.044	Fracción Metano base húmeda
YS2	.426	Hidrógeno
YS3	.057	Monoxido
YS4	.066	Dioxido
YS5	.003	Nitrógeno
YS6	.403	Agua
B	1843.00	
C	709.00	

---

**APENDICE B.**

**MODELO DE OPTIMIZACION DEL REFORMADOR SECUNDARIO.**

**Función Objetivo**

$$\text{MIN}=(\text{YN2}-217.7)^2+(\text{YH2}-586.7)^2+(\text{YCO}-115.4)^2+(\text{YCO2}-79.1)^2+(\text{YCH4}-1.1)^2$$

<b>RESTRICCIONES</b>	<b>DESCRIPCION</b>
YN2-NN2/B=0	Fracción mol de nitrógeno a la salida del 103-D
YH2-NH2/B=0	Fracción mol de hidrogeno
YCO-NCO/B=0	Fracción mol de monoxido de carbono
YCO2-NCO2/B=0	Fracción mol de dióxido de carbono
YCH4-NCH4/B=0	Fracción mol de metano
E7>0	Conversión ecuación (22)
E7<N° <sub>CO2</sub>	
E8>0	Conversión ecuación (23)
E8<N° <sub>CH4</sub> - E7	

<b>ECUACIONES AUXILIARES</b>	<b>DESCRIPCION</b>
NIN2=4055	Moles iniciales de nitrógeno
NIH2=10157	Moles iniciales de hidrogeno
NICO=1369	Moles iniciales de monoxido
NICO2=2112	Moles iniciales de dióxido
NICH4=524	Moles iniciales de metano
NIO2=1058	Moles iniciales de oxigeno
NIH2O=10710	Moles iniciales de vapor

$B=(Z+2E7+3E8)/100$	
$Z=NIN2+NIH2+NICO+NICO2+NICH4$	
$NCH4 = NICH4 - E6 - E7 - E8$	Moles de metano a la salida
$NH2 = NIH2 + 2 \cdot E7 + 3 \cdot E8$	Moles de hidrogeno a la salida
$NCO = NICO + 2 \cdot E7 + E8$	Moles de monoxido a la salida
$NCO2 = NICO2 + E6 - E7$	Moles de dióxido a la salida
$NN2 = NIN2$	Moles de nitrogeno a la salida
$NO2 = NIO2 - 2 \cdot E6$	Moles de oxigeno a la salida
$NH2O = NIH2O + 2E6 - E8$	Moles de agua a la salida
$BS=NN2+NH2+NCO+NCO2+NCH4$	Moles totales base seca
$BH=NN2+NH2+NCO+NCO2+NCH4+NH2O$	Moles totales base húmeda
$YSN2=NN2/BS$	Fracción mol nitrogeno base seca
$YSH2=NH2/BS$	Fracción mol hidrogeno
$YSCO=NCO/BS$	Fracción mol monoxido
$YSCO2=NCO2/BS$	Fracción mol dióxido
$YSCH4=NCH4/BS$	Fracción mol metano
$YHN2=NN2/BH$	Fracción mol nitrogeno base húmeda
$YHH2=NH2/BH$	Fracción mol hidrogeno
$YHCO=NCO/BH$	Fracción mol monoxido
$YHCO2=NCO2/BH$	Fracción mol dióxido
$YHCH4=NCH4/BH$	Fracción mol metano
$YHH2O=NH2O/BH$	Fracción mol agua

---

Comentarios:

- Las fracciones Mol calculadas se emplean para el cálculo del Mutador de alta temperatura en la simulación.

- Aquí también se empleo el factor de 1000 en las fracciones mol de salida reportadas por el laboratorio, para disminuir el error en la función objetivo.
- El flujo de gas de proceso se aumento debido a que con el flujo que indicaba FRC-1, el modelo reportaba a la salida del reformador secundario 0.0; se tomo el criterio de que la salida de este reactor seria la reportada por el laboratorio (0.011).

## SOLUCION DEL MODELO

Valor de la función objetivo: = 153.458001

VARIABLE	VALOR	DESCRIPCION
YN2	210.399282	Fracción mol N <sub>2</sub> calculada x 1000
YH2	581.795753	Fracción mol H <sub>2</sub> calculada x 1000
YCO	120.633008	Fracción mol CO calculada x 1000
YCO2	86.080069	Fracción mol CO <sub>2</sub> calculada x 1000
YCH4	1.091886	Fracción mol CH <sub>4</sub> calculada x 1000
B	19.272879	
Z	18217.000000	
E7	452.989212	Conversión ecuación
E8	49.966995	Conversión ecuación
NIN2	4055.000000	Moles iniciales
NIH2	10157.000000	"
NICO	1369.000000	"
NICO2	2112.000000	"
NICH4	524.000000	"
NN2	4055.000009	Moles finales

NH2	11212.879435	"
NCO	2324.945425	"
NCO2	1659.010791	"
NCH4	21.043793	"
NH2O	10660.033005	"
NIH2O	10710.000000	Moles iniciales
BS	19272.879453	Moles totales base seca
BH	29932.912459	Moles totales base húmeda
YSN2	.210399	Fracción Mol base seca
YSH2	.581796	"
YSCO	.120633	"
YSCO2	.086080	"
YSCH4	.001092	"
YHN2	.135470	Fracción Mol base húmeda
YHH2	.374600	"
YHCO	.077672	"
YHCO2	.055424	"
YHCH4	.000703	"
YHH2O	.356131	"

---

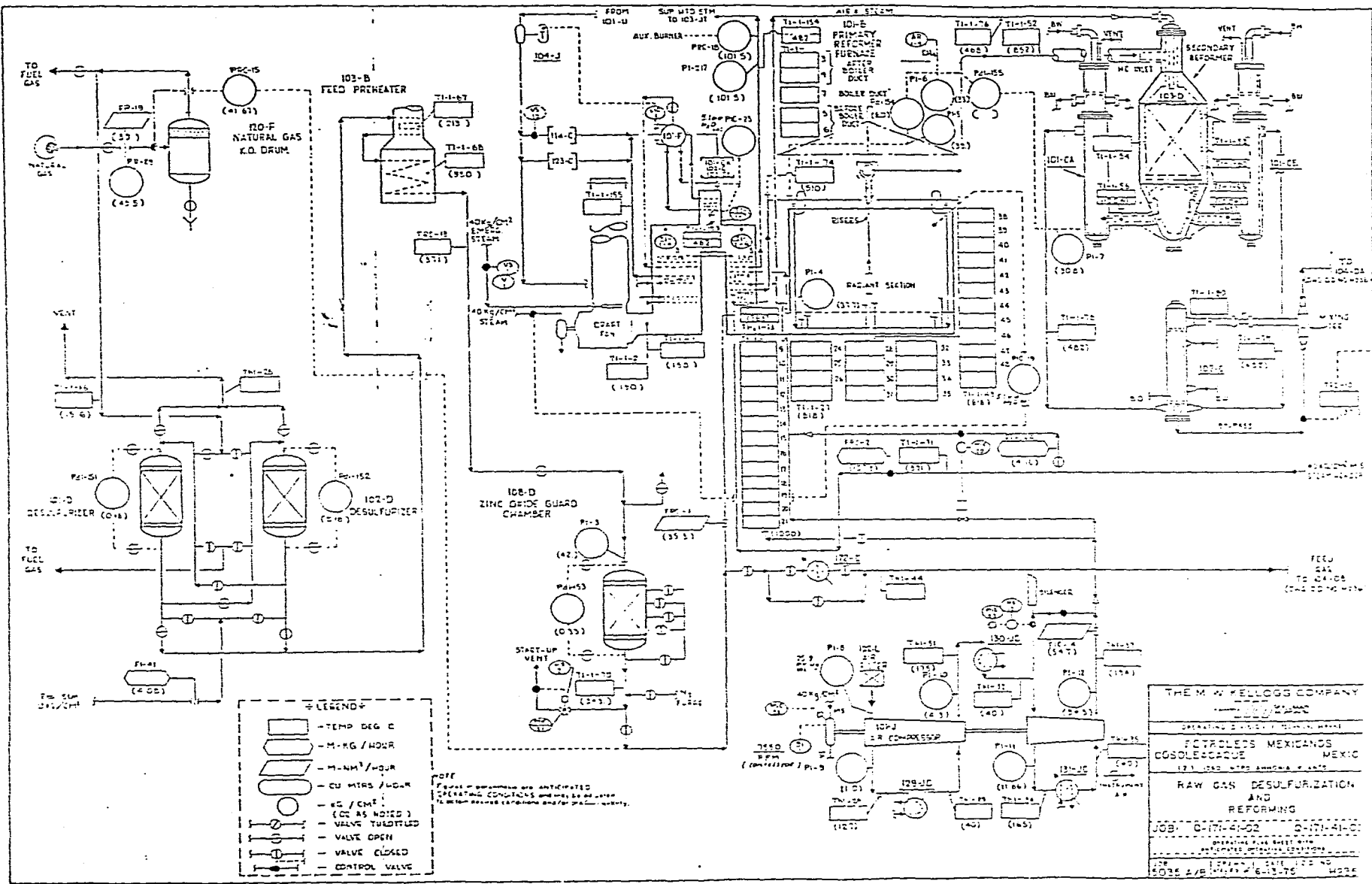


## **APENDICE C**

### **DIAGRAMAS DE DISEÑO DE LAS CUATRO SECCIONES DEL PROCESO**

## **APENDICE C**

### **DIAGRAMAS DE DISEÑO DE LAS CUATRO SECCIONES DEL PROCESO**



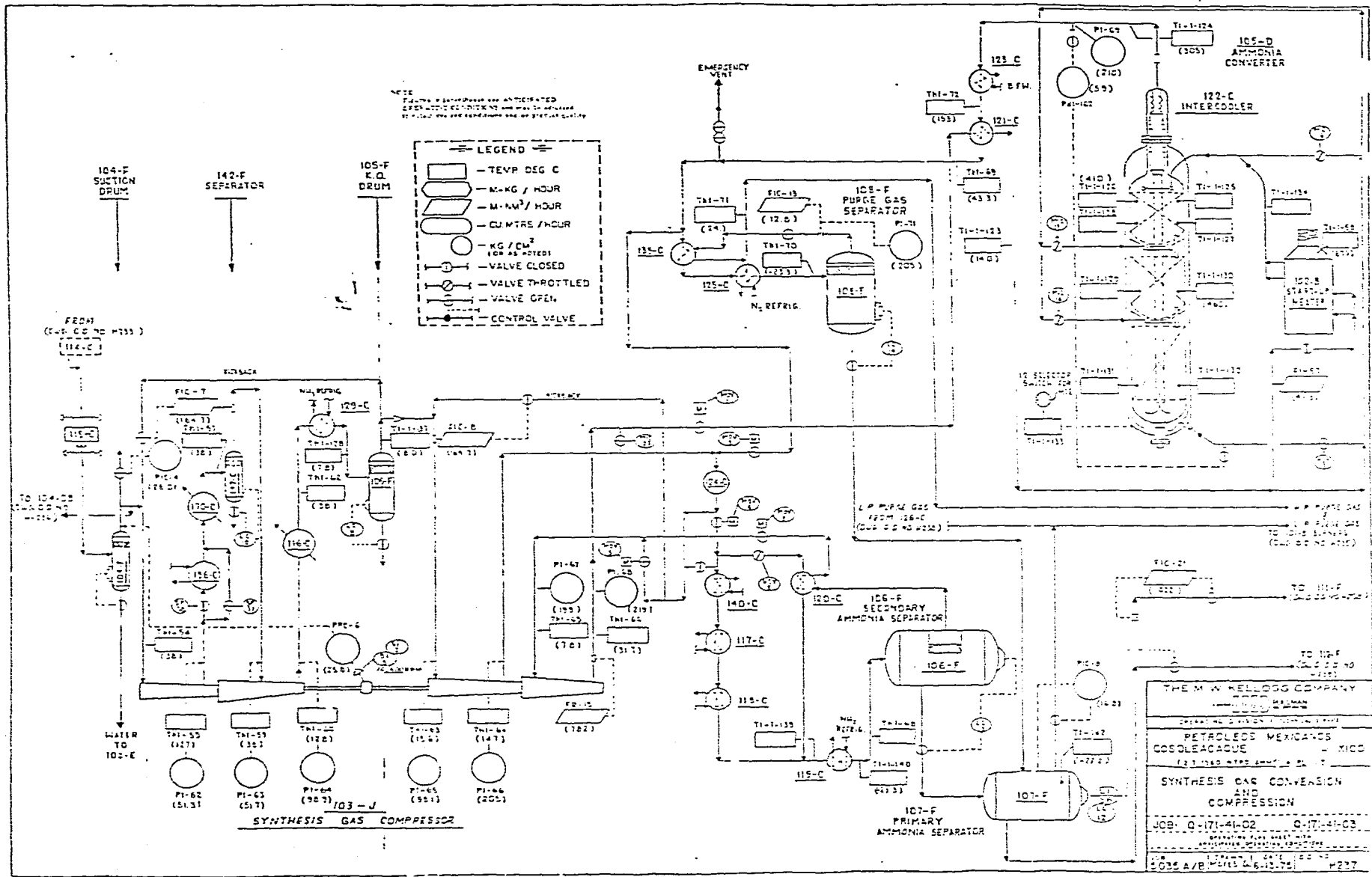
**LEGEND**

	- TEMP DEG C
	- M <sup>3</sup> /HOUR
	- M <sup>3</sup> /HOUR
	- CU MTRS / HOUR
	- KG / CM <sup>2</sup> (CG AS NOTED)
	- VALVE THROTTLED
	- VALVE OPEN
	- VALVE CLOSED
	- CONTROL VALVE

**NOTE**  
 Flows in parentheses are anticipated  
 operating conditions and may be subject  
 to minor revised conditions and/or process activity.

THE M. W. KELLOGG COMPANY  
 PETROLEUM REFINING  
 PETROLEOS MEXICANOS  
 ROSOLEOCARQUE MEXICO  
 121, 122, 123, 124, 125, 126, 127, 128, 129, 130, 131, 132, 133, 134, 135, 136, 137, 138, 139, 140, 141, 142, 143, 144, 145, 146, 147, 148, 149, 150, 151, 152, 153, 154, 155, 156, 157, 158, 159, 160, 161, 162, 163, 164, 165, 166, 167, 168, 169, 170, 171, 172, 173, 174, 175, 176, 177, 178, 179, 180, 181, 182, 183, 184, 185, 186, 187, 188, 189, 190, 191, 192, 193, 194, 195, 196, 197, 198, 199, 200, 201, 202, 203, 204, 205, 206, 207, 208, 209, 210, 211, 212, 213, 214, 215, 216, 217, 218, 219, 220, 221, 222, 223, 224, 225, 226, 227, 228, 229, 230, 231, 232, 233, 234, 235, 236, 237, 238, 239, 240, 241, 242, 243, 244, 245, 246, 247, 248, 249, 250, 251, 252, 253, 254, 255, 256, 257, 258, 259, 260, 261, 262, 263, 264, 265, 266, 267, 268, 269, 270, 271, 272, 273, 274, 275, 276, 277, 278, 279, 280, 281, 282, 283, 284, 285, 286, 287, 288, 289, 290, 291, 292, 293, 294, 295, 296, 297, 298, 299, 300, 301, 302, 303, 304, 305, 306, 307, 308, 309, 310, 311, 312, 313, 314, 315, 316, 317, 318, 319, 320, 321, 322, 323, 324, 325, 326, 327, 328, 329, 330, 331, 332, 333, 334, 335, 336, 337, 338, 339, 340, 341, 342, 343, 344, 345, 346, 347, 348, 349, 350, 351, 352, 353, 354, 355, 356, 357, 358, 359, 360, 361, 362, 363, 364, 365, 366, 367, 368, 369, 370, 371, 372, 373, 374, 375, 376, 377, 378, 379, 380, 381, 382, 383, 384, 385, 386, 387, 388, 389, 390, 391, 392, 393, 394, 395, 396, 397, 398, 399, 400, 401, 402, 403, 404, 405, 406, 407, 408, 409, 410, 411, 412, 413, 414, 415, 416, 417, 418, 419, 420, 421, 422, 423, 424, 425, 426, 427, 428, 429, 430, 431, 432, 433, 434, 435, 436, 437, 438, 439, 440, 441, 442, 443, 444, 445, 446, 447, 448, 449, 450, 451, 452, 453, 454, 455, 456, 457, 458, 459, 460, 461, 462, 463, 464, 465, 466, 467, 468, 469, 470, 471, 472, 473, 474, 475, 476, 477, 478, 479, 480, 481, 482, 483, 484, 485, 486, 487, 488, 489, 490, 491, 492, 493, 494, 495, 496, 497, 498, 499, 500, 501, 502, 503, 504, 505, 506, 507, 508, 509, 510, 511, 512, 513, 514, 515, 516, 517, 518, 519, 520, 521, 522, 523, 524, 525, 526, 527, 528, 529, 530, 531, 532, 533, 534, 535, 536, 537, 538, 539, 540, 541, 542, 543, 544, 545, 546, 547, 548, 549, 550, 551, 552, 553, 554, 555, 556, 557, 558, 559, 560, 561, 562, 563, 564, 565, 566, 567, 568, 569, 570, 571, 572, 573, 574, 575, 576, 577, 578, 579, 580, 581, 582, 583, 584, 585, 586, 587, 588, 589, 590, 591, 592, 593, 594, 595, 596, 597, 598, 599, 600, 601, 602, 603, 604, 605, 606, 607, 608, 609, 610, 611, 612, 613, 614, 615, 616, 617, 618, 619, 620, 621, 622, 623, 624, 625, 626, 627, 628, 629, 630, 631, 632, 633, 634, 635, 636, 637, 638, 639, 640, 641, 642, 643, 644, 645, 646, 647, 648, 649, 650, 651, 652, 653, 654, 655, 656, 657, 658, 659, 660, 661, 662, 663, 664, 665, 666, 667, 668, 669, 670, 671, 672, 673, 674, 675, 676, 677, 678, 679, 680, 681, 682, 683, 684, 685, 686, 687, 688, 689, 690, 691, 692, 693, 694, 695, 696, 697, 698, 699, 700, 701, 702, 703, 704, 705, 706, 707, 708, 709, 710, 711, 712, 713, 714, 715, 716, 717, 718, 719, 720, 721, 722, 723, 724, 725, 726, 727, 728, 729, 730, 731, 732, 733, 734, 735, 736, 737, 738, 739, 740, 741, 742, 743, 744, 745, 746, 747, 748, 749, 750, 751, 752, 753, 754, 755, 756, 757, 758, 759, 760, 761, 762, 763, 764, 765, 766, 767, 768, 769, 770, 771, 772, 773, 774, 775, 776, 777, 778, 779, 780, 781, 782, 783, 784, 785, 786, 787, 788, 789, 790, 791, 792, 793, 794, 795, 796, 797, 798, 799, 800, 801, 802, 803, 804, 805, 806, 807, 808, 809, 810, 811, 812, 813, 814, 815, 816, 817, 818, 819, 820, 821, 822, 823, 824, 825, 826, 827, 828, 829, 830, 831, 832, 833, 834, 835, 836, 837, 838, 839, 840, 841, 842, 843, 844, 845, 846, 847, 848, 849, 850, 851, 852, 853, 854, 855, 856, 857, 858, 859, 860, 861, 862, 863, 864, 865, 866, 867, 868, 869, 870, 871, 872, 873, 874, 875, 876, 877, 878, 879, 880, 881, 882, 883, 884, 885, 886, 887, 888, 889, 890, 891, 892, 893, 894, 895, 896, 897, 898, 899, 900, 901, 902, 903, 904, 905, 906, 907, 908, 909, 910, 911, 912, 913, 914, 915, 916, 917, 918, 919, 920, 921, 922, 923, 924, 925, 926, 927, 928, 929, 930, 931, 932, 933, 934, 935, 936, 937, 938, 939, 940, 941, 942, 943, 944, 945, 946, 947, 948, 949, 950, 951, 952, 953, 954, 955, 956, 957, 958, 959, 960, 961, 962, 963, 964, 965, 966, 967, 968, 969, 970, 971, 972, 973, 974, 975, 976, 977, 978, 979, 980, 981, 982, 983, 984, 985, 986, 987, 988, 989, 990, 991, 992, 993, 994, 995, 996, 997, 998, 999, 1000







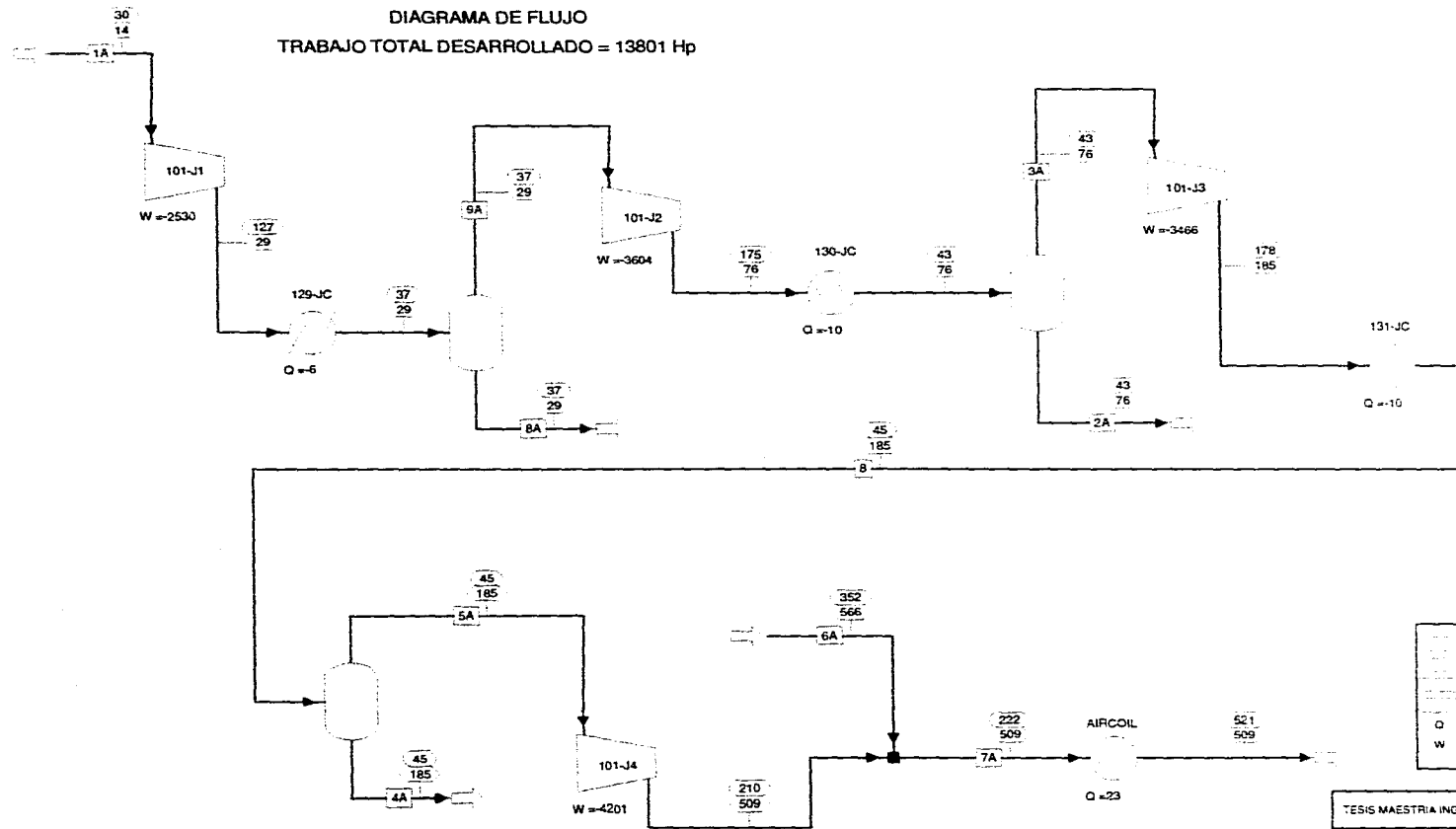


## **APENDICE D**

# **RESULTADOS DE LA SIMULACION DEL COMPRESOR DE AIRE**



**COMPRESOR AIRE DE PROCESO**  
**DIAGRAMA DE FLUJO**  
**TRABAJO TOTAL DESARROLLADO = 13801 Hp**



---	Temperature (C)
---	Pressure (PSI)
---	Heat duty (MMBTU/HR)
---	Power (HP)
Q	Heat duty (MMBTU/HR)
W	Power (HP)

TESIS MAESTRIA ING. QUIMICA (PROCESOS)

PEMEX PETROQUIMICA  
 COMPLEJO PETROQUIMICO COSOLEACAQUE  
 PLANTA #4 AMONIACO 1360 MTPD  
 BALANCE COMPRESOR AIRE PROCESO

ELASORO, SALVADOR VINAY VADILLO

TESIS  
 PLANTA DE AMONIACO 4  
 COSOLEACAQUE

BALANCE DE MATERIALES

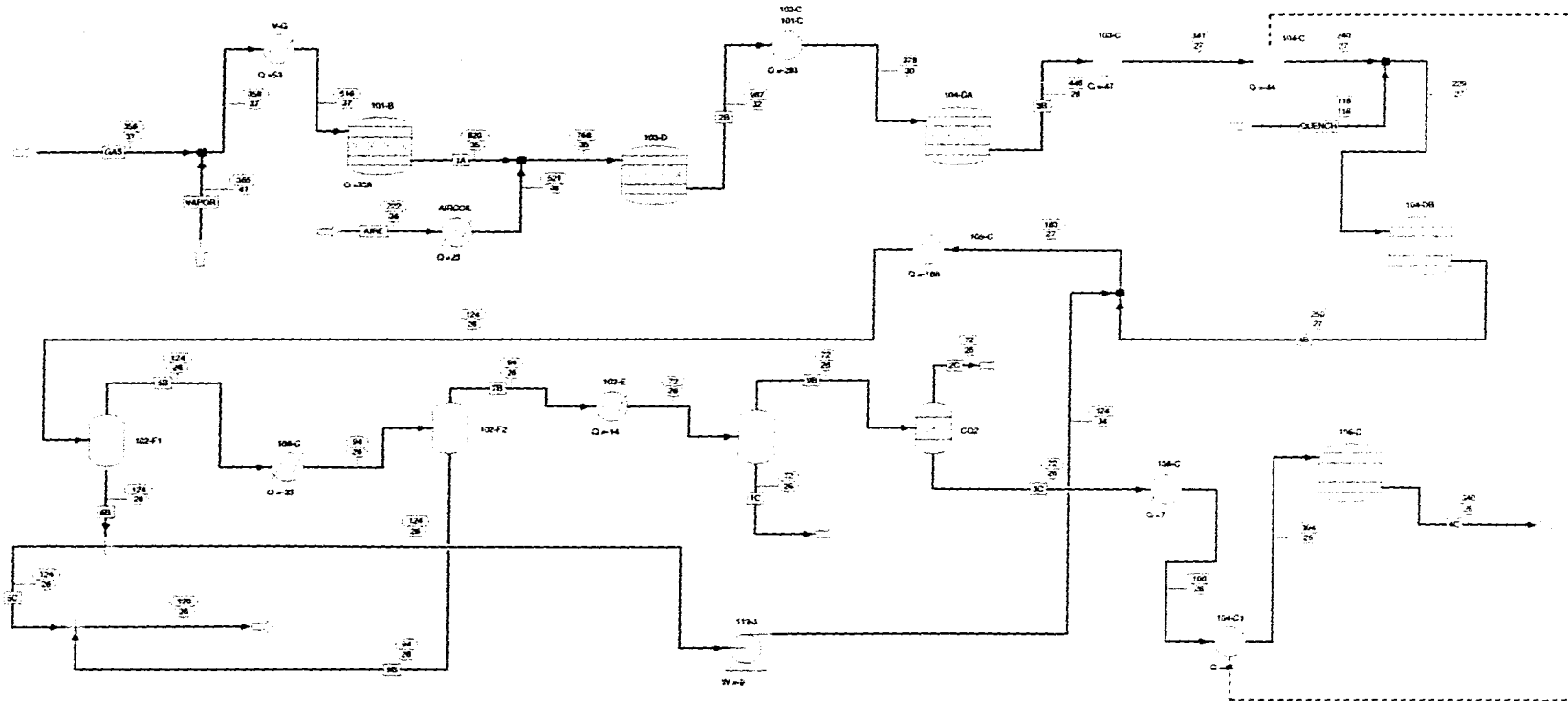
COMPRESOR AIRE DE PROCESO

Corriente	1A	8A	9A	2A	3A	4A	5A	6A	7A
Fase	VAPOR	LIQUIDO	VAPOR	LIQUIDO	VAPOR	LIQUIDO	VAPOR	VAPOR	VAPOR
Flujo Molar LBMOL/HR									
N2	3977.51	0.00	3977.51	0.00	3977.51	0.01	3977.50	0.00	3977.50
AR	50.99	0.00	50.99	0.00	50.99	0.00	50.99	0.00	50.99
O2	1058.00	0.00	1058.00	0.00	1058.00	0.00	1058.00	0.00	1058.00
H2O	172.29	7.48	164.81	79.93	84.88	46.74	38.13	561.76	599.89
Flujo Total LBMOL/HR	5258.79	7.48	5251.31	79.93	5171.37	46.75	5124.62	561.76	5686.38
Flujo Total LB/HR	150419.00	134.83	150285.00	1440.03	148845.00	842.35	148002.00	10120.26	158123.00
Temperatura C	30.00	37.02	37.02	43.00	43.00	45.00	45.00	352.00	221.87
Presión KG/SQCM	0.99	2.04	2.04	5.35	5.35	13.00	13.00	39.78	35.80
Fracc. Vapor	1.00	0.00	1.00	0.00	1.00	0.00	1.00	1.00	1.00
Fracc. Liquida	0.00	1.00	0.00	1.00	0.00	1.00	0.00	0.00	0.00
PM Promedio	28.60	18.02	28.62	18.02	28.78	18.02	28.88	18.02	27.81
*** TOTAL SECA ***									
Mol Fracc.									
N2	0.782		0.782	0.747	0.782	0.748	0.782		0.782
AR	0.010		0.010	0.011	0.010	0.011	0.010		0.010
O2	0.208		0.208	0.242	0.208	0.241	0.208		0.208

## **APENDICE E**

### **RESULTADOS DE LA SIMULACION DE LA SECCION DE REFORMACION Y ELIMINACION DE CO<sub>2</sub>**

SECCION DE REFORMACION Y ELIMINACION DE CO2  
 DIAGRAMA DE FLUJO



—	Temperature (°C)
—	Pressure (kgf/cm <sup>2</sup> abs)
—	Heat duty (MMBTU/hr)
—	Power (HP)
Q	Heat duty (MMBTU/hr)
W	Power (HP)

TESIS MAESTRIA ING. QUIMICA (PROCESOS)
PEMEX PETROQUIMICA
COMPLEX PETROQUIMICO USOLENACQUE
PLANTA #4 DE AMONIACO 1300 MTPD
SECCION DE REFORMACION Y ELIMINACION DE CO2
ELABORADO: SALVADOR PINA Y VALEJO



Corriente	GAS	VAPOR	1A	AIRE	2B	3B	QUENCH
Fase	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	LIQUIDO
Flujo Molar LBMOL/HR							
H2	77.96	0.00	9324.78	0.00	10449.63	11936.16	0.00
N2	72.62	0.00	72.62	3977.51	4050.13	4050.13	0.00
CH4	3089.01	0.00	1084.48	0.00	19.52	19.52	0.00
AR	0.00	0.00	0.00	50.99	50.99	50.99	0.00
CO	0.00	0.00	1085.69	0.00	2104.67	618.14	0.00
CO2	0.00	0.00	1583.50	0.00	1629.48	3116.01	0.00
O2	0.00	0.00	0.00	1058.00	0.00	0.00	0.00
C2H6	298.68	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C3H8	19.58	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
IC4H10	2.14	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H2O	0.00	14150.60	9897.91	600.00	11502.97	10016.44	249.65
Flujo Total LBMOL/HR	3560.00	14150.60	23048.98	5686.50	29807.39	29807.39	249.65
Flujo Total LB/HR	61716.78	254927.00	316644.00	158125.00	474769.00	474769.00	4497.56
Temperatura C	356.00	365.00	820.00	222.00	987.00	446.00	117.80
Presión KG/SQCM	37.20	41.33	34.61	36.16	31.51	27.79	116.13
Fracc. Vapor	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	0.00
Fracc. Liquida	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	1.00
PM Promedio	17.34	18.02	13.74	27.81	15.93	15.93	18.02
*** TOTAL SECO ***							
Fracc. Mol							
H2	0.022		0.709	0.000	0.571	0.603	
N2	0.020		0.006	0.782	0.221	0.205	
CH4	0.868		0.082	0.000	0.001	0.001	
AR	0.000		0.000	0.010	0.003	0.003	
CO	0.000		0.083	0.000	0.115	0.031	
CO2	0.000		0.120	0.000	0.089	0.157	
O2	0.000		0.000	0.208	0.000	0.000	
C2H6	0.084		0.000	0.000	0.000	0.000	
C3H8	0.006		0.000	0.000	0.000	0.000	
IC4H10	0.001		0.000	0.000	0.000	0.000	

Corriente	4B	5B	6B	7B	8B	9B	1C
Fase	VAPOR	VAPOR	LIQUIDO	VAPOR	LIQUIDO	VAPOR	LIQUIDO
Flujo Molar LBMOL/HR							
H2	12501.75	12501.48	0.34	12501.45	0.03	12501.45	0.00
N2	4050.13	4050.05	0.10	4050.05	0.01	4050.04	0.00
CH4	19.52	19.52	0.00	19.52	0.00	19.52	0.00
AR	50.99	50.98	0.01	50.98	0.00	50.98	0.00
CO	52.54	52.54	0.00	52.54	0.00	52.54	0.00
CO2	3681.60	3680.18	1.73	3680.00	0.18	3679.96	0.04
O2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C2H6	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C3H8	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
IC4H10	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H2O	9700.50	2000.08	9340.21	669.50	1330.58	272.46	397.04
Flujo Total LBMOL/HR	30057.04	22354.83	9342.38	21024.03	1330.79	20626.95	397.08
Flujo Total LB/HR	479266.00	340475.00	168346.00	316496.00	23979.02	309341.00	7154.58
Temperatura C	250.48	124.00	124.00	94.00	94.00	72.00	72.00
Presión KG/SQCM	26.66	26.35	26.35	26.35	26.35	26.04	26.04
Fracc. Vapor	1.00	1.00	0.00	1.00	0.00	1.00	0.00
Fracc. Liquida	0.00	0.00	1.00	0.00	1.00	0.00	1.00
PM Promedio	15.95	15.23	18.02	15.05	18.02	15.00	18.02
*** TOTAL SECO ***							
Fracc. Mol							
H2	0.614	0.614	0.155	0.614	0.117	0.614	0.091
N2	0.199	0.199	0.046	0.199	0.031	0.199	0.022
CH4	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001
AR	0.003	0.003	0.004	0.003	0.004	0.003	0.003
CO	0.003	0.003	0.000	0.003	0.000	0.003	0.000
CO2	0.181	0.181	0.794	0.181	0.847	0.181	0.882
O2	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C2H6	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C3H8	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
IC4H10	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

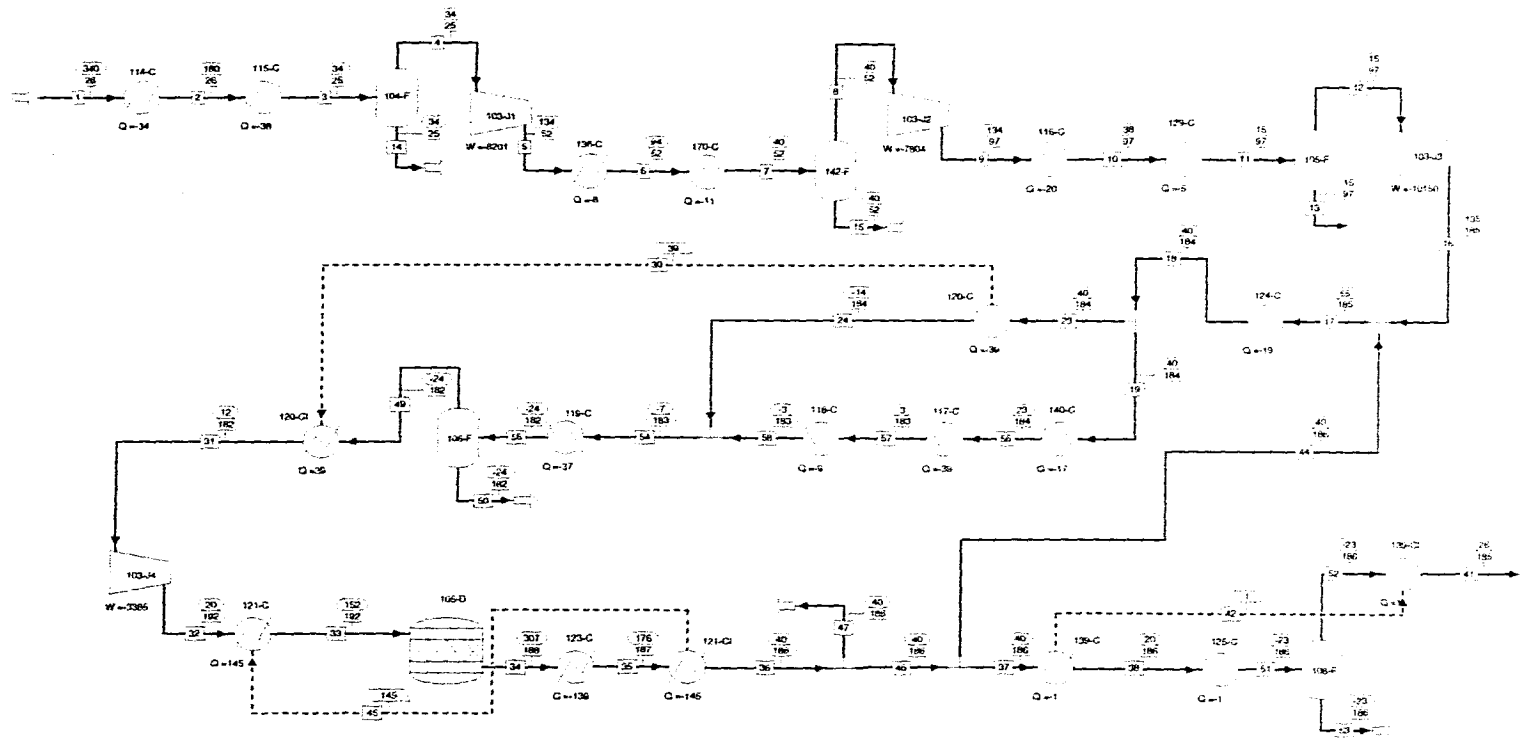
Corriente Fase	2C VAPOR	3C MEZCLA	4C VAPOR	5C LIQUIDO
Flujo Molar LBMOL/HR				
H2	0.00	12501.45	12199.55	0.28
N2	0.00	4050.04	4050.04	0.08
CH4	0.00	19.52	108.13	0.00
AR	0.00	50.98	50.98	0.01
CO	0.00	52.54	0.00	0.00
CO2	3643.89	36.07	0.00	1.42
O2	0.00	0.00	0.00	0.00
C2H6	0.00	0.00	0.00	0.00
C3H8	0.00	0.00	0.00	0.00
IC4H10	0.00	0.00	0.00	0.00
H2O	0.00	272.46	397.14	7700.43
Flujo Total LBMOL/HR	3643.89	16983.06	16805.84	7702.22
Flujo Total LB/HR	160367.00	148975.00	148975.00	138791.00
Temperatura C	72.00	72.00	340.00	124.00
Presión KG/SQCM	26.04	26.04	25.73	26.35
Fracc. Vapor	1.00	1.00	1.00	0.00
Fracc. Liquida	0.00	0.00	0.00	1.00
PM Promedio	44.01	8.77	8.86	18.02
*** TOTAL SECO ***				
Fracc. Mol				
H2	0.000	0.748	0.743	0.155
N2	0.000	0.242	0.247	0.046
CH4	0.000	0.001	0.007	0.001
AR	0.000	0.003	0.003	0.004
CO	0.000	0.003	0.000	0.000
CO2	1.000	0.002	0.000	0.794
O2	0.000	0.000	0.000	0.000
C2H6	0.000	0.000	0.000	0.000
C3H8	0.000	0.000	0.000	0.000
IC4H10	0.000	0.000	0.000	0.000



**APENDICE F**

**RESULTADOS DE LA SIMULACION DE LA SECCION DE  
SINTESIS**

SECCION DE SINTESIS  
 DIAGRAMA DE FLUJO



---	Temperature (C)
---	Pressure (KG/SQCM)
---	Heat duty (MMBTU/HR)
---	Power (HP)
□	Heat duty (MMBTU/HR)
W	Power (HP)

TESIS MAESTRIA ING. QUIMICA (PROCESOS)  
 PEMEX-PETROQUIMICA  
 COMPLEJO PETROQUIMICO COSOLEACAQUE  
 PLANTA #4 AMONACO 1360 MTPD  
 BALANCE DEL CIRCUITO DE SINTESIS  
 ELABORO: SALVADOR VINAY VADILLO

INSTITUTO TECNOLÓGICO DE GUATEMALA  
 ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA  
 TESIS DE MAESTRÍA EN INGENIERÍA QUÍMICA  
 SALVADOR VINAY VADILLO  
 2018

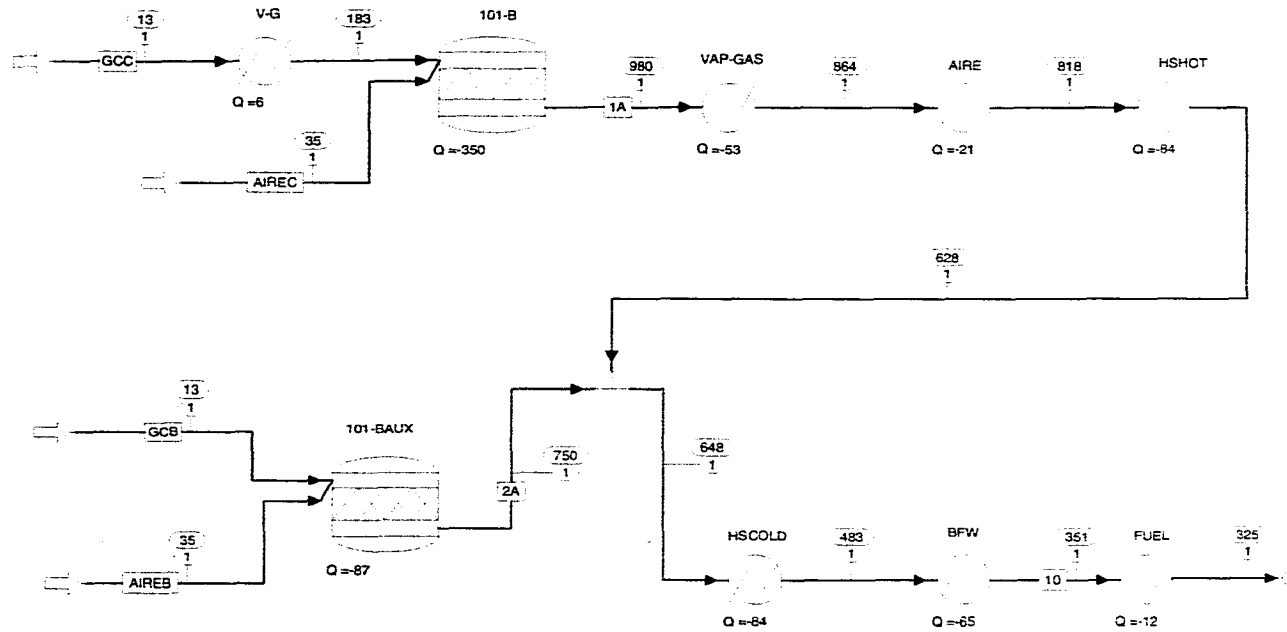
Corriente	1	14	4	8	15	12	13
Fase	VAPOR	LIQUIDO	VAPOR	VAPOR	LIQUIDO	VAPOR	LIQUIDO
Flujo Molar	LBMOL/HR						
H2	12199.36	0.00	12199.36	12199.36	0.00	12199.36	0.00
N2	4050.21	0.00	4050.21	4050.21	0.00	4050.21	0.00
CH4	107.56	0.00	107.56	107.56	0.00	107.56	0.00
AR	50.42	0.00	50.42	50.42	0.00	50.42	0.00
H2O	398.30	366.28	32.02	23.96	8.06	3.40	20.56
NH3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Flujo Total	LBMOL/HR						
Flujo Total	16805.84	366.28	16439.56	16431.50	8.06	16410.94	20.56
Flujo Total	LB/HR						
Flujo Total	148968.00	6598.58	142369.00	142224.00	145.28	141854.00	370.31
Temperatura C	340.00	34.00	34.00	40.00	40.00	15.00	15.00
Presión	KG/SQCM						
Presión	25.73	25.43	25.43	51.54	51.54	96.85	96.85
Fracc. Vapor	1.00	0.00	1.00	1.00	0.00	1.00	0.00
Fracc. liquida	0.00	1.00	0.00	0.00	1.00	0.00	1.00
PM. Promedio	8.86	18.02	8.66	8.66	18.02	8.64	18.02
*** TOTAL SECA ***							
Fracc. Mol							
H2	0.744	0.767	0.744	0.744	0.768	0.744	0.787
N2	0.247	0.158	0.247	0.247	0.161	0.247	0.135
CH4	0.007	0.036	0.007	0.007	0.035	0.007	0.034
AR	0.003	0.038	0.003	0.003	0.036	0.003	0.043
NH3	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

Corriente	23	49	50	34	47	41	53
Fase	VAPOR	VAPOR	LIQUIDO	VAPOR	VAPOR	VAPOR	LIQUIDO
Flujo Molar LBMOL/HR							
H2	17781.98	55090.24	0.10	43809.23	325.83	592.42	0.00
N2	5665.25	17550.31	1.20	13790.36	102.57	186.47	0.02
CH4	1614.61	4999.55	2.69	4999.47	37.18	67.56	0.05
AR	754.01	2334.54	1.45	2334.50	17.36	31.54	0.03
H2O	1.10	0.01	3.40	0.01	0.00	0.00	0.00
NH3	2849.05	1495.72	7330.92	9015.61	67.05	17.30	104.61
Flujo Total LBMOL/HR	28666.00	81470.36	7339.76	73949.17	550.00	895.29	104.71
Flujo Total LB/HR	299114.00	801640.00	125046.00	801635.00	5962.19	9056.36	1783.99
Temperatura C	40.00	-24.00	-24.00	306.85	40.00	25.70	-22.80
Presión KG/SQCM	184.41	182.08	182.08	187.76	186.08	185.45	185.59
Fracc. Vapor	1.00	1.00	0.00	1.00	1.00	1.00	0.00
Fracc. liquida	0.00	0.00	1.00	0.00	0.00	0.00	1.00
PM. Promedio	10.43	9.84	17.04	10.84	10.84	10.12	17.04
*** TOTAL SECA ***							
Fracc. Mol							
H2	0.620	0.676	0.000	0.592	0.592	0.662	0.000
N2	0.198	0.215	0.000	0.186	0.186	0.208	0.000
CH4	0.056	0.061	0.000	0.068	0.068	0.075	0.000
AR	0.026	0.029	0.000	0.032	0.032	0.035	0.000
NH3	0.099	0.018	0.999	0.122	0.122	0.019	0.999

## **APENDICE G**

### **RESULTADOS DE LA SIMULACION DEL HORNO DEL REFORMADOR PRIMARIO**

HORNO DE CONVECCION Y RADIACION DEL REFORMADOR PRIMARIO  
 DIAGRAMA DE FLUJO



	Temperature (C)
	Pressure (KG/SQCM)
	Heat duty (MMBTU/HR)
	Power (HP)
	Heat duty (MMBTU/HR)
	Power (HP)

TESIS MAESTRIA ING. QUIMICA (PROCESOS) PEMEX-PETROQUIMICA COMPLEJO PETROQUIMICO COSOLEACAQUE PLANTA #4 AMONIACO 1360 MTPD HORNO DE CONVECCION Y RADIACION REFORMADOR PRIMARIO ELABORO: SALVADOR VINAY VADILLO
--

Corriente Fase	GCC VAPOR	AIREC MEZCLA	1A VAPOR	GCB VAPOR	AIREB MEZCLA	2A VAPOR	10 VAPOR
Flujo Molar LBMOL/HR							
N2	24.36	19571.78	19596.14	4.76	3823.73	3828.48	23424.62
CH4	1880.55	0.00	0.00	367.16	0.00	0.00	0.00
AR	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO	0.00	0.00	228.52	0.00	0.00	44.62	273.14
CO2	0.00	0.00	2056.70	0.00	0.00	401.55	2458.24
O2	0.00	5204.12	852.73	0.00	1016.73	167.17	1019.90
C2H6	181.86	0.00	0.00	35.51	0.00	0.00	0.00
C3H8	11.97	0.00	0.00	2.34	0.00	0.00	0.00
IC4H10	1.26	0.00	0.00	0.25	0.00	0.00	0.00
H2O	0.00	1428.12	5788.98	0.00	279.01	1130.42	6919.40
Flujo Total LBMOL/HR	2100.00	26204.01	28523.06	410.00	5119.46	5572.23	34095.29
Flujo Total LB/HR	36921.16	740527.00	777448.00	7208.42	144676.00	151885.00	929333.00
Temperatura C	13.00	35.00	980.00	13.00	35.00	750.00	350.65
Presión KG/SQCM	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03
Fracc. Vapor	1.00	0.99	1.00	1.00	0.99	1.00	1.00
Fracc. liquida	0.00	0.01	0.00	0.00	0.01	0.00	0.00
PM Promedio	17.58	28.26	27.26	17.58	28.26	27.26	27.26
*** Total Seca ***							
Fracc. Mol							
N2	0.012	0.790	0.862	0.012	0.790	0.862	0.862
CH4	0.896	0.000	0.000	0.896	0.000	0.000	0.000
AR	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CO	0.000	0.000	0.010	0.000	0.000	0.010	0.010
CO2	0.000	0.000	0.090	0.000	0.000	0.090	0.090
O2	0.000	0.210	0.038	0.000	0.210	0.038	0.038
C2H6	0.087	0.000	0.000	0.087	0.000	0.000	0.000
C3H8	0.006	0.000	0.000	0.006	0.000	0.000	0.000
IC4H10	0.001	0.000	0.000	0.001	0.000	0.000	0.000

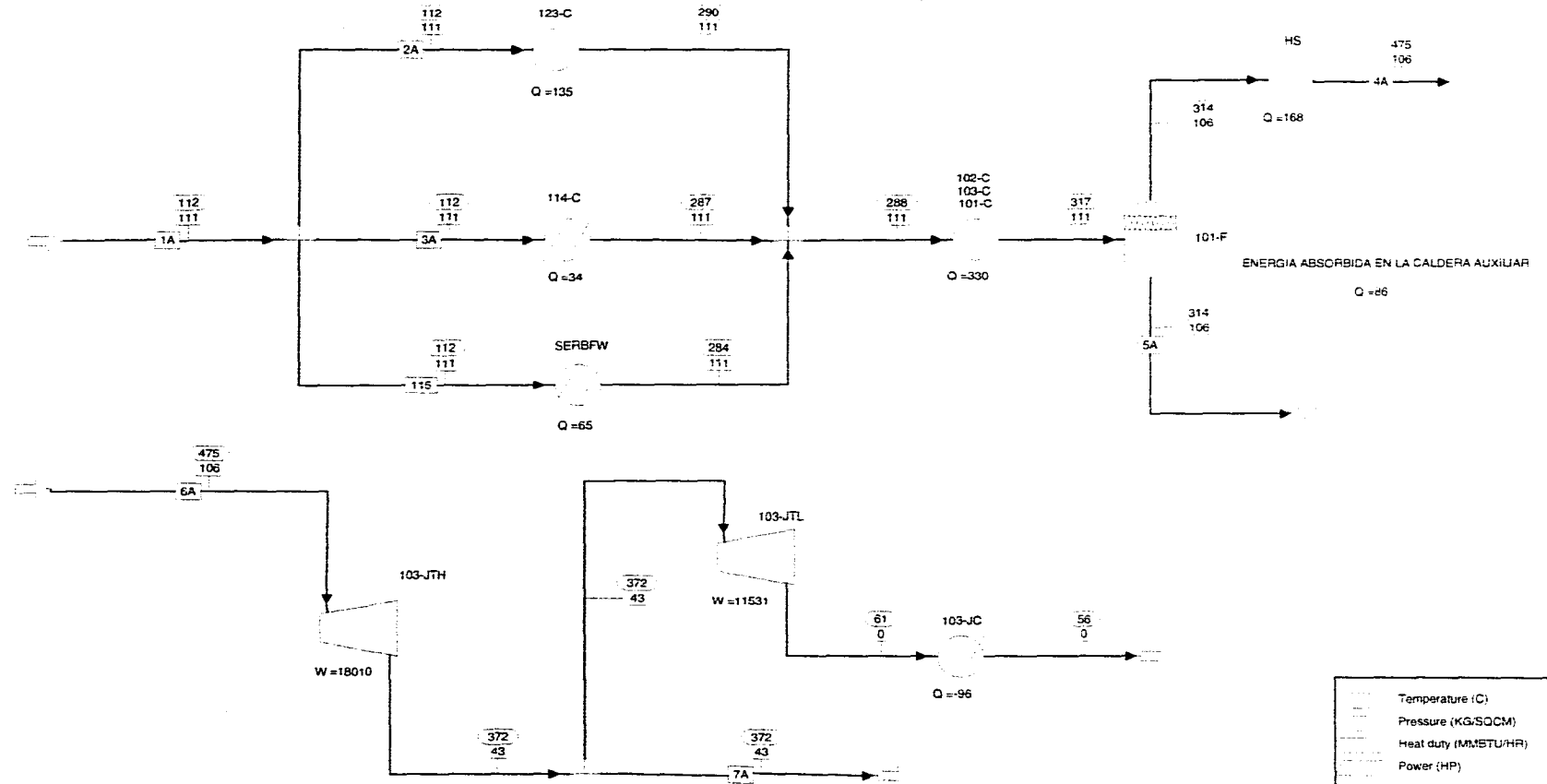
**APENDICE H**

**RESULTADOS DE LA SIMULACION DE LA SECCION DE  
VAPOR DE 1500Psig**



SECCION DE VAPOR DE 1500 PSIG.

DIAGRAMA DE FLUJO



.....	Temperature (C)
.....	Pressure (KG/SOCCM)
.....	Heat duty (MMBTU/HR)
.....	Power (HP)
Q	Heat duty (MMBTU/HR)
W	Power (HP)

TESIS MAESTRIA ING. QUIMICA (PROCESOS)

PEMEX-PETROQUIMICA  
COMPLEJO PETROQUIMICO COSOLEACAQUE  
PLANTA #4 AMONIACO 1360 MTPD  
SECCION DE VAPOR DE 1500 PSI

ELABORO: SALVADOR VINAY VADILLO

Corriente Fase	1A LIQUIDA	2A LIQUIDA	3A LIQUIDA	4A VAPOR	5A LIQUIDA	6A VAPOR	7A VAPOR
Flujo Molar LBMOL/HR							
H2O	37912.26	21537.27	5610.35	37154.02	758.25	37190.65	31639.81
Flujo Masa LB/HR							
H2O	683000.00	388000.00	101072.00	669340.00	13660.00	670000.00	570000.00
Flujo Total LBMOL/HR	37912.26	21537.27	5610.35	37154.02	758.25	37190.65	31639.81
Flujo Total LB/HR	683000.00	388000.00	101072.00	669340.00	13660.00	670000.00	570000.00
Flujo total CUFT/HR	11462.78	6511.80	1696.29	319793.00	321.26	320109.00	607318.00
Temperatura C	112.00	112.00	112.00	475.00	314.13	475.00	371.80
Presión KG/SQCM	111.00	111.00	111.00	106.42	106.42	106.42	42.50
Fracc. Vapor	0.00	0.00	0.00	1.00	0.00	1.00	1.00
Fracc. Liquida	1.00	1.00	1.00	0.00	1.00	0.00	0.00
PM Promedio	18.02	18.02	18.02	18.02	18.02	18.02	18.02

## IX. BIBLIOGRAFIA.

1. Chemical Engineering Handbook.- Perry/Chilton (1973) McGraw-Hill.
2. Catalyst Handbook.- Twigg (1989) Wolfe.
3. Catalyst Handbook.- Katalco Corporation (1970) Springer-Verlag.
4. Basic Principles and Calculation in Chemical Engineering.- Himmelblau (1989) Prentice-Hall.
5. Detail Engineering Handbook.- Kellog (1976).
6. Technology and Manufacture of ammonia.- Samuel Strelzof (1981) Wiley.
7. ASPEN PLUS release 9.- AspenTech (1984).
8. Algebra no lineal GINO.- Lindo System, Inc. (1984).
9. Chemical Engineering Termodinamics.- Balzhiser, Samuels, Eliassen. (1972) Prentice-Hall.
10. Liebman, J., Lasdon, L., Schrage, L., Warren, A. "Modeling and optimization with GINO", The Scientific Press (1986).

**ESTE TRABAJO FUE ENCUADERNADO POR OSCAR DE JESUS AGUILAR GARCIA  
Y/O COMPUTESIS Y CONSTA DE 20 EJEMPLARES TERMINADOS EN EL MES DE  
AGOSTO DE 1996, AV. 16 DE SEPTIEMBRE #402-101, TELS. 91(921) 2 41 33 Y 2 71  
33, EN COATZACOALCOS, VERACRUZ.**