



Universidad Nacional Autónoma de México

FACULTAD DE QUIMICA

"TECNOLOGIA DEL AMONIACO A PARTIR DE
BALANCES DE MASA Y ENERGIA"

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A

JOSE MARIA MARQUEZ GARCIA



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



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.

C O N T E N I D O

	PÁGINAS
PROLOGO	1
I.- OBJETIVO	3
II.- IMPORTANCIA DEL AMONIACO	4
III.- SINTESIS DEL AMONIACO	10
IV.- GENERALIDADES	20
V.- DESCRIPCION DEL PROCESO	29
VI.- PROCEDIMIENTO DE CALCULO	64
VII.- CONCLUSIONES, LIMITACIONES Y RECOMENDACIONES	223
APENDICE	225
BIBLIOGRAFIA	314

P R O L O G O

Debido a que el desarrollo de este trabajo de tesis se hizo en la Refinería "Ing. Antonio M. Amor" (RIAMA), de PEMEX en Salamanca, Gto., me gustaría hacer un pequeño bosquejo de la misma. El desarrollo que la Industria y la Agricultura habían alcanzado en 1945, obligó a analizar las formas de suministro de productos del petróleo de las Refinerías entonces existentes, a la Zona Centro del País. Las conclusiones de este análisis, indicaron que no eran económicamente adecuado hacerlo y que era necesario instalar otra Refinería, en un lugar idóneo del Centro de la República para distribuir en forma completa y rápida; combustibles y derivados del petróleo. Después de considerar varios lugares, se decidió por instalarla en la ciudad de Salamanca, Gto., por tratarse de una población situada idealmente en el centro geográfico del País y dotada de una magnífica red de medios de comunicación, que permitiera la distribución de productos por ferrocarril, camión y oleoducto con un costo y kilometraje mínimo.

El 30 de julio de 1950, Petróleos Mexicanos terminó la construcción de la primera etapa de la Refinería "Ing. Antonio M. Amor".

Al no existir en Salamanca instalación previa, la Refinería se diseñó de acuerdo con los últimos adelantos tecnológicos, resultando un conjunto técnicamente perfecto.

Inicialmente, la Refinería tenía una capacidad de 30,000 B/Día y no incluía las Plantas para la obtención de lubricantes. En el año 1955 quedaron en operación estas últimas, habiendo aumentado la capacidad de la Refinería a 40,000 B/Día.

En el transcurso del tiempo, se han originado modificaciones a las Plantas ya existentes y se han construido nuevas unidades. Debido a que mi tesis está basada en la producción de amoníaco, solo mencionaré las Unidades de amoníaco instaladas.

El 26 de julio de 1962, se instaló la primera Planta Petroquímica de amoníaco y bióxido de carbono, tanto para emplear el propio amoníaco como fertilizante líquido, como para manufactura de fertilizantes sólidos, uno y otros para surtir la importante área agrícola del Centro del País. Además el amoníaco y el bióxido de carbono, sirven de materia prima para la producción de sustancias químicas en otras factorías.

Esta primera Planta Petroquímica, fue diseñada originalmente para una producción de 200 Ton/Día de amoníaco anhidro; actualmente tiene capacidad para producir 240 Ton/Día, con una carga diaria de 320,000 M³/Día de gas natural, procedentes de los campos del Sureste.

Como subproducto del proceso, se obtiene bióxido de carbono (CO₂), el cual por medio de tuberías se distribuye a los fabricantes de hielo seco y urea.

La demanda de fertilizantes, tuvo también un acelerado crecimiento, lo que generó la necesidad de una Planta de amoníaco de 1,000 Ton/Día de capacidad. En diciembre de 1978, entra en operación la Planta de Amoníaco No.2. Esta Planta fue diseñada para producir 1,000 Ton/Día de amoníaco. Comprende algunas innovaciones técnicas que tienen como finalidad hacer el proceso más económico, con base en una distribución adecuada de la energía que involucra el proceso.

La Refinería "Ing. Antonio M. Amor", tiene actualmente una capacidad de proceso de petróleo crudo de 210,000 B/Día.

CAPITULO I

OBJETIVOS

El desarrollo de este trabajo de tesis esta hecho con esmero y dedicación debido a la importancia que para mi tiene. Para esto tuve primeramente que fijar algunos objetivos que justifiquen la realización de este trabajo, éstos objetivos son los siguientes:

- 1.- La necesidad de desarrollar un procedimiento de cálculo que se aplique para el diseño de plantas de amoníaco de gran capacidad.
- 2.- Tener la capacidad para producir amoníaco, que es la base para la producción de fertilizantes, cuya aplicación de éstos a la tierra mejora y aumenta la eficiencia de los cultivos, es decir hay un aumento en la producción de alimentos.
- 3.- Aplicar mis conocimientos teóricos y practicos de ingeniería química en el desarrollo de este trabajo de tesis. Este objetivo es el más importante de todos, debido a que en éste expreso los conocimientos obtenidos en la escuela y en mi trabajo, los cuales son la base de mi desarrollo profesional y además me siento realizado debido a que los conocimientos adquiridos, los puedo aplicar y transmitir para el bien de los demás.

Antes de 1800, las principales fuentes de fertilizantes fueron desperdicios de varias clases. La pequeña demanda química se satisfizo con yacimientos naturales de sales, tales como el Nitrato de Potasio.

En 1809, se descubrió en Chile un gran yacimiento de Nitrato de Sodio y fue esta la mayor fuente mundial de N_2 hasta principios de siglo. Debido a la lejanía del yacimiento y al aumento en la obtención de Sulfato de Amonio y Amoníaco acuse de los hornos de coquización, se puso más énfasis en el suministro de fertilizantes por medios sintéticos que naturales. El Sulfato de Amonio fue el principal fertilizante mundial de 1923 a 1947.

El Amoníaco es también importante como materia prima en las siguientes industrias:

1.- Industria de explosivos.

Es una de las mayores consumidoras de Amoníaco. Aunque el Amoníaco se despacha a las fábricas de explosivos en forma anhidra o de solución de 30%, se usa principalmente convertido en ácido nítrico, para la fabricación de dinitrotolueno, trinitrotolueno, nitroglicerina, nitrocelulosa, nitroalmidón, tetranitrato de pentaeritritol, tetrilo y nitrato de amonio. El Amoníaco se oxida para producir estos compuestos.

2.- En la Industria Textil.

Se usa principalmente el Amoníaco para producir fibras sintéticas como el rayón de cupramonio y el nylon. En las fábricas de rayón se usa Amoníaco para preparar la solución amoniacal del hidróxido cúprico (reactivo de Schweizer) con que se disuelven los linteros de algodón.

En el proceso del nylon, se emplea Amoníaco para producir Hexametileno diamina, $\text{NH}_2(\text{CH}_2)_6\text{NH}_2$, que se condensa con Acido Adípico para formar

mar el ~~monomero~~, el cual polimerizado e hilado forma las fibras de poliamida.

Se usa Amoníaco para teñir y lavar telas de algodón, lana, rayón, seda.

3.- En la Industria de resinas sintéticas.

Se usa Amoníaco como catalizador y para regular el PH durante la polimerización de resinas de fenol y formaldehído de Urea y formaldehído.

4.- En la Industria Farmacéutica.

El Amoníaco es ingrediente importante en la fabricación de sulfenamidas y se usa también en la fabricación de vitaminas y medicamentos antipalúdicos.

5.- En la Industria Petrolera.

En la refinación de algunos aceites se emplea el Amoníaco como neutralizante para evitar la corrosión de condensadores de ácidos, cambiadores de calor, etc., del equipo de destilación.

En el cracking catalítico de lecho fluidizado, se añade Amoníaco a la corriente de gas antes de la entrada al precipitador Cottrell, para facilitar la recuperación del catalizador en estado de división fina.

6.- En la Industria del Caucho.

Se agrega Amoníaco al latex crudo para evitar la coagulación durante su transporte desde las plantaciones de caucho, hasta la fábrica. Se añaden 10-12.5 kg. de Amoníaco a cada tonelada de latex recién extraído. Se emplea así mismo, en el proceso de vulcanización para fabricar telas, botas, zapatos.

7.- En Refrigeración.

Es el Amoníaco, el refrigerante más usual sobre todo en las grandes instalaciones industriales. Se puede usar en sistemas de compresión o de absorción para los fines siguientes:

fabricación de hielo, almacenamiento en frigoríficos, unidades de congelación rápida, refrigeradores de alimentos, acondicionamiento de aire de grandes Plantas Industriales y extracción de parafina de los aceites lubricantes.

Los sistemas de compresión y de absorción aprovechan el calor latente de vaporización del Amoníaco Anhidro y absorben calor de una solución de salmuera. En los sistemas de una y otra clase se utilizan los mismos tipos de condensador, válvulas de expansión y evaporador, pero diferentes equipos y métodos para extraer el gas del evaporador y para aumentar su presión de manera que se pueda condensar el Amoníaco cuando se use agua a las temperaturas de que normalmente se dispone.

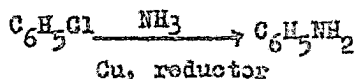
8.- En la Industria Química Inorgánica.

Se producen gran número de sales de Amonio, que tienen multitud de aplicaciones industriales, por neutralización directa de los ácidos con Amoníaco.

Así se fabrican el Nitrato, Sulfato, Cloruro y Acetato de Amonio y los Fosfatos monamónicos y diamónicos.

9.- La Industria Química Orgánica.

Emplea Amoníaco para preparar aminas, amidas, nitrilos etc. La formación de anilina con mononitrobenzeno es un ejemplo de estas reacciones:



10.- En Metalúrgica.

Se usa Amoníaco para extraer de sus minas el cobre, el molibdeno y el níquel.

El Amoníaco Anhidro disociado en sus componentes Nitrógeno e Hidrógeno, se usa para nitrurar aleaciones de acero a fin de darles superficie dura y resistente contra el desgaste.

11.- En la fabricación de Ácidos.

En la fabricación de ácido sulfúrico por el método de las cámaras de plomo, se oxida Amoníaco para suministrar los óxidos de Nitrógeno, - que han de convertir el dióxido de azufre en ácido sulfúrico. La mayor parte de HNO_3 , se fabrica por oxidación de Amoníaco.

12.- En la Industria de Fermentación.

El Amoníaco suministra el Nitrógeno necesario para el desarrollo de - levaduras y otros microorganismos. Se usa también para regular el PH - en la fabricación de levaduras y alcohol industrial con melaza negra.

13.- En la Industria de Alcalis.

Se consume gran cantidad de Amoníaco en la fabricación de carbonato - sódico anhidro, por medio del proceso Solvay con cloruro de sodio, - también sirve para purificar y deshidratar sosa caústica.

14.- En la Purificación de Aguas Municipales e Industriales.

Se añaden al agua Amoníaco y cloro en la debida proporción para formar una mezcla de monocloramina, dicloroaminas



15.- En la Industria de la Pasta de Papel.

Uno de los adelantos recientes en la sustitución de calcio con amoníaco, en el proceso del bisulfite para convertir en pulpa la madera.

C A P I T U L O I I I

SINTESIS DEL AMONIACO

Los métodos de preparación más comunes de las sales de amoniaco son los conocidos desde hace mucho tiempo. Los antiguos egipcios hicieron uso del cloruro de amonio. Se dice, lo obtuvieron por primera vez cerca del siglo IV, del hollin del estiércol del camello, de ellos llamaron sal de amonio o sal amoniacal. Después de un tiempo los árabes estuvieron usando carbonato de amonio que ellos llamaron cuerno de ciervo, preparada de la destilación destructiva de la cuerna del ciervo.

Muchos años después, el descubrimiento hecho por Berthollet y Henry, de que el amoniaco estaba compuesto de tres partes de hidrógeno y una de nitrógeno, varios investigadores intentaron efectuar una union directa de los gases, fue hasta 1795, que Hildebrandt propuso la idea de que el analisis del amoniaco podria ser verificado por union del hidrógeno y del nitrógeno, bajo condiciones similares a las causadas para combinar hidrógeno y oxígeno, para comprobar el analisis del agua.

En sus experimentos, preparó nitrógeno por dos métodos diferentes, e hidrógeno por tres métodos distintos, pero después de purificarlos y permitir que la mezcla permaneciera sobre agua a temperaturas de 0 a 20^oC por largos periodos, encontró que no se habia formado amoniaco.

Los primeros intentos para lograr la unión de hidrógeno y nitrógeno bajo presión, fueron efectuados por Biot y Dela roche y reportados en 1811. Se aplicaron presiones tan altas como 52 atms., pero no se formó amoniaco en ninguno de sus experimentos.

Dobereiner, que fue uno de los primeros investigadores sobre los catalizado

res, fue el primero en sintetizar amoníaco directamente de sus elementos. - En un reporte de sus investigaciones, publicado en 1823, estableció que - cuando una mezcla de hidrógeno y aire, es encendida y pasada a través de un catalizador compuesto de platino sub-oxidado, hay una violenta reacción entre el hidrógeno y el oxígeno; cuando hay una deficiencia de oxígeno, algo de hidrógeno en exceso reacciona con nitrógeno para formar trazas de amoníaco. Es posible que Dobereiner usara un recipiente de hierro en sus experimentos sin reconocer su importancia.

Durante los siguientes 60 años, los reportes de muchos investigadores no - estuvieron de acuerdo con los resultados encontrados por Dobereiner. Las - posibilidades teóricas concernientes a la combinación del hidrógeno y el nitrógeno a alta presión, pudieron predecirse a partir de cálculos termodinámicos de trabajo de Gibbs, Helmholtz, Nerst y otros fisicoquímicos prominentes del siglo XIX. En 1865 Deville reportó que pasando una mezcla de H_2 y N_2 a través de un tubo de porcelana calentado a $1300^{\circ}C$, se producían pequeñas trazas de NH_3 , en 1881 Graham Otto afirmó en su manual de química inorgánica, que el H_2 y el N_2 no pueden ser combinados si no se aplican presiones y temperaturas altas o por la acción de platino esponjoso.

En 1884 Ramsay y Young mostraron que la descomposición térmica del NH_3 sobre hierro al rojo, nunca era completa. En ese mismo año, Le Chatelier - anunció su principio de equilibrio dinámico. Por medio de este principio, Le Chatelier mostró que una reacción reversible en que se produzca una disminución de volumen, como en la formación de NH_3 a partir de sus elementos, un aumento en la presión produce un aumento en la cantidad de NH_3 producido. Debido a que la reacción es exotérmica, se deduce del mismo principio que un aumento de la temperatura a la cual se efectúa la reacción, disminuye la cantidad de amoníaco producido.

Alrededor de 1900, se desarrollaron diferentes procesos, por ejemplo; el del arco eléctrico (fijación de nitrógeno como óxido nitroso), el de la -

cianamida y el cianuro (fijación de nitrógeno como amoníaco). Sin embargo, - estos procesos eran muy engorrosos y tenían consumos de energía muy altos. - Por ello no pudieron competir con la síntesis del NH_3 a partir de sus elemen - tos. También se estableció perfectamente que el hidrógeno y el nitrógeno - se combinarían directamente en la presencia de un catalizador, pero hasta - entonces no se había producido una cantidad apreciable de amoníaco por ese - método. En estos años, varios investigadores trabajaron sobre el problema, - por la advertencia hecha por Crookes en 1898, que de seguir el ritmo normal - de consumo, las reservas mundiales de N_2 fijo, serían pronto agotados.

Fue en 1906-7, que se reconoció la importancia científica y técnica sobre la - necesidad de obtener información exacta sobre el equilibrio del NH_3 .

Nerts y Jost efectuaron determinaciones a varias temperaturas y presiones. - La discusión de sus resultados en 1908, resultó ser uno de los pilares más - importantes de la historia del desarrollo de la síntesis directa del amoníaco.

La síntesis directa del amoníaco a partir del H_2 y el N_2 , fue una de las - grandes realizaciones de la Industria Alemana de la tecnología química en - el siglo XIX. Estos esfuerzos científicos y de Ingeniería, culminaron en la - realización del proceso Haber-Bosch en la práctica comercial en Offan, Alema - nia en 1913. En 1914, el científico alemán Fritz Haber, inició un estudio - importante de la síntesis de NH_3 y pronto se asoció con el gran Complejo - Industrial Alemán BASF.

Haber, fue probablemente el primero en apreciar la importancia de un catali - zador conveniente como la clave de un proceso comercial de la síntesis direc - ta del amoníaco. Primero en su trabajo él reconoció que las temperaturas - bajas eran deseables desde el punto de vista de equilibrio, pero no se recono - cía la existencia de un catalizador práctico que proporcionara una conversión razonable - abajo de $500^{\circ}C$. Alrededor de $700^{\circ}C$, la reacción fue rápida, pero el equilib - rio fue desfavorable.

El proceso de síntesis, fue resultado de las investigaciones de Fritz Haber y del desarrollo de la Ingeniería de Carl Bosch de BASF. En 1908 Haber y La Badische Anilin-Und Soda Fabrik A.G. (BASF), iniciaron su colaboración. La investigación experimental detallada fue dedicada por muchos años a la búsqueda de un catalizador conveniente y unas condiciones prácticas de operación. Haber, usó Osmio como catalizador, sin embargo Bosch desarrolló el uso del óxido de fierro que es similar al de hoy y tiene la ventaja de ser robusto y relativamente barato.

El catalizador satisfactorio fue encontrado, éste consiste en fierro promovido con óxidos metálicos (K_2O y Al_2O_3).

Haber, recibió el Premio Nobel en 1918 por este trabajo pionero, pero paradójicamente, durante la primera guerra mundial sirvió en el ministerio de guerra alemán y desarrolló algunos aspectos de la guerra química, incluyendo gases venenosos.

El principio del aparato desarrollado por Haber y usado por Hober Van Ordt, Le Rossignol y La Badische Anilin-Und Soda Fabrik para sus experimentos, es indicado en la Figura 3. Este principio es usado en todos los actuales circuitos de síntesis. El convertidor consiste en un tubo delgado de paredes de acero 9-13mm. de diámetro, envuelto alrededor con papel de asbesto que es un elemento de calentamiento hecho de níquel. Por dentro del tubo está un tubo de vidrio o cuarzo con catalizador contractado en una parte final que forma un tubo capilar que continua desde la entrada del gas en el tubo de acero hasta un punto afuera del convertidor.

El gas es circulado a través del sistema como indican las flechas, amoniaco contenido en el convertidor sale como gas y es removido por refrigerante o por un agente absorbente tal como el agua o ácido. Cuando este modelo Bosch y Mittasch desarrollaron una planta en gran escala para la producción de amoniaco.

La síntesis del NH_3 directamente de sus elementos fue realizada comercialmente por primera vez en 1913.

El proceso original Haber-Bosch, nombrado en honor del científico Haber y el Ing. Bosch, se llevó a cabo a 200 atm y a 500 ó 600°C con hierro catalítico. En estas condiciones se pudo obtener aproximadamente el 10% de conversión por paso y un rendimiento total de alrededor del 80%.

Muchas partes del proceso de síntesis desarrollado por Haber se encuentran todavía en el proceso moderno, por ejemplo:

- a).- Condensación del NH_3 producido.
- b).- Recirculación del H_2 y N_2 que no reaccionaron
- c).- La reacción se lleva a cabo a alta temperatura y presión en presencia de un catalizador.
- d).- Precalentamiento de la carga al reactor usando el efluente caliente de salida del reactor.
- e).- Uso de amoníaco como refrigerante para ayudar en la recuperación del amoníaco producido.

La demanda de nitratos para la fabricación de explosivos durante la primera guerra mundial estableció la síntesis del amoníaco como un proceso viable en Alemania y después en la guerra, se amplió el interés, resultado del desarrollo de variaciones en el circuito de síntesis de Haber.

La Industria del NH_3 , ha sufrido numerosos cambios hasta llegar a la Planta de nuestros días. Por conveniencia la Planta completa de amoníaco puede dividirse en 3 secciones:

- a).- Preparación del gas de síntesis.
- b).- Purificación del gas de síntesis.
- c).- Síntesis del amoníaco.

Se han hecho los más significantes desarrollos en la preparación de gas de síntesis. La síntesis del NH_3 es todavía en principio el mismo proceso ideado por Haber, aunque la capacidad de producción de los circuitos de síntesis moderno es considerablemente mayor.

La preparación del gas de síntesis comprende la producción de un gas conteniendo la cantidad deseada de H_2 y N_2 . La fuente de N_2 ha sido siempre el aire mientras que la fuente de H_2 ha cambiado con el tiempo dependiendo de la disponibilidad de carga y la economía del proceso.

Originalmente, se usaron carbón y coque para producir H_2 . El proceso era cíclico comprendiendo un flujo alternado de aire y vapor sobre un lecho de carbón o coque. El aire calentaba la cama por combustión y el gas resultante era rico en N_2 . El flujo subsiguiente de vapor generaba un gas rico en CO_2 e H_2 , mezclando las cantidades adecuadas de estas corrientes gaseosas, se producía el gas de síntesis. El uso de aire enriquecido con N_2 dió lugar a un proceso continuo. Posteriormente se desarrolló el proceso Winkler en el cual se cokizaba el carbón en un lecho fluidizado usando O_2 casi puro. Se obtenían varios hidrocarburos útiles como subproductos. También se ha usado el gas de los hornos de cokización como fuente de H_2 . En lugares en donde la electricidad es muy barata, se operaron Plantas con H_2 producido por electrólisis del agua.

Como resultado de la facilidad de obtención del gas natural y fracciones del petróleo, emergieron dos procesos para la producción de gas de síntesis.

- a).- Reformación del vapor y metano.
- b).- Oxidación parcial no catalítica.

La reformación del vapor y el CH_4 se aplicó por primera vez, en una Planta de NH_3 en 1941, mientras que la oxidación parcial se desarrolló un poco más tarde. La oxidación parcial no catalítica tiene la ventaja de aceptar una amplia variedad de cargas, que van desde el gas natural hasta el combustible pesado. La desventaja de la oxidación parcial es la necesidad de una Planta

de aire. Las Plantas de oxidación parcial con circuitos de síntesis de alta presión, se desarrollaron antes que las Plantas con reformación a alta presión y así durante los primeros años 50's, los dos procesos fueron competitivos. Sin embargo a medida que se fue desarrollando la tecnología para reformación a alta presión, la reformación del vapor y metano llegó a ser la dominante. La producción de gas de síntesis a alta presión tiene varias ventajas:

- a).- Es más eficiente energéticamente.
- b).- Se requiere menos inversión de capital.
- c).- Hay muchos menos problemas de contaminación ambiental.

Kellogg diseñó el primer reformador a presión que operó aproximadamente a 4 atm en 1953. Esta idea de Planta, incorporó otras ideas que llegaron a ser muy importantes en las posteriores generaciones de Plantas:

- a).- Uso parcial de compresión centrífuga del gas de síntesis.
- b).- Visión de las Plantas como una Unidad integrada, permitiendo así la recuperación del calor generado en el proceso para satisfacer las necesidades energéticas de la Planta.

Lo barato y la facilidad de obtención de NH_3 , fabricado por estas Plantas, condujo un disparo en la demanda y a cambios en las prácticas de fertilización. La más grande de estas Plantas producía hasta 360 Ton Met/día, estando limitado su tamaño por consideraciones de distribución. Las Plantas de configuración generalmente con dos trenes paralelos, permitiendo bajar la producción en períodos de baja demanda.

El rápido aumento en la demanda en los años 60's, ha permitido la construcción de Plantas más grandes en las áreas tradicionales de distribución.

Aunado a esto, la economía de escala es factor importante. La primera Planta de esta generación fue construida por Kellogg en 1962 y producía 545 Ton. met/día. Entre los rasgos distintivos de la Planta estaba el uso de compresión

sión centrífuga para el aire, el refrigerante y el gas de síntesis, con compresión final del gas de síntesis por dos compresoras centrífugas. Aunque se usaron dos compresoras, el resto de la Planta era un solo tron. Las compresoras centrífugas comparadas con las reciprocantes son más baratas, usan menos espacio y materiales para la cimentación y no requiere de elaboradas tuberías o tambores de pulsación. La Planta de 545 Ton.met/día, casi 50% más grande que las Plantas de diseños anteriores, fue la precursora de las Plantas de hoy en día de 907 TMPD y de las Plantas de NH_3 de mayor capacidad.

Todas las Plantas de hoy en día, incorporaron la compresión centrífuga (aunque inicialmente la presión en el circuito de síntesis se tuvo que disminuir para satisfacer los requerimientos del flujo mínimo del compresor de gas de síntesis), el uso exclusivo de turbinas de vapor como medio motriz (Una consecuencia de toda compresión centrífuga), generación de vapor en la misma Planta, sistema de proceso y de vapor altamente integrado (auxiliado por la generación de vapor en la misma Planta), y reformación a presión hasta de 34 atm. (resultado de los grandes avances en la tecnología de reformación).

El resultado neto, fue que el costo del NH_3 cayó, hasta casi el 40% comparado con el NH_3 producido en una Planta de 182 TMPD, usando compresores reciprocantes.

Aunque las Plantas construidas actualmente en los Estados Unidos, están basadas en el gas natural como carga, hay otras Plantas que utilizan otras materias como carga, hay áreas donde no se dispone de gas natural. En 1962 ICI amplió la tecnología de la reformación al incluir a la nafta como carga. El proceso utiliza un catalizador alcalino que permite la reformación con la misma relación de vapor/carbón, como la usada para el caso del CH_4 sin gran formación de carbón en el catalizador.

La reformación produce un gas conteniendo grandes cantidades de CO y H_2 . Se obtiene más hidrógeno convirtiendo el CO a CO_2 . Los procesos primeros, usaban únicamente un paso de mutación, trabajando a alta temperatura. La

posición de equilibrio no es favorable para un bajo contenido de CO a la salida del mutador de alta temperatura y así para explotar el bajo contenido de CO a bajas temperaturas, se desarrolló un catalizador para la conversión del CO a bajas temperaturas.

Este catalizador se utiliza ahora después del mutador de alta temperatura, resultando una mejor eficiencia en la conversión.

Antes del desarrollo del catalizador de baja temperatura se utilizaron 2 pasos de mutación a alta temperatura con la eliminación de CO₂ entre los pasos. Esto comprendía el enfriamiento del gas, condensando con ello el vapor antes de la separación de CO₂ y recalentando el gas y agregando vapor antes del segundo paso.

Después de la mutación del CO a CO₂, prácticamente todo el carbón está presente como CO₂ y originalmente este se separaba por absorción con agua.

El flujo de agua requerido es muy grande y el contenido de CO₂ residual también lo es.

La monoetanolamina tiene una gran afinidad por el CO₂ como la tiene el agua, además no disuelve mucho hidrógeno. Por ello se pueden usar flujos de bombeo más bajos y el CO₂ residual mucho menor.

Durante el período entre el desarrollo de purificación con amina y el advenimiento de la reformación a alta presión, la MDA fue el proceso favorecido debido a su efectividad a bajas presiones. Para las Plantas modernas con reformación a alta presión, se utiliza también el sistema de carbonato caliente (Catacarb y Benfield).

Antes del desarrollo de los convertidores de baja temperatura, el CO remanente se eliminaba por contacto del gas de síntesis con una solución de una sal cuprosa amoniacal. Esta tenía el efecto secundario de eliminar el CO₂

residual. Sin embargo, este método de tratamiento es muy complicado para operarse y muy caro. Con la llegada de la mutación a baja temperatura, se hizo posible un nuevo proceso: la metanación de los óxidos de carbono remanentes en un catalizador adecuado. La exitosa operación del metanador estriba en el bajo contenido de los óxidos de carbono porque, si ocurre un paso de gran cantidad de óxidos de carbono, se da lugar a una condición de emergencia debida a la gran liberación de calor por las reacciones de metanación. Tradicionalmente las Plantas de NH_3 , se localizaban en las áreas de consumo debido a las limitaciones de distribución; sin embargo, los recientes desarrollos están cambiando los criterios en la selección de los sitios para Plantas nuevas. El alto costo de las materias primas ha significado que las Plantas nuevas se localicen donde esta es más barata, es decir normalmente cerca de las fuentes de materia prima. Esta tendencia se ha reforzado por los avances en la tecnología de almacenamiento y transporte del amoníaco, es decir recipientes de almacenamiento de gran capacidad, completamente refrigerados y más recientemente de amoníaco-ductos.

C A P I T U L O I V

G E N E R A L I D A D E S

1.- Desulfurización.

La desulfurización consiste en eliminar los compuestos indeseables del gas crudo de carga, tales como el ácido sulfhídrico (H_2S) y compuestos orgánicos de azufre, el tipo de concentración de estos compuestos, presentes en la carga, dependen del rango de ebullición y también de la fuente de origen.

El gas de carga (gas natural) contiene principalmente ácido sulfhídrico y sulfuros de bajo punto de ebullición (Mercaptanos), para lo cual se utiliza un recipiente protector (Guarda) que contenga un adsorbente tal como óxido de zinc, con el objeto de eliminar esos compuestos.

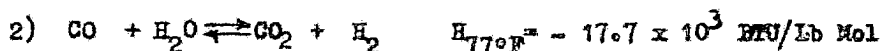
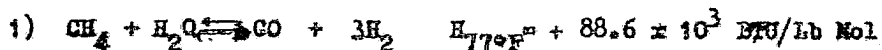
El óxido de zinc solo puede trabajar preferentemente a temperaturas en el rango de 662 a 752°F, temperaturas mayores, no son recomendables porque pueden craquear la carga.

En la cámara protectora de óxido de zinc el H_2S se convierte a sulfuro de zinc y obviamente deberá ser remplazado cuando se encuentre totalmente convertido. El óxido de zinc no es regenerable, su vida útil depende de la concentración de azufre en la carga que entra a la cámara protectora.

2.- Reformación Primaria.

La reformación primaria se hace poniendo en contacto el gas de carga con catalizador de níquel en una atmósfera de vapor a temperatura y presión elevada para promover y favorecer las reacciones deseadas.

Las reacciones de reformación son las siguientes:



En la primera reacción el metano con vapor de agua y en la segunda, el monóxido de carbón con vapor de agua:

La reacción endotérmica requiere calor constante de entrada al horno primario para mantener el nivel deseado de temperatura para la reformación correcta.

La reacción de reformación se vé favorecida por tres factores:

a).- Presión.

La presión del sistema debe considerarse invariable, pero aumentar la presión tiene un efecto similar a reducir la temperatura.

b).- Temperatura.

El efecto de incrementar la temperatura de reformación en la composición del gas efluente, es reducir el contenido de metano y bióxido de carbón e incrementar el contenido de monóxido de carbón y de hidrógeno. Al disminuir la temperatura de reformación, los efectos se invierten.

c).- Relación Vapor/Carbón.

La operación de la Unidad es la más económica en las condiciones que se acercan a la relación de diseño de vapor a carbón de 3.5 a 1.0, para prevenir que se carbonice el catalizador. Al incrementar la relación de vapor a carbón desplazará ambas reacciones de equilibrio a la derecha con un efecto neto de disminución de metano y

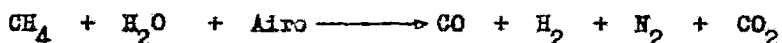
monóxido de carbono e incrementando el bióxido de carbono e hidrógeno en el gas reformado.

3.- Reformación Secundaria.

La reformación secundaria es con el objeto de mantener bajo el % de metano, en donde el metano que no reaccione y algo de gas producido en el reformador primario se hacen reaccionar con aire sobre el catalizador de níquel.

El metano así puede bajarse hasta 0.3% evitando así el uso de condiciones más severas en el reformador primario.

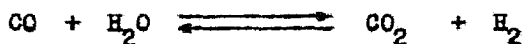
Reacción:



4.- Conversión de CO a CO₂.

La conversión de CO a CO₂ es con el fin de eliminar el CO₂ de la corriente de gas debido a que es un veneno para el catalizador del convertidor de amoníaco y a la vez, enriquecer en hidrógeno la corriente de gas de síntesis, esto se hace en equipos llamados mutadores.

La reacción de mutación es la siguiente:



$$H_{77^\circ\text{F}} = -17.7 \times 10^3 \text{ BTU/LB MOL}$$

La concentración de CO en el equilibrio, disminuye al bajar la temperatura, esto es se favorece la conversión a bajas temperaturas, sin embargo, la velocidad de transformación de CO a CO₂ aumenta al aumentar la temperatura.

La eficiencia de la conversión aumenta al aumentar la presión. Un factor muy importante para la operación de los mutadores es la relación -

vapor, gas en la entrada, va a aumentar la cantidad de vapor, se mejorará la conversión, pero existe un límite más allá del cual si seguimos aumentando el vapor, la conversión de CO a CO₂ baja.

Debido a lo anterior la conversión de CO a CO₂ se hace a alta y baja temperatura. El mutador de alta temperatura contiene un catalizador de óxido de hierro con un cierto porcentaje de óxido de cromo. Este catalizador se vende en estado oxidado (Fe₂O₃), y para ponerlo en servicio, es necesario reducirlo a Fe₃O₄ pero se debe tener la precaución de no reducirlo hasta hierro metálico (Fe), pues esto podría favorecer las reacciones de metanación en el mutador de alta de acuerdo a la siguiente reacción:



En general, el mutador de alta hace todo el trabajo de conversión, reduce el CO a 2 - 3 % y con el mutador de baja se logra reducir hasta menos de 0.3%.

5.- Eliminación de CO₂

La eliminación del CO₂ del gas de síntesis es con el fin de no envenenar el catalizador de síntesis o combinarse con el amoníaco y formar carbamato de amonio y causar problemas de taponamientos y corrosión.

El solvente utilizado para absorber el CO₂ debe reunir las siguientes características:

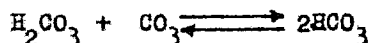
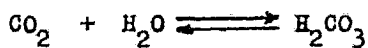
- 1).- Alta solubilidad para el CO₂.
- 2).- Muy baja presión de vapor a la temperatura de operación.
- 3).- Baja solubilidad para los demás componentes.
- 4).- Baja viscosidad.

- 5).- Alta estabilidad a las condiciones de operación.
- 6).- No corrosivo a los metales comunes.
- 7).- Razonablemente barato y fácil de conseguir.

Además de los solventes, existen aditivos para aumentar la actividad y agentes anticorrosivos ya que tienden a hacerse corrosivos arriba de los 115°C.

Para la Planta de 1000 Ton/día de Salamanca, Gto., se utiliza un proceso comercial llamado Catacarb. La eliminación de la mayor parte del CO_2 del gas de proceso se ejecuta por absorción del flujo en contra corriente con solución de carbonato de potasio catalizada en la Torre Absorbadora de CO_2 .

La solución de carbonato de potasio catalizada absorbe el CO_2 por reacción química.



El CO_2 se hidrata formando ácido carbónico que a su vez reacciona con el ión carbonato para formar iones de bicarbonato.

Para regenerar la solución casi siempre es suficiente el calor disponible en el gas que sale del mutador de baja. El proceso de regeneración se favorece por baja presión y alta temperatura.

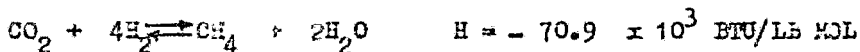
6.- Metanación.

La cantidad de CO y CO_2 deberá ser reducida a niveles favorables, antes de que el gas de síntesis sea enviado al reactor de amoníaco. La cantidad de CO deberá reducirse a menos de 10 ppm y la suma de los dos no deberá exceder de 15 ppm.

Esta concentración tiene un papel importante en la vida del catalizador del reactor de síntesis y en las Plantas donde se utilizan compresores - centrifugos con una línea de recirculación de la descarga a la entrada - del barril de alta, ya que puede causar taponamientos y corrosión por - esfuerzos en el compresor, por formarse carbamato de amonio de acuerdo - a la siguiente reacción:

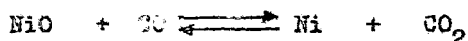
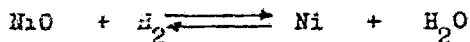


Las principales reacciones de metanación son:



Debido a que las reacciones son exotérmicas, causan un incremento teórico de temperatura de unos 152°F, por cada 1% mol de CO en el gas de - entrada y de 140°F para 1% mol de CO₂.

Para la metanación se utiliza catalizador de níquel como fase activa - soportado sobre un material inerte como alúmina o caolín. El cataliza- - dor viene en estado oxidado (óxido de níquel) y debe ser reducido a ní- - quel para hacerlo activo, de acuerdo con las siguientes reacciones:



Ya que ninguna de las reacciones es exotérmica, el proceso de reducción - requiere de grandes elevaciones en la temperatura de la cama - catalítica.

La reducción comienza a 342°F aproximadamente y la desactivación ocurre -

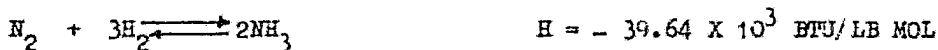
entre 932 y 1112°F, dependiendo de la formulación del catalizador, la temperatura máxima de diseño para la mayoría de los metanadores es de 842°F. La temperatura máxima de operación del catalizador es de 797°F. y no se daña con sobrecalentamiento de corta duración.

Las condiciones a las cuales trabaja un metanador dependen no solamente de la actividad de su catalizador, sino también de la actividad del catalizador del mutador de baja y de la eficiencia del sistema de purificación.

7.- Síntesis del Amoníaco.

La síntesis del amoníaco a partir del hidrógeno y nitrógeno, es un proceso clásico en el campo de la química.

La reacción de síntesis es exotérmica y es acompañada por una disminución en volumen a presión etc.



La formación de altas concentraciones de amoníaco se favorece por la operación a altas presiones y bajas temperaturas.

En la práctica, en los últimos 10 años, la presión óptima para una operación, ha estado en el rango de 2100 a 5000 lb/in². Las ventajas del equilibrio a una presión muy alta desaparecen por los altos costos de compresión y por la inversión de capital más alta de la Planta. La temperatura a la cual opera un proceso, se determina por las características del catalizador. Termodinámicamente es ventajoso usar baja temperatura con el fin de obtener velocidades de reacción razonables. Es necesario que para aumentar la velocidad de reacción de síntesis se eleva la temperatura, haciendo que se acelere la reacción, pero el equilibrio se hace menos favorable y el amoníaco

formio aumenta la velocidad de la reacción contraria, por lo cual se hace necesario un control cuidadoso y constante del perfil de temperatura a través de las camas de catalizador.

Conforme aumenta la concentración de amoníaco a través de la cama de catalizador, se hace progresivamente menor la temperatura que se necesita para obtener la velocidad máxima de conversión a amoníaco. Por esta razón, en la práctica se han tomado como medidas, los tiros fríos para disminuir la temperatura.

El catalizador de síntesis, está hecho de hierro fundido, que contiene óxidos de potasio, calcio y aluminio como estabilizadores y activadores y se carga al reactor de amoníaco en estado oxidado.

El catalizador debe activarse antes de que tenga lugar la producción de amoníaco. La activación requiere la reducción del óxido de hierro a prácticamente hierro elemental puro.

Al pasar el H_2 sobre el catalizador oxidado a presiones y temperaturas progresivamente más altas, se combina con el oxígeno del óxido de hierro para formar agua, eliminándose todo lo que sea posible antes de que el gas recircule sobre el catalizador. La temperatura de reducción siempre se deberá conservar abajo de aquella a la que se vá a operar el catalizador para evitar desactivación.

El cambio de presión durante la reducción del catalizador, puede ser crítico. Si cada cama de catalizador se activa uniformemente a medida que la reducción se mueve hacia abajo, un incremento de presión puede causar canalización, o sea esta reacción desprende calor y causará que las temperaturas de la cama de catalizador se hagan más altas y difíciles de controlar en estas áreas.

El contenido de inertes es uno de los principales contribuyentes a subir la presión del sistema, los inertes son principalmente metano y

además, reduciendo así la presión parcial efectiva del gas de síntesis, esto se refleja en una conversión más baja por paso. La concentración de inertes en el sistema, se controla retirando una corriente de purga de gas. El diseño está basado en un contenido de gas inerte de 1.3% - mol en el gas de carga. Sin embargo puede encontrarse por experiencia que con concentraciones más altas, la producción total de amoníaco puede incrementarse conservando hidrógeno que de otra manera se removería del sistema por purga excesiva de gas del anillo de síntesis.

El NH_3 que se produce en el reactor de síntesis se acumularía rápidamente a un nivel que interferiría con la reacción, por lo que se debe remover continuamente de la corriente de recirculación de gas de síntesis que va al reactor. Esto se hace enfriando la corriente de recirculación vía una serie de enfriadores para condensar el producto neto de amoníaco que se produce en cada paso a través del reactor. La temperatura del gas de recirculación es -10°F para el momento en que llega al separador de amoníaco por lo cual reducirá el amoníaco en la corriente de 12 a 2%. El amoníaco líquido refrigerado resultante se colecta en el separador secundario de amoníaco.

8.- Purificación del Amoníaco Producido.

El propósito de la purificación, es separar los no condensables y concentrarlos en el acumulador de refrigerante de la compresora de refrigeración. El sistema de refrigeración primero expande y reexpande instantáneamente el amoníaco a niveles de presión más bajos y así separar los no condensables.

Los incondensables se descargan al sistema de gas combustible, o se ventea a la atmósfera.

C A P I T U L O V

DESCRIPCION DEL PROCESO

5.1 DESULFURIZACION DE LA CARGA.

La desulfurización de la carga en una Planta de Amoníaco, es muy importante porque cualquier compuesto de azúfre que pase, causaría la desactivación del catalizador. Normalmente la carga al Reformador Primario deberá contener menos de 0.5 ppm. de azúfre. El tipo de desulfurización necesario depende del tipo de carga de los componentes de azúfre presente y sus cantidades. La siguiente discusión está dirigida a la desulfurización del gas natural de carga.

Antes de detallar los diferentes tipos de desulfurización, es necesario estar familiarizado con los principales compuestos de azúfre contenidos en el gas natural. Estos están anotados en la tabla 5.I. Como se ve, los compuestos de azúfre se dividen en dos grupos: compuestos reactivos y compuestos no reactivos. Los compuestos reactivos son aquellos que pueden ser eliminados con relativa facilidad, tal como con óxido de zinc. Mientras que los compuestos no reactivos son aquellos que deben primero ser convertidos a ácido sulfhídrico (H_2S) por una reacción catalítica de separación, antes de que sean eliminados.

La forma más común de azúfre en las líneas de gas natural son los mercaptanos, que son adicionados como odorantes por las compañías de gas. La cantidad de cada tipo de compuesto de azúfre presente, varía considerablemente de un gas natural a otro. El ácido sulfhídrico en particular, puede variar en un amplio rango.

El método de desulfurización más comúnmente usado, es el de la adsorción de compuestos de azúfre sobre carbón activado a temperatura ambiente (60°F a 120°F). Esta técnica se trabajó satisfactoriamente -

T A B L A 5.I

COMPUESTOS DE AZUFRE.

	<u>FORMULA GENERAL.</u>	<u>EJEMPLOS.</u>
<u>COMPUESTOS REACTIVOS:</u>		
ACIDO SULFIDRICO.		H_2S
MERCAPTANOS.	RSH	C_2H_5SH
SULFUROS.	RSR'	$CH_3SC_2H_5$
DISULFUROS.	RSSR'	$C_2H_5SSC_2H_5$

COMPUESTOS NO REACTIVOS:

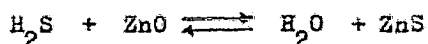
TIOFENOS.	RS	C_4H_4S
		C_4H_2S

DONDE R y R' SON RADICALES ORGANICOS.

para la eliminación de los mercaptanos contenidos en la mayoría de las líneas de gases. Otros compuestos de azufre muy pesados, son también eliminados, pero compuestos de azufre ligeros no son adsorbidos tan fácilmente. Otra desventaja, es que los hidrocarburos de más de 4 carbonos tienden a ser adsorbidos muy rápidamente, reduciendo así la capacidad de adsorción. Se requieren 2 recipientes y se arreglan tal, que uno esté en operación, mientras que el otro se está regenerando con vapor de baja presión. La posibilidad de que pase azufre hizo necesario la instalación de más equipo de desulfurización después de las camas de carbón activado; para ello, se instaló una unidad de óxido de zinc, la cual se ilustra en la figura 5.1.

El método moderno de desulfurización, usa una simple unidad de óxido de zinc o en combinación con una cama de cobalto-molibdeno. Ambas unidades se operan en un rango de temperatura de 700 a 750°F y frecuentemente, se agrega hidrógeno a través de una corriente de recirculación rica en hidrógeno de la Planta de Amoníaco. La selección exacta depende de las variedades de compuestos de azufre, contenidos en el gas.

El óxido de zinc, solo se usa si la carga contiene solo compuestos de azufre reactivos. De los compuestos reactivos, el ácido sulfhídrico se elimina por el simple mecanismo:



Los mecanismos para los otros compuestos reactivos son más complejos, formando primero H_2S y un hidrocarburo por una combinación de cracking-térmico en el precalentador y una descomposición catalítica sobre el óxido de zinc. El ácido sulfhídrico se elimina entonces como se describió anteriormente. Los mercaptanos y disulfuros, son susceptibles al cracking-térmico, mientras que los sulfuros son frecuentemente estables a temperaturas de 700°F. Frecuentemente se agrega una corriente de hidrógeno para suprimir la tendencia de algunos compuestos orgánicos de azufre a formar carbón, a medida que se descomponen en la superficie del catalizador.

Cuando los tiofenos están presentes, el rango de compuestos de azufre no está bien definido, es necesario incluir una cama de cobalto-molibdeno. Aquí el hidrógeno de recirculación es importante, porque se usa para hidrogenar a todos los compuestos orgánicos reactivos o no reactivos, de azufre a ácido sulfhídrico sobre el catalizador de cobalto-molibdeno. El H_2S se elimina en la siguiente cama de óxido de zinc. La reacción de hidrogenación es exotérmica, pero dado que las concentraciones normalmente encontradas de los compuestos orgánicos de azufre son bajas, el aumento de la temperatura es insignificante. El término cobalto-molibdeno, se describe generalmente como una mezcla de óxido de cobalto y óxido de molibdeno en un soporte de alúmina.

El efluente de cualquier sistema de desulfurización, se debe de vigilar cuidadosamente porque puede dejar pasar azufre. Esto ocurre cuando la capacidad de la cama de óxido de zinc se excede. Muchas veces se colocan y se arreglan 2 recipientes conteniendo óxido de zinc y molibdeno, de tal manera que puedan operar en serie. Esto se ilustra en la figura 5.2, donde cualquiera de los 2 recipientes puede ser el primero, o un recipiente puede dejarse fuera de servicio. El directo se necesita para cuando se tiene que cambiar el ZnO gastado y no es necesario parar la Planta. El óxido de zinc gastado a diferencia del carbón activado, no puede reactivarse y debe de tirarse. El cobalto-molibdeno se desactiva, debido muchas veces a los depósitos de carbón; sin embargo, la situación se remedia fácilmente usando una combustión controlada de los depósitos.

Se pueden usar otros catalizadores para la cama de lecho fijo, como por ejemplo el óxido de fierro se ha usado en lugar del óxido de zinc y el molibdato de níquel se ha usado en lugar del cobalto-molibdeno, en aplicaciones especiales. Además los tamices moleculares, se usan para remover el azufre cuando se requiere un producto.

Cuando el gas natural contiene grandes cantidades de H_2S , el uso de cualquier técnica de desulfurización con cama fija, es impráctica y antieconómica. El mejor método de acción, es absorber el gas ácido en solución de MEA, usando un proceso similar al descrito en la sección 5.4. La solución de MEA en esta situación normal es 15% en peso.

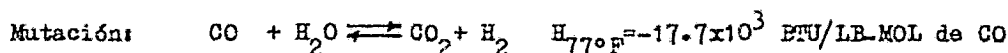
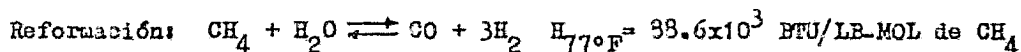
Lo anterior es solo una descripción general de los factores que afectan el diseño de los sistemas de desulfurización y cada caso será mejor considerarlo individualmente.

5.2 REFORMACION PRIMARIA Y SECUNDARIA.

La reformación del vapor e hidrocarburos para la producción del gas de síntesis, se realiza en dos etapas de reacción catalítica. La primera etapa llamada reformación primaria, produce una reformación parcial del gas, conteniendo aproximadamente 10% en volumen del metano (en base seca) y en el reformador secundario, este gas es más procesado para conseguir el contenido bajo de metano deseado para la producción de gas de síntesis (aproximadamente 0.3% en volumen (base seca)). La reformación primaria se realiza en un horno para almacenar la gran capacidad de transferencia de calor. El reformador secundario es un recipiente a presión, forrado con refractario monolítico y el calor requerido para la reformación en esta unidad, se obtiene por combustión usando oxígeno atmosférico adicionado para proveer nitrógeno de síntesis.

Antes de describir en detalle el proceso de la reformación, es conveniente resumir la química de los procesos y la influencia de varios parámetros de diseño de los sistemas en funcionamiento. Como resultado de la mezcla y reacción del gas natural y vapor a temperaturas elevadas realizada en la sección de reformación, las únicas especies químicas que existen son CO , H_2O , CO_2 , CO , y H_2 . Este es el resultado de la reacción de los gases naturales con el vapor. La pequeña cantidad de hidrocarburos en el gas natural, será rápidamente -

crackeada a compuestos simples, tal como el metano, por lo tanto las únicas reacciones posibles son:



Como fue mencionado, el objeto de la reformación es producir un gas con bajo contenido de metano. Considerando el par de ecuaciones y asumiendo que el momento de equilibrio de ambas reacciones se alcanza, se pueden anotar los siguientes puntos:

- a) La reacción de reformación produce un incremento en volumen y así una presión baja favorece un bajo contenido de metano.
- b) La reacción de reformación es fuertemente endotérmica y así un bajo contenido de metano se favorece con una temperatura alta.
- c) Un alto contenido de vapor favorece a un bajo contenido de metano.

En la práctica la presión baja no se usa, debido a la importancia de los siguientes factores:

- a) El gas de síntesis entregado al compresor de gas de síntesis, a una presión de reformación baja, requerirá considerablemente de más compresión y el costo de operación global será más alto.
- b) Tener una baja presión en reformación, implicaría que para producir una determinada cantidad de gas de síntesis, se requieren recipientes más grandes, etc., y además se ocupará más espacio.
- c) Facilitará la purificación del gas de síntesis, debido a la presión parcial alta del CO_2 .
- d) Mejor recuperación de calor.

Altas temperaturas se usan debido al factor de usar una presión alta, la temperatura se fuerza a ser igualmente elevada para alcanzar una posición de equilibrio equivalente a la obtenida en una reformación a baja presión.

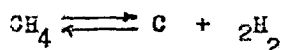
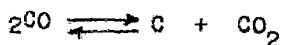
La presión y temperatura típica a la salida de la zona de reacción del reformador primario, son de 1510°F y 475 Psia. El efluente del reformador secundario obviamente tendrá una presión ligeramente menor pero la temperatura será aproximadamente de 1330°F, dando así un bajo contenido de metano a la salida.

Las restricciones en diseñar el reformador primario, es el problema de encontrar materiales de construcción adecuados para los tubos de la caja radiante del horno. En estos tubos, la reformación primaria se lleva a cabo y estos deben resistir la temperatura y presión alta. Para manejar las temperaturas altas del reformador secundario, un recipiente forrado con refractario es necesario y el calor requerido, para la reformación se genera internamente por combustión, usando el oxígeno del aire adicionado, para proveer el nitrógeno de síntesis y se aprovecha el oxígeno asociado.

Para los propósitos de la discusión y para ilustrar el efecto general de los parámetros de diseño, se asume que el equilibrio de las reacciones de reformación y mutación se alcanzó. Esto no es verdadero y en realidad solo la cinética de la reacción de mutación a las condiciones de operación es suficiente rápida para aproximarse al equilibrio tanto en el reformador primario como el secundario. La reacción de reformación solo se desplaza para el equilibrio, actualmente no se alcanza el estado de equilibrio en uno u otro reformador. La cercanía de la aproximación al equilibrio es una medida del funcionamiento del catalizador y ésta se expresa por una diferencia de temperatura llamada "temperatura aproximada". La temperatura de equilibrio del efluente de un reformador a una temperatura real T_r , es mayor que el contenido en el equilibrio de tal manera que hay una temperatura de "equilibrio" T_{eq} -

más baja en la cual el contenido de CH_4 real estaría en equilibrio. -
La diferencia entre T_r y T_{eq} se llama temperatura de aproximación.

Anteriormente se mencionó la suposición de la no formación de carbón -
en el catalizador. El carbón puede depositarse por uno o varios meca-
nismos por ejemplo:



Como estas son reacciones reversibles, el carbón es eliminado con meca-
nismos similares. Esto es posible para calcular el vapor mínimo de adi-
ción para asegurar la no existencia de cualquier carbón libre en equi-
librio. Sin embargo lejos del equilibrio considerando la deposición y-
eliminación de carbón, la situación se complica y puede ser posible te-
ner una deposición neta de carbón si se usa únicamente la mínima canti-
dad de vapor. Kellogg usa una cantidad de vapor de reformación equivalen-
te a 3.5 moles de vapor por cada mol de carbón en la carga. Este valor
se justifica por varias razones.

- a) Se ha encontrado que dá un funcionamiento satisfactorio en muchas -
operaciones de reformación.
- b) El abundante suministro de vapor asegura una conversión alta de hi-
drógeno.
- c) El vapor adicional es útil para proveer calor al rehervidor para el-
proceso de eliminación de CO_2 .

Se necesitan catalizadores diferentes para la reformación primaria y -
secundaria; sin embargo los dos utilizan níquel como constituyente acti-
vo. El catalizador de reformación se envenena fácilmente por compues-
tos que contienen a libre cloro, pero este daño no es irreversible y -
la actividad del catalizador se restablece al utilizar una carga dentro

de especificación. Si continuamente se encuentran compuestos de cloro en la carga, debe de considerarse el instalar un sistema de eliminación de cloro junto con el sistema de desulfurización descrito previamente.

Las operaciones de la reformación primaria y secundaria y equipo asociado son ahora descritos (ver figura 7.3). La carga desulfurizada, aproximadamente a 700°F, se mezcla con vapor de media y la carga mezclada fluye a la sección de convección del horno del reformador primario, donde se calienta a 950°F. El precalentamiento en la sección de convección se realiza por el calor recuperado del gas de combustión proveniente del hogar. La carga mezclada se distribuye entonces a los tubos con catalizador suspendidos en la caja de radiación, donde el gas fluye hacia abajo sobre el catalizador de níquel. Incluida en la carga mezclada esta corriente rica en hidrógeno, recirculada del proceso de desulfurización, este servicio es para mantener la caja de arriba del catalizador reducida y activa. El horno opera con quemadores de gas natural y gas combustible de purga entre las hileras de tubos.

El hogar tiene solo una eficiencia del 50%, pero el calor liberado y no absorbido por la reacción de reformación, se recupera en la sección de convección. Este arreglo da una eficiencia térmica total alta en el reformador primario. El gas de combustión se usa en la sección de convección para:

- a) Calentar la mezcla de carga (ya descrita previamente).
- b) Calentar el aire de proceso para el reformador secundario.
- c) Supercalentar el vapor de alta presión.
- d) Precalentar el agua de alimentación a Calderas.
- e) Precalear el gas de la carga para desulfurizar, si se se tiene aparte un sistema.

f) Calentar el gas combustible.

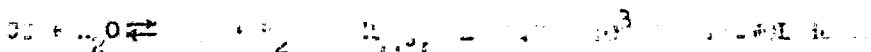
Los gases de combustión de la Caldera auxiliar, se descargan dentro de la sección de convección del reformador primario y ayuda en parte a dar las cargas térmicas descritas anteriormente.

El gas parcialmente reformado fluye a través del elevador y de la línea de transferencia, hasta el reformador secundario, donde este se mezcla en un quemador especial con aire de proceso precalentado y ocurre la combustión. La mezcla resultante fluye hacia abajo sobre el catalizador de níquel, enfriándose a medida que reacciona. Debido a que se generan muy altas temperaturas de flama en la zona de combustión del reformador secundario, se usa una capa especial de catalizador de cromo de alta temperatura arriba del catalizador de níquel.

El reformador secundario opera adiabáticamente y así entre más caliente esté el aire de proceso, se necesitará menos reformación primaria y el reformador secundario puede usarse más efectivamente. Kellogg normalmente espera que la temperatura del aire de proceso hacia el reformador secundario sea entre 850 y 900°F. Como resultado de la combustión en el reformador secundario, algo de hidrógeno potencial se destruye, sin embargo es una medida que transfiere carga de reformación del primario al secundario y reduce la inversión de capital.

5.3 MUTADOR DE ALTA Y BAJA TEMPERATURA.

La sección de reformación produce un gas que contiene carbón en 3 formas: monóxido de carbón, dióxido de carbón y metano. La mutación del monóxido de carbón a dióxido de carbón con una correspondiente producción de hidrógeno es de acuerdo a la ecuación:



La cantidad de carbón ahora en forma de dióxido de carbón se elimina -

por un proceso con MEA o carbonato caliente. En Plantas modernas un contenido bajo de monóxido de carbón (aproximadamente 0.5% (base seca) después de la mutación se requiere para permitir el uso de metanación, más bien que sistemas muy complejos y costosos para purificar el gas de síntesis.

Del análisis de la ecuación de mutación se pueden sacar las conclusiones siguientes, acerca del contenido bajo de CO (asumiendo que el equilibrio se alcanza):

- a) La reacción es exotérmica, por lo tanto un bajo contenido de monóxido de carbón se favorece con temperaturas bajas.
- b) La posición del equilibrio es inafectable por la presión.
- c) Un contenido alto de vapor en el efluente del reformador es conveniente para producir un contenido bajo de monóxido de carbón.

El constituyente activo del catalizador tradicionalmente usado para la mutación es un compuesto de hierro. El catalizador es barato y robusto y tiene gran capacidad para soportar el envenenamiento, sin embargo, se requieren temperaturas de operación arriba de 650°F para que el catalizador tenga una actividad adecuada. A estas temperaturas la consideración termodinámica no permite la existencia de los contenidos bajos de monóxido de carbón necesarios para la metanación a menos que se usen relaciones vapor/carbón mayores de 3.5. Por consiguiente, la mutación se lleva a cabo a dos niveles de temperaturas:

- a) Mutador de Alta Temperatura (MAT), para lograr la conversión del grueso del monóxido de carbón.
- b) Mutador de Baja Temperatura (MBT), para conseguir el contenido de monóxido de carbón necesario para permitir la metanación.

Una alternativa a esto es el uso de un catalizador cuyo componente activo es el cobre. El cobre es un catalizador mucho más activo-

que el fierro a temperaturas bajas (menores de 500°F), pero se daña y pierde esa actividad a temperaturas altas. Adicionalmente el catalizador del MBT es muy susceptible a envenenarse con azufre y compuestos halogenados, así que el pretratamiento de la carga es esencial. A diferencia del catalizador de níquel de la sección de reformación, el catalizador del MBT no recupera esa actividad después del envenenamiento. Una consideración adicional es que el catalizador del MBT es más caro que el catalizador del MAT.

El equilibrio químico no se alcanza en ninguno de los catalizadores del MAT ni del MBT y el verdadero funcionamiento del catalizador del mutador se expresa por el mismo concepto que el usado para la reacción de reformación, es decir; la temperatura aproximada. El contenido real de monóxido de carbono del gas en un mutador a una temperatura real (T_r) es mayor que el contenido en el equilibrio, así hay una temperatura de equilibrio (T_{eq}), mayor a la del contenido real del monóxido de carbono en equilibrio. La diferencia entre T_r y T_{eq} es la temperatura aproximada y esta es siempre negativa, cuando el gas de síntesis se produce. La temperatura aproximada que se usa para el diseño del MAT y el MBT es de -50°F.

Las descripciones de los flujos de la mutación se ilustran en la figura 5.4. Los mutadores son 2 reactores verticales de cama simple, encima uno de otro, con el MAT como reactor superior, el efluente caliente del reformador secundario después de ser enfriado en 2 etapas, para recuperar el calor generado entra al MAT y fluye hacia abajo sobre el catalizador. La temperatura aumenta al proceder la reacción y el efluente del MAT sale a más de 300°F. El gas se debe de enfriar antes de entrar al MBT, una porción de este calor se transfiere al sistema de vapor y el remanente se utiliza para precalentar la carga al metanador.

La temperatura de la carga al MBT deberá ser bastante baja para permitir la obtención de un bajo contenido de monóxido de carbono en el

efluente después de considerar el aumento de temperatura por el calor de reacción y ser lo suficientemente alta para evitar cualquier posibilidad de condensación. Las gotas de agua resultantes de la condensación, entrarán al MBT y dañarán el catalizador. Normalmente la temperatura mínima de entrada es aproximadamente de 400°F, al inicio de la vida útil del catalizador (el período de mayor actividad). A medida que el catalizador envejece, será necesario incrementar la temperatura de entrada para mantener la velocidad de reacción, pero esto hará que el contenido de monóxido de carbono a la salida, aumente por la mayor temperatura del efluente. Siguiendo al paso del MBT, el gas caliente se enfría y se usa para proporcionar parte del calor de rehervido necesario en el proceso de eliminación de CO₂. Si se usa el proceso de eliminación con MEA, un enfriamiento adicional de efluente enfriado del MBT se requiere y este se lleva a cabo para transferir calor al sistema de vapor.

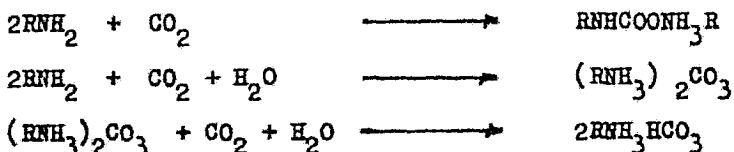
5.4 PROCESOS DE ELIMINACION DE CO₂

Los procesos más comunmente usados para eliminar el CO₂ son:

a) Con MEA y b) Con carbonato caliente. Ambos cuentan con una combinación de absorción con el solvente apropiado, seguidos por un agotamiento con vapor a baja presión para liberar el CO₂.

A) SISTEMA DE ELIMINACION DE CO₂ CON MEA.

El sistema con MEA fue el primero en desarrollarse y en la versión moderna de este sistema, el solvente es una solución de monoetanolamina (MEA) en agua al 30% en peso. La absorción de CO₂ está acompañada de la siguiente reacción con la SOLUCION DE MEA y resulta una liberación de calor de aproximadamente 750 BTU/LB de CO₂.



Donde $R = \text{HOC}_2\text{H}_4$

Para hacer posible la operación con solución fuertemente alta de MEA, Plantas modernas usan aditivos para la solución como la de la Union Carbide's, Amine Guard. Estos son intentos para prevenir la degradación de la MEA e inhibir la corrosión. La degradación de la MEA es causada por una variedad de factores tales como la oxidación y la reacción con compuesto que contenga azufre. Hay que tener cuidado en minimizar las condiciones promotoras de corrosión. Las precauciones típicas son el uso del agotamiento a baja presión, enfriamiento del efluente del MBT antes de que este entre a los rehervidores y eliminación de algunos sólidos por filtración y purificación. Un diagrama de flujo típico del sistema con MEA se da en la figura 5.5 La absorción del CO_2 , se lleva a cabo con una Torre de 20 platos a contra-corriente, con solución de MEA. La solución agotada (pobre) conteniendo una pequeña cantidad de CO_2 residual, se bombea al domo de la absorbedora. Al enfriarse esta solución, se aprovecha el equilibrio vapor/líquido del CO_2 favorable a bajas temperaturas, para obtener bajo contenido de CO_2 en el gas que sale de la absorbedora (menos del 0.01% en vol., base seca). La gran liberación de calor en la absorbedora significa que para mantener una efectiva transferencia de masa del CO_2 en el fondo de la absorbedora, la solución pobre debe de enfriarse.

La solución MEA rica en CO_2 , sale de la absorbedora y se precalienta contra la solución pobre caliente del fondo de la agotadora. Este intercambio, sirve para reducir los requerimientos de enfriamiento para la solución pobre y la capacidad térmica del hervidor de la agotadora. La solución rica de MEA, se depresiona y la mezcla de 2 fases, se envía al domo de la agotadora. Con frecuencia una turbina hidráulica, se usa en la reducción de presión y este rendimiento de potencia se usa para reducir los requerimientos netos de potencia de bombeo.

El agotamiento de la solución rica se lleva a cabo en una torre — con 17 platos, estando a contra corriente con vapor. El vapor condensado sirve para proveer el calor requerido para la reacción inversa de la absorción. El calor del rehervidor para generar el vapor de agotamiento se obtiene en gran parte del enfriamiento del efluente del MBT y el calor remanente se provee por la condensación del vapor de baja.

La corriente que sale por el domo de la agotadora se enfría para reducir la pérdida de agua con el producto de CO_2 . El condensado que se produce se separa del vapor en el tambor de reflujó y se retorna al domo de la agotadora.

Para asegurar la operación continua y satisfactoria de la Unidad, — se requieren varios equipos auxiliares:

a).- Purificador de MEA.

Este es un destilador semicontinuo que toma la solución pobre como alimentación y retorna vapor aproximadamente a la misma composición a la base de la agotadora. Puesto que no todo el líquido se separa, la solución en el purificador de MEA se hace progresivamente mas concentrada, con los productos de degradación de MEA y sólidos no volátiles. Cuando la temperatura en el purificador de MEA alcanza 280°F , la destilación deberá suspenderse y el líquido remanente descargarse. El purificador de MEA normalmente se usa intermitentemente.

b).- Inyección de aire.

Esta, está situada cerca del hervidor del agotador y se usa para mantener oxidado el inhibidor de corrosión que es su forma activa. Esta deberá usarse intermitentemente para evitar la degradación de la MEA.

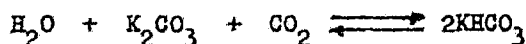
).- Filtros.

Normalmente se tienen 2 filtros: Un filtro mecánico que opera con el 5% de la solución rica para eliminar algunos sólidos en el líquido y un filtro carbón que toma el 1.5% de la solución pobre para eliminarle algunos agentes que promueven la espuma.

B) PROCESO DE ELIMINACION DE CO₂ CON CARBONATO CALIENTE.

Una alternativa para el uso del sistema con MEA descrito anteriormente, es el proceso de eliminación de CO₂ con carbonato caliente. Este proceso se desarrolló específicamente para satisfacer las condiciones prevalecientes en la producción de gas de síntesis:

- a).- Alta presión parcial de CO₂.
- b).- Alta temperatura del gas del proceso. La absorción del CO₂ está acompañada por una reacción química que involucra carbonato de potasio en solución acuosa para formar bicarbonato de potasio, con una liberación de calor de 310 BTU/LB de CO₂ (aproximadamente)



Normalmente se utilizan soluciones concentradas de carbonato de potasio al 25 y 30% en peso. También se le agregan a la solución diferentes aditivos como:

- a).- Dietilamina (DEA), para mejorar la velocidad de absorción del CO₂. La DEA permanece a la misma familia química de la MEA.
- b).- Pentóxido de vanadio que forma un complejo metálico que protege al acero de la Planta, previniendo la corrosión, al mantenerse una cantidad adecuada de vanadio en la solución.

Un diagrama de flujo típico para el proceso de carbonato caliente se da en la figura 5.6. La eliminación de CO_2 se lleva a cabo en 2 etapas de absorción, por contacto a contra corriente del gas con la solución de carbonato en una Torre empacada. En el domo una solución de carbonato altamente agotada, conteniendo poco CO_2 residual (pobre) se usa como el medio de absorción. Esta sección se completa al final con un limpiador del gas de síntesis y el domo de la absorbidora contendrá menos de 0.1% en volumen (base seca) de CO_2 . La sección del fondo de la absorbidora usa una solución de carbonato parcialmente agotada (semipobre) y completa la cantidad para eliminar el CO_2 .

La solución rica que se calienta en gran parte como el resultado del calor de absorción, sale del fondo de la absorbidora a alta presión y es normalmente reducida de presión en una combinación de turbina hidráulica/válvula y se vaporiza dentro del domo de la agotadora a baja presión. Como en el sistema con MEA, la potencia de la turbina se aprovecha para reducir el consumo de energía al bombear la solución agotada de carbonato nuevamente a la absorbidora.

La agotadora similarmente a la absorbidora incorpora dos secciones:

- a).- En el domo se agota parcialmente la solución rica, después de que la mayor porción se agota en la sección del fondo de la agotadora.
- b).- La solución de carbonato remanente fluye a la sección del fondo de la agotadora, donde ésta se pone en contacto con el flujo de vapor de agotamiento y es altamente purificada. Los fondos del agotador se enfrían y se entregan en el domo de la absorbidora.

El calor del rehervidor se obtiene de las dos mismas fuentes como

en el caso del sistema con MEA, vapor y efluente del MST.

El vapor en el domo de la agotadora se enfría para condensar el agua y reducir la pérdida de ésta en el producto de CO_2 . El condensado producido se separa del vapor en el tambor de reflujo y retorna a la agotadora; el condensado normalmente regresa a la charola de recolección del rehervidor, este sirve para prevenir una alta concentración en el rehervidor. El retorno del condensado deberá ser directo a la charola de recolección, en vía algunos platos de lavado situados sobre la zona de vaporización de la solución rica en la agotadora (ver figura 5.6). Los platos de lavado tienen 2 funciones:

- a).- Eliminación del arrastre de carbonato en la solución, así se previenen posibles pérdidas de productos químicos costosos.
- b).- Pre calentamiento del condensado frío, de este modo se reduce la capacidad de calor sensible de los rehervidores.

Los filtros mecánico y de carbón activado se instalan de acuerdo a las especificaciones del vendedor del proceso, con las razones existentes, similares a éstos para el sistema con MEA.

Como en el sistema con MEA, son tomadas precauciones para minimizar las condiciones que promueven la corrosión; por ejemplo: manteniendo temperaturas bajas en la agotadora y en el lado del proceso de los rehervidores y filtración para eliminar algunos sólidos en suspensión.

Como se nota en la figura 5.6, el diagrama de flujo del sistema de carbonato es más complicado que el sistema equivalente con MEA. La complejidad surge de un número de razones:

- 1) La solución de carbonato no tiene tan favorablemente equilibrio líquido/vapor como el de la solución de MEA. Este punto se

ilustra por el contenido muy bajo de CO_2 en el lomo de la absorbadora con MEA.

- 2) En el proceso con carbonato, la absorbadora opera más caliente y esto tiende a ampliar el punto 1. Por estas razones, es necesario usar una agotadora más alta y enfriar la solución pobre con el gas de síntesis purificado. La cantidad de CO_2 eliminada, se realiza usando una solución que no se enfría o solo se enfría ligeramente comparada al enfriamiento de la solución pobre requerida en el sistema con MEA. Como consecuencia final, el flujo de circulación total de la solución en el sistema con MEA, será menor que en el proceso con carbonato caliente.

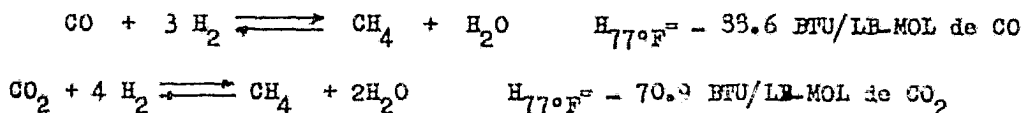
Para compensar estas aparentes desventajas, se nota que poco calor — es relativamente disipado de la solución de carbonato, por lo tanto, se suministrará poco calor a través de los reservidores, para llevar la solución rica a la temperatura de agotamiento. Similarmente, no hay cambiador de solución rica/solución pobre, como en el sistema con MEA. Adicionalmente el calor de absorción del CO_2 en la solución de carbonato es menor que en la solución de MEA. El resultado es que al volver a un sistema más complejo, se obtienen los requerimientos térmicos más bajos, al estimar los tamaños de la absorbadora y la agotadora, estos son grandes en un proceso de carbonato caliente por 2 razones:

- a).— Un diámetro grande se necesita para dar abasto al alto flujo de circulación.
- b).— Menor transferencia de masa significa una columna más alta.

La velocidad de transferencia de masa es influenciada por la velocidad muy lenta de la reacción de CO_2 con carbonato de potasio que con MEA. La transferencia de masa se controla, por una película en ambos casos.

5.3 METANACIÓN

Después de la mutación y de la eliminación del CO_2 , el gas de síntesis contiene pequeñas cantidades de monóxido de carbono y de dióxido de carbono. Estos óxidos, si entran al circuito de síntesis, oxidarán el catalizador de síntesis de amoníaco, haciendo a éste inactivo. Para evitar esto, los óxidos de carbono se convierten en metano que es inerte con respecto al catalizador de síntesis. Las reacciones de metanación son las siguientes:



Estas son reacciones reversibles pero el equilibrio tiende hasta ahora a la derecha, el contenido de óxidos de carbono del gas a la compresora de gas de síntesis será menor de 10 ppm. Níquel es el componente activo del catalizador.

Como se ve en las ecuaciones, las reacciones de metanación son altamente exotérmicas y la única razón para que se pueda usar la metanación es que el catalizador del MPT y el proceso de eliminación de CO_2 , produzcan las bajas concentraciones de óxidos de carbono requeridas. Si hubiera un aumento en la concentración de los óxidos de carbono, se tendría una situación de emergencia debido a la gran cantidad de calor generada por las reacciones de metanación.

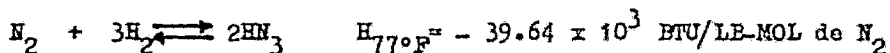
Antes de la metanación, la corriente que sale del domo de la absorbidora de dióxido de carbono, se calienta hasta 600°F (ver fig. 5.7). El calentamiento se hace en dos etapas; la primera usa el gas caliente del primer paso del compresor de síntesis y la segunda usa el efluente del MAT como se explicó anteriormente. Un directo se provee alrededor del último cambiador para controlar la temperatura de carga al metanador. La carga caliente entra al metanador y fluye hacia abajo sobre el cata-

lizador; el calor liberado aumenta la temperatura aproximadamente 75°F. Se recupera calor del efluente del metanador por intercambio contra la carga de agua a la Caldera.

La metanación consume un poco de hidrógeno potencial; sin embargo la inversión de capital y los costos de operación asociados a este proceso son mucho menores que cualquier otro método.

5.6 SINTESIS Y COMPRESION DEL AMONIACO.

La síntesis del amoníaco a partir de hidrógeno y nitrógeno sobre catalizador de hierro promovido, es una reacción clásica de química aplicada y ésta se ha usado comercialmente por más de 60 años. La reacción reversible es exotérmica y es acompañada por una disminución en volumen de acuerdo a la ecuación:



Todos los circuitos de síntesis de amoníaco contienen los siguientes sistemas:

- a) Síntesis del amoníaco.
- b) Compresión del gas.
- c) Recuperación del amoníaco.

El arreglo preciso de los sistemas puede variar algo. Un arreglo típico para 2000 psig. en el circuito de síntesis, se puede ver en la Fig. 5.8. Para facilidad de explicación se recurre a la Fig. 5.9. El gas de síntesis fresco (GSF) al circuito, consiste de hidrógeno y nitrógeno aproximadamente en la relación estequiométrica de 3:1, con o sin componentes inertes, se comprime y se introduce a un sistema de circulación donde éste se combina con el gas de recirculación rico en amoníaco. La mezcla de GSF y recirculación, se enfría y la cantidad de amoníaco presente en la recirculación se condensa. Vapor separado del amoníaco

contenido se lleva después al precalentador al sistema de síntesis, donde el amoníaco se produce. El efluente rico en amoníaco se enfría y se convierte en la recirculación al sistema de compresión. Una corriente de purga, se usa para liberar al circuito de componentes inertes que entran con el GSF y se acumulan en el circuito.

Los circuitos de síntesis modernos son diseñados para operar a una presión en el rango de 2000 a 4700 psig. En el pasado eran diseñados circuitos para operar a una presión en el rango de 1500 a 15000 psig. Algunos circuitos destacan la recuperación de amoníaco en dos puntos. La Fig. 5.8 es el proceso típico de Kellogg de un circuito de síntesis de baja presión (2000 psig), aún este puede ser diseñado para presiones altas.

La selección de la presión del circuito de síntesis en base a un balance económico, implica una inversión de capital y un costo de operación. Factores semejantes como la capacidad de la Planta requerida y el valor de la utilidad de la estructura afectará el resultado de algún cálculo semejante.

Lo que sigue es una discusión de los factores que influyen en el diseño de los circuitos de síntesis. Los puntos se ilustran primeramente en términos del circuito de síntesis de baja presión de Kellogg.

a).- Síntesis del Amoníaco.

De la ecuación que representa la reacción de síntesis del amoníaco, se pueden hacer las siguientes observaciones, concernientes a un alto contenido de amoníaco (asumiendo que el equilibrio se alcanza):

- (i) La reacción es exotérmica y a una temperatura baja se favorece un contenido alto de amoníaco.
- (ii) La reacción da como resultado una disminución de volumen y a presión alta se favorece un contenido alto de amoníaco.

- (iii) La cantidad mínima de componentes inertes está presente dado que ellos actúan como diluentes.

Termodinámicamente una temperatura baja es ventajosa en dar un contenido alto de amoniaco; sin embargo para llevar a cabo velocidades aceptables de reacción sobre el catalizador, se usan temperaturas altas. Al proceder la reacción, la temperatura aumenta, haciendo que la velocidad de reacción sea muy rápida pero el equilibrio es menos favorable y el amoniaco sintetizado aumentará progresivamente la velocidad de reacción inversa. Por ello es necesario un cuidadoso control de la temperatura a través del reactor si se quiere obtener un balance óptimo entre los límites establecidos por el equilibrio termodinámico y las velocidades de reacción hacia la izquierda o hacia la derecha. En la práctica por lo tanto, la precaución hecha para la temperatura será la disminución de ésta, en puntos apropiados a través del reactor.

El procedimiento optado en el reactor de Kellogg es dividir la carga al reactor en dos porciones. La mayor parte se calienta y se alimenta a la primera cama. La restante que no se calienta, se subdivide y además se inyecta como tiro frío a los espacios de las camas de catalizador. Esto tiene 2 importantes efectos:

- (i) Reduce la temperatura de los reactivos calientes que salen de la cama superior (evitando las altas temperaturas, se ayuda a aumentar la vida del catalizador).
- (ii) Diluye el contenido de amoniaco de la mezcla de reacción, así favorece la reacción hacia adelante.

El procedimiento se ilustra en la Fig. 5.10. Cuando el punto de máxima concentración cae en la línea de equilibrio, se añade un tiro de enfriamiento. Sin embargo, el enfriamiento adicional no sefa grande como para enfriar la mezcla demasiado y

reducir la velocidad de reacción. Así como se ve el procedimiento en este caso, se repite 3 veces.

Termodinámicamente, una presión alta ayudará a dar rendimiento alto de amoníaco. Cinéticamente también, una presión alta ayudará a producir una velocidad de reacción alta y ésta tenderá a reducir la cantidad de catalizador necesitado. La desventaja obvia, es el incremento del costo del equipo para un circuito de síntesis a alta presión. La presión influiría en los requerimientos de la potencia de compresión y por lo tanto en los costos de operación. Menos obvia sería la influencia de las pérdidas de nitrógeno e hidrógeno en la purga de inertes y de la potencia de refrigeración. Los diluentes en forma de componentes inertes reducen el rendimiento y la velocidad de reacción. Para algunos circuitos de síntesis el flujo de inertes que entra con el GSF se balancea con el flujo de eliminación de inertes en la corriente de purga y en el amoníaco condensado. Si el GSF se purifica a bajos contenidos de inertes por el uso de un lavado con nitrógeno, entonces la purga no se necesita y los inertes son eliminados solamente por solución en el amoníaco condensado. En este caso sería para un circuito altamente eficiente, sin embargo, el alto costo de la producción de GSF puro, normalmente prohíbe este camino.

El catalizador de síntesis del amoníaco, es un material activo cuando está en estado reducido y se hace inactivo por oxidación. La inactividad puede ser temporal o permanente, dependiendo del grado de oxidación y es causado por el contacto con algún compuesto que contiene oxígeno, tales como óxidos de carbón o agua. Por esta razón la metanación se usa para reducir los óxidos de carbón a un nivel bajo en el GSF. Similarmente algo de agua que entra al reactor, se elimina por la metanación del amoníaco en el reactor. El mezclar el gas de recirculación y el GSF seguido por condensación del amoníaco, es una manera de producir una carga al reactor de alta pureza.

b).- Compresión del gas.

El compresor del gas de síntesis es uno de los más grandes consumidores de energía mecánica de una Planta de Amoníaco. Esto tiene 2 funciones:

- (i) Compresión del GSF a la presión del circuito de síntesis.
- (ii) Circulación de una mezcla de gas de recirculación y GSF.

Aumentando la presión del circuito obviamente se incrementarán los requerimientos de potencia del punto (i), pero debido que a mayor presión, dá mayor producción de amoníaco, para una producción de amoníaco dada, menos gas se necesita circular disminuyendo así el punto (ii).

El compresor para un circuito a baja presión, es una máquina centrífuga de dos etapas, con un barril de alta presión de 3 boquillas. En la primera etapa, el gas de síntesis se comprime a una presión intermedia. El gas de síntesis se comprime aún más en la segunda etapa, alcanzando la presión del circuito. La recirculación se admite en una etapa intermedia y la corriente mezclada va a través de la etapa final de compresión antes de descargarse al circuito. Para reducir el consumo de potencia del compresor, la succión de la primera etapa se enfría a una temperatura baja posible usando agua de enfriamiento y la succión de la segunda etapa, se enfría en varios intercambiadores, el enfriamiento es con refrigerante de amoníaco. Adicionalmente la combinación de alta presión y baja temperatura minimizan el agua de saturación, en la succión de la segunda etapa; así se reduce el agua que entra al circuito y hace posible la producción de amoníaco muy puro.

c).- Recuperación de amoníaco.

El amoníaco se recupera por condensación de éste en el gas de re -

circulación, usando una combinación de enfriamiento con agua y enfriamiento con amoníaco. El amoníaco refrigerante es un producto costoso. Hay 2 formas de reducir o eliminar el uso de enfriamiento con amoníaco:

(i) Recuperación de refrigeración.

La descarga de la segunda etapa del compresor de síntesis - después del enfriamiento con agua, se divide en dos porciones, la primera de éstas se enfría pasando a través de los enfriadores con amoníaco y la segunda se enfría por intercambio de calor contra el vapor frío del separador de amoníaco, recuperando así refrigeración.

(ii) Aumentando la presión del circuito de síntesis.

La mayor producción de amoníaco combinada con la mayor presión, significa que el amoníaco puede condensarse a mayores temperaturas, reduciendo así la carga de la refrigeración a baja temperatura.

Una breve descripción del circuito de síntesis de baja presión de la Kellogg se da: La referencia es hecha en la Fig. 5.3. Después de enfriar el efluente del metanador, el gas de síntesis purificado, conteniendo hidrógeno y nitrógeno en relación volumétrica de 3 a 1 y un contenido de inertes (metano y argón) de cerca 1.4% mol., se entrega a la succión del compresor de gas de síntesis a la temperatura de 100°F.

El gas de síntesis se comprime en el compresor centrífugo impulsado por una turbina de 2 etapas. El gas de recirculación de la sección de síntesis se admite en un impulsor de interpase en el segundo barril y va a través del paso final de compresión mezclada con la carga del gas de síntesis fresco.

Tres interetapas de cambiadores son provistos para enfriar el gas-

de síntesis caliente de la primera etapa. El primero es un precalentador de la carga al metanador, el segundo es un cambiador con agua de enfriamiento y el tercero es un enfriador con amoníaco.

La concentración de amoníaco del 12% en el gas de recirculación, se diluye a 9.9% cuando la recirculación y la carga del gas de síntesis fresco se combinan. La descarga total del compresor primero se enfría a 100°F y después se divide en dos corrientes paralelas. Una corriente pasa a través de dos enfriadores con amoníaco refrigerante, operando a sucesivas temperaturas bajas, mientras que la otra corriente intercambia calor contra el vapor del separador de amoníaco, para recuperar refrigeración. Las dos corrientes son entonces recombinadas y además enfriadas a -10°F en un tercer enfriador con amoníaco refrigerante.

Los flujos vapor/líquido enfriados van al separador de amoníaco, donde el producto de amoníaco condensado se separa de la carga del gas al reactor.

El gas del separador, que redujo su contenido de amoníaco hasta el 2%, se calienta contra una porción de la descarga del compresor y después contra el efluente del reactor. La carga al reactor de síntesis de amoníaco entra aproximadamente a 235°F.

El reactor de síntesis de amoníaco se ilustra en la figura 5.11 y consiste de lo siguiente:

De un recipiente de alta presión conteniendo una sección de catalizador y un cambiador de calor. La sección del catalizador es un recipiente cilíndrico que encaja dentro de la carcasa del recipiente, dejando un anillo entre los dos. La cámara del catalizador contiene el catalizador y se calienta por el cambiador a una temperatura óptima para serlo reactivo, se hace la medida de inyectar el gas de carga como un tiro en los espacios entre-

las camas. Aproximadamente 2267 ft³ de catalizador contiene el reactor. Las camas de catalizador son arregladas tal, que la cama de arriba contiene menos catalizador para limitar el aumento de la temperatura en el primer punto de enfriamiento. Puesto que el gradiente de temperatura es muy pequeño en las camas sucesivas, los tamaños de las camas se gradúan con la cama grande en el fondo. Localizado arriba de la sección de catalizador, está un cambiador de calor que precalienta el gas fresco que entra contra el gas caliente que reaccionó en la cama de catalizador anterior. Una línea directa permite la introducción del gas de carga sin precalentamiento y provee el control de la temperatura en la cama superior de catalizador.

El punto normal de entrada de la carga es en el fondo del reactor. El gas fluye hacia arriba, entre la pared del reactor y la pared de la sección de catalizador. Esto sirve como un medio de enfriamiento para la pared y es así calentada previamente al entrar al cambiador. Este entra a la parte superior del reactor y se precalienta contra el efluente caliente que circula hacia arriba dentro de los tubos del cambiador. Para un control de la temperatura en la cama superior, una porción del gas de la carga se introduce directamente al reactor, donde se brinca al cambiador y se mezcla con la carga precalentada. Esta corriente combinada pasa dentro de la primera cama de catalizador. El gas fluye hacia abajo a través del catalizador con un aumento rápido de la temperatura a medida que la reacción del amoníaco procede. Pasa por una rejilla que soporta el catalizador en un espacio entre el fondo de la primera y segunda cama. En este punto la temperatura se reduce y el contenido de amoníaco se diluye por la inyección de una porción de gas de carga fría. Del mismo modo, el gas fluye a través de las cuatro camas a una temperatura óptima para un máximo rendimiento. En presencia del catalizador de fierro, una porción del hidrógeno-

y nitrógeno total se combinan a la temperatura aproximada de 900°F y una presión de 2000 a 2100 psig, para una producción de amoníaco con una concentración de cerca del 12% en el efluente de la última cama de catalizador.

El efluente caliente de la cama del fondo fluye hacia la parte superior a través de una línea de retorno en el centro y dentro de los tubos del cambiador, cediendo calor a la carga fresca que viene del lado de la carcasa. Del cambiador dentro del reactor, el efluente del reactor aproximadamente a 545°F fluye al calentador de agua de alimentación a Calderas, donde el gas se enfría. Después el efluente del reactor intercambia calor con la carga del reactor, bajando la temperatura del efluente del reactor a 110°F. Este gas enfriado pasa al paso intermedio de la segunda etapa del compresor centrífugo para recircularlo al reactor. Una porción de este gas pasa al sistema de combustible como una purga continua para el control de la concentración de los inertes (metano y argón) Estos componentes de otro modo repercutirán en el sistema, reduciendo la efectividad de la presión de síntesis, que se refleja en la baja conversión por paso y en la capacidad de producción. Antes de la liberación del gas de purga al sistema de combustible, éste se enfría a -10°F para recuperar el amoníaco líquido.

El producto total de amoníaco del separador de amoníaco y el líquido del separador de gas de purga de alta presión, se mezclan en un tambor de vaporización intermedio. La vaporización resultante libera la mayor parte de los inertes disueltos en el líquido de alta presión. Este vapor vaporizado se mezcla con otro vapor y con el gas de purga para ser usados como combustibles en el horno del reformador primario. El líquido del tambor de vaporización intermedio pasa al sistema de refrigeración.

5.7 REFRIGERACION DEL AMONIACO.

En el diseño de la Planta convencional de Amoníaco, la refrigeración - con amoníaco, se usa para condensar amoníaco en el circuito de síntesis recuperar el amoníaco de la purga y de las corrientes de gas vaporizado y para enfriar el gas de síntesis fresco y para reducir la cantidad de humedad que entra al circuito de síntesis con el GSF.

El sistema de refrigeración es un ciclo convencional compresión-refrigeración, consistiendo de un compresor, un condensador de refrigerante, evaporadores y tambores de vaporización; como se ilustra en el diagrama simplificado de la Fig. 5.12.

El número de etapas de refrigeración usadas en el ciclo, dependen de un balance económico entre el costo de compresión contra la inversión en el equipo. Como una regla, el costo de la compresión decrece al incrementarse el número de etapas de refrigeración; no obstante la inversión se incrementa debido a los requerimientos adicionales de tambores de vaporización, evaporadores, etapas de compresión, tubería e instrumentación. Usualmente 3 ó 4 etapas de refrigeración, se emplean en una Planta convencional de Amoníaco.

El sistema de refrigeración se diseña normalmente para que sea capaz de liberar todo el amoníaco como líquido a -28°F . La temperatura de -28°F se selecciona porque ésta permite el almacenamiento atmosférico del amoníaco. En muchas Plantas una manera alterna de operación es liberando todo o parte del amoníaco a una temperatura mayor que -28°F , ya sea a un proceso posterior o a una línea. La liberación de todo el amoníaco como líquido a -28°F , es una operación muy severa, ya que demanda un consumo muy grande de potencia del compresor de refrigeración.

Normalmente, la producción entera de amoníaco del circuito de síntesis, se introduce al sistema de refrigeración, una razón para esto es que el

amoníaco del tambor de baja presión todavía contiene pequeñas cantidades de inertes y estos se purgan fácilmente en el sistema de refrigeración. Además el amoníaco se requiere a diferentes niveles de temperatura (como se dijo anteriormente) y esto se realiza fácilmente en el sistema de refrigeración, mezclando amoníaco de diferentes tambores de vaporización. Normalmente algo de líquido del tambor de vaporización de -28°F se mezcla con líquido de otro tambor de vaporización para dar la temperatura requerida. Se separa líquido del tambor de vaporización de -25°F , para evitar la acumulación de agua y aceite que entra con el ASF al circuito de síntesis. Finalmente algo de amoníaco se requiere como vapor y esto se logra fácilmente del sistema de refrigeración.

La entrada de amoníaco al sistema de refrigeración depende de las condiciones a las que se requiere el amoníaco. Si todo el amoníaco se requiere como líquido a -28°F , todo el tambor de baja presión se introduce al tambor de vaporización de -28°F . Si todo o parte del amoníaco se requieren a una temperatura mayor, usualmente se introduce todo o parte del amoníaco a un tambor de vaporización más caliente.

Para los fines de esta descripción se asume que el sistema de refrigeración opera con 3 etapas; a -28°F , 19°F y 56°F respectivamente (Ver Fig. 5.13). El compresor de refrigeración es una máquina centrífuga de 2 pasos, con interenfriamiento. Todo el amoníaco que se produce se introduce en el tambor de vaporización de -28°F y 1000 T/día de amoníaco líquido se obtienen a -28°F .

El vapor de amoníaco de la segunda etapa del compresor de refrigeración se enfría, se condensa y fluye hasta el acumulador de amoníaco. Inertes liberados del líquido, entran al enfriador de gas de vaporización, donde se vaporizan. El amoníaco se condensa y se mezcla con el líquido que sale del enfriador de gas de vaporización. Los gases inertes que se vaporizan se envían al sistema de combustible. El líquido se vaporiza a baja presión

en el tambor de vaporización de refrigeración de la primera etapa. Líquido del tambor de vaporización de la primera etapa fluye por efecto termosifón a través del enfriador de la primera etapa en el circuito de síntesis.

El líquido neto del tambor de vaporización de la primera etapa fluye por una de las 3 posibles rutas al tambor de vaporización de la segunda etapa. Porciones del líquido se vaporizan en el enfriador de gas de vaporización situado en el sistema de refrigeración y en el enfriador de la interetapa del compresor de gas de síntesis, suministrando la refrigeración necesaria para estos servicios. El resto se vaporiza directamente en el tambor de vaporización de la segunda etapa, el líquido del tambor de vaporización de la segunda etapa, fluye por efecto de termosifón a través del enfriador de la segunda etapa en el circuito de síntesis.

El líquido neto del tambor de vaporización de la segunda etapa fluye por una de las dos posibles rutas al tambor de vaporización de la tercera etapa. Una porción del líquido se vaporiza en el enfriador de gas de purga situado en el circuito de síntesis, suministrando la refrigeración necesaria para este servicio. El resto se vaporiza directamente en el tambor de vaporización de la tercera etapa. El líquido del tambor de vaporización de la tercera etapa fluye por efecto de termosifón a través del enfriador de la tercera etapa en el circuito de síntesis.

El líquido neto del tambor de vaporización de la tercera etapa, es el producto amoníaco obtenido a -28°F . Los vapores generados en los enfriadores se toman de los tambores de vaporización, se alimentan a los pasos apropiados del compresor de refrigeración. Se puede instalar una corriente externa de gas de síntesis para alimentar directamente a la primera etapa. Los vapores se comprimen, se condensan y se retornan al acumulador, así se completa el ciclo de refrigeración.

5.8 RECUPERACION DEL CALOR DISIPADO.

La recuperación de calor disipado y la amplia interacción de los procesos con el sistema de vapor, es de principal importancia en el diseño de la Planta total. La Fig. 5.14 indica esta interacción. Para la eficiencia total de la Planta, el calor se recupera a la temperatura máxima factible. Como se vé esta se logra en tres niveles:

- 1).- Calentamiento del agua de alimentación a Caldera.
- 2).- Generación de vapor saturado.
- 3).- Vapor saturado supercalentado.

El agua de alimentación a la Caldera se calienta normalmente en tres cambiadores y en un serpentín recuperador de calor en el reformador primario. Los cambiadores están en el circuito del efluente del metanador en el circuito del efluente del reactor de síntesis y al circuito del efluente del mutador de baja temperatura, si se usa el sistema de eliminación de CO_2 con MEA o el circuito de los fondos de la agotadora de CO_2 , si se usa el sistema de eliminación de CO_2 con carbonato caliente. La generación de vapor de alta, se logra por cambiadores en el reformador secundario y en el circuito del efluente del mutador de alta temperatura. La Caldera auxiliar que no recupera calor del proceso pero es un calentador de fuego directo, además ayuda a la generación de vapor de alta. Finalmente el vapor de alta se supercalienta en los serpentines de recuperación de calor de la sección de convección del reformador primario.

La Fig. 5.15 dá un balance simplificado de vapor donde un menor número de corrientes se omiten para preservar claridad. Típicamente, estas son fugas de vapor, flujos menores de vapor a reactores y el uso de agua de alimentación a Calderas para sobrecalentar el vapor. Se describe brevemente la operación del sistema de vapor de la Fig. 5.15.

El agua de alimentación a la Caldera que sale del deaerador, se bombea a la presión del tambor de vapor, se calienta a su punto de ebullición y se envía al tambor de vapor. La circulación natural se usa para pasar agua a través de los generadores de vapor. Para prevenir cualquier acumulación de sólidos en el tambor de vapor, un pequeño flujo de líquido se purga continuamente. La purga saturada se vaporiza y el vapor producido se introduce al sistema de vapor.

Después del supercalentamiento, el vapor de alta entra a la turbina A de alta presión del compresor de gas de síntesis. Es una turbina a contrapresión que agota el vapor a un nivel de presión media. La mayor parte del vapor agotado de la turbina entra al cabezal de media presión mientras que el resto se entrega en la turbina B que es una turbina de condensación.

El cabezal de presión de media, suministra vapor para varios servicios:

a).- Vapor de Proceso.

Este es el vapor suministrado al reformador primario, más una pequeña cantidad adicionada al proceso con aire del reformador secundario.

b).- Turbinas de contrapresión y de condensación.

Estas son los principales elementos motrices de la compresora de gas de síntesis, para la Planta.

c).- Reducción de vapor.

Un exceso de vapor se suministra al cabezal para asegurar continuidad para variaciones en la demanda, además la reducción suministra el vapor adicional requerido en el cabezal de baja presión no proporcionado por el vapor agotado de las turbinas de contrapresión, puesto que el vapor reducido, no realiza ningún trabajo la cantidad se conserva al mínimo.

Del cabezal de baja presión, el vapor se suministra a:

a).- Procesos de calentamiento.

Esto incluye las capacidades térmicas, tal como el rehervido en el sistema de eliminación de CO_2 y en el condensador de la agotadora.

b).- Diversos usos del vapor.

Esto incluye capacidades térmicas tal como calentamiento del tanque y a las venas de calentamiento.

c).- Reducción de vapor.

Como en la reducción de vapor de media, este provee flexibilidad. Adicionalmente el vapor liberado del coarcedor se usa para eliminar algunos gases disueltos en la carga de agua a la Caldera.

El condensado de superficie se retorna al sistema de vapor a través de los pulidores que eliminan iones metálicos. La cantidad requerida de reposición, se adiciona para compensar las pérdidas y entonces las corrientes mezcladas se entregan al deareador por agotamiento.

C A P I T U L O VI
PROCEDIMIENTO DE CALCULO

METODOLOGIA.

1.- SE ESTABLECEN LOS PARAMETROS DEL PROCESO.

Estos son el resultado de muchos años de búsqueda y desarrollo, y son la base para el desarrollo de los cálculos en cada punto del procedimiento de cálculo.

2.- SE ESTABLECEN LOS EFECTOS DE LAS CONDICIONES DE OPERACION EN CADA SECCION DEL PROCESO.

Esto se hace con el objeto de ampliar nuestro criterio, para saber definir si se aumenta o se disminuye el valor de una variable, para efectuar el cálculo con más rapidez y eficiencia.

3.- SE CALCULA LA COMPOSICION DEL GAS DE SINTESIS FRESCO (GSF) EN EL CIRCUITO DE SINTESIS.

- A) Se establece la composición de la carga de gas natural (F).
- B) Se fija el número de moles por hora (MPH) de N_2 en el GSF.
- C) Se establece la relación molar de $H_2/N_2=3/1$, y se determinan los MPH de H_2 en el GSF.
- D) Se fija la fracción molar del CH_4 (Y_{CH_4}) en el GSF.
- E) Se establece la composición del aire.
- F) Se hace el cálculo del hidrógeno potencial. Este consiste en multiplicar el valor del % mol de cada componente en la carga de gas natural por la cantidad de H_2 formado en base a la reacción de reformación de cada componente.
- G) Se calculan los flujos de carga (gas natural) y aire. Estos se calculan resolviendo 2 ecuaciones simultaneas, representando los balances de masa del N_2 y del H_2 potencial entre la carga y el GSF.
- H) Se calcula el argon en el GSF, de los flujos de carga y aire establecidos.
- I) Dado que los MPH de N_2 , H_2 , Ar y la fracción mol de metano se conoce, se puede calcular el número de MPH de metano en el GSF.

Por lo tanto con todo lo anterior, se establece la composición del gas de síntesis fresco (GSF).

4.- SE CALCULA EL BALANCE DE MASA DEL CIRCUITO DE SINTESIS PARA PRODUCIR 1000 TM/DIA DE AMONIACO.

- A) Se hacen algunas definiciones de algunos conceptos.
- B) Se fija la presión en el circuito de síntesis, teniendo como base el parámetro de la presión de síntesis que se da en el punto 1.
- C) Se fija el contenido de inertes en la carga al reactor y el contenido de amoniaco a la salida, de tablas de acuerdo a la presión del circuito de síntesis.
- D) Se fijan la presión y la temperatura en el separador secundario, en el separador de gas de purga y en el tambor de vaporización.
- E) Se estiman las composiciones del líquido y del vapor en el separador secundario.

Aquí se utiliza un procedimiento iterativo, utilizando todos los datos disponibles de la corriente de vapor. De esta manera se fija el contenido de NH_3 en la carga al reactor.

- a) El método es iterar con la composición de amoniaco, de tal manera que se llegue a vapor saturado. Un valor inicial de 2% de amoniaco en el vapor puede obtenerse de gráficas, asumiendo que el líquido es 100% amoniaco. Con éste y sabiendo que el vapor del separador secundario es la carga al reactor, y usando las siguientes condiciones (fijadas anteriormente):

i) El vapor está saturado a 2100 Psig. y -10°F .

ii) El vapor contiene una relación de H_2/N_2 de 3:1.

iii) La composición de inertes (CH_4 y Ar) es de 13.6% en volumen.

Podemos hacer una muy buena aproximación de la composición real del vapor.

- b) Con la composición de cada componente en el vapor (Y_i), y con la constante de equilibrio líquido/vapor (K_i) de cada componente, usando de gráficas a la presión de 2100 Psig y la temperatura de -10°F , se puede calcular la composición de cada componente en el líquido (X_i), usando la siguiente ecuación:

$$K_i = \frac{Y_i}{X_i}$$

c) Si $\sum X_i = 1$, el valor de NH_3 supuesto es el valor real que entra en la carga al reactor, si no fijar otro valor de NH_3 , y empezar en el paso b.

F) Se calcula el balance de masa en el reactor.

Esto se hace usando los valores fijos del contenido de amoníaco a la entrada y a la salida del reactor (pasos C y E) y del nivel de inertes a la entrada del reactor (paso C), en un flujo de carga al reactor asumido.

G) Se estima la composición del vapor y del líquido del separador de gas de purga.

La composición del gas de purga es la misma que la del efluente del reactor (desarrollado en el paso anterior).

Se toma como base de cálculo 1.0 MPH de gas de purga.

Este cálculo se hace por tanteo y error y es como sigue:

a) Se asumen valores de L/V.

b) Con la composición de cada componente en el gas de purga (P_i) y tomando de gráficas el valor de la constante de equilibrio para cada componente a la presión de 2 000 Psia y a la temperatura de $-10^\circ F$, se calcula la composición de cada componente en el vapor (V_i), utilizando la siguiente ecuación:

$$V_i = \frac{P_i}{(1 + L/VK_i)}$$

c) Coincidiendo $V = \sum V_i =$ vapor total en el gas de purga, se calcula por diferencia el valor del líquido total en el gas de purga (L), y a su vez el valor de L/V. Si el valor de L/V calculado es igual que el valor de L/V supuesto, la composición de cada componente en el vapor es correcta. Si L/V calculada es diferente a L/V supuesta, entonces se siguen suponiendo valores de L/V, hasta que éstos se igualen.

d) Se obtiene la composición de cada componente en el líquido del separador de purga utilizando la siguiente ecuación:

$$L_i = \frac{P_i}{(1 + K_i V/L)}$$

H) Se estiman las composiciones del líquido y del vapor y los flujos del tambor de vaporización.

a) Se calculan los gases disueltos en el líquido que va al tambor de vaporización.

Se asume lo siguiente:

i) La composición del líquido en el tambor de vaporización es la misma que la composición del líquido del separador secundario.

ii) El líquido total asentado en el tambor de vaporización es igual que el flujo neto de producción de amoníaco, es decir 1 000 -- Tm/día.

$$L_1 + L_2 = L_3 = L_4 = 1\ 000\ \text{Tm/día} \times 1\ \text{día/24 Hrs.} \times 1/17\ \text{Lb/Lb Mol} \times 2204\ \text{Lb/ITm} \\ = 5\ 403\ \text{MPH}$$

Donde:

$L_1 = \text{NH}_3$ líquido del separador secundario.

$L_2 = \text{NH}_3$ líquido del separador de purga.

$L_4 = \text{NH}_3$ líquido al sistema de refrigeración.

Con este flujo de amoníaco y con la composición de cada gas disuelto en el líquido que llega al tambor de vaporización, se calculan los gases disueltos.

Se asume además que todos los gases disueltos asentados en el tambor de vaporización saldrán con el gas de vaporización.

b) Se estima el amoníaco perdido en el gas de vaporización.

Con la temperatura del tambor de vaporización (fijada anteriormente), se sacan de tablas el valor de la presión de vapor del amoníaco a esa temperatura. Con la presión de vapor ($P^{\circ}_{\text{NH}_3}$), la presión total en el tambor (P_T) y los moles de los gases disueltos, se calcula el NH_3 perdido en el gas de vaporización, usando la siguiente ecuación:

$$\text{NH}_3 \text{ perdido} = \frac{P^{\circ}_{\text{NH}_3}}{(P_T - P^{\circ}_{\text{NH}_3})} (\text{MPH de los gases disueltos})$$

c) Gas de vaporización = Gases disueltos + NH_3 perdido.

d) Se estiman los gases disueltos en el líquido del tambor de vaporización.

Conociendo la composición de los componentes del gas de vaporización y sacando de gráficas el valor de la constante de equilibrio líquido/vapor para cada componente a la temperatura y presión del sistema, se calculan los gases disueltos en el líquido del tambor de vaporización, usando la siguiente ecuación:

$$Y_i = \frac{Y_i}{X_i} \quad (\text{Líquido total}).$$

I) Se estima la pérdida de amoniaco en el gas de purga del circuito de refrigeración.

Para estimar ésto, se asume lo siguiente:

- i) El gas de purga del circuito de refrigeración está a 34° y - 252.7 Psia.
- ii) Todos los gases disueltos acumulados en el circuito de síntesis saldrán con el gas de purga.
- iii) El gas de purga se separa del amoniaco líquido a 34.4°F y -- 252.7 Psia.

De tablas, se saca la presión de vapor del amoniaco a 34.4°F. - Con ésta y conociendo la presión del sistema y los gases venteados - (gases disueltos en el líquido del tambor de vaporización) se calcula el amoniaco perdido, usando la siguiente ecuación:

$$\text{NH}_3 \text{ perdido} = \frac{P_{\text{NH}_3}^{\circ}}{(P_{\text{sist.}} - P_{\text{NH}_3}^{\circ})} (\text{gases venteados})$$

J) Se calcula el gas fresco de síntesis (GSF) y el gas de purga vaporizado.

Estos flujos se obtienen através de establecer los balances de-masa totales de hidrógeno e inertes (CH₄ y Ar).

a) Balance de hidrógeno.

H₂ en el GSF = H₂ perdido en el gas de purga de vaporización + H₂ -- perdido en el gas de vaporización + H₂ equivalente del NH₃ perdido en el gas de purga de vaporización + H₂ equivalente del NH₃ perdido en el gas de vaporización + H₂ equivalente del NH₃ perdido en la -- purga de refrigeración + H₂ equivalente del producto de NH₃.

b) Balance de inertes (CH₄ y Ar).

Inertes en el GSF = Inertes en el gas de purga de vaporización + Inertes en el gas de vaporización.

A éstas 2 ecuaciones se les dan valores, se simplifican y se resuelven como ecuaciones simultaneas para P₁ y GSF.

Donde:

P₁ = MPH del gas de purga de vaporización.

GSF= MPH del gas de síntesis fresco.

K) Se calcula el flujo de producción total requerido de amoniaco.

El flujo de producción neto requerido de amoniaco =

Producto requerido de NH_3 (1 000 Tm/día) + NH_3 , perdido en la -
purga de vaporización + NH_3 perdido en la purga del circuito de re--
frigeración + NH_3 perdido en el gas de vaporización.

L) Se recalcula la carga al reactor, el efuente del reactor y los -
flujos del gas de purga y del gas de recirculación

a) Se calcula la carga al reactor.

Esto se hace en base a la producción total de NH_3 requerido, -
calculado en el paso anterior.

Balance del reactor:

$$\begin{aligned} \text{NH}_3 \text{ producido} &= \text{NH}_3 \text{ efluente} - \text{NH}_3 \text{ carga} \\ &= (\% \text{ de } \text{NH}_3 \text{ en el efluente}) (C_F - \text{NH}_3 \text{ producido}) - \\ &\quad (\% \text{ de } \text{NH}_3 \text{ en la carga}) C_F \end{aligned}$$

Donde:

C_F = Carga al reactor.

De esta ecuación se despeja C_F , y se obtiene el valor de la car-
ga al reactor.

b) Se calcula el efluente del reactor.

Efluente del reactor = $C_F - \text{NH}_3$ producido.

c) Se calcula el gas de purga (P)

$$P = \frac{P_1}{V}$$

Donde:

P_1 = MPH del gas de purga de vaporización (del paso J)

V = MPH del vapor total del gas de purga (del paso G)

d) Se calcula el gas de recirculación.

Gas de recirculación = Efluente del reactor - P

M) Se recalcula la vaporización en el separador secundario.

Para hacer este cálculo se utiliza un metodo de prueba y error,
y es como sigue:

a) Se asumen valores de L/V.

b) Con los MPH de cada componente en el separador secundario -
(Gas de síntesis + gas de recirculación) y con el valor de la cons-
tante de equilibrio de cada componente tomadas de gráficas a la pre-

sión y temperatura del separador secundario, se calculan los MPH de cada componente en el vapor (V_i), utilizando la siguiente ecuación:

$$V_i = \frac{P_i}{(1 + L/VK_i)}$$

c) Conociendo $V = \sum V_i =$ Vapor total en el separador secundario, se calcula por diferencia el valor del líquido total en el separador secundario (L), y a su vez se calcula el valor de L/V. Si L/V calculada es igual que L/V supuesta, entonces la suposición es correcta, si no -- elegir otro valor de L/V hasta que la igualdad exista. Además hay -- que ver que la composición del vapor total obtenida en el separador secundario, coincida con la composición de éste en el paso anterior (paso L), si no repetir el paso L.

N) Se establece el balance de masa principal en cada punto del circuito de síntesis.

Se hace una revisión total de los balances de masa en el circuito de síntesis. Si al efectuar esta revisión se encuentra que hay una diferencia pequeña en alguno de los balances, se deben hacer pequeños ajustes a algunos componentes para llegar a un balance exacto dentro del circuito de síntesis.

5.- SE CALCULAN LOS FLEJOS DE CARGA (GAS NATURAL) Y DE AIRE DE PROCESO.

Cierta cantidad de pérdidas del gas de síntesis fresco, se esperan en el compresor de gas de síntesis, en el sistema de eliminación de CO_2 , etc.. Por lo que éstas se deben adicionar al GSF en el circuito de síntesis en orden para determinar los flujos de carga y aire reales.

A) Se fijan las pérdidas en el compresor como un % del GSF en el circuito de síntesis, para determinar la cantidad total de GSF -- más las pérdidas acumuladas que deben ser suplidas.

$$\text{GSF real} = (\% \text{ de pérdidas}) (\text{GSF})$$

B) Se define un factor de proporción.

$$F_p = \frac{\text{GSF real}}{\text{GSF}}$$

C) Se calcula el flujo de carga real.

$$\text{Carga real} = (F_p) (\text{Carga})$$

D) Se calcula el flujo de aire real.

Flujo de aire real = (F_p) (Flujo de aire).

6.- SE CALCULA LA SECCION DE PREPARACION DEL GAS DE SINTESIS.

A) Cálculo del efluente del metanador.

Este cálculo se obtiene adicionando algo de gas de recirculación con hidrógeno a la cantidad de GSF real.

Se asume la siguiente:

a) La cantidad de gas de recirculación con hidrógeno sera lo suficiente para tener 4.68% de H_2 en la carga al reformador primario y en el gas de recirculación.

b) El gas de recirculación con hidrógeno tiene la misma composición que el gas de síntesis fresco.

Sea X = Gas de recirculación con hidrógeno (MPH), y usando la siguiente ecuación.

$$0.0468 = \frac{\text{(Composición del } H_2 \text{ en el GSF) (X)}}{\text{Carga real} + X}$$

Se calcula el gas de recirculación con H_2

$$\text{Efluente del metanador} = \text{GSF} + X$$

B) Cálculo del flujo de CO_2 eliminado.

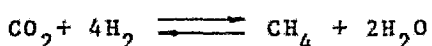
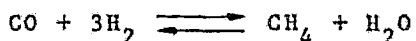
Este se determina restando la cantidad de carbón en el GSF real a la cantidad de carbón en la carga.

$$CO_2 \text{ eliminado} = \text{Carbón en la carga} - \text{Carbón en el GSF real.}$$

C) Cálculo de la carga al metanador y del efluente del mutador de baja temperatura (MBT).

„Ambas corrientes se resuelven simultaneamente y se basan en el efluente del metanador, calculado en el paso anterior.

a) La carga al metanador se determina ajustando el efluente del metanador a cuenta de las reacciones de metanación:



b) El efluente del MBT se obtiene ajustando la carga del metanador para la cantidad determinada de CO_2 eliminado en el sistema de eliminación de CO_2 .

Se hacen las siguientes consideraciones:

i) CO a la salida del MBT = 0.5% (base seca)

ii) CO_2 a la salida de la absorbadora = 0.1% (base seca)

Sean:

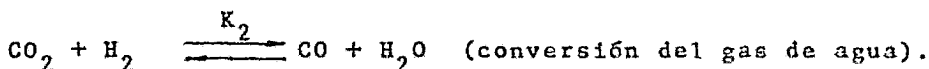
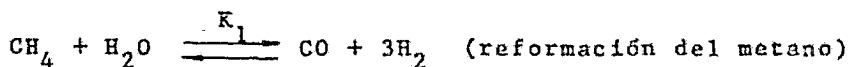
X = MPH de CO a la salida del MBT.

Y = MPH de CO₂ a la salida de la absorbidora

$$0.005 = \frac{X}{\text{Efluente del MBT}} \quad ; \quad 0.001 = \frac{Y}{\text{Carga al metanador}}$$

D) Cálculo del efluente del reformador secundario.

Los cálculos involucrados en la determinación de esta corriente son por tanteo y error e involucra el uso de balances atómicos y las constantes de equilibrio de reacción, de las siguientes reacciones:



Se asume lo siguiente:

- i) La presión en el efluente del reformador secundario es igual a 455 Psia.
 - ii) 0.1 mol. de H₂O/mol de aire seco al reformador secundario.
 - iii) El vapor de reformación tiene una relación de vapor/carbón de 3.5: (base molar).
 - iiii) El metano que se calculó para el efluente del MBT, es el metano que sale del reformador secundario.
- a) Usando balances atómicos, se determina la cantidad de carbón, hidrógeno y oxígeno que entran a la sección de reformación en la carga, en el hidrógeno de recirculación, en el vapor de reformación y en el aire húmedo.
- b) Se asume una temperatura de salida del reformador secundario, y se toman de los parámetros del proceso (punto 1), las temperaturas de aproximación al equilibrio para las 2 reacciones. Con estas temperaturas determinamos las temperaturas de equilibrio en cada reacción, y a la vez de tablas se saca el valor de la constante de equilibrio para cada reacción (K₁ y K₂) a estas temperaturas.
- c) Usando los balances atómicos del oxígeno, carbón y hidrógeno, y la constante de equilibrio de la reacción de conversión de gas de agua (K₂), se calculan los MPH de CO en el efluente del reformador secundario, usando la siguiente ecuación:

$$K_2 = \frac{(CO) (H_2O)}{(CO_2) (H_2)}$$

Conociendo este valor de K_2 , se calculan los flujos de los componentes en el efluente del reformador secundario.

d) Se calcula la constante de equilibrio de la reacción de reformación del metano (K_1), usando la siguiente ecuación:

$$K_1 = \frac{(CO) (H_2)^3 (P_T)^2}{(M)^2 (H_2O) (CH_4)}$$

Donde:

P_T = Presión total en el efluente del reformador secundario.

M = MPH totales en el efluente del reformador secundario.

Con este valor de K_1 , se saca de tablas la temperatura de equilibrio para esa reacción.

e) Se adiciona la temperatura de aproximación al equilibrio a la temperatura de equilibrio determinada de tablas en el paso anterior, - para obtener la temperatura de salida del reformador secundario. Verificar, si esta temperatura de salida, es igual que la temperatura de salida asumida, si no repetir los pasos del b al e, hasta que las temperaturas se igualen.

f) Verificar la consistencia estequiométrica de los balances atómicos del oxígeno, carbón e hidrógeno.

E) Cálculo del efluente del reformador primario.

El cálculo de esta corriente es también por tanteo y error (iterando). Esto involucra fijar una temperatura a la salida de los tubos con catalizador del reformador primario, con la cual se establece la composición de la corriente de salida y la verificación de ésta por un balance de calor alrededor del reformador secundario. Las reacciones involucradas son las mismas que las del reformador secundario.

Se asume lo siguiente:

- i) La presión a la salida de los tubos con catalizador es igual a 465 Psia = 31.64 Atm.
- ii) Ganancia de temperatura en el elevador = 60° F.
- iii) Pérdida de temperatura en la línea de transferencia = 60° F -
- a) Se fija una temperatura de salida de los tubos con cataliza--

dor, y se toman de los parámetros del proceso (punto 1), las temperaturas de aproximación al equilibrio, para las 2 reacciones. Con estas temperaturas se determinan las temperaturas de equilibrio para cada reacción, y a la vez conociendo éstas, se saca de tablas el valor de la constante de equilibrio para cada reacción (K_1 y K_2) a estas temperaturas.

b) Se supone una cantidad inicial de metano en el efluente del reformador primario, esta se basa, asumiendo que la carga de gas natural es puro metano, y el aumento de volumen de la carga del gas seco es cerca de 4:1, durante la reformación y además que el metano que sale en el efluente del reformador primario es el 10%.

c) Usando los balances atómicos del oxígeno, carbón e hidrógeno de las corrientes de carga, vapor de reformación e hidrógeno de recirculación calculados anteriormente, y la constante de equilibrio de la reacción de conversión del gas de agua (K_2), se calculan los MPH de CO en el efluente del reformador, usando la siguiente ecuación:

$$K_2 = \frac{(CO) (H_2O)}{(CO_2) (H_2)}$$

y con este valor de CO, se calculan los flujos de los componentes en el efluente del reformador primario, y a la vez se calcula la constante de equilibrio de la reacción de reformación del metano (K_1), usando la siguiente ecuación:

$$K_1 = \frac{(CO) (H_2)^3 (P_T)^2}{(M)^2 (H_2O) (CH_4)}$$

El valor de K_1 calculado, se verifica para ver si es el mismo -- que el valor de K_1 asumido a la temperatura de equilibrio, calculado anteriormente, si no suponer otro valor de metano en el efluente, hasta que K_1 calculado sea igual que K_1 asumido.

d) Calculo del contenido de calor en el efluente del reformador primario.

Conociendo la composición del efluente del reformador primario, y tomando de tablas el valor de la entalpía molar para cada componente a la temperatura de salida, se determina el contenido de calor de

cada componente ($Q_{comp.}$), y con estos se calcula el contenido de calor en el efluente (Q_{ERP}):

$$Q_{comp.} = (MPH_{comp.}) (Entalpía)$$

$$Q_{ERP} = Q_{comp.}$$

e) De la misma forma que el paso anterior, se lleva a cabo un balance de calor alrededor del reformador secundario, para determinar el contenido de calor del aire de proceso y del efluente del reformador secundario. Conociendo éstos, se calcula el contenido de calor en el efluente del reformador primario (Q_{ERP}).

$$Q_{ERP} = Q_{ERS} - Q_{Aire.}$$

Donde:

Q_{ERS} = contenido de calor en el efluente del reformador secundario.

Verificar si este cálculo concuerda con el del paso anterior, - si no asumir otra temperatura a la salida de los tubos con catalizador en el reformador primario y comenzar otra vez en el paso (a).

F) Cálculo del efluente del mutador de alta temperatura (MAT).

Este cálculo consiste también de un procedimiento de tanteo y error, la única reacción que se considera es la de mutación.

Este procedimiento consiste en lo siguiente:

a) Se asume una temperatura de salida, y se toma de los parámetros del proceso (punto 1), la temperatura de aproximación al equilibrio para la reacción de mutación, con ésta se determina la temperatura de equilibrio, y a la vez conociendo ésta, se saca de tablas el valor de la constante de equilibrio de la reacción de mutación a esa temperatura.

b) Conociendo la constante de equilibrio, y usando un balance de masa en el MAT, se calculan los MPH de CO reaccionado, usando la siguiente ecuación:

$$K = \frac{(CO) (H_2O)}{(CO_2) (H_2)}$$

y con esto se calculan los flujos de los componentes en el efluente del MAT.

Con lo anterior y usando la entalpía absoluta molar de cada componente de tablas a la temperatura asumida, se calcula el contenido de

calor (Q) del efluente del MAT.

c) Se toma de los parámetros de proceso (punto 1) la temperatura de entrada, con ésta se saca de tablas el valor de la entalpía absoluta-molal para cada componente de la carga, y con esto se calcula el contenido de calor en la carga al MAT.

d) Con el balance de calor en el MAT, se determina si el calor -perdido através del MAT es igual a -39 Btu/Mol de gas húmedo, si éste no es igual, se asume otra temperatura de salida del MAT, y se empieza de nuevo en el paso (a).

$$Q_{\text{perdido}} = -39 \text{ BTU/Mol} = Q_{\text{carga}} - Q_{\text{efluente}}$$

7.- SE CALCULA EL CIRCUITO DE REFRIGERACION.

Este cálculo depende de la solución de los balances de masa y calor alrededor de cada tambor de vaporización. El cálculo comienza en el tambor de más baja temperatura y los otros tambores se resuelven en orden de incremento de la temperatura.

Los balances de masa y calor correspondiente a cada tambor son:

Balance de masa

$$F + x = L + y$$

Balance de calor.

$$FH_F + xH_x + Q = yH_y + LH_L$$

Para establecer estos balances es necesario lo siguiente:

a) Se fijan las temperaturas y las presiones en los tambores de vaporización de refrigeración y en el acumulador de amoniaco. Las temperaturas en los tambores de vaporización se dictaminan por los niveles de refrigeración que se requieren en el circuito de síntesis y por la eficiencia de la compresión en el ciclo de refrigeración. La temperatura en el acumulador de amoniaco se ajusta por una aproximación práctica de la temperatura del medio de enfriamiento útil para el condensador de amoniaco. Las presiones en los tambores de vaporización son iguales a las presiones de vapor del amoniaco a las temperaturas específicas. La presión en el acumulador de amoniaco se fija cerca de 10 Psia, más alta que la presión de vapor del amoniaco, para contrarrestar la presencia de inertes.

b) Se establece el calor total que entra a cada etapa de vaporización.

c) Con las entalpías del amoniaco, tomadas de tablas para cada temperatura de los tambores de vaporización y el calor total que entra a cada etapa de vaporización, se establecen las ecuaciones de los balances de masa y calor alrededor de cada tambor de vaporización, empezando por el tambor de vaporización en el cual se conocen 2 de 4 corrientes que entran o salen de éste. Este es usualmente el tambor de vaporización de la tercera etapa o el de más baja temperatura de refrigeración.

8.- SE CALCULA LA CAPACIDAD TERMICA DEL REFORMADOR PRIMARIO EN LA SECCION DE RADIACION, INCLUYENDO LOS ELEVADORES.

Este cálculo se logra contabilizando la ganancia de calor sensible más la ganancia del calor de reacción.

A) Se calcula el calor sensible a la temperatura de entrada y a la temperatura de salida.

Asumir que la carga al reformador primario se precalienta a 950°F (temperatura de entrada), antes de que ésta entre a la sección de radiación.

La temperatura de salida es igual a la temperatura del efluente del reformador primario calculado anteriormente (punto 6), más la ganancia de temperatura en los elevadores (60°F).

a) Con las temperaturas de entrada y de salida, se sacan de tablas los valores de entalpías para cada componente.

b) Con estos valores y las composiciones de los componentes en el efluente y en la carga del reformador primario, se calcula el calor sensible.

$$Q_{\text{sensible}} = Q_{\text{salida}} - Q_{\text{entrada}}$$

B) Se calcula el calor de reacción, en base a los calores de formación (Q_F) de los reactivos y productos a 60° F.

Con los valores de los calores de formación de los reactivos y productos tomados de tablas a 60°F, y las composiciones de los componentes de los reactivos y productos, se calcula el calor de reacción (Q_R).

$$Q_R = Q_F (\text{productos}) - Q_F (\text{reactivos}).$$

C) Se calcula la capacidad térmica en el reformador primario (Q).

$$Q = Q_S + Q_R$$

D) Se calcula la capacidad térmica del reformador primario, usando entalpías absolutas molales, para verificar el cálculo anterior.

a) Este cálculo consiste en sacar de tablas los valores de entalpías para cada componente a las temperaturas de entrada y salida.

b) Con éstos valores de entalpías y con la composición de cada componente a la entrada y a la salida, se calcula la capacidad térmica del reformador primario. Se compara este valor con el que se obtuvo en el paso anterior, para ver si coinciden.

9.- SE CALCULAN LAS TEMPERATURAS DE ENTRADA Y DE SALIDA DEL MUTADOR-DE BAJA TEMPERATURA (MBT).

Esto consiste en calcular primeramente la constante de equilibrio químico de la reacción de mutación, para determinar la temperatura de salida del MBT, y en seguida con esta temperatura y con un balance de calor en el MBT, determinar la temperatura de entrada.

A) Con el efluente del MBT, se calcula la constante de equilibrio para la reacción de mutación, usando la siguiente ecuación:

$$K = \frac{(CO_2) (H_2)}{(CO) (H_2)}$$

Con esta constante de equilibrio, se determina la temperatura de equilibrio de tablas.

B) Se calcula la temperatura de salida, basada en la temperatura de aproximación al equilibrio tomada de los parámetros de proceso (punto 1).

C) Se calcula el calor perdido a -38 Btu/Mol de gas húmedo.

$$Q_{\text{perdido}} = (\text{MPH totales del efluente del MBT}) (-38 \text{ Btu/Mol}).$$

D) Se calcula el calor total (Btu/Hr) a la salida del MBT, usando entalpías absolutas molales de tablas a la temperatura de salida.

E) Se asume una temperatura de entrada, y sacando de tablas los valores de entalpías a esta temperatura, se calcula el calor total de entrada.

F) Con el calor total de salida y el de entrada, se calcula el calor perdido.

$$Q_{\text{perdido}} = Q_{\text{entrada}} - Q_{\text{salida}}$$

G) se calcula la desviación entre el calor de entrada, calculado a la temperatura asumida y el calor de entrada real, si está dentro del 1% de error, la temperatura asumida es la temperatura de entrada, si no asumir otra temperatura y repetir el paso (E).

$$Q_{\text{entrada real}} = Q_{\text{salida}} + Q_{\text{perdido}}$$

$$\% \text{ de error} = \frac{Q_{\text{entrada a la temp. asumida}} - Q_{\text{entrada real}}}{Q_{\text{entrada real}}}$$

10.- SE CALCULA LA TEMPERATURA DE SALIDA DEL METANADOR.

Los gases secos de entrada y salida del metanador se calcularon en el punto 6, a éstos se les debe de adicionar la cantidad de agua del sistema de eliminación de CO_2 que va al metanador y la cantidad de agua formada en el metanador, para obtener el flujo total de gas húmedo através del metanador.

Con ésto y con un blanace de calor ejecutado alrededor del metanador, se puede obtener la temperatura de salida de éste, basado en que se conoce la temperatura de entrada al metanador, tomada de los parámetros del proceso.

A) Para obtener la cantidad de agua que va del sistema de eliminación de CO_2 al metanador, se debe de gráficar la presión de vapor del agua ($P^{\circ}_{\text{H}_2\text{O}}$) en el domo de la absorbadora de CO_2 . Con ésto se determina también la carga de gas húmedo al metanador.

Para obtener lo anterior se asume lo siguiente:

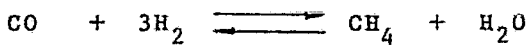
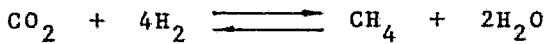
- El sistema de eliminación de CO_2 es MEA al 30% en peso.
- La presión en el domo de la absorbadora de CO_2 es igual a 415 Psia.
- La temperatura en el domo de la absorbadora de CO_2 es igual a 100°F .

Para obtener los MPH de agua del sistema de eliminación de CO_2 (Y), se usa la siguiente educación:

$$\frac{Y}{\text{Carga de gas seco al metanador}} = \frac{P^{\circ}_{\text{H}_2\text{O}}}{(P_{\text{domo}} - P^{\circ}_{\text{H}_2\text{O}})}$$

B) A la cantidad de agua en la carga se le adiciona el agua formada en el metanador, para determinar el agua que sale en el efluente

del metanador, acordándonos de las 2 reacciones siguientes:



a) Agua formada en el metanador = $2(\text{CO}_2) + (\text{CO})$

b) Agua en el efluente = Agua en la carga + Agua formada en el metanador.

C) Usando valores de entalpías absolutas molales de tablas y conociendo las composiciones de los componentes en la carga, se calcula el contenido de calor en la carga al metanador a 600°F.

D) Usando un factor de la pérdida de calor a través del metanador de -20 Btu/Mol de carga de gas húmedo, se calcula el calor perdido. - Con esto y la carga de gas húmedo, se calcula el contenido de calor - en el efluente del metanador.

$$Q_{\text{perdido}} = (-20 \text{ Btu/Mol})(\text{MPH de carga de gas húmedo})$$

$$Q_{\text{efluente}} = Q_{\text{carga}} - Q_{\text{perdido}}$$

E) Se asume una temperatura de salida, y se calcula el contenido de calor en el efluente a la temperatura asumida. Ver si éste es igual al que se obtuvo en el paso anterior, si no continuar asumiendo temperaturas de salida hasta que la igualdad exista.

11.- SE CALCULA LA TEMPERATURADE SALIDA Y LA CAPACIDAD TERMICA DEL CAMBIADOR DEL REACTOR DE SINTESIS DE AMONIACO.

Los cálculos hechos aquí, se establecen como resultado de usar balances de calor alrededor de varias partes del reactor de síntesis. Los balances de masa se establecieron en el punto 4.

Carga al reactor = (GSF + recirculación) - Líquido en el separador secundario.

A) Se fijan las temperaturas de la carga al reactor y del efluente del lado frío del cambiador, en base a la producción de amoníaco, la acción del catalizador considerando la temperatura máxima de operación. Además influida también por estos factores está la proporción de carga que se introduce como tiro frío a las camas de catalizador.

B) De gráficas, se sacan valores de entalpías para cada componente de la carga al reactor y del efluente del lado frío del cambiador a las temperaturas fijadas en el paso A. Con estos valores de entalpías y con la composición de cada componente en la carga y en el efluente del lado frío del cambiador, se determina el contenido de calor de la carga y del efluente del lado frío del cambiador.

C) La temperatura en el fluente del reactor se encuentra estableciendo un balance de calor total, después de asumir una pérdida de calor permisible en el reactor.

$$Q_{\text{salida}} = Q_{\text{entrada}} - Q_{\text{perdido}}$$

Como se conoce la composición de cada componente en el efluente del reactor, entonces se hace lo mismo que en el paso B, se calcula el contenido de calor en el efluente del reactor. Con esto se ve que el contenido de calor varía linealmente (aproximadamente) con la temperatura. Por lo tanto se interpola para obtener la temperatura de salida del reactor.

D) Se determina la capacidad térmica del lado frío del cambiador del reactor.

Para facilidad del cálculo se asume que 2/3 partes de la carga pasan a través del cambiador, y el resto 1/3 parte entra como carga fría (tiro) entre las camas de catalizador.

La porción de la carga que va al cambiador pasa a través de unos anillos entre las canastas de catalizador y el recipiente de presión, por lo tanto hay una ganancia de calor y un aumento de la temperatura en la carga (T_a).

$$\text{Calor absorbido} = \frac{2}{3} (Q_{\text{ELFC}} - Q_{\text{carga}}) \left(\frac{T_a - T_{\text{ELFC}}}{T_{\text{ELFC}} - T_{\text{carga}}} \right)$$

Donde:

Q_{ELFC} = Calor en el efluente del lado frío del cambiador.

T_{ELFC} = Temperatura del efluente del lado frío del cambiador.

$Q_{carga} = (2/3)(Q_{carga}) + Q_{absorbido}$

$Q_{ELFC} = (2/3) (Q_{ELFC})$

Capacidad térmica del cambiador = $Q_{ELFC} - Q_{carga}$

(Lado frío)

E) Se lleva a cabo un balance de calor alrededor de las camas de catalizador para determinar la temperatura del efluente de las camas del catalizador.

Este comprende los siguientes términos:

$Q_{ELFC} + Q_{Carga \text{ de enfriamiento}} = Q_{EEC} + Q_{absorbido} + Q_{perdido}$

Donde:

Q_{EEC} = Calor del efluente de las camas de catalizador.

De donde se determina el valor de Q_{EEC}

Con este valor se interpola, y se determina la temperatura correspondiente a ese valor de Q.

F) Finalmente se lleva a cabo una verificación en el intercambiador para determinar la capacidad térmica del lado caliente.

Capacidad térmica del cambiador = $Q_{EEC} - Q_{salida \text{ del reactor}}$
(Lado caliente)

Capacidad térmica del cambiador = Capacidad térmica del cambiador
(Lado frío) (Lado caliente)

12.- SE CONSTRUYE LA CURVA DE ENFRIAMIENTO DEL EFLUENTE DEL MUTADOR DE BAJA TEMPERATURA (MBT).

El efluente del MBT se enfría hasta su punto de rocío antes de entrar al rehervidor de la agotadora de CO_2 , para minimizar las condiciones corrosivas en el rehervidor. Por lo tanto el problema de la construcción de una curva de enfriamiento del efluente del MBT se empieza con el dato de la temperatura de rocío. Con esta condición y con la del separador de purga se construye una curva de enfriamiento.

A) Se determina la capacidad térmica (Q) del gas seco en el efluente del MBT que va al separador de gas crudo. Esta capacidad térmica

mica se calcula sobre cualquier porción del rango de temperatura.

B) Se supone una temperatura de rocío, y se calcula la capacidad térmica para enfriar el efluente del MBT a esta temperatura.

C) Se calcula la cantidad de agua de enfriamiento vaporizada para satisfacer la capacidad térmica para enfriar el efluente del MBT.

D) Se calcula la presión parcial del agua en la mezcla del efluente del MBT y del agua de enfriamiento, y se obtiene con ésta de tablas la temperatura de saturación. Si la temperatura de saturación es igual a la temperatura de rocío supuesta, entonces se tiene una solución que coincide, de otra manera, se retorna al paso B, y se hace otra suposición.

E) Teniendo la temperatura de rocío, se construye la curva de enfriamiento a esa temperatura y a las condiciones del separador de gas crudo.

13. SE CALCULAN LOS ENFRIADORES DE AMONIACO DEL CIRCUITO DE SINTESIS.

La corriente mezclada del gas de síntesis fresco y la recirculación del reactor de amoniaco, se enfría para condensar el producto de amoniaco que se separa de la carga al reactor en el separador secundario. El enfriamiento se realiza usando una combinación de agua de enfriamiento, amoniaco refrigerante y recuperación de refrigeración de la carga al reactor.

Obviamente el mayor uso de agua de enfriamiento y recuperación de refrigeración, reduce la carga de refrigeración realizada por el compresor de refrigeración, resultando así una operación más barata.

El flujo mezclado se establece en el punto 4, junto con la condición final después de enfriarse.

A) Se calcula la temperatura de descarga de la corriente mezclada del compresor de gas de síntesis, usando la siguiente ecuación:

$$T_2 = T_1 \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{n-1/n}$$

Donde:

T_1 = Temperatura de entrada, °R

T_2 = Temperatura de salida, °R

P_1 = Presión de entrada , Psia. \

P_2 = Presión de salida , Psia.

n = Factor de compresión polientrópico.

B) Se calcula la temperatura de rocío de la corriente mezclada.

Esto implica un procedimiento de prueba y error, que involucra suponer una temperatura, y con ésta se saca de tablas la constante de equilibrio para cada componente, y como se conoce la composición de cada componente en el vapor (Y_i), entonces se calcula la composición de cada componente en el líquido (X_i), usando la siguiente ecuación:

$$X_i = \frac{Y_i}{K_i}$$

Si $\sum X_i = 1$, la temperatura supuesta es la correcta, si no suponer otra temperatura hasta que la igualdad se alcance.

C) Se calcula la separación líquido/vapor a varias temperaturas, entre la temperatura de rocío y la temperatura final.

El cálculo implica un procedimiento de prueba y error, y es igual al que se desarrolló en el punto 4.

D) Se determinan las capacidades térmicas y se grafica la curva de enfriamiento.

E) A partir de la curva de enfriamiento, se obtienen las capacidades térmicas individuales de calor y los flujos correspondientes.

14.- SE CALCULA UN SISTEMA DE ELIMINACION DE CO_2 CON MEA AL 30% EN PESO.

A) Conociendo el flujo y la composición del gas rico en CO_2 que entra a la absorbidora, se establece un balance de masa del gas seco. Con éste y asumiendo que el CO_2 que sale por el domo de la absorbidora es de 0.01% en volumen (base seca), se calculan las Lb-Mol/Hr. de CO_2 en el domo de la absorbidora (X) usando la siguiente ecuación:

$$0.0001 = \frac{X}{X + \text{Gas seco en el domo de la absorbidora excluyendo el } CO_2}$$

Conociendo esto, se calcula el gas seco total en el domo de la absorbidora.

Además se establece la temperatura de la solución pobre que entra a la absorbidora, y se asume que tiene un contenido residual de -

CO₂ de 0.15 Mol de CO₂/Mol de MEA, después de agotarse. Con esto se sacan de gráficas el valor de la presión de vapor para una solución acuosa de MEA al 30% en peso, y se calculan las Lb-Mol/Hr de agua en el domo de la absorbedora (Y), usando la siguiente ecuación:

$$\frac{Y}{X} = \frac{P^{\circ}}{(P_{\text{total}} - P^{\circ})}$$

Conociendo los valores de X y Y, se puede hacer un balance de masa en la absorbedora, y la capacidad de absorción de la solución de MEA, se saca por diferencia.

También se determina el balance de calor en la absorbedora, ya que se conoce la composición de los componentes del gas que entra y del gas que sale de la absorbedora, y se sacan de tablas los valores de entalpías para cada componente a las temperaturas y presiones asumidas.

B) Se asume la temperatura de la solución rica que sale de la absorbedora basada en experiencias pasadas.

C) Se calcula el flujo de MEA requerido.

Este flujo se determina del CO₂ absorbido por unidad de masa de MEA. Para establecer la absorción, la solución rica se supone que alcanza 80% de CO₂ en equilibrio en la carga con respecto al gas que entra.

a) Se calcula la presión parcial (p) del CO₂ en el gas que entra como sigue:

$$P = \frac{\text{CO}_2 \text{ (carga)} \times P_T}{\text{Carga Total}}$$

b) De gráficas, a la presión parcial y a la temperatura supuesta de la solución rica, se obtiene el valor de la solubilidad del CO₂/MEA, para una solución al 30% en peso de MEA.

$$\text{c) Solubilidad real del CO}_2 = (.3)(0.8) \left(\frac{PM_{\text{CO}_2}}{PM_{\text{MEA}}} \right) \left(\frac{\text{Mol de CO}_2}{\text{Mol de MEA}} \right)$$

$$\text{d) Contenido de CO}_2 \text{ en la sol. pobre} = (0.15) \left(\frac{\text{Mol de CO}_2}{\text{Mol de MEA}} \right) \left(\frac{PM_{\text{CO}_2}}{PM_{\text{MEA}}} \right) (0.3)$$

e) CO₂ absorbido = CO₂ en la solución real - CO₂ en la solución pobre.

- f) Flujo de MEA = Lb/Hr de CO_2 absorbido/ CO_2 absorbido
- g) CO_2 en la solución = (Flujo de MEA) (CO_2 en la solución pobre).
de MEA.
- h) Solución pobre = Flujo de MEA + CO_2 en la solución de MEA.
- i) Flujo volumétrico de la solución pobre = $\frac{\text{Solución pobre}}{\text{densidad}}$

El valor de la densidad, se sacó de gráficas a las condiciones antes establecidas.

- j) MEA que entra a la absorbidora en la solución pobre =
0.3 X Flujo de MEA al 30% en peso.
- k) Agua que entra a la absorbidora en la solución pobre =
Flujo de MEA - MEA en la solución pobre.
- l) Se calcula el % en peso de MEA en la solución rica.

$$\% \text{ en peso de MEA} = \frac{\text{MEA en la solución pobre}}{(\text{MEA en la solución pobre} + \text{H}_2\text{O que entra a la absorbidora})}$$

m) Flujo volumétrico de la solución rica = $\frac{\text{Solución rica}}{\text{densidad}}$

Debido a que la concentración de la solución rica es bastante - cerca al 30%, el valor de la densidad, se sacó de la misma gráfica - que la anterior.

D) Ahora se puede completar un balance total en la absorbidora.

E) Se verifica la validez de la temperatura supuesta en el paso B, usando un balance de calor en la absorbidora. Si el balance no es consistente, entonces se retorna al paso B, y se supone otra temperatura de la solución rica.

Para esto se utilizan valores de entalpías y capacidades caloríficas tomadas de gráficas, a las temperaturas y presiones específicas.

F). Se determina la presión de operación en la agotadora.

Esta se determina con la presión de salida del CO_2 producido. Una mayor presión del CO_2 suministrado reduce los costos de compresión, si éste se manda a una planta de urea, por lo tanto la presión máxima -- permisible está limitada, porque el resultado de operar a alta temperatura causa dificultades de corrosión.

Para los propósitos de este cálculo se considera lo siguiente:

- a) Presión del CO_2 de suministro en el tambor de reflujo. = 3.0 Psi.
- b) La caída de presión en el condensador y líneas asociadas = 4.5 Psi.
- c) La caída de presión en la agotadora = 3.0 Psi.

Con esto la presión de operación en la base de la agotadora es igual a 10.5 Psi o 25.2 Psia.

Para encontrar la correspondiente temperatura de operación, se sigue un procedimiento de prueba y error. Se supone una temperatura y se sacan las correspondientes presiones de vapor del CO_2 y del agua de gráficas, para soluciones de MEA al 30% de peso.

$$P^{\circ}_{\text{H}_2\text{O}} + P^{\circ}_{\text{CO}_2} = 10.5 \text{ Psi. o } 25.2 \text{ Psia.}$$

Si no asumir otra temperatura hasta que la ecuación se iguale.

- G) Se determina la cantidad de agua que sale con el CO_2 (producto).
- a) Se fija una temperatura conveniente en el tambor del reflujo, y con ésta se saca la presión de vapor del agua de gráficas.

Sea $Z = \text{Lb-Mol/Hr}$ de agua en el producto de CO_2

$$\frac{Z}{\text{CO}_2 \text{ absorbido}} = \frac{P^{\circ}_{\text{H}_2\text{O}}}{(P_{\text{total}} - P^{\circ}_{\text{H}_2\text{O}})}$$

Con esto y conociendo el agua que se condensa en la absorbidora, se calcula el agua de repuesto.

H) Se calculan las capacidades térmicas del interenfriador y del enfriador de la solución pobre.

- a) Se calcula la capacidad térmica del intercambiador.

Se fija una temperatura conveniente a la que la solución rica entra a la agotadora. Con ésta y con la temperatura de la solución rica a la salida de la absorbidora, se saca de la gráficas el valor de \bar{C}_p . Usando la siguiente ecuación se calcula la capacidad térmica del intercambiador (Q).

$$Q = m \bar{C}_p (T_{\text{salida}} - T_{\text{entrada}})$$

Donde:

m = Flujo de la solución rica

T_{salida} = Temperatura de la solución rica que entra a la agotadora.

T_{entrada} = Temperatura de la solución rica a la salida de la absorbidora.

b) Se calcula la capacidad térmica del enfriador de la solución pobre.

Se supone una temperatura intermedia de la solución pobre entre el intercambiador y el enfriador de la solución pobre, con ésta y con la temperatura a la que sale la solución pobre de la agotadora, se saca de gráficas el \bar{C}_p .

Sabiendo que:

$$Q = (m_{\text{sol. rica}})(\bar{C}_p)(T_{\text{salida}} - T_{\text{entrada}}) = (m_{\text{sol. pobre}})(\bar{C}_p)(T_1 - T_2)$$

Donde:

T_1 = Temperatura de la solución pobre que sale de la agotadora.

T_2 = Temperatura intermedia.

\bar{C}_p = Capacidad calorífica promedio entre T_1 y T_2 .

$$Q = (m_{\text{sol. pobre}})(\bar{C}_p)(T_1 - T_2)$$

Despejando T_2 , se calcula la temperatura intermedia.

$$T_2 = \frac{Q}{(m_{\text{sol. pobre}})(\bar{C}_p)}(T_1)$$

Ahora T_2 = Temperatura intermedia supuesta, si no suponer otra temperatura hasta que éstas sean iguales.

Con T_2 y con la temperatura de la solución pobre a la entrada de la absorbadora, se saca de gráficas el valor de \bar{C}_p para estas 2 temperaturas.

$$Q_{\text{enfriador de la sol. pobre}} = (m_{\text{sol. pobre}})(\bar{C}_p)(T_2 - T_3)$$

Donde:

T_3 = Temperatura de la solución pobre a la entrada de la absorbadora.

I) El calor que entra al sistema a través de los rehervidores de gas de proceso y de vapor, se determinan basándose en el requerimiento de 62 500 Btu/Lb-Mol de CO_2 eliminado.

Entrada de calor a = CO_2 eliminado (Lb-Mol/Hr) x 62 500 Btu/Lb-Mol los rehervidores.

J) Se lleva a cabo un balance de calor para todo el sistema de eliminación de CO_2 , y se determina por diferencia la capacidad térmica del condensador.

K) El método simple para estimar el flujo en el domo de la agotadora, es recalcular el flujo de agua a partir de la capacidad térmica del condensador, asumiendo que la temperatura en el domo es la misma que la de la solución rica.

Normalmente el contenido de agua en el domo se ha encontrado que es aproximadamente 0.7 mol/mol de CO_2 .

a) La presión parcial aproximada del agua en el domo de la agotadora = $0.7 \text{ Psia.} / (1 \text{ Psia.} + 0.7 \text{ Psia.}) \times 25.2 \text{ Psia.} = 9.14 \text{ Psia.}$

b) Sea $m = \text{Lb/Hr}$ de agua condensada en la parte superior de la agotadora.

$$Q_{\text{condensador}} = (m + \text{Vapor de agua del condensador}) (H_{\text{Vap. a } 220^\circ\text{F}}) - (m + H_{\text{Liq. a } 140^\circ\text{F}}) - (\text{Vapor de agua del condensador}) (H_{\text{Vap. a } 140^\circ\text{F}}) + (\text{Lb/Hr de } \text{CO}_2 \text{ eliminado}) (C_p) (220^\circ\text{F} - 140^\circ\text{F})$$

Se saca la relación molal de $\text{H}_2\text{O}/\text{CO}_2$, y se determina la presión parcial.

$$\frac{\text{MPH de } \text{H}_2\text{O} \text{ en el domo}}{\text{MPH de } \text{CO}_2 \text{ en el domo}} \times P_{\text{sistema}} = \text{Presión parcial}$$

Se compara con la presión parcial aproximada para verificar el cálculo.

L) Se efectúa un balance de masa alrededor de la agotadora.

M) Se efectúa un balance de calor alrededor de la agotadora para verificar el balance de masa.

Para esto se asume lo siguiente:

a) La solución rica a 168°F obviamente tiene una contribución de calor = 0

b) El agua líquida a 168°F obviamente tiene una contribución de calor = 0

c) El CO_2 disuelto en la solución de MEA tiene una contribución de calor = 0

El balance de calor se efectúa sacando de tablas de vapor de agua, las entalpías de vapor y líquido a las temperaturas correspondientes.

N) Se establece un balance de masa en los rehedvidores, basado en las entradas de calor y en los flujos de vaporización.

Se asume lo siguiente:

a) El agua se evapora en el rehedvidor.

b) El líquido asentado se supone que está a 1°F abajo de la temperatura de vaporización de 247°F en el rehervidor.

Se sacan de tablas, el calor latente de vaporización del agua y la capacidad calorífica de la solución de MEA a 247°F .

Sea n = Flujo de vaporización del H_2O (Lb/Hr).

$$\frac{\text{Capacidad térmica en el rehervidor} - (n + \text{flujo total en la sol. pobre})(C_p)_{1^{\circ}\text{F}}}{\text{Calor latente de vaporización del } \text{H}_2\text{O} \text{ a } 247^{\circ}\text{F}}$$

Flujo de líquido = Flujo total de la solución pobre + Flujo de vaporización del agua asentado.

6.1.-ESTABLECER LOS PARAMETROS DE PROCESO.

Aquí se establecen los parámetros principales de proceso usados en el diseño común de plantas de amoníaco de gran capacidad(600 a 1 800 Tm/día). Los parámetros de proceso establecidos aquí, son el resultado de muchos años de búsqueda y desarrollo del proceso, con la utilidad y calidad segura del equipo y catalizadores, para llegar al diseño de una planta económica.

REFORMADOR PRIMARIO

RANGO ESTABLECIDO

Presión	400 - 500 Psig.
Temperatura	1 500 - 1 590 ^o F
Salida de metano	9 11%(Base seca)
Aproximación al equilibrio:	
Vapor - Metano	50 ^o F
Conversión de gas de agua	0 ^o F

REFORMADOR SECUNDARIO

Temperatura de salida	1 800 - 1 850 ^o F
Salida de metano	0.3 - 0.4%(Base seca)
Aproximación al equilibrio:	
Vapor - Metano	75 ^o F
Conversión de gas de agua	0 ^o F

MUTADOR DE ALTA TEMPERATURARANGO ESTABLÉCIDO

Temperatura de entrada	700 ^o F
Aproximación al equilibrio(salida)	-50 ^o F

MUTADOR DE BAJA TEMPERATURA

Concentración de CO a la salida	0.3 - 0.5%(Base seca)
Temperatura a la salida	400 - 450 ^o F
Aproximación al equilibrio(salida)	-50 ^o F

ELIMINACION DEL CO₂

Salida de CO ₂ (carbonato)	0.1%(Base seca)
Salida de CO ₂ (MEA)	0.01%(Base seca)

METANACION

Temperatura de entrada	600 ^o F
Salida de CO + CO ₂	<10 ppm.

CIRCUITO DE SINTESIS

CH ₄ en el gas de síntesis fresco	0.75 - 1.0%
presión del circuito de síntesis(nominal)	2 000 - 4 700 Psig.
Numero de etapas para recuperación de NH ₃ :	
Circuito de 2 000 - 3 300 Psig.	1
Circuito de 4 700 Psig	2
% de NH ₃ al reactor	1.5 - 3%
% DE NH ₃ del reactor	17 - 17%
Entrada de inertes al reactor:	
Circuito de síntesis convencional	13.6%
Gas de síntesis fresco esencialmente puro	1 - 3%

CIRCUITO DE REFRIGERACIONRANGO ESTABLECIDO

Numero de etapas de temperatura	3 - 4
NH ₃ producto entregado(liquido):	
Al tanque de almacenamiento (Atm.)	-28° F
A la planta de Urea	80 - 100° F
A la linea	~ 85° F
NH ₃ producto entregado(vapor)	Así requerido.

6.2.- EFFECTOS DE LAS CONDICIONES DE OPERACION.

SECCION DEL

PROCESO.

REACCIONES QUIMICAS

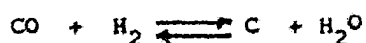
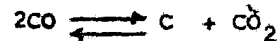
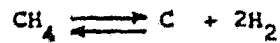
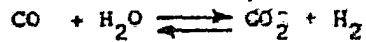
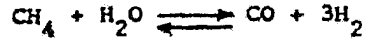
AUMENTO EN LA

TEMPERATURA.

AUMENTO EN LA

PRESION.

REFORMACION



a) Resulta una reformación mas eficiente - dando menos CH₄ residual.

b) Tiende a eliminar -- fluctuaciones en el contenido de CH₄ en el efluente debido a variaciones en la -- carga.

c) Aumenta el contenido de CO en el efluente.

a) Para un CH₄ residual dado se requiere mayor temperatura.

b) Para un CH₄ residual dado se requiere mayor flujo de vapor.

c) Aumenta la posibilidad de depositos de carbón; debe de agregarse mas vapor para suprimir la formación de carbón.

SECCION DEL
PROCESO.
REFORMACION

REACCIONES QUIMICAS

AUMENTO EN LA
TEMPERATURA.

AUMENTO EN LA
PRESION.

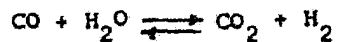
- | | |
|---|--|
| a) Los tubos con catalizador tienen paredes más gruesas. | d) Aumenta la potencia de compresión del aire y del gas de alimentación, pero disminuye la potencia de compresión del gas de síntesis. |
| e) Se reduce la expectativa de vida de los tubos con catalizador. | e) Reduce el tamaño del equipo que está al inicio del proceso. |
| f) Aumenta el consumo de combustible. | |

SECCION DEL

PROCESO.

MUTACION

REACCIONES QUIMICAS



AUMENTO EN LA

TEMPERATURA.

a) Da una alta velocidad de reacción.

b) Aumenta la salida de CO, debido a un equilibrio desfavorable.

c) Para un contenido -- de CO dado a la salida, se requiere mas vapor.

AUMENTO EN LA

PRESION.

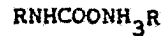
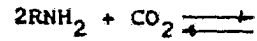
a) Acelera la cinetica de la reacción, permitiendo una reducción en el volumen de catalizador.

SECCION DEL
PROCESO.

ELIMINACION
DE CO₂

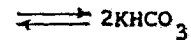
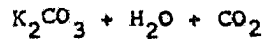
REACCIONES QUIMICAS

MEA:



Donde R = HOC₂H₄

Carbonato caliente:



AUMENTO DE LA
TEMPERATURA.

- a) Reduce la solubilidad del CO₂.
- b) Aumenta el flujo de circulación de la solución.
- c) Aumenta la presión de equilibrio del CO₂, ayudando así a la regeneración de la solución en la agotadora.
- d) Aumenta la posibilidad de corrosión.
- e) Reduce la recuperación de calor del efluente del MBT.
- f) Aumenta la presión en la agotadora.

AUMENTO DE LA
PRESION.

- a) Aumenta el CO₂ absorbido.
- b) Reduce el CO₂ residual a la salida de la absorbidora.
- c) Se obtiene CO₂ de la agotadora a mayor presión.
- d) Aumenta la temperatura en la agotadora.

SECCION DEL

PROCESO.

REACCIONES QUIMICAS

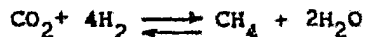
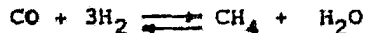
AUMENTO EN LA

TEMPERATURA.

AUMENTO EN LA

PRESION.

METANACION



a) Las temperaturas mayores de 750°F dan como resultado un aumento de los oxidos de carbono a la salida. Igualmente a temperaturas abajo de 500°F.

a) Aumenta la velocidad espacial permisible.
b) Se favorece un bajo contenido de oxidos de carbono, debido a un equilibrio mas favorable.

RECUPERACION

DEL CALOR SOB-

BRANTE.

a) Aumenta el calor recuperable.

a) El calor latente de condensación del vapor se aprovecha a una mayor temperatura para una mayor eficiencia térmica.

b) Mayor vapor se condensa y por lo mismo se aprovecha mayor calor.

<u>SECCION DEL PROCESO.</u>	<u>REACCION QUIMICA.</u>	<u>AUMENTO EN LA TEMPERATURA.</u>	<u>AUMENTO EN LA PRESION.</u>	<u>AUMENTO EN EL CONTE- NIDO DE INERTES.</u>
CIRCUITO DE SINTESIS.	$\text{N}_2 + 3\text{H}_2 \rightleftharpoons 2\text{NH}_3$	<p>a) Se favorece una alta velocidad de reacción.</p> <p>b) Da lugar a una posición de equilibrio menos favorable.</p> <p>c) Acerta la vida del catalizador.</p>	<p>a) Permite operar con una mayor velocidad espacial.</p> <p>b) Se favorece un aumento en el contenido de NH_3 en equilibrio.</p> <p>c) Requiere mas potencia para la compresión del gas de síntesis fresco (GSF).</p>	<p>(a) Reduce la velocidad de reacción.</p> <p>b) Conduce a una posición de equilibrio menos favorable.</p> <p>c) La baja pureza del gas de síntesis fresco (GSF), significa mayores pérdidas de H_2 y N_2 en la purga.</p>

SECCION DEL PROCESO.	REACCION QUIMICA	AUMENTO EN LA TEMPERATURA.	AUMENTO EN LA PRESION.	AUMENTO EN EL CONTE- NIDO DE INERTES.
CIRCUITO DE SINTESIS	$\text{N}_2 + 3\text{H}_2$ $\rightleftharpoons 2\text{NH}_3$	<p>d) Promueve el ataque del H_2 y del N_2 a las partes internas del reactor.</p>	<p>d) El gas de circulación requiere de menos potencia de compresión.</p> <p>e) Permite la condensación de amoníaco a mayores temperaturas reduciendo así la potencia del compresor de refrigeración.</p>	<p>d) El alto contenido de inertes en el gas de circulación conduce a una alta eficiencia en la conversión para el H_2 a expensas de mas catalizador para una producción dada.</p>
			<p>f) Aumentan los inertes en la purga con la condensación del NH_3.</p>	

6.3.-CALCULO DE LA COMPOSICION DEL GAS DE SINTESIS FRESCO(GSF) EN EL CIRCUITO DE SINTESIS.

6.3.1.-PROCEDIMIENTO.

- 1.-Arbitrariamente establecer el No. de moles por hora de N_2 en el gas de síntesis fresco(GSF).
- 2.-Establecer la relación molar de $H_2/N_2 = 3:1$
- 3.-Establecer la fracción molar del metano en el gas de síntesis fresco : Y_{CH_4} .
- 4.-Establecer la composición del N_2 en la carga(es decir en el aire).
- 5.-Calcular el hidrogeno potencial de la carga al proceso.
- 6.-Calcular el flujo de carga.
- 7.-Calcular el flujo de aire.
- 8.-Calcular el argón en el gas de síntesis fresco.
- 9.-Establecer la composición del gas de síntesis fresco(GSF).

6.3.2.-ECUACIONES GENERALES DE LOS FLUJOS DE CARGA.

Lo siguiente es el desarrollo de las ecuaciones generales que se usarán para calcular los flujos de carga y posteriormente la composición del gas de síntesis fresco(GSF).

- 1.-Sea el N_2 en el GSF = N_2 MPH
- 2.-Sea el H_2 en el GSF = $3N_2$ MPH
- 3.-Sea el CH_4 en el GSF = Y_{CH_4} fracción molar.

4.-Establecer la composición del N_2 en la carga.

La fuente de N_2 es el aire y por lo tanto su composición se establece como sigue:

$$N_2 = 78\%$$

$$O_2 = 21\%$$

$$Ar = 1\%$$

5.-Sea el H_2 potencial en la carga = H_F mol/mol de carga.

6.-Calcular el flujo de carga.

Los flujos de carga y aire de proceso se calculan resolviendo 2 ecuaciones simultáneas representando los balances de masa del N_2 y del H_2 potencial entre la carga y el gas de síntesis fresco.

Balance de Nitrógeno

N_2 en la carga + N_2 en el aire = N_2 en el GSF.

$$Y_{F,N_2} F + 0.78A = N_2 \text{ ----- } 3.1$$

Donde:

F = Flujo del gas de carga (MPH)

A = Flujo de aire (MPH)

N_2 = MPH de nitrógeno en el gas de síntesis fresco.

Y_{F,N_2} = Fracción molar del N_2 en el gas de carga.

Balace de Hidrógeno potencial.

H_2 pot. en la carga - H_2 pot. consumido en la combustión con el aire = H_2 pot. en el gas de síntesis fresco (GSF)

$$H_{F} - 2(0.21)A = 3N_2 + 4 \left[\frac{Y_{CH_4} (4N_2 + 0.01A)}{1 - Y_{CH_4}} \right] \quad \text{---(3.2)}$$

Donde:

H_p = Hidrógeno potencial por mol de carga.

Y_{CH_4} = Fracción mol de CH_4 en el gas de síntesis fresco.

El lado derecho de la ecuación (3.2) se deriva de expresar -- los moles por hora de metano en el gas de síntesis fresco en -- términos : de la fracción mol del metano (Y_{CH_4}) en el gas de -- síntesis y de los moles totales del gas de síntesis.

Esto es:

<u>Gas de Síntesis.</u>	<u>MPH</u>	<u>H_2 potencial</u>
N_2	N_2	-
H_2	$3N_2$ x 1	$3N_2$
CH_4	CH_4 (sint.) x 4	$4CH_4$ (sint.)
Ar	<u>0.01A</u>	<u>-</u>
	$4N_2 + CH_4$ (sint.) + 0.01A	$3N_2 + 4CH_4$ (sint.)
	CH_4	
	$Y_{CH_4} = \frac{CH_4}{4N_2 + CH_4$ (sint.) + 0.01A	

Despejando $CH_4(\text{sint.})$, tenemos:

$$Y_{CH_4} [4N_2 + CH_4(\text{sint.}) + 0.01A] = CH_4(\text{sint.})$$

$$Y_{CH_4} (4N_2 + 0.01A) = CH_4(\text{sint.}) - [Y_{CH_4} CH_4(\text{sint.})]$$

$$Y_{CH_4} (4N_2 + 0.01A) = (1 - Y_{CH_4}) CH_4(\text{sint.})$$

$$CH_4(\text{sint.}) = \frac{Y_{CH_4} (4N_2 + 0.01A)}{(1 - Y_{CH_4})}$$

$$H_2 \text{ pot. en el GSP} = 3N_2 + 4CH_4(\text{sint.})$$

La ecuación general para los moles por hora del flujo de carga se establece, resolviendo las ecuaciones simultáneas (3.1) y (3.2) para $F(\text{carga})$, para dar:

$$Y_{F_{N_2}} F + 0.78A = N_2 \quad \text{----- (3.1)}$$

$$H_2 F - 2(0.01)A = 3N_2 + 4 \left[\frac{Y_{CH_4} (4N_2 + 0.01A)}{1 - Y_{CH_4}} \right] \quad \text{----- (3.2)}$$

De la ecuación 3.1 despejamos A y sustituimos en la ecuación 3.2 :

$$A = \frac{N_2 - Y_{F_{N_2}} F}{0.78} = 1.28(N_2 - Y_{F_{N_2}} F)$$

$$H_F - 0.42(1.28N_2 - 1.28Y_{F_{N_2}} F) =$$

$$3N_2 + 4 \left[\frac{Y_{CH_4} (4N_2 + 0.0128N_2 - 0.0128Y_{F_{N_2}} F)}{1 - Y_{CH_4}} \right]$$

$$H_F F = 0.5376N_2 + 0.5376Y_{F_{N_2}} F =$$

$$3N_2 + 4 \left(\frac{Y_{CH_4}}{1 - Y_{CH_4}} \right) (4N_2 + 0.0128N_2 - 0.0128Y_{F_{N_2}} F)$$

$$H_F F + 0.5376Y_{F_{N_2}} F + 0.0512Y_{F_{N_2}} F \left(\frac{Y_{CH_4}}{1 - Y_{CH_4}} \right) =$$

$$0.5376N_2 + 3N_2 + \left[16.0512 \left(\frac{Y_{CH_4}}{1 - Y_{CH_4}} \right) \right] N_2$$

$$F \left[H_F + 0.5376Y_{F_{N_2}} + 0.0512Y_{F_{N_2}} \left(\frac{Y_{CH_4}}{1 - Y_{CH_4}} \right) \right] =$$

$$N_2 \left[3.5376 + 16.0512 \left(\frac{Y_{CH_4}}{1 - Y_{CH_4}} \right) \right]$$

$$\text{Carga}(F) = \frac{N_2 \left[138 + 626 \left(\frac{Y_{CH_4}}{1 - Y_{CH_4}} \right) \right]}{39H_F + Y_{F_{N_2}} \left[21 + 2 \left(\frac{Y_{CH_4}}{1 - Y_{CH_4}} \right) \right]} \quad \text{-----}(3.3)$$

Donde:

N_2 = MPH totales de N_2 en el GSF.

Y_{CH_4} = Fracción mol de CH_4 en el GSF.

$Y_{F_{N_2}}$ = Fracción mol de N_2 en la carga.

H_F = Hidrógeno potencial en la carga por mol de carga.

7.- Cálculo del flujo de aire.

Los moles por hora del flujo de aire se calculan, del balance de nitrógeno, ecuación 3.1 .

$$\text{Aire}(A) = \frac{N_2 \text{ (sint.)} - Y_{F_{N_2}} F}{0.78} \quad \text{-----} (3.4)$$

8.- Cálculo del argón en el gas de síntesis fresco.

Los moles por hora se calculan de los flujos de carga y aire establecidos.

$$\text{Argón}(Ar) = Y_{A_{Ar}} A + Y_{F_{Ar}} F \quad \text{-----} (3.5)$$

9.-Establecer la composición del gas de síntesis fresco (GSF):

Los moles por hora de nitrógeno, hidrógeno y argón, se obtienen de los pasos uno y dos y de la ecuación 3.5. De ahí se calculan fácilmente los moles por hora de metano y además la composición del gas de síntesis fresco.

6.3.3.-CALCULO DE LA COMPOSICION DEL GAS DE SINTESIS FRESCO, DADAS LAS SIGUIENTES CONDICIONES DE PROCESO.

a) Composición de la carga del gas natural (F):

$N_2 = 1.6$, $CO_2 = 0.50$, $CH_4 = 83.2$, $C_2H_6 = 5.8$, $C_3H_8 = 5.9$,
 $C_4H_{10} = 2.6$ y $C_5H_{12} = 0.4$ (todos en % volumen).

b) Flujo de aire de proceso (A).

c) % mol de metano en el gas de síntesis fresco = 1.69

Solución:

1.- Sea el N_2 en el GSF = 1 000 MPH

2.- Sea el H_2 en el GSF = 3 000 MPH

3.- Fracción mol de CH_4 en el GSF:

$$Y_{CH_4} = 0.0169$$

4.- Composición del aire:N₂ = 78%O₂ = 21%

Ar = 1%

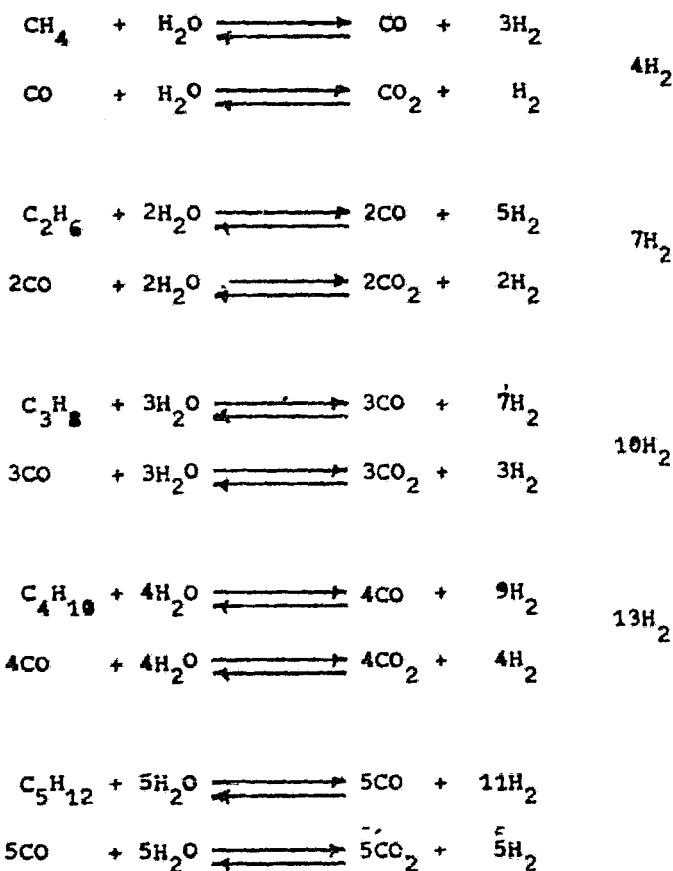
5.- Cálculo del hidrógeno potencial en la carga.Carga de gas natural:

<u>COMP.</u>	<u>%MOL</u>	<u>H₂ potencial</u>
N ₂	1.6	-
CO ₂	0.5	-
CH ₄	83.20 x 4	332.8
C ₂ H ₆	5.80 x 7	40.6
C ₃ H ₈	5.90 x 10	59.0
C ₄ H ₁₀	2.60 x 13	33.8
C ₅ H ₁₂	<u>0.40 x 16</u>	<u>6.4</u>
	100.00	472.6

$$\text{H}_2 \text{ potencial/mol de carga} = \frac{472.6}{100.0} = 4.726$$

El cálculo de H_2 potencial se obtuvo de la siguiente manera:

a) Multiplicando el valor del % mol de cada componente en la carga de gas natural por la cantidad de H_2 formado en base a la reacción de reformación.



b) La suma del H_2 potencial de cada componente se divide entre 100 y nos da el H_2 potencial/mol de carga.

6.- Cálculo del flujo de carga (F).

Usando la ec. 3.3 :

$$F = \frac{1\ 000 \left[138 + 626 \left(\frac{0.0109}{1 - 0.0109} \right) \right]}{39(4.726) + 0.016 \left[21 + 2 \left(\frac{0.0109}{1 - 0.0109} \right) \right]} = \frac{144\ 898.58}{184.658}$$

$$F = \underline{784.72 \text{ MPH}}$$

7.- Cálculo del flujo de aire.

Usando la ec. 3.4 :

$$\text{Aire}(A) = \frac{1\ 000 - (0.016)(784.72)}{0.78} = \underline{1\ 265.95 \text{ MPH}}$$

8.- Cálculo del argón en el gas de síntesis fresco.

Usando la ec. 3,5 :

$$\text{Ar} = Y_{A_{Ar}} A + Y_{F_{Ar}} F$$

Puesto que la carga de gas natural no contiene argón, todo el argón en el gas de síntesis fresco(GSF), resulta de la carga de aire.

$$\text{Ar} = Y_{A_{Ar}} A = 0.01(1\ 265.95 \text{ MPH}) = \underline{12.66 \text{ MPH}}$$

9.- Establecer la composición del gas de síntesis fresco(GSF).

Puesto que los moles por hora reales de N_2 , H_2 , Ar y de la fracción mol se conocen, se puede calcular fácilmente los moles por hora de CH_4 en el gas de síntesis fresco(GSF).

$$0.0109 = \frac{\text{CH}_4(\text{sint.})}{\text{CH}_4(\text{sint.}) + 1\ 000 + 3\ 000 + 12.66}$$

$$\text{CH}_4(\text{sint.}) = \frac{0.0109(4\ 000 + 12.66)}{1 - 0.0109} = \underline{44.21 \text{ MPH}}$$

Por lo tanto, la composición del gas de síntesis fresco (GSF) es:

<u>GSF</u>	<u>MPH</u>	<u>%MOL</u>	<u>H₂ potencial</u>
N ₂	1 000	24.65	-
H ₂	3 000	73.95	3 000
CH ₄	44.22	1.09	176.88
Ar	<u>12.66</u>	<u>0.31</u>	<u>-</u>
	4 056.88	100.00	3 176.88

10.- Antes de proceder a calcular el circuito de síntesis, se recomienda hacer una revisión entre los balances del H₂ pot. y del N₂ en el flujo de carga y además en el gas de síntesis fresco.

Revisión del balance del H₂ potencial

$$\text{H}_2 \text{ potencial en la carga} = 4.726(754.72) = 3\ 708.58 \text{ MPH}$$

$$\text{H}_2 \text{ potencial consumido en la combustión con el aire} = 0.420(1\ 265.95) = (-) 531.70 \text{ MPH}$$

$$\text{H}_2 \text{ potencial en el GSF} = \underline{3\ 176.88 \text{ MPH}}$$

Revisión del balance del N₂

$$N_2 \text{ en la carga} = 0.016 \times 784.72 = 12.56 \text{ MPH}$$

$$N_2 \text{ en el aire} = 0.78 \times 1\,265.95 = \underline{987.44 \text{ MPH}}$$

$$N_2 \text{ en el GSF} = 1\,808.00$$

Compararlo con el valor establecido.

6.4.- BALANCE DE MASA EN EL CIRCUITO DE SINTESIS.

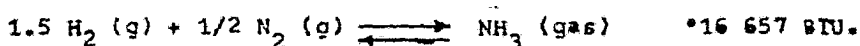
6.4.1 INTRODUCCION Y DEFINICIONES

Proceso: La conversión catalítica del gas de síntesis comprimido esencialmente H₂ y N₂ en una relación 3:1 para producir amoníaco.

Catalizador: El catalizador de fierro multipromovido en forma de granos irregulares. El tamaño de los granulos puede ser de 15 a 12 mm. La densidad del catalizador es de 168 a 170 Lb/Ft.³.

La base del material es magnetita (Fe₃O₄) modificada, ya que incluye alumina, calcio, magnesio, potasio, etc. El catalizador es pirofosfórico en estado reducido.

Reacción:



*Referencia - 459.7° F (cero absoluto). El calor de reacción está dado a cero absoluto por consistencia con las graficas de entalpía MWK, que están basadas en la entalpía cero del gas ideal a 459.7° F y a 1 atm.

Equilibrio: El contenido de amoníaco a la salida del reactor -- de síntesis depende de la constante de equilibrio de la reacción. Aunque el contenido en el equilibrio es una función solamente de la temperatura y es independiente de la presión, el actual estado de equilibrio del sistema de síntesis del amoníaco es dependiente de la presión en vista de un marcado comportamiento no ideal de los gases a una presión elevada. Esta relación se complica aun más por el hecho de que los gases de reacción forman mezclas no ideales. El estado de equilibrio por lo tanto no es solo una función de la temperatura sino que también de la presión y de la composición. Debido a este comportamiento no ideal de los componentes en la mezcla se requiere un ajuste en constante de equilibrio para corregir la desviación de la idealidad. Sobre esta base la reacción en estado de equilibrio se define como sigue:

$$K_p = \frac{K_{eq}}{K_g} \frac{X_{NH_3}^P}{(X_{N_2} P)^{1/2} (X_{H_2} P)^{3/2}} = \frac{M_{NH_3}^{\Sigma N}}{(M_{N_2})^{1/2} (M_{H_2})^{3/2} P}$$

Donde:

K_p = Es la constante que define el estado de equilibrio a presión.

K_{eq} = Es la constante de equilibrio a baja presión.

K_g = Es la constante que corrige la desviación de la idealidad.

X = Fracción mol.

M = relación molar.

M = Moles del componente gaseoso.

N = Moles totales de la mezcla gaseosa a presión.

Valores de constantes de equilibrio se dan en la gráfica de la figura 6.1. También se dan las gráficas del contenido de amoníaco en equilibrio para mezclas de gas de síntesis puro y mezclas de gas de síntesis conteniendo gases inertes (Argón y Metano). Estas se dan en las figuras 6.2 y 6.3.

Tipos de sistemas de síntesis (circuitos): Una forma simplificada del proceso de síntesis del amoníaco que se considera comprende lo consta de:

- 1.- Un sistema de compresión.
- 2.- Una conversión fácil.
- 3.- Un sistema de recuperación del producto, como se ilustra en el esquema del diagrama de la figura 6.4. El gas de síntesis fresco consiste de 3 partes de H_2 y una parte de N_2 (con o sin componentes inertes), el cual se comprime e introduce dentro de un sistema de circulación, donde este se mezcla con un gas de recirculación no reactivo. La mezcla combinada se manda al reactor, donde reacciona fácilmente, ya que el H_2 y el N_2 son reaccionados catalíticamente para producir NH_3 . Después de una serie de pasos por cambiadores de calor, la porción de amoníaco producida en el reactor se condensa y se recupera a alta presión.

Vapor separado del paso de recuperación se recomprime y se --
retorna al sistema de conversión con el gas de síntesis fresco.

La cantidad de gas recirculado depende de varios factores, --
incluyendo la presión de operación, la temperatura del producto
recuperado, el acercamiento al equilibrio, etc.

La recuperación de producto se realiza por el uso de una ---
combinación de enfriadores de agua y de amoníaco. Hay sistemas -
en que la refrigeración no se proporciona.

Las presiones de operación de plantas comunes diseñadas es--
tan en el rango de 2 000 a 4 700 Psig. , aunque procesos diseñ--
dos ofrecidos en el pasado, alcanzaban de 1 500 a 15 000 Psig.

El producto recuperado se realiza en 2 etapas como se ilus--
tra en la figura 6.6 , que muestra un diseño basado en una ope--
ración a 4 700 Psig. ó también se realiza en una sola etapa, -
como se ilustra en la figura 6.5. El diseño de una sola etapa se
emplea a varios niveles de presión.

DEFINICIONES

1.- Gas de síntesis fresco (GSF).

Es el gas de síntesis purificado entregado al circuito de síntesis de amoníaco. Dependiendo del sistema provisto de purificación en la sección de generación de gas crudo de la planta, el gas de síntesis fresco comprendera una corriente de $3H_2/N_2$ ó una mezcla conteniendo $3H_2$, N_2 , Ar, CH_4 residual y en algunos casos cantidades pequeñas de Helio.

2.- Inertes.

Son los compuestos contenidos en el gas de síntesis fresco --- que no reaccionan en el reactor de síntesis. Tal como el Argón, Metano y Helio.

3.- Recirculación.

Esta comprende el gas de síntesis no reaccionado, retornado al reactor de síntesis después de separarlo del amoníaco.

4.- Purga.

Esta consiste en separar una corriente tomada del circuito de síntesis para liberar al sistema de los constituyentes inertes, para mantener la presión de los reactantes (H_2 y N_2) y el nivel deseado. La cantidad de purga tomada depende de la concentración de inertes en el GSF y en el porcentaje de inertes del circuito

cantidades mínimas de inertes, en este caso usualmente no se purgan los inertes. Para el primer caso los gases inertes, necesitaran ser purgados, vía una corriente tomada del efluente del reactor.

5.- Gases disueltos.

Son los constituyentes gaseosos disueltos (H_2, N_2, Ar y CH_4), en el producto líquido de amoniaco a alta presión.

6.- Producto de amoniaco primario.

Es el producto de alta presión, separado de un circuito de -- síntesis de dos etapas a relativa temperatura alta. El producto primario, se separa del circuito del efluente del reactor antes de la union del gas de recirculación con el GSF.

7.- Producto de amoniaco secundario.

Es el producto de alta presión separado de un circuito de -- síntesis de una simple etapa o de dos etapas. Esta corriente usualmente se separa a bajas temperaturas y de la corriente del gas de recirculación con el GSF.

8.- Reactor con enfriamiento (Tiro frio).

Es un sistema de reacción catalítica para la conversión de la mezcla $3H_2/1N_2$ = amoniaco. La reacción se maneja fácilmente en

algunas camas de catalizador, introduciendo gas frío al reactor -- entre las camas de catalizador para controlar el calor de reacción. En forma simple el reactor con enfriamiento consiste de un recipiente de presión en el interior que está acoplado a un cartucho de compresión, de una zona de catalizador (canasta) y de un cambiador de calor (intercom). Para algunos diseños (plantas de gran capacidad) el intercambiador está localizado sobre (a la salida) de la coraza de presión. Un reactor con enfriamiento consta de 2 a 5 camas de catalizador de síntesis.

9.- Intercambiador.

Este cambiador de calor sirve para precalentar el gas de reacción que entra a la primera cama de catalizador a la temperatura inicial de reacción. El origen del calor es el del gas de reacción caliente que viene de la cama de catalizador anterior.

10.- Gas de vaporización.

Este es el gas que se desprende de la reducción de presión del producto líquido de amoníaco que sale del circuito de alta presión. Tanto el gas de vaporización, como el gas de purga son mezclados y generalmente sirven como combustible para la unidad.

11.- Aproximación al equilibrio.

Representa la diferencia entre la temperatura real que sale de las camas de catalizador y la temperatura de equilibrio.

$$\text{aproximación al equilibrio} = T_{\text{real}} - T_{\text{eq.}}$$

12.- Velocidad espacial.

Es el volumen estandar de carga al reactor (flujo volumétrico) dividido entre el volumen total de catalizador. Unidades = $V/Hr/V$ = Hr^{-1} . La temperatura de referencia es usualmente a cero grados, aunque algunas veces se requiere a $60^{\circ}F$ estandar.

13.- Conversión por pasos.

Es el % de conversión en el reactor de amoniaco del hidrógeno contenido en la mezcla de carga, a amoniaco.

14.- Conversión total.

Es la conversión del hidrógeno contenido en el gas de síntesis fresco (GSF), a amoniaco (incluyendo el amoniaco eliminado en la purga y en los gases de vaporización o vaporizados).

15.- Eficiencia del catalizador (eficiencia termodinámica).

Esta es una medida de los grados de conversión basados en el contenido de amoniaco en el efluente del reactor. Se expresa como:

$$\frac{\% \text{ de } NH_3 \text{ real en el gas}}{\% \text{ teórico o de equilibrio}} \quad \text{*A temperatura real.}$$

16.- Condición de saturación.

La condición de la condensación incipiente en un sistema de gas de síntesis, inertes y amoniaco. Está expresada a una temperatura que se calcula de un análisis componen-

cial por medio de la ecuación para calcular la constante de equilibrio líquido-vapor ($K = y/x$), que se aplica en una serie de aproximaciones sucesivas de temperaturas, hasta que la suma de las fracciones mol del líquido es igual a la unidad(1).

17.- Vaporización líquido - vapor.

Una indicación del grado de la condensación parcial de una mezcla de gas de síntesis, inertes y NH_3 . Esta se calcula por el uso de ecuaciones de vaporización líquido vapor que son descritas en la literatura y se resumen en seguida:

$$l = \frac{m}{1 + KV/L} \qquad v = \frac{m}{1 + L/VK}$$

Donde:

l = Moles del componente en el líquido.

v = Moles del componente en el vapor.

L = Moles totales de líquido.

V = Moles totales de vapor.

m = Moles del componente dado.

K = Constante de equilibrio líquido/vapor para el componente.

18.- Compresibilidad.

Un factor de corrección empírico que indica la desviación de la idealidad de los gases perfectos de las ecuaciones de estado. Desde 10 a 25% se esperan por la densidad de las mezclas de gases en el circuito de síntesis en el rango de presiones de síntesis de 2 000 a 5 000 psig.

6.4.2.- CALCULO DEL BALANCE DE MASA DEL CIRCUITO DE SINTESIS.

La composición del gas de síntesis fresco (GSF) en el circuito de síntesis se estableció en la sección 6.3.3. Por lo tanto ahora podemos proceder al cálculo del balance de masa en el circuito de síntesis.

Procedimiento general.

El procedimiento sugerido abajo establece punto por punto el balance de masa para el circuito de síntesis. El procedimiento -- refiere la separación del amoníaco en una simple etapa, pero esta puede fácilmente ser ampliada a un circuito de síntesis de dos etapas, como se ilustra en la figura 6.6.

Paso 1.- Establecer la presión del circuito de síntesis (a la salida de la cama de catalizador anterior).

Paso 2.- Fijar la temperatura de condensación del producto de amoníaco y la presión en el separador secundario.

Paso 3.- Fijar el nivel de inertes ($CH_4 + Ar$) en la carga al reactor.

Paso 4.- Fijar el contenido de NH_3 a la salida del reactor de la tabla 6.1, asumir una temperatura a la salida del reactor y establecer la concentración de NH_3 a la salida, de la figura 6.3 --
 asumiendo una temperatura de equilibrio, temperatura de 50° .

Paso 5.- Fijar la temperatura y la presión en el separador del gas de purga.

Paso 6.- Fijar la presión en el tambor de vaporización de amoníaco.

Paso 7.- Las composiciones del vapor y del líquido en las corrientes que salen del separador secundario, se estiman por un procedimiento iterativo utilizando todos los datos disponibles de la corriente de vapor. De esta manera se fija el contenido de amoníaco al reactor.

Paso 8.- Calcular el balance de masa alrededor del reactor, usando valores fijos del contenido de amoníaco a la entrada y a la salida del reactor (pasos 4 y 7) y del nivel de inertes a la entrada del reactor (paso 3), en un flujo de carga al reactor escogido arbitrariamente.

Paso 9.- Estimar la composición del gas de purga.

Paso 10.- Estimar la composición del líquido, vapor y del flujo de carga total del tambor de vaporización.

Paso 11.- Estimar el amoníaco perdido en el gas de purga del circuito de refrigeración.

Paso 12.- Cálculo de los moles por hora del GSF y del gas de purga a través de los balances totales de hidrógeno e inertes (CH_4 y Ar).

Paso 13.- Cálculo del flujo de producción total requerida de amoníaco. Este es el flujo de producción neta requerido más el amoníaco perdido en la purga y en los gases de vaporización.

Paso 14.- Recalcular la carga al reactor basada en la producción total de amoníaco y calcular el efluente del reactor, los flujos del gas de purga y del gas de recirculación.

Paso 15.- Recalcular la vaporización en el separador secundario. Si se considera el vapor total obtenido en el separador secundario con la composición de este en el paso 14, el cálculo se completa. Si no se repite el paso 14, usando la nueva concentración de amoníaco, obtenida del paso anterior para la nueva carga al reactor.

Paso 16.- Establecer el balance de masa principal, punto por punto en el circuito de síntesis.

6.4.3.- CALCULO DEL BALANCE DE MASA DEL CIRCUITO DE SINTESIS PARA PRODUCIR 1 000 TM/DIA DE AMONIACO.

El gas de síntesis fresco en el circuito consiste de lo siguiente:

<u>COMP.</u>	<u>XMOL (CALCULADO EN LA SECCION 6.3.3)</u>
N ₂	24.65
H ₂	73.95
CH ₄	1.09
Ar	<u>0.31</u>
	100.00

Asumir los siguientes pasos:

- 1.- La presión en el circuito de síntesis es 2000 Psig. nominal.
- 2.- El producto secundario está a -10°F y 2100 Psig.
- 3.- El % de inertes ($\text{CH}_4 + \text{A}_r$) en la carga al reactor es de --
13.6%.
- 4.- El contenido de amoníaco en el efluente del reactor es --
12.0%.
- 5.- La presión y la temperatura en el separador de gas de purga son de -10°F y 2000 Psig.
- 6.- La presión y la temperatura en el tambor de vaporización de amoníaco son de -10°F y 245 Psig.
- 7.- Estimar las composiciones del líquido y vapor de las corrientes del separador secundario.

El vapor del separador secundario es la carga al reactor y el -- líquido será el producto de amoníaco. Aunque no conocemos inicialmente la composición, podemos hacer una muy buena aproximación de la composición real, usando los siguientes factores:

- a).- El vapor está saturado a 2100 Psig. y -10°F .
- b).- El vapor contiene una relación de H_2/N_2 de 3.1
- c).- La composición de inertes ($\text{CH}_4 + \text{A}_r$) es 13.6% en volúmen.

El método es iterar con la composición del NH_3 de tal manera que se llegue a vapor saturado. Un valor inicial de 2% puede obtenerse de la gráfica G 6.1, asumiendo que el líquido es 100% amoníaco.

La separación CH_4 y A_r será asumida para ser como en el (G6F).

Notar como la composición de NH_3 cambia. También cambian las composiciones de N_2 y H_2 de tal manera que el total sea 1.0 y la relación H_2/N_2 sea 3:1

Los datos de K_1 a usarse en este paso y en los pasos 9, 10 y 15, = se sacan de las gráficas G 6.1, G 6.2, G 6.3, G 6.4 y G 6.5 del apéndice.

T A N T E O 1

<u>VAPOR DEL SEPARADOR</u>		K_1 a -10°F y 2100 Psig.	<u>LIQUIDO DEL SEPARADOR</u>
<u>SECUNDARIO</u>			<u>SECUNDARIO</u>
<u>COMP.</u>	<u>Y₁</u>		<u>X₁</u>
N_2	0.21100	167	0.00126
H_2	0.63300	200.5	0.00316
CH_4	0.10578	62.5	0.00169
Ar	0.03022	116.0	0.00026
NH_3	<u>0.02000</u> 1.00000		<u>0.95238</u> 0.95875

Obviamente se requiere más NH_3 para saturar el gas a esas condiciones.

T A N T E O 2

<u>COMP.</u>	<u>Y₁</u>	K_1 a -10°F	
		<u>y 2100 Psig.</u>	<u>X₁</u>
N_2	0.21075	167	0.00126
H_2	0.63225	200.5	0.00315
CH_4	0.10578	62.5	0.00169
Ar	0.03022	116.0	0.00026
NH_3	<u>0.02100</u> 1.00000	0.021	<u>1.00000</u> 1.00636

Se introdujo demasiado NH_3 y la verdadera solución está entre estos dos valores. Por interpolación se obtuvo que la fracción mol del NH_3 es 0.02087.

T A N T E O 3

<u>COMP.</u>	<u>Y_1</u>	<u>K_1 a -10°F y 2100 Psig.</u>	<u>X_1</u>
N_2	0.21078	167	0.00126
H_2	0.63235	200.5	0.00315
CH_4	0.10578	62.5	0.00169
Ar	0.03022	116.0	0.00026
NH_3	<u>0.02087</u>	0.021	<u>0.99381</u>
	1.00000		1.00000

(Bastante aproximado).

Se necesita redondear la composición del líquido tal que el total = 1.0

<u>COMP.</u>	<u>LIQUIDO DE SEP. SEC. (L_1)</u>
	<u>X_1</u>
N_2	0.00126
H_2	0.00315
CH_4	0.00169
Ar	0.00026
NH_3	<u>0.99364</u>
	1.00000

S.- Balance de masa en el reactor.

Asumir: 100 MPH de carga al reactor.

Sea $X = \text{NH}_3$ producido en el reactor.

De la ecuación $3/2 \text{H}_2 + 1/2 \text{N}_2 = \text{NH}_3$, el efluente del reactor se calcula como sigue:

NH_3 en el efluente = $2.087 + X$ MPH

Efluente total en el reactor = $100 + X - 3/2 X - 1/2 X =$

$100.00 - X$ MPH

Y teniendo como base que el NH_3 contenido en el efluente del reactor es de 12%.

$$\frac{(2.087 + X) 100}{(100 - X)} = 12.0$$

Amenfaze producida = $X = 8.8508$ MPH/100 MPH de carga.

<u>COMP.</u>	<u>MPH (% EN MOL)</u>	<u>EFLUENTE DEL REACTOR</u>	
		<u>MPH</u>	<u>% MOL</u>
N_2	21.078	$-1/2 (8.8508) = 16.6522$	18.27
H_2	63.235	$-3/2 (8.8508) = 49.959$	54.81
CH_4	10.578	10.578	11.60
Ar	3.022	3.022	3.315
NH_3	<u>2.087</u>	+ <u>8.8508</u> = <u>10.9378</u>	<u>12.000</u>
	100.000	- 8.8508	91.1490

9.- Estimar la composición del vapor y líquido de la purga de vaporización.

La composición del vapor y líquido de la purga de vaporización se obtiene de cálculos por tanteos y error del equilibrio de vaporización, a la temperatura y presión dadas. Las siguientes expresiones generales pueden ser usadas:

P = Gas Purga total (MPH)

$P = V + L$

V = Vapor total de gas de purga en (MPH)

L = Líquido total de gas de purga en (MPH)

Para cada componente se aplica lo siguientes:

$$P_i = y_i V + x_i L$$

K_i = Constante de equilibrio

$$y_i = x_i K_i$$

Vapor/Líquido para cada
componente.

$$P_i = x_i V + \frac{y_i}{K_i} L$$

V_i = Moles del componente en
el vapor.

$$P_i = y_i (V + L/K_i)$$

Por lo tanto;
$$y_i = \frac{P_i}{(V + \frac{L}{K_i})}$$

$$\text{ó } V_i = \frac{P_i}{(1 + L/VK_i)}$$

L_i = Moles del componente en
el líquido.

Similarmente para el líquido;
$$L_i = \frac{P_i}{(1 + K_i V/L)}$$

Cálculo del gas de purga de vaporización a -10°F y 2 000 Psig.

La composición del gas de purga es la misma que la del efluente del reactor, desarrollado en el paso 8:

Asumir la base de 1.0 MPH de gas de purga(P).

Tanteo No. (1) (2)

Asumir L/V 0.1 0.1123

Gas de purga:

COMP	P_i	K_i a -10°F y 2 000 Psig.	$V_i = \frac{P_i}{(1 + L/VK_i)}$	
N ₂	0.18270	173	0.182594	0.182591
H ₂	0.54810	213	0.547843	0.547811
CH ₄	0.11605	65	0.115872	0.115850
Ar	0.03315	125	0.033123	0.033120
NH ₃	0.12000	0.022	0.021639	0.019657

$$V = 0.901071 \quad 0.899019$$

$$L = 0.098929 \quad 0.100981$$

(Bastante cerca)

$$L/V = 0.1098 \quad 0.1123$$

GAS DE PURGA DE VAPORIZACION (V)LIQUIDO DE PURGA (L)

<u>COMP.</u>	<u>MPH (V₁)</u>	<u>FRACC.mol (y₁)</u>	<u>MPH(L₁)</u>	<u>FRACC.mol(X₁)</u>
N ₂	0.10258	0.20309	0.00012	0.00119
H ₂	0.54781	0.60934	0.00029	0.00287
CH ₄	0.11585	0.12886	0.00020	0.00198
Ar	0.03312	0.03684	0.00003	0.00030
NH ₃	<u>0.01966</u>	<u>0.02187</u>	<u>0.10034</u>	<u>0.99366</u>
TOTAL	0.89902	1.00000	0.10098	1.00000

Los valores de L₁ se obtuvieron utilizando la siguiente ecuación:

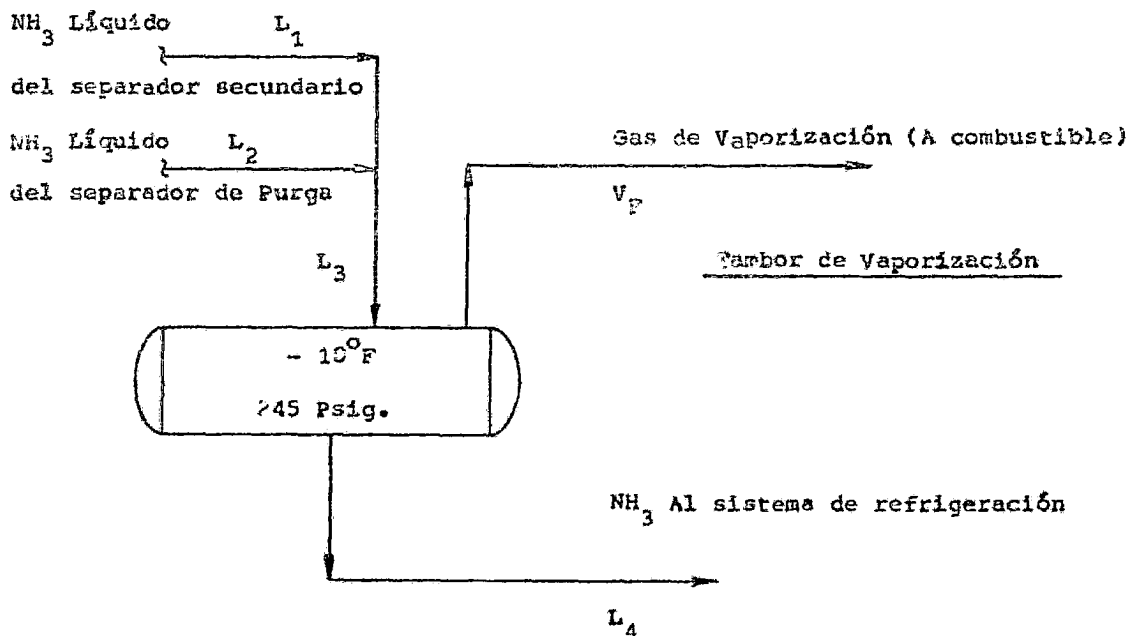
$$L_1 = \frac{P_1}{(1 + K_1 \frac{V}{L})}$$

10.- Estimar las composiciones del líquido y vapor del flujo de carga y del flujo de carga del tambor de vaporización.

El NH₃ llega al tambor de vaporización del separador secundario y del separador de gas de purga. Esto se manifiesta de los pasos 7 y 9, las composiciones de estas dos corrientes líquidas son muy cercanas. Además el líquido total asentado en el tambor de vaporización puede ser muy aproximado al flujo de producción neta requerida de amoníaco. Por lo tanto se asume lo siguiente:

1.- La composición del líquido en el tambor de vaporización es la misma que la composición del líquido en el separador secundario.

2.- El líquido total asentado en el tambor de vaporización es igual que el flujo neto de producción de amoníaco, es decir, 1000 ton net/día.



$$L_1 + L_2 = L_3 = L_4 = \frac{1000 \times 2204.6}{24 \times 17} = 5403.4 \text{ MPH}$$

Gases disueltos al tambor de Vaporización.

$$N_2 = (0.00126) (5403.4) = 6.8 \text{ MPH}$$

$$H_2 = (0.00315) (5403.4) = 17.0 \text{ MPH}$$

$$CH_4 = (0.00169) (5403.4) = 9.1 \text{ MPH}$$

$$A_r = (0.00026) (5403.4) = \underline{1.4 \text{ MPH}}$$

$$\text{TOTAL} \quad \quad \quad 34.3 \text{ MPH}$$

Asumir además que todos los gases disueltos asentados en el tambor de vaporización saldrán con el vapor de vaporización.

Estimar el amoníaco perdido en el gas de vaporización como sigue:

$$\text{Presión de vapor de } NH_3 \text{ a } -10^\circ F = 23.74 \text{ Psig (T 6.1)}$$

$$\text{Presión en el tambor de vaporización} = 260 \text{ Psig.}$$

$$V_{NH_3} = \frac{23.7}{(260 - 23.74)} (34.3) = 3.4 \text{ MPH}$$

GAS DE VAPORIZACION ESTIMADO.

<u>COMP.</u>	<u>MPH</u>	<u>FRACCION mol (y)</u>
N ₂	6.8	0.1804
H ₂	17.0	0.4509
CH ₄	9.1	0.2414
Ar	1.4	0.0371
NH ₃	<u>3.4</u>	<u>0.0902</u>
TOTAL	37.7	1.0000

Estimar los gases disueltos en el líquido del tambor de vaporización.

<u>COMP.</u>	<u>K_i a -10° F y 245 Psig</u>	<u>X₁ = $\frac{X_i}{K_i}$ (Líquido total)</u>	<u>MPH</u>
N ₂	850	(0.1804/850) (5403.4) =	1.1
H ₂	1150	(0.4509/1150) (5403.4) =	2.1
CH ₄	550	(0.2414/550) (5403.4) =	2.4
Ar	1000	(0.0371/1000) (5403.4) =	<u>0.2</u>
TOTAL			5.8

11.- Estimar la pérdida de amoníaco en el gas de purga del circuito de refrigeración.

La pequeña cantidad de gases, disueltos que entran al sistema de refrigeración, necesitan purgarse del sistema. Para calcular la pérdida de amoníaco en esta corriente de purga, ya deberán estar establecidas la temperatura, la presión y el esquema del proceso para el sistema de purga de refrigeración.

Asumir lo siguiente:

1.- El gas de purga del circuito de refrigeración está a 34° F y 252.7 Psig.

2.- Los gases disueltos acumulados en el circuito de síntesis saldrán con el gas de purga.

3.- El gas de purga se separa del amoníaco líquido a 34° F y 252.7 Psig.

CALCULOS:

Presión de vapor del NH_3 a 34°F = 64.91 Psia. (T 6.1)

Presión total = 252.7 Psia.

Gases venteados (Pase 10) = 5.8 MPH

Ameníaco perdido en la purga del circuito de refrigeración

$$= \frac{64.91}{(252.7 - 64.91)} (5.8) = 2.0 \text{ MPH}$$

12.- Cálculo del gas fresco de síntesis (GSF) y del gas de purga vaporizado.

Los cálculos del GSF y de los flujos del gas de vaporización se obtienen de los balances totales de Hidrógeno y inertes ($\text{CH}_4 + \text{A}_r$). La producción de amoníaco neta del tambor de vaporización es la neta requerida más el amoníaco perdido en el gas de refrigeración.

El Hidrógeno y inertes ($\text{CH}_4 + \text{A}_r$) disueltos en el amoníaco líquido se toman para dejar el circuito de síntesis del tambor de vaporización, como se calculó en el paso NO.11.

BALANCE DE HIDROGENO

Hidrógeno en GSF = H_2 perdido en el gas de purga de vaporización
 + H_2 perdido en el gas de vaporización
 + H_2 equivalente del NH_3 perdido en el gas de purga de vaporización.
 + H_2 equivalente del NH_3 perdido en el gas de vaporización
 + H_2 equivalente del NH_3 perdido en la purga de refrigeración
 + H_2 equivalente del producto de amoníaco

Sea P_1 = Moles por hora del gas de purga de vaporización

GSF = Moles por hora del gas de síntesis fresco

HIDROGENOS EQUIVALENTES:

- a) Hidrógeno en GSF = (0.7395) (GSF) de la sección 6.3.3
- b) H₂ perdido en el gas de purga de vaporización = (0.60934) (P₁); del paso 9
- c) H₂ perdido en el gas de vaporización = 17.0 MPH; del paso 10
- d) H₂ equivalente del NH₃ perdido en el gas de purga de vaporización =
(3/2) (0.02187) (P₁); del paso 9.
- e) H₂ equivalente del NH₃ perdido en el gas de vaporización =
(3/2) (3.4) = 5.1; del paso 10.
- f) H₂ equivalente del NH₃ perdido en la purga de refrigeración =
(3/2) (2.0) = 3.0; del paso 11.
- g) H₂ equivalente del producto de NH₃ neto = (3/2) (5403.4) = 8105.1

La siguiente es la ecuación del sistema en términos de GSF y P₁ :

$$(0.7395) (GSF) = (0.60934) (P_1) + 17.0 + 3/2 (0.02187) (P_1) + 5.1 + 3.0 + 8105.1$$

SIMPLIFICANDO:

$$(0.7395) (GSF) - (0.6421) (P_1) = 8130.2 \quad (4.1)$$

BALANCE DE INERTES (CH₄ + A_r)

Inertes en GSF = Inertes en el gas de purga de vaporización (Del paso 9) + Inertes en el gas de vaporización (Del paso 10).

NOTA:

Se supone que todos los Inertes disueltos en el amoníaco salen en el vapor del tambor de vaporización. Por lo tanto:

$$(0.014) (GSF) = (0.1657) (P_1) + 10.5 \quad \delta \quad (0.014) (GSF) - (0.1657) (P_1) = 10.5$$

Ec. 4.2

Resolviendo la ecuación (4.1) y (4.2) para GSF y P₁

De la ecuación 4.2 :

$$(GSF) = \dots (4.3)$$

Sustituyendo la ecuación 4.3. en 4.1. y resolviendo para GSF es decir:

$$(0.7395) (GSF) - (0.642145) (0.02449) (GSF) + (0.642145) (63.368) = 8130.2$$

$$GSF = \frac{8089.5}{0.68525} = 11805.2 \text{ MPH}$$

DE LA ECUACION 4.3.:

El gas de purga de vaporización (P_1) (Al combustible) =

$$0.02449 (11805.2) - 63.368 = 934 \text{ MPH}$$

13.- Producción bruta de aménfaco requerida

Producto requerido (1000 ton.met/día)	=	5403.4 MPH
Amenfaco perdido en el gas de purga de vaporización	=	20.4 MPH
Amenfaco perdido en el gas de vaporización	=	3.4 MPH
Amenfaco perdido en la purga del circuito de refrigeración	=	<u>2.0 MPH</u>
Producción bruta de aménfaco		5429.2 MPH

14.- Balance en el reactor (Ver paso 8)

Sea C_f = Carga total al reactor en moles per hora

$$NH_3 \text{ al reactor} = 0.02087 C_f$$

$$NH_3 \text{ del reactor} = 0.12 (C_f - 5429.2)$$

$$0.12 (C_f - 5429.2) - 0.02087 C_f = 5429.2$$

$$\text{Carga al reactor} = C_f = 61340.7 \text{ MPH}$$

$$\text{Amenfaco producido} = \underline{5429.2 \text{ MPH}}$$

$$\text{Efluente del reactor} = 55911.5 \text{ MPH}$$

$$\text{Gas de purga (F)} = 934/0.89902 = 1038.9 \text{ MPH (Ver pasos 9 y 12)}$$

$$\text{Gas de recirculación} = 55911.5 \text{ MPH} - 1038.9 \text{ MPH} = 54872.6 \text{ MPH}$$

Recalcular la vaporización en el separador secundario.

Gas de recirculación (composiciones del paso 9).

<u>COMP.</u>	<u>MPH</u>
N ₂ = (0.18370) (54 872.6) =	10 025.2
H ₂ = (0.54810) (54 872.6) =	30 075.7
CH ₄ = (0.11605) (54 872.6) =	6 368.0
Ar = (0.03315) (54 872.6) =	1 819.0
NH ₃ = (0.1200) (54 872.6) =	<u>6 584.7</u>
TOTAL	54 872.6

Gas fresco de síntesis.

<u>COMP.</u>	<u>MPH</u>
N ₂ 0.2465 x 11 805.2 =	2 910.0
H ₂ 0.7395 x 11 805.2 =	8 729.9
CH ₄ 0.0109 x 11 805.2 =	128.7
Ar 0.0021 x 11 805.2 =	36.6
NH ₃	<u> </u>
TOTAL	11 805.2 (Del paso 12)

15.- Vaporización del gas de síntesis + gas de recirculación en el separador secundario.

Asumir $L/V = 0.08793$

<u>GAS + RECIRCULACION</u>		$\frac{K_1}{-}$	$V_1 = \frac{P_1}{(1 + L/V K_1)}$	<u>SMOL</u>
<u>COMP.</u>	<u>MPH(P₁)</u>	a -10°F y 2 100 Psig.		
N ₂	12 935.2	167	12 928.5	21.077
H ₂	38 905.6	200.5	38 789.8	63.236
CH ₄	6 496.7	62.5	6 487.7	13.5
Ar	1 855.6	116.0	1 854.2	
NH ₃	<u>6 584.7</u>	0.021	<u>1 280.0</u>	<u>2.087</u>
TOTAL	66 677.8		61 339.2	100.000

$V = 61 339.2$

$L = 5 338.6$

$L/V = 0.08773$ (Bastante cerca)

Notar que con este resultado se obtiene la cantidad y la composición del vapor en el separador secundario, por lo tanto el balance de masa principal se establece punto por punto en el circuito de síntesis.

16.- Establecer el balance de masa principal del vapor en el separador secundario, punto por punto (Del paso 15).

<u>CARGA AL REACTOR</u>		<u>EFLUENTE DEL REACTOR</u>	
<u>COMP.</u>	<u>MPH</u>	<u>MPH</u>	<u>FRACC. MOL</u>
N ₂	12 928.5	-(1/2) (5 429.2) = 10 213.9	0.16269
H ₂	38 788.8	-(3/2) (5 429.2) = 30 645.0	0.54811
CH ₄	6 487.7	6 487.7	0.11504
Ar	1 854.2	1 854.2	
NH ₃	<u>1 280.0</u>	+ (5 429.2) = <u>6 709.2</u>	<u>0.11416</u>
TOTAL	61 339.2	-(5 429.2) = 55 910.0	1.00000

Antes del siguiente procedimiento, hay que hacer una revisión total del balance elemental en el circuito de síntesis.

GAS DE PURGA

<u>COMP.</u>	<u>FRACC. MOL</u>		<u>MPH TOTALES</u>	<u>MPH</u>
N ₂	0.18269	x	1 038.9	189.8
H ₂	0.54811	x	1 038.9	569.4
CH ₄	0.11604	x	1 038.9	120.6
Ar	0.03316	x	1 038.9	34.4
NH ₃	<u>0.1200</u>	x	1 038.9	<u>124.7</u>
TOTAL	1.0000			1 038.9

Puesto que el gas de purga tiene la misma composición como la que se estimó en el paso 9, el vapor y el líquido de la purga de vaporización se calculan fácilmente de la composición y de la relación de vaporización.

Vapor/Líquido establecido en el paso 9.

<u>GAS DE PURGA DE VAPORIZACION</u>		<u>LIQUIDO DE PURGA DE VAPORIZACION</u>
<u>COMP.</u>	<u>MPH</u>	<u>MPH</u>
N ₂	189.7	0.1
H ₂	569.1	0.3
CH ₄	120.4	0.2
Ar	34.4	-
NH ₃	<u>20.4</u>	<u>104.3</u>
TOTAL	934.0	104.9

Revisión de balances elementales en el circuito del síntesis.

Calcular los balances totales elementales, excluyendo el producto del tambor de vaporización.

	<u>SALIDA DEL CIRCUITO</u>	<u>ENTRADA AL CIRCUITO</u>	<u>Δ SALIDA</u>
<u>METANO</u>	<u>MPH</u>	<u>MPH</u>	<u>MPH</u>
CH ₄ en el gas de purga de vaporización	128.4		
CH ₄ en el líquido de purga de vaporización	0.2		
CH ₄ en el líquido del separador secundario	<u>8.9</u>		
TOTAL	129.5	128.7	+ 0.8

	<u>SALIDA DEL CIRCUITO</u>	<u>ENTRADA AL CIRCUITO</u>	<u>Δ SALIDA</u>
<u>ARGON</u>			
Ar en el gas de purga de vaporización	34.4		
Ar en el líquido de purga de vaporización	-		
Ar en el líquido de separador secundario	<u>1.4</u>		
TOTAL	35.8	36.6	- 0.8

Similares revisiones en el H₂ y N₂ equivalentes darían lo siguiente:

	<u>SALEN DEL CIRCUITO</u>	<u>DENTRO DEL CIRCUITO</u>	<u>Δ SALIDA</u>
	<u>MPH</u>	<u>MPH</u>	<u>MPH</u>
Hidrógeno (Como H ₂)	8 729.9	8 729.9	-
Nitrógeno (Como N ₂)	2 911.1	2 910.0	+ 1.1

Los balances elementales anteriormente revelados del H₂ y N₂ entrando y saliendo del circuito de síntesis (Excluyendo el producto del tambor de vaporización) concuerdan muy bien en una base por ciento. Hay ligeramente más Metano saliendo del circuito de síntesis que entrando, cerca de 0.6%.

Además el Argón saliendo del sistema tiende a ser 0.8 por ciento más que el Argón entrando al circuito en el GSF. La solución de los cálculos previos fué que la relación de CH₄/Ar en el vapor del separador secundario es la misma que en GSF.

Este no es el caso porque la relación CH_4/Ar en el vapor del separador secundario depende de sus relativas constantes de equilibrio a las condiciones dadas. Las corrientes que fluyen deben sin embargo llegar al equilibrio, donde la relación CH_4/Ar se ajusta tal que los inertes que entran y salen del sistema sean iguales para el flujo del gas de purga dado. La concentración de inertes en las corrientes de líquido vaporizado de los separadores secundario y de gas de purga, no tienen cambios apreciables, con cambios en la relación CH_4/Ar en las fases de vapor. Por lo tanto, la relación CH_4/Ar en el vapor del separador secundario se puede ajustar para un balance total de inertes, mientras que mantenemos la concentración total de $\text{CH}_4 + \text{Ar}$ invariable. También el flujo de gas de purga total se mantienen igual como se uso en los cálculos previos puesto que los inertes totales ($\text{CH}_4 + \text{Ar}$) que salen en la corriente de purga concuerda muy bien con los del GSF.

Por lo tanto se hacen los siguientes ajustes en el efluente del Reactor:

Inertes totales en el efluente del reactor	= 8 341.9 MPH
Efluente total en el Reactor	= 55 910.0 MPH
Gas de purga	= 1 038.9 MPH
Argon necesario en el gas de purga = $34.4 + 0.8$	= 35.2 MPH
Argon en el efluente del reactor = $(35.2/1\ 038.9)(55\ 910.0)$	= 1 894.3 MPH
CH_4 en el efluente del reactor = $8\ 341.9 - 1\ 894.3$	= 6 447.6 MPH

BALANCES DE MASA EN EL CIRCUITO DE SINTESIS

<u>EFLUENTES DEL REACTOR</u>		<u>GAS DE PURGA</u>	<u>GAS RECIRCULADO</u>	<u>GSF</u>
<u>COMP.</u>	<u>MPH</u>	<u>MPH</u>	<u>MPH</u>	<u>MPH</u>
N_2	10 213.9	189.8	10 024.1	2 910.0
H_2	6 015.7	212.4	6 075.6	8 729.0
CH_4	6 447.6	119.6	6 327.8	128.7
Ar	1 894.3	35.2	1 859.1	36.6
NNH_3	<u>6 709.2</u>	<u>124.7</u>	<u>6 584.5</u>	<u>-</u>
TOTAL	55 910.0	1 038.9	54 871.1	11 805.2

<u>RECIRCULACION + GSF</u>		<u>VAP. EN EL SEP. SEC. (C. AL REAC.)</u>	<u>LIQ. EN EL SEP. SEC.</u>
<u>COMP.</u>	<u>MPH</u>	<u>MPH</u>	<u>MPH</u>
N ₂	12 934.1	12 928.5	5.6
H ₂	38 805.5	38 788.8	16.7
CH ₄	6 456.5	6 447.6	8.9
Ar	1 895.7	1 894.3	1.4
NH ₃	<u>6 584.5</u>	<u>1 280.0</u>	<u>5 304.5</u>
TOTAL	66 676.3	61 339.2	5 337.1

<u>VAPOR EN LA PURGA DE VAPORIZACION</u>	<u>LIQUIDO EN LA PURGA DE VAPORIZACION</u>	<u>LIQUIDO TOTAL EN EL TAMBOR DE VAPORIZACION</u>	
<u>COMP.</u>	<u>MPH</u>	<u>MPH</u>	<u>MPH</u>
N ₂	189.7	0.1	5.7
H ₂	569.1	0.3	17.0
CH ₄	119.6	0.2	9.1
Ar	35.2	-	1.4
NH ₃	<u>20.4</u>	<u>104.3</u>	<u>5 408.8</u>
TOTAL	934.0	104.9	5 442.0

VAPOR EN EL PRODUCTO DEL
TAMBOR DE VAPORIZACION.AMONIACO LIQUIDO AL CIRCUITO
DE REFRIGERACION.

<u>COMP.</u>	<u>MPH</u>	<u>MPH</u>
N ₂	4.9	0.8
H ₂	15.3	1.7
CH ₄	6.8	2.3
Ar	1.2	0.2
NH ₃	<u>3.4</u>	<u>5 405.4</u>
TOTAL	31.6	5 410.4

El NH₃ perdido en el gas de purga de refrigeración = 2.0 MPH

El flujo neto de la producción de NH₃ = 5 403.4 ó 1 000 Tm/Día.

Notar que se hicieron pequeños ajustes a algunos componentes para llegar a un balance exacto dentro del circuito de síntesis.

6.5.- CALCULOS DE LOS FLUJOS DE CARGA Y AIRE FRESCO.

6.5.1.- PROCEDIMIENTO GENERAL.

La carga y el aire requeridos para producir bastante gas de síntesis fresco (GSF) para la producción de amoníaco establecida, se obtiene por aumentos proporcionales de los calculos para el gas de síntesis fresco en la sección 6.3. Normalmente cierta cantidad de pérdidas son esperadas en el compresor de síntesis, en el sistema de eliminación de CO₂, etc., y estas serán adicionadas al gas de síntesis fresco (GSF) en el circuito de síntesis en orden para determinar los flujos de carga y aire requeridos. Los siguientes pasos indican el procedimiento necesario para el calculo de los flujos de carga y aire reales.

1.- Fijar pérdidas en el compresor como un % del GSF en el circuito de síntesis para determinar la cantidad total. Las pérdidas acumuladas se deben ser suplidas. Esto es conveniente para tomar las pérdidas en un punto, más bien que en varios puntos de la planta.

2.- Definir un factor de proporción como el cociente de la multiplicación del gas de síntesis fresco (GSF) real de la sección 6.4.3. Por pérdidas en el compresor dividido entre el GSF asumido en la sección 6.3.3.

3.- Flujo de carga real = Factor de proporción x flujo de carga asumida en la sección 6.3.3.

4.- Flujo de aire real = Factor de proporción x flujo de aire asumido en la sección 6.3.3.

6.5.2.- Calcular los flujos reales de carga y aire para la producción de --- 1 000 Ton. Met/Día de NH_3 , usando la siguiente información.

a) Tomar el GSF de la sección 6.3.3. = 4056.88 MPH

b) Tomar la carga de la sección 6.3.3. = 784.72 MPH

c) Tomar el aire de la sección 6.3.3. = 1265.95 MPH

d) El GSF requerido para 1 000 Ton. Met/Día de la sección 6.4.3 = 11805.2 MPH

e) Las pérdidas acumuladas = 1.0103 % del GSF real

Paso No.1 GSF x las pérdidas acumuladas = (1.0103) (11805.2) = 11926.9 MPH

Paso No.2 Factor de proporción = $11926.9/4056.88 = 2.9399$

Paso No.3 Flujo de carga real = (2.9399) (784.72) = 2307.0 MPH

Paso No.4 Flujo real de aire seco = (2.9399) (1265.95) = 3721.8 MPH

6.6.- SECCION DE PREPARACION DE GAS DE SINTESIS.

6.6.1.- EFLUENTE DEL METANADOR

El efluente del Metanador se calcula adicionando algo de gas de recirculación con Hidrógeno a la cantidad de GSF y a las pérdidas acumuladas.

Asumir lo siguiente:

1) La cantidad de gas de recirculación con Hidrógeno será lo suficiente para tener 4.68% de H_2 en la carga de gas mezclado y la corriente gaseosa de recirculación.

2) El gas de recirculación con Hidrógeno tiene la misma composición que el gas de síntesis fresco (GSF).

Sea X = Gas de recirculación con Hidrógeno MPH

$$0.0468 = \frac{0.7395X}{2\ 307.0 + X} \quad ; \quad X = \underline{155.9 \text{ MPH}}$$

<u>COMP.</u>	<u>% MOL</u>	<u>GSF + PERDIDAS EN EL COMPRESOR (MPH).</u>	<u>H₂ DE RECIRCULACION (MPH)</u>	<u>EFLUENTE DEL METANADOR (MPH).</u>
H ₂	73.95	8 819.9	115.3	8 935.2
N ₂	24.65	2 940.0	38.4	2 978.4
Ar	0.31	37.0	0.5	37.5
CH ₄	<u>1.09</u>	<u>130.0</u>	<u>1.7</u>	<u>131.7</u>
TOTAL	100.0	11 926.9	155.9	12 082.8

6.6.2.- FLUJO DE CO₂ ELIMINADO.

Los moles por hora de carbón eliminado del sistema de eliminación de CO₂, se determinan restando la cantidad de carbón que va en el gas fresco de síntesis y en las pérdidas en el compresor a la cantidad de carbón en la carga.

CARGA:

<u>COMP.</u>	<u>%MOL</u>	<u>MOLES DE CARBON/100 MOLES DE CARGA SECA.</u>
N ₂	1.6	-
CO ₂	0.5	0.5
CH ₄	83.2	83.2
C ₂ H ₆	5.8	11.6
C ₃ H ₈	5.9	17.7
C ₄ H ₁₀ 's	2.6	10.4
C ₅ H ₁₂ 's	<u>0.4</u>	<u>2.0</u>
	100.0	125.4

Moles de carbón/mol de carga = 1.254

Carbón en la carga = $1.254 \times 2307.0 = 2892.9$ MPH

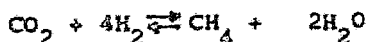
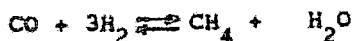
Carbón al circuito como = 130.0 MPH

Metano .

CO₂ eliminado = 2762.9 MPH

6.6.3.- CARGA AL METANADOR Y AFLUENTE DEL MUTADOR DE BAJA TEMPERATURA.

Ambas corrientes se resuelven simultáneamente y se basan en el efluente del metanador calculado provisionalmente. Las reacciones que ocurren en el metanador son las siguientes:



Ambas reacciones se realizan en el metanador por lo tanto la carga al metanador se determina ajustando el efluente del metanador a cuenta de estas reacciones.

El efluente de MBT se obtiene ajustando la carga del metanador para la cantidad determinada provisionalmente de CO₂ perdido en el sistema de eliminación CO₂. Se hacen las siguientes consideraciones:

- 1) Salida de CO del MBT = 0.5% en base seca
- 2) Salida de CO₂ de la absorbedora de CO₂ = 0.1% en base seca

Sea: X = MPH de CO después del MBT

Y = MPH de CO₂ después de la absorbedora

COMP.	EFLUENTE DEL METANADOR (MPH)	CARGA AL METANADOR (MPH)	EFLUENTE DEL MBT (MPH)
H ₂	8 935.2	8 935.2 + 3X + 4Y	8 975.2 + 3X + 4Y
N ₂	2 978.4	2 978.4	2 978.4
A _r	37.5	37.5	37.5
CH ₄	131.7	131.7-X-Y	131.7-X-Y
CO	-	X	X
CO ₂	-	Y	<u>Y + 2 762.9</u>
TOTAL	12 082.8	12 082.8 + 3X + 4Y	14 845.7 + 3X + 4Y

Fracción mol de CO en el efluente del MBT:

$$0.005 = \frac{X}{14\,845.7 + 3X + 4Y}$$

Fracción mol de CO₂ en la carga al metanador:

$$0.001 = \frac{Y}{12\,082.8 + 3X + 4Y}$$

La solución de las ecuaciones anteriores es:

$$X = 75.6 \text{ MPH}$$

Y

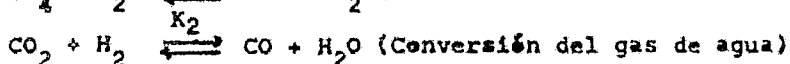
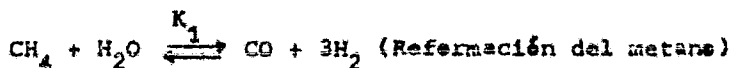
$$Y = 12.4 \text{ MPH}$$

COMP.	CARGA AL METANADOR (MPH)	EFLUENTE DEL MBT (MPH)
H ₂	9 211.6	9 211.6
N ₂	2 978.4	2 978.4
A _r	37.5	37.5
CH ₄	43.7	43.7
CO	75.6	75.6
CO ₂	<u>12.4</u>	<u>2 775.3</u>
TOTAL	12 359.2	15 122.1

6.6.4.- EFLUENTE DEL REFORMADOR SECUNDARIO

PROCEDIMIENTO GENERAL.

Los calculos involucrados en la determinación de esta corriente son por tanteo y error e involucra el uso de balances atómicos y equilibrio de reacción para las siguientes reacciones:



Los pasos para obtener la solución son los siguientes:

Paso No.1 Determinar el vapor requerido de reformación para la carga y - usando un balance atómico, se determina la cantidad de carbón, Hidrógeno y Oxígeno que entran a la sección de reformación en la carga, Hidrógeno de recirculación, vapor de reformación y aire húmedo.

Paso No.2 Asumir una temperatura de salida del reformador secundario.

Usar las siguientes temperaturas de equilibrio para ambas reacciones:

<u>REACCION</u>	<u>TEMPERATURA APROXIMADA</u>
Reformación del metano	75 °F
Conversión del gas de agua	6 °F

Paso No.3 Usando los balances atómicos y la cte. de equilibrio (K_2) para la conversión del gas de agua a la temperatura de equilibrio anterior, - calcular la cantidad de CO del reformador secundario y con esto, la relación de flujos de los componentes en el efluente del reformador secundario.

Paso No.4 Calcular la cte. de equilibrio para la reacción de reformación del metano, y con esto, determinar la temperatura de equilibrio de esa - reacción.

Paso No. 5.--Adicionar la temperatura aproximada para la reacción de reformación del metano a la temperatura de equilibrio determinada en el paso No.4, para calcular la temperatura de salida en el reformador secundario.-- Verificar esto contra la temperatura considerada en el paso No.2 , repetir los pasos del 2 al 5 hasta que la temperatura de salida considerada sea igual a la temperatura de salida calculada.

Paso No.6.--Verificar y ver si la cantidad de carbón, hidrógeno y oxígeno en el efluente del reformador secundario concuerdan con los balances atómicos determinados en el paso No.1.

Asumir las siguientes consideraciones:

- 1) La presión en el efluente del reformador secundario es igual a 455 Psia = (30.961 atm.).
- 2) 0.1 moles de H_2O /mol de aire seco al reformador secundario.
- 3) Vapor de reformación para una relación de vapor/carbón de 3.5:1 (Base molar).

PASO No.1

<u>COMP.</u>	<u>%MOL</u>	<u>MPH</u>	<u>CARBON</u>	<u>HIROGENO</u>	<u>OXIGENO</u>
<u>CARGA:</u>					
N_2	1.6	36.9	-	-	-
CO_2	0.5	11.5	11.5	-	23.0
CH_4	83.2	1 919.5	1 919.5	7 678.0	-
C_2H_6	5.8	133.8	267.6	802.8	-
C_3H_8	5.9	136.1	408.3	1 088.8	-
C_4H_{10} 's	2.6	60.0	240.0	600.0	-
C_5H_{12} 's	0.4	9.2	46.0	110.4	-
TOTAL	100.0	2 307.0	2 632.9	10 280.0	23.0

<u>COMP.</u>	<u>% MOL</u>	<u>MPH</u>	<u>CARBON</u>	<u>HIDROGENO</u>	<u>OXIGENO</u>
<u>RECIRCULACION</u>					
<u>DE HIDROGENO.</u>					
N ₂	24.65	38.4	-	-	-
Ar	0.31	0.5	-	-	-
H ₂	73.95	115.3	-	230.6	-
CH ₄	<u>1.09</u>	<u>1.7</u>	<u>1.7</u>	<u>6.8</u>	-
TOTAL	100.00	155.9	1.7	237.4	

VAPOR DE

REFORMACION.

$$H_2O = 3.5(\sum C - CO_2) - 0.6(CO_2)$$

$$H_2O = 3.5(2894.6 - 11.5) - (0.6)(11.5)$$

$$H_2O = 10084.0 \text{ MPH} \qquad \qquad \qquad 20168.0 \qquad \qquad \qquad 10084.0$$

AIRE

N ₂	2903.0	-	-	-
O ₂	781.6	-	-	1563.2
Ar	37.0	-	-	-
H ₂ O	<u>372.2</u>	-	<u>744.4</u>	<u>372.2</u>
TOTAL	4093.8		744.4	1935.4

$$\sum C = 2894.6 \quad \sum H = 31429.8 \quad \sum O = 12042.4$$

PASO No. 2

Considerando que la temperatura de salida del reformador secundario es 832° F

REACCION.

<u>REACCION.</u>	<u>TEMPERATURA DE EQUILIBRIO</u>	<u>CTE. DE EQ.(K)</u>
REFORMACION DEL CH ₄ .	1757° F	K ₁ = 4.37 x 10 ³
CONVERSION DEL GAS DE AGUA.	1832° F	K ₂ = 1.74

Los valores de K₁ y K₂ se obtienen de las tablas T6.2 y T6.3 del apendice.

PASO No. 3

Calculos del efluente del reformador secundario.-El metano calculado para el efluente del MBT, es el metano que sale del reformador secundario.

Sea $X =$ MPH de CO en el efluente del reformador secundario.

<u>COMP.</u>	<u>MPH</u>
CH ₄	43.7
CO	X
CO ₂	2 894.6 - 43.7 - X = 2 850.9 - X (Del balance atómico del --- carbón).
H ₂ O	12 042.4 - 2(2 850.9 - X) = 6 340.6 + X (Del balance atómi- co del oxígeno).
H ₂	[31 429.8 - 4(43.7) - 2(6 340.6 + X)]/2 = 9 286.9 - X (Del ba- lance atómico del hidróge- no).

$$K_2 = \frac{(\text{CO}) (\text{H}_2\text{O})}{(\text{CO}_2) (\text{H}_2)} = \frac{(X) (6 340.6 + X)}{(2 850.9 - X) (9 286.9 - X)} = 1.74$$

$$0.74X^2 - 27 460X + 46 068 280 = 0$$

$$X = \frac{-(-27 460) \pm \sqrt{(-27 460)^2 - 4(0.74)(46 068 280)}}{2(0.74)}$$

Raíces: $X_1 = 35 347$ (Fisicamente esta no puede ser la solución ---
porque esta excede la cantidad total del car-
bón que viene en la carga.

$$X_2 = 1 761 \text{ MPH (Solución).}$$

EFLUENTE EN EL REFORMADOR SECUNDARIO.

<u>COMP.</u>	<u>MPH</u>
H ₂	7 525.7
N ₂	2 978.3
Ar	37.5
CO	1 761.2
CO ₂	1 089.7
CH ₄	<u>43.7</u>
GAS SECO	13 436.1
H ₂ O	<u>8 101.8</u>
TOTAL	21 537.9

PASO No.4

$$K_1 = \frac{(CO)(H_2)^3(P_T)^2}{(M)^2(H_2O)(CH_4)} = \frac{(1\ 761.2)(7\ 525.7)^3(30.961)^2}{(21\ 537.9)^2(8\ 101.8)(43.7)} = 4.38 \times 10^3$$

$$T_{eq.} = 1\ 757^{\circ}F \quad (T_{6.2})$$

P_T = Presión en el efluente del reformador = 30.961 atm.

M = Moles totales en el efluente del reformador secundario = 21 537.9 MPH

PASO No.5

$$T_{aproximada} = 75^{\circ}F$$

$$T_{real} = 1\ 832^{\circ}F \text{ (Verificar con la temperatura que se asumió).}$$

PASO No.6

Verificar el carbón, hidrógeno y el oxígeno en el efluente del reformador secundario.

<u>COMP.</u>	<u>MPH</u>	<u>CARBON</u>	<u>HIDROGENO</u>	<u>OXIGENO</u>
H ₂	7 525.7	-	15 051.4	-
N ₂	2 978.3	-	-	-
Ar	37.5	-	-	-
CO	1 761.2	1 761.2	-	1 761.2
CO ₂	1 089.7	1 089.7	-	2 179.4
CH ₄	43.7	43.7	174.8	-
H ₂ O	<u>8 101.8</u>	<u>-</u>	<u>16 203.6</u>	<u>8 101.8</u>
TOTAL	21 537.9	2 894.6	31 429.8	12 042.4

6.6.5.-EFLUENTE EN EL REFORMADOR PRIMARIO.

El calculo de esta corriente es tambien por tanteo y error. Esto involucra la posición de una temperatura de salida de los tubos con catalizador del reformador primario, la cual establece la composición de la corriente de salida y la verificación de esta por un balance de calor alrededor del reformador secundario. Las reacciones involucradas son las mismas que las del reformador secundario. Los siguientes pasos describen el procedimiento.

1) Asumir una temperatura de salida real de los tubos con catalizador y usando las temperaturas aproximadas descritas en seguida; calcular la temperatura de equilibrio.

REACCION.TEMPERATURA APROXIMADA.

REPCONACION DEL METANO

50° F

CONVERSION DEL GAS DE AGUA

0° F

2) Asumir los moles por hora de metano que salen del reformador primario. Calcular el CO en el efluente del reformador primario a la temperatura -- asumida y el contenido del metano por medio del balance atómico y la cte. de equilibrio de conversión. Con el monóxido de carbono calculado, determinar la cte. de equilibrio para la reacción de reformación del metano y verificar para ver si es la misma que la asumida para la temperatura de -- equilibrio del paso No.1, si no, continuar iterando hasta que la cantidad correcta supuesta de metano en el efluente del reformador primario, de la cte. de equilibrio a la temperatura asumida.

3) Con esta composición de salida, calcular el contenido de calor de la -- corriente a medida que esta entra al reformador, usando entalpías absolutas molales. Asegurar en tomar en cuenta la generación de calor en el -- elevador (60°F) y las pérdidas en las líneas de transferencia (60°F).

4) Usando entalpías absolutas molales se lleva a cabo un balance de calor alrededor del reformador secundario para determinar el contenido de calor requerido de la carga al reformador secundario.

Verificar si este cálculo concuerda con el que se hizo en el paso No.3, -- si no asumir otra temperatura de salida del reformador primario y comen-- zar otra vez en el paso No.1. A causa del tanteo y error natural de este -- problema, se recomienda que el contenido de calor del efluente del reformador primario sea graficado contra la temperatura correspondiente de -- modo que, después de tres tanteos la temperatura correspondiente al conte-- nido de calor requerido de la corriente se determina.

Asumir las siguientes condiciones:

1) Presión a la salida de los tubos con catalizador del reformador primario = 400 lb/in. 2.764 atm .

2) Ganancia de temperatura en el elevador = 60°F

3) Pérdida de temperatura en la línea de transferencia = 60°F

PASO No.1

Assumir la temperatura de salida de los tubos con catalizador = 1530°F

Los datos de constantes de equilibrio de reacción a usarse para estas dos reacciones en este paso están dadas en las tablas T6.2 y T6.3 del apéndice.

<u>REACCION.</u>	<u>TEMPERATURA DE EQUILIBRIO(Teq.)</u>	<u>CTE. DE EQUILIBRIO(K)</u>
REFORMACION DE METANO	1 463 ^o F	$K_1 = 1.49 \times 10^2$
CONVERSION DEL GAS DE AGUA	1 513 ^o F	$K_2 = 1.06$

PASO No.2

Una suposición inicial para el metano en el efluente del reformador -- primario se logra asumiendo que la carga del gas natural es puro metano y el aumento del volumen de la carga del gas seco es cerca de 4:1 -- durante la reformación, esto indica que la cantidad de gas seco que sale es cerca de $4(2307 \text{ MPH}) = 9228 \text{ MPH}$. De esta cantidad cerca del 10% es metano; por lo tanto la primera suposición del metano en el efluente es de 923 MPH.

HIDROGENO, CARBON Y OXIGENO EN LA CARGA AL REFORMADOR PRIMARIO.

$$\Sigma H = H_{\text{carga}} + H_{\text{vapor}} + H_{\text{recirc.}} = 10\,280 + 20\,168 + 237.4 = 30\,685.4$$

$$\Sigma C = C_{\text{carga}} + C_{\text{recirculación}} = 2\,892.9 + 1.7 = 2\,894.6$$

$$\Sigma O = O_{\text{carga}} + O_{\text{vapor}} = 23 + 10\,084 = 10\,107$$

Sea $X = \text{MPH de CO}$.

$$\text{CH}_4 = 923 \text{ MPH}$$

$$\text{CO} = X$$

$$\text{CO}_2 = 2\,894.6 - 1.7 - X = 1\,971.6 - X$$

$$\text{H}_2\text{O} = 10\,107.0 - 2(1\,971.6 - X) - X = 6\,163.8 + X$$

$$\text{H}_2 = 30\,685.4 - 2(6\,163.8 + X) - 4(923) / 2 = 7\,332.9 - X$$

$$K_2 = \frac{(CO)(H_2O)}{(CO_2)(H_2)} = \frac{(X)(6\ 163.6 + X)}{(1\ 971.6 - X)(7\ 332.9 - X)} = 1.06$$

$$0.06X^2 - 16\ 027X + 15\ 324\ 998 = 0$$

$$X = \underline{959.3 \text{ MPH de CO}}$$

EFLUENTE EN EL REFORMADOR PRIMARIO.

<u>COMP.</u>	<u>MPH</u>
H ₂	6 373.6
N ₂	75.3
Ar	0.5
CO	959.3
CO ₂	1 012.3
CH ₄	923.0
H ₂ O	<u>7 130.0</u>
TOTAL	16 474.0

$$K_1 = \frac{(CO)(H_2)^3(P_T)^2}{(M)^2(H_2O)(CH_4)} = \frac{(959.3)(6\ 373.6)^3(31.64)^2}{(16\ 474.0)^2(7\ 130.0)(923)} = 1.39 \times 10^2 \text{ (No coincide)}$$

Como el procedimiento no coincide, otros flujos de metano de salida se asumen y se llevan a cabo iteraciones hasta que la constante de equilibrio calculada para la reacción de reformación del metano se iguale a la que se da a la temperatura asumida.

A continuación se da un resumen de la solución:

CH₄ en el efluente = 902.6 MPH

CO en el efluente = 976.3 MPH.

EFLUENTE EN EL REFORMADOR PRIMARIO.

<u>COMP.</u>	<u>MPH</u>	
H ₂	6 438.2	
N ₂	75.3	
Ar	0.5	
CO	976.3	$K_1 = 1.49 \times 10^2$ (Si coincide)
CO ₂	1 015.7	
CH ₄	902.6	
H ₂ O	<u>7 099.3</u>	
TOTAL	16 507.9	

PASO No.3

Cálculo del contenido de calor del efluente del reformador primario a medida que este entra al reformador secundario.

<u>COMP.</u>	<u>MPH</u>	<u>PM</u>	<u>LB/HR</u>	<u>ENTALPIA ABSOLUTA MOLAL BTU/LB-MOL(1 513° F)</u>	<u>Q MM BTU/HR</u>
H ₂	6 438.2	2.016	12 979	13 800	89.847
N ₂	75.3	28.013	2 109	14 320	1.078
Ar*	0.5	39.948	20	14 320	0.007
CO	976.3	28.011	27 347	-34 530	-33.712
CO ₂	1 015.7	44.010	44 701	-148 470	-150.801
CH ₄	902.6	16.043	14 480	-4 940	-4.459
H ₂ O	<u>7 099.3</u>	18.015	<u>127 893</u>	-85 610	<u>-607.771</u>
TOTAL	16 507.9		229 529		-706.811

Los datos de las entalpías absolutas molales, a usarse en este paso y --- también en el paso 4, se toman de las tablas T6.0, T6.1 y T6.2 del apéndice.

*La entalpia del argón es la misma que la del nitrógeno.

PASO No.4

Balance de calor alrededor del reformador secundario para determinar la entalpia de la carga al reformador primario.

CARGA DE AIRE(a 850° F):

<u>COMP.</u>	<u>MPH</u>	<u>PM</u>	<u>Lb/Hr.</u>	<u>ENTALPIA ABSOLUTA MOLAL (BTU/Lb-Mol.)</u>	<u>MMBTU/Hr.</u>
N ₂	2 903.0	28.013	81 322	9 230	26.795
O ₂	781.6	31.999	25 010	9 500	7.425
Ar	37.0	39.948	1 478	9 230	0.342
H ₂ O	<u>372.2</u>	18.015	<u>6 705</u>	-91 970	<u>-34.231</u>
TOTAL	4 094.2		114 515		0.331

EFLUENTE DEL REFORMADOR SECUNDARIO(a 1 832° F):

<u>COMP.</u>	<u>MPH</u>	<u>PM</u>	<u>Lb/Hr.</u>	<u>ENTALPIA ABSOLUTA MOLAL (BTU/Lb-Mol.)</u>	<u>MMBTU/Hr.</u>
H ₂	7 525.7	2.016	15 172	16 160	121.615
N ₂	2 978.3	28.013	83 431	16 900	50.333
Ar	37.5	39.948	1 498	16 900	0.634
CO	1 761.2	28.011	49 333	-31 930	-56.235
CO ₂	1 089.7	44.010	47 958	-144 180	-157.113
CH ₄	43.7	16.043	701	1 060	0.046
H ₂ O	<u>8 101.8</u>	18.015	<u>145 954</u>	<u>-82 299</u>	<u>-666.697</u>
TOTAL	21 537.9		344.847		-707.417

Calor contenido en el efluente = -707.417 - 0.331 = -707.748 MMBTU/Hr.
del reformador primario.

El contenido del calor del reformador primario previamente calculado concuerda con el calculado aquí. Si este no fuera, se asume otra temperatura en el efluente del reformador primario, y el procedimiento empezará otra vez en el paso No.1.

6.6.6.- EFLUENTE DEL MUTADOR DE ALTA TEMPERATURA.

El último punto que se calcula en la sección de preparación del gas de síntesis es el efluente del mutador de alta temperatura (MAT). La única reacción que se necesita considerar es la reacción de mutación.

El procedimiento es tanteo y error, y consiste de los siguientes pasos:

- 1) Asumir una temperatura de salida para el MAT y usando 50°F aproximado al equilibrio, obtener la cte. de equilibrio.
- 2) Con esta cte. de equilibrio se calcula la composición del efluente del MAT., y usando las entalpías absolutas molales se calcula el contenido de calor del efluente del MAT.
- 3) A una temperatura de entrada de 700°F , se calcula el contenido de calor en la carga del MAT.
- 4) Con el balance de calor, se determina si el calor perdido a través del MAT, es igual a $- 39$ BTU/mol de gas húmedo. Si no es esto, asumir otra temperatura de salida del MAT y empezar otra vez en el paso No.1.

PASO No.1

Asumir una temperatura de salida = 750°F $T_{eq} = 800^{\circ}\text{F}$

El dato de la constante de equilibrio a usarse para esta reacción en este paso, se da en la tabla (T 6.4) de la apéndice.

$$K = \frac{(CO)(H_2O)}{(CO_2)(H_2)} = 0.111$$

PASO No.2

Sea X = MPH de CO reaccionado.

<u>COMP.</u>	<u>CARGA AL MAT</u>	<u>EFLUENTE DEL MAT</u>
H ₂	7 525.7	7 525.7 + X
N ₂	2 978.3	2 978.3
Ar	37.5	37.5
CO	1 761.2	1 761.2 - X
CO ₂	1 089.7	1 089.7 + X
CH ₄	43.7	43.7
H ₂ O	<u>8 101.8</u>	<u>8 101.8 - X</u>
TOTAL	21 537.9	21 537.9

$$K = 0.111 = \frac{(1\ 761.2 - X)(8\ 101.8 - X)}{(1\ 089.7 + X)(7\ 525.7 + X)}$$

$$14\ 268\ 890 - 9\ 863.0\ X + X^2 = 0.111(8\ 200\ 755 + 8\ 615.4\ X + X^2)$$

$$0.889\ X^2 - 10\ 819.3\ X + 13\ 358\ 606 = 0$$

Raíces: $X_1 = 10\ 775$

$X_2 = 1\ 394.5$ (solución)

Por lo tanto X = 1 394.5 MPH de CO reaccionado.

EFLUENTE DEL MAT:

<u>COMP.</u>	<u>MPH</u>	<u>ENTALPIA ABSOLUTA MOLAL</u> <u>BTU/Lb-Mol(a 750°F).</u>	<u>Q</u> <u>MMBTU/Hr.</u>
H ₂	8 920.2	8 330	74.305
N ₂	2 978.3	8 490	25.286
Ar	37.5	8 490	0.320
CO	366.7	-48 420	-14.822
CO ₂	2 484.2	-158 080	-392.702
CH ₄	43.7	-17 900	-5.747
H ₂ O	<u>6 707.5</u>	<u>-92 680</u>	<u>-622.974</u>
TOTAL	21 537.9		-931.334

Los datos de entalpías molales a usarse en este paso y también en el paso No.3, se dan en las tablas T 6.5, T 6.6 y T 6.7 del apéndice.

COMPOSICION A LA ENTRADA DEL MAT:

<u>COMP.</u>	<u>MPH</u>	<u>ENTALPIA ABSOLUTA MOLAL (BTU/Lb-mol) a 700°F</u>	<u>Q MM BTU/HR</u>
H ₂	7 525.7	8 000	60.206
N ₂	2 978.3	8 110	24.154
Ar	37.5	8 110	0.306
CO	1 761.2	- 40 810	- 71.875
CO ₂	1 089.7	-158 640	-172.870
CH ₄	43.7	- 17 740	- 0.775
H ₂ O	<u>8 101.8</u>	- 93 320	<u>-756.868</u>
TOTAL	21 537.9		-916.914

Calor a la entrada - Calor a la salida = Calor perdido

$$\text{Calor perdido} = -916.914 - (-931.334) \times 10^6 = 14.42 \text{ MM BTU/HR}$$

El calor perdido sería $(-39) (21 537.9) = 0.84 \text{ MM BTU/HR}$

Por lo tanto, esta no es la solución y se asume otra temperatura en el efluente del MAT.

A continuación se da un resumen de la solución:

Temperatura del efluente del MAT = 808°F

CO reaccionado = 1 301.6 MPH

COMPOSICION DEL EFLUENTE DEL MAT.

<u>COMP.</u>	<u>MPH</u>	<u>COMP.</u>	<u>MPH</u>
H ₂	8 827.3	H ₂ O	<u>6 800.2</u>
N ₂	2 978.3	TOTAL	21 537.9
Ar	37.5		
CO	459.6		
CO ₂	2 391.3		
CH ₄	43.7		

6.7.- CALCULO DEL CIRCUITO DE REFRIGERACION.

Los calculos para un sistema de refrigeración dependen de la solución de los balances de masa y calor alrededor de cada tambor de vaporización. El calculo comienza en el tambor de más baja temperatura y los otros tambores se resuelven en orden de incremento de la temperatura.

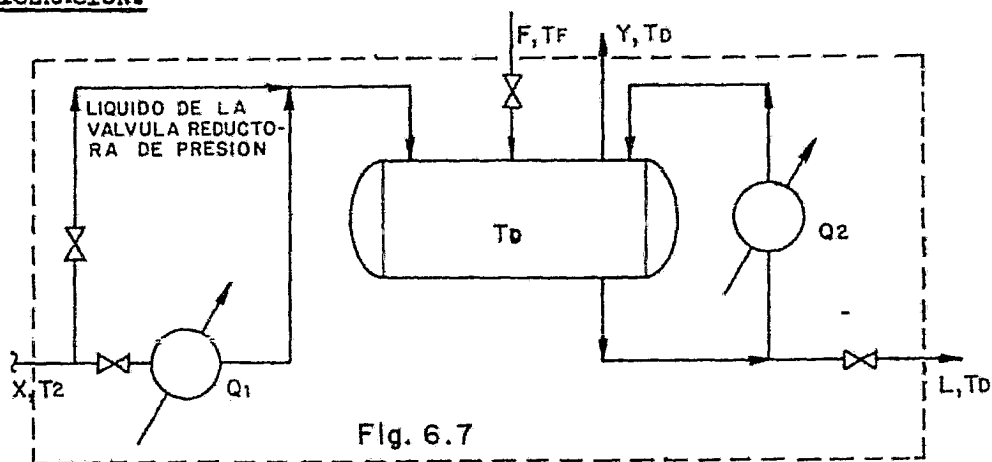
Un tambor de vaporización típico de refrigeración se da en la fig. 6.7, y los balances de masa y calor correspondientes son:

$$\text{Balance de masa: } F + x = L + y \quad (1)$$

$$\text{Balance de calor: } F H_F + x H_x + Q = y H_y + L H_L \quad (2)$$

Las únicas variables no conocidas en cada tambor son x y y , así el par de ecuaciones simultaneas se resuelven.

BALANCE DE MASA Y CALOR TÍPICO ALREDEDOR DEL TAMBOR DE VAPORIZACION DE REFRIGERACION.



F.- Carga de la válvula reductora de presión al tambor de vaporización -
(LB/Hr) a temperatura T_F

H_P .- Entalpia de la carga (BTU/LB) = Entalpia del NH_3 líquido a T_P .

T_D .- Temperatura del tambor de vaporización.

x.- Flujo de la etapa de mayor presión al tambor de vaporización (lb/HR) a temperatura 2.

H_X .- Entalpia del NH_3 líquido (BTU/lb) a temperatura 2.

y.- Vapor del tambor de vaporización al compresor (LB/HR) a temperatura D. (T_D)

H_Y .- Entalpia (BTU/LB) del vapor saturado del NH_3 a temperatura D. (T_D)

L.- Flujo del tambor de vaporización a una etapa de menor presión (LB/HR) a temperatura D. (T_D)

Este valor se conoce del balance de masa y calor alrededor de la etapa más baja del tambor de vaporización.

H_L .- Entalpia del NH_3 líquido a temperatura D (BTU/lb).

Q.- Calor consumido dentro de la etapa de refrigeración.

$$(BTU/HR) = Q_1 + Q_2$$

6.7.1.- PROCEDIMIENTO GENERAL

- 1.- Se fijan las temperaturas en los tambores de vaporización de refrigeración y en el acumulador de amoniaco. Las temperaturas en los tambores de vaporización se dictaminan por los niveles, de refrigeración que se requieren en el circuito de síntesis y por la eficiencia de la compresión en el ciclo de refrigeración. La temperatura en el acumulador de amoniaco se ajusta por una aproximación práctica de la temperatura del medio de enfriamiento útil para el condensador de amoniaco, es decir aire ó agua de

enfriamiento.

Las presiones en los tambores de vaporización son iguales a las presiones de vapor del amoniaco a las temperaturas dadas. La presión en el acumulador de amoniaco se fija cerca de 10 Psig más alta que la presión de vapor del amoniaco para contra restar la presencia de inertes.

- 2.- Se fija la temperatura del gas de purga y se calcula la capacidad térmica del enfriador del gas de purga, asumiendo que todos los inertes que están en el sistema salen en el gas de purga.
- 3.- Se selecciona el nivel de refrigeración para el enfriador del gas de purga.
- 4.- Se establece el calor total que entra a cada etapa de vaporización.
- 5.- Se establecen las ecuaciones de los balances de masa y calor alrededor de cada tambor de vaporización, empezando por el tambor de vaporización en el cual se conocen 2 de 4 corrientes que entran ó salen del tambor de vaporización. Este es usualmente el tambor de vaporización de la tercera etapa ó el de más baja temperatura de refrigeración.

Estos calculos de los balances de masa y calor establecen la cantidad de vapor generado en cada tambor de vaporización por evaporización ó vaporización y el amoniaco líquido bruto que fluye entre las etapas de vaporización. Los vapores generados se envían a la etapa apropiada del compresor de refrigeración.

6.- Se calcula la potencia (H_p) del compresor de refrigeración y las capacidades térmicas en los interenfriadores y en el condensador de amoníaco.

7.- Se calculan los balances de masa para cada evaporador y se establece el amoníaco líquido neto que fluye entre las etapas.

6.7.2.- CALCULO DE LOS BALANCES DE MASA Y CALOR EN EL CIRCUITO DE REFRIGERACION.

Referente a la fig.6.8, se calculan los balances de masa y calor para el circuito de refrigeración de amoníaco basado en el líquido que va del tambor de vaporización 107-F al tambor de vaporización de refrigerante de la primera etapa.

	<u>MPH</u>	<u>LB/HR</u>	
N ₂	0.8	22.4	
H ₂	1.7	3.4	
CH ₄	2.3	37	
Ar	0.2	8	
NH ₃	<u>5,405.4</u>	<u>91,891.0</u>	
	5,410.4	91,961.8	= 91,962

Asumir lo siguientes:

1.- Se asume que los inertes que entran al sistema de refrigeración salen a través de la purga de refrigeración.

2.- Las temperaturas y presiones en los tambores de vaporización y en el acumulador son:

112- F = -28°F, 0.8 Psig

111- F = 19°F, 33 Psig

110-F = 56°F , 86 Psig.

108-F = 108°F , 238 Psig.

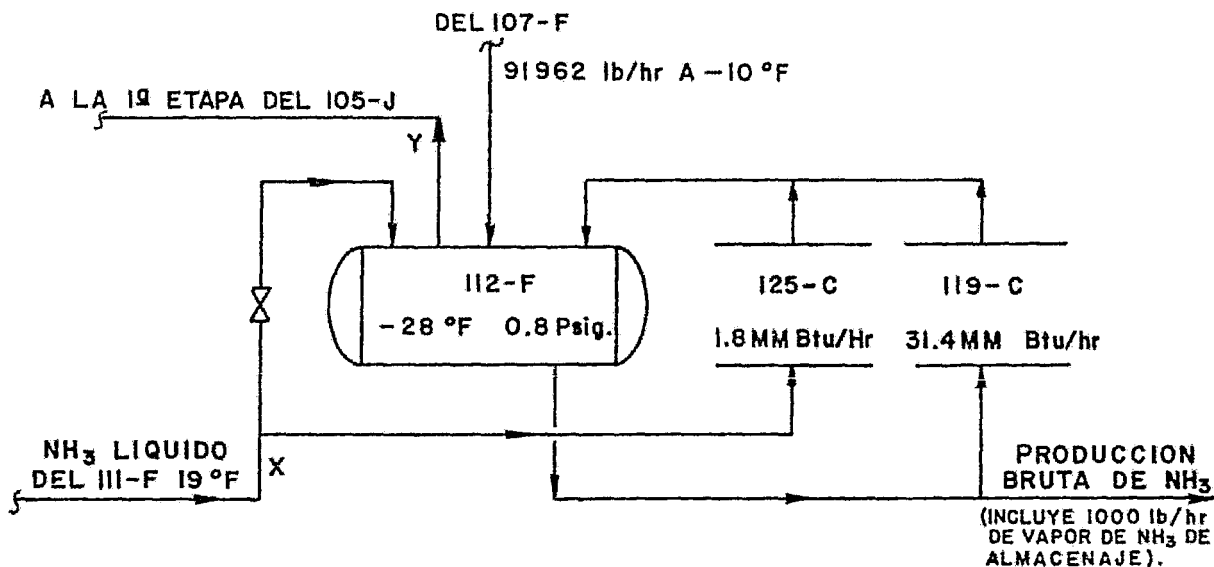
3.- Presión de succión en la primera etapa = 14.7 Psig.

4.- El calor de entrada se indica en cada tambor de vaporización.

ILUSTRACION.- Derivada de la diferencia de entalpía (ver el cálculo de la curva de enfriamiento sección 6.13).

CALCULOS.- Lo siguiente muestra el caso de todo el producto frío.

a) TAMBOR DE VAPORIZACION DE LA PRIMERA ETAPA.



Los datos de las entalpías de amoníaco a usarse en estos pasos se dan en la tabla T6.1 del apéndice.

1) BALANCE DE MASA

Entradas = Salidas

$$91\ 962\ \text{Lb/Hr} + x = y + 92\ 858\ \text{Lb/Hr} \quad ; \quad y = x - 896\ \text{Lb/Hr}$$

2) BALANCE DE CALOR

Entradas = Salidas

$$91\ 962\ \text{Lb/Hr} (H_F \text{ a } -16^\circ\text{F}) + 33.2\ \text{MMBTU/Hr} + xH_{x \text{ a } 19^\circ\text{F}} =$$

$$yH_{y \text{ a } -28^\circ\text{F}} + 92\ 858\ \text{Lb/Hr} (H_L \text{ a } -28^\circ\text{F})$$

Resolviendo para x y y :

$$91\ 962\ \text{Lb/Hr}(32.1\ \text{BTU/Lb}) + 33.2\ \text{MMBTU/Hr} + x(63.6\ \text{BTU/Lb.}) =$$

$$(x - 896\ \text{Lb/Hr})(602.1\ \text{BTU/Lb}) + 92\ 858\ \text{Lb/Hr} (12.8\ \text{BTU/Lb.})$$

$$(63.6\ \text{BTU/Lb})(x) + 36\ 151\ 980\ \text{BTU/Hr} = (602.1\ \text{BTU/Lb})(x) + 649\ 100\ \text{BTU/Hr.}$$

$$(602.1\ \text{BTU/Lb} - 63.6\ \text{BTU/Lb})(x) = (36\ 151\ 980\ \text{BTU/Hr} - 649\ 100\ \text{BTU/Hr})$$

$$(538.5\ \text{BTU/Lb})(x) = 35\ 502\ 880\ \text{BTU/Hr}$$

$$x = \frac{35\ 502\ 880\ \text{BTU/Hr}}{538.5\ \text{BTU/Lb.}} = 65\ 929\ \text{Lb/Hr}$$

$$y = x - 896\ \text{Lb/Hr} = 65\ 929\ \text{Lb/Hr} - 896\ \text{Lb/Hr} = 65\ 033\ \text{Lb/Hr.}$$

Cálculo de la capacidad térmica del cambiador 126-C :

En el acumulador de refrigerante(109-F), la presión de vapor a 108°F es igual a 239.7 Psig .

M_F = Fracción mol del NH_3 en el vapor.

$$M_F = x/(x + 5.0) = 239.7/252.7$$

$$x = 0.9485(x + 5) = 0.9485(x) + 4.74$$

$$0.0515(x) = 4.74 \quad ; \quad x = 4.74/0.0515 = 92.2\ \text{Moles/Hr}$$

Flujo total al 126-C = $92.2 + 5 = 97.2\ \text{Moles/Hr.}$

CALCULO DEL FLUJO ATRAVES DEL 125-C

$$H_x \text{ a } 19^\circ\text{F} = 63.6 \text{ BTU/Lb}$$

$$H_y \text{ a } 28^\circ\text{F} = 602.1 \text{ BTU/Lb}$$

$$\text{Flujo atraves del 125-C} = (602.1 - 63.6) \times = 1.8 \text{ MM BTU}$$

$$x = \underline{3,343 \text{ Lb/Hr}}$$

CALCULO DEL % DE VAPORIZACION DEL 111-F al 112-F

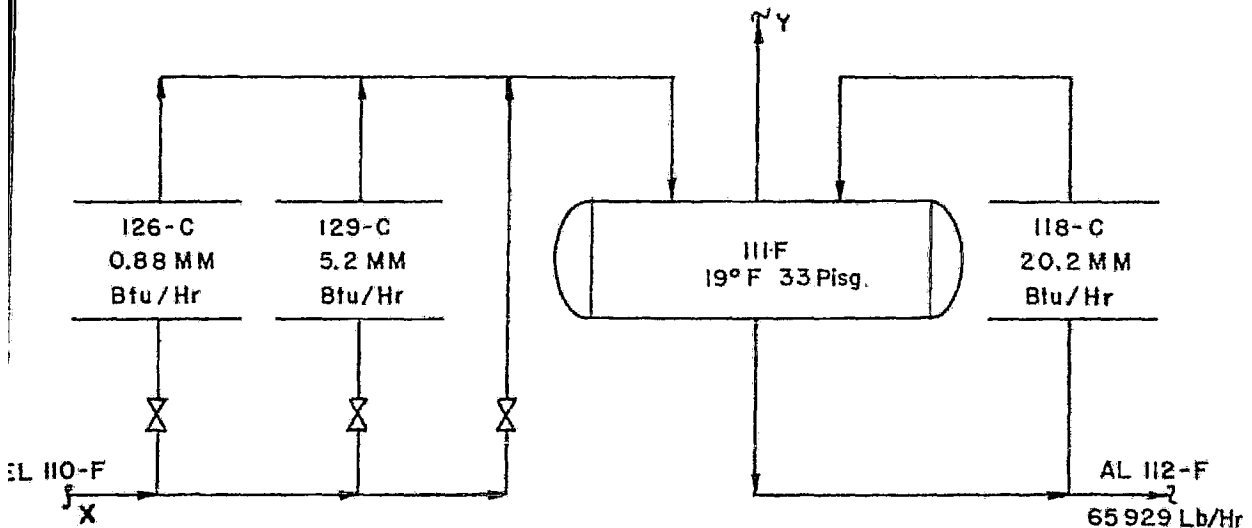
$$H_x \text{ a } 19^\circ\text{F} = 63.6 \text{ BTU/Lb}$$

$$H_L \text{ a } 28^\circ\text{F} = 12.8 \text{ BTU/Lb}$$

$$H_g \text{ a } 28^\circ\text{F} = H_y \text{ a } 28^\circ\text{F} - H_L \text{ a } 28^\circ\text{F} = 602.1 - 12.8 = 589.3 \text{ BTU/Lb}$$

H_g = Calor latente de vaporización

$$\% \text{ de vaporización} = (63.6 - 12.8) / (589.3) \times 100 = 8.6 \%$$

B) TAMBOR DE VAPORIZACION DE LA SEGUNDA ETAPA.

1) BALANCE DE MASA

$$x = y + 65929 \quad y = x - 65929$$

2) BALANCE DE CALOR

$$xH_x \text{ a } 56^\circ\text{F} + 26.23 \text{ MM Btu/Hr} = yH_y \text{ a } 19^\circ\text{F} + 65\,929 \text{ Lb/Hr } H_L \text{ a } 19^\circ\text{F}$$

$$x(104.7 \text{ Btu/Lb}) + 26.23 \text{ MM Btu/Hr} = (x - 65\,929 \text{ Lb/Hr})(617.5 \text{ Btu/Lb}) + 65.929 \text{ Lb/Hr}(63.6 \text{ Btu/Lb})$$

$$104.7 \text{ Btu/Lb}(x) + 26.23 \text{ Btu/Hr} = 617.5 \text{ Btu/Lb}(x) - 36\,518\,073 \text{ Btu/Hr} \\ (617.5 \text{ Btu/Hr} - 104.7 \text{ Btu/Lb})x = 62\,748\,073 \text{ Btu/Hr}$$

$$x = \frac{62\,748\,073 \text{ Btu/Hr}}{(617.5 \text{ Btu/Lb} - 104.7)}$$

$$x = 122\,364 \text{ Lb/Hr}$$

$$y = x - 65\,929 \text{ Lb/Hr} = 122\,364 \text{ Lb/Hr} - 65\,929 \text{ Lb/Hr} = 56\,435 \text{ Lb/Hr}$$

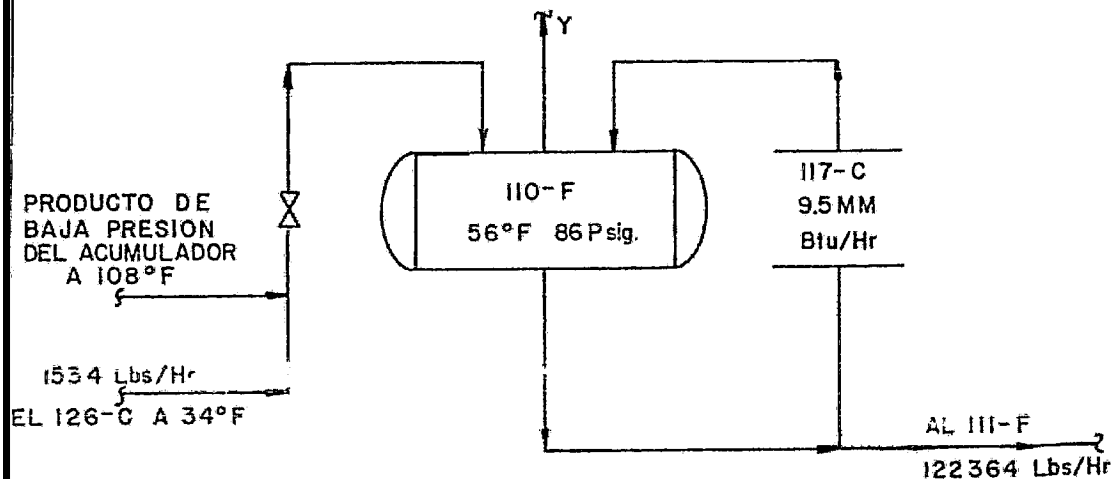
CALCULO DEL % DE VAPORIZACION DEL 110- F A 111- F

$$H_x \text{ a } 56^\circ\text{F} = 104.7 \text{ Btu/Lb}$$

$$H_L \text{ a } 19^\circ\text{F} = 63.6 \text{ Btu/Lb}$$

$$H_g \text{ a } 19^\circ\text{F} = H_y \text{ a } 19^\circ\text{F} - H_L \text{ a } 19^\circ\text{F} = 617.5 \text{ Btu/Lb} - 63.6 \text{ Btu/Lb} = 553.9 \text{ Btu/Lb}$$

$$\% \text{ de vaporización} = (104.7 - 63.6) / (553.9) \times 100 = 7.4\%$$

C) TAMBOR DE VAPORIZACION DE LA TERCERA ETAPA.

1) BALANCE DE MASA

$$x + 1534 \text{ Lb/Hr} = y + 122\,364 \text{ Lb/Hr}$$

$$y = x - 120\,830 \text{ Lb/Hr}$$

2) BALANCE DE CALOR

$$x H_x @ 108^\circ F + 1533 \text{ Lb/Hr } H_F @ 34^\circ F + Q = y H_y @ 56^\circ F + L H_L @ 56^\circ F$$

$$x (164.6 \text{ Btu/Lb}) + 1534 \text{ Lb/Hr } (80.1 \text{ Btu/Lb}) + 9.5 \text{ MM Btu/Hr} =$$

$$(x - 120\,830 \text{ Lb/Hr}) (626.5 \text{ Btu/Lb}) + 122\,364 \text{ Lb/Hr} (104.7 \text{ Btu/Lb})$$

$$164.6 \text{ Btu/Lb } (x) + 9622\,873 \text{ Btu/Hr} = 626.5 \text{ Btu/Lb } (x) - 75\,699\,995 \text{ Btu/Hr}$$

$$+ 12\,811\,511 \text{ Btu/Hr}$$

$$(626.5 \text{ Btu/Lb} - 164.6 \text{ Btu/Lb}) (x) = 72\,511\,357 \text{ Btu/Hr}$$

$$x = \frac{72\,511\,357 \text{ Btu/Hr}}{626.5 \text{ Btu/Lb} - 164.6 \text{ Btu/Lb}} = 156\,985 \text{ Lb/Hr}$$

$$y = x - 120\,830 \text{ Lb/Hr} = 156\,985 \text{ Lb/Hr} - 120\,830 \text{ Lb/Hr} = 36\,155 \text{ Lb/Hr}$$

VAPOR DEL 112- F: 65 033 Lb/Hr

" " 111- F: 56 435 "

" " 110- F: 36 155 "

VAPOR DE ALMTO: $\frac{1\,000 \text{ "}}{158\,623 \text{ Lb/Hr}}$

6.7.3.- CALCULOS DE LA POTENCIA (H) DEL COMPRESOR DE REFRIGERACION DE

AMONIACO 105-J, DE LAS TEMPERATURAS DE SALIDA Y DE LAS CAPACIDADES
TERMICAS DE LOS ENFRIADORES.

NOMENCLATURA

- T_1 = Temperatura de entrada ° R
 P_1 = Presión de entrada Psi \bar{a}
 T_2 = Temperatura de descarga ° R
 P_2 = Presión de descarga Psi \bar{a}
 Z = Factor de compresibilidad
 n = Factor de compresión politrópica
 N = Eficiencia politrópica
 M = Peso molecular del vapor que se comprime
 H = Cabeza, F_t = Lb/Lb
 W = Capacidad del compresor Lb/Hr
 BHP = Potencia de pare
 V_1 = Volumen de entrada real
 K = Factor de compresión adiabática C_p/C_v

ECUACIONES:

$$(1) H = 1.545 \left(\frac{n}{n-1} \right) \frac{Z_{\text{prom.}} T_1}{M} \sqrt{\frac{P_2}{P_1}}^{(n-1/n)} - 1$$

$$(2) \text{BHP} = \frac{W \times (H)}{N (33\,000) (60)}$$

$$(3) T_2 = T_1 \frac{P_2}{P_1}^{(n-1/n)}$$

a) PRIMER PASO

Vapor del tambor de vaporización de la primera etapa = 65 033 Lb/Hr a -28°F

Vapor de almacenamiento. = 1 000 Lb/Hr a 45°F

$$T_1 = \frac{65\,033 \text{ Lb/Hr } (-28^{\circ}\text{F}) + 1\,000 \text{ Lb/Hr } (45^{\circ}\text{F})}{66\,033 \text{ Lb/Hr}} = -27^{\circ}\text{F}$$

$$P_1 = 14.7 \text{ Psia}$$

$$P_2 = 14.7 \text{ Psia}$$

$$K = 1.3$$

Los datos de T_C y P_C a usarse en estos pasos, se dan en la tabla T 6.8 del apéndice.

$$T_{r1} = T/T_C = 433^{\circ}\text{R}/730^{\circ}\text{R} = 0.59 \quad T_{r2} = 622.5^{\circ}\text{R}/730^{\circ}\text{R} = 0.85$$

$$P_{r1} = P/P_C = 14.7 \text{ Psia}/1639 \text{ Psia} = 0.009$$

$$P_{r2} = 47.7 \text{ Psia}/1639 \text{ Psia} = 0.029$$

Los datos de Z a usarse en estos pasos, se dan en la gráfica G 6.6

$$Z_1 = 0.95$$

$$Z_2 = 0.985$$

$$Z_{\text{Prom}} = (Z_1 + Z_2/2) = \frac{0.95 + 0.985}{2} = 0.9675$$

$$N = 1.45 \text{ de } K = 0.051$$

$$V_1 = (3884.3 \text{ Moles/Hr}) (379 \text{ ft}^3/\text{Mol}) (1 \text{ Hr}/60 \text{ Min}) \times \frac{432^{\circ}\text{R} (0.9675)}{520^{\circ}\text{R}} =$$

$$1972.1 \text{ ft}^3/\text{min} \quad N = 0.755$$

$$H = 1545 (1.45/1.45 - 1) \frac{0.9675 (433^{\circ}\text{R})}{17.0 \text{ Lb/Lb Mol.}} \frac{47.7 \text{ Psia}}{14.7 \text{ Psia}} (1.45 - 1/1.45) = 1$$

$$H = 53970.7 \text{ ft} - \text{Lb/Lb}$$

$$\text{BHP} = \frac{66\,033 \text{ Lb/Hr} \times 53\,970.7 \text{ ft} \cdot \text{Lb/Lb}}{0.755 (33\,000 \text{ ft} \cdot \text{Lb/Min}) (60)} = 2384.0$$

$$t_2 = (433^{\circ}\text{R}) \frac{47.7 \text{ Psia}}{14.7 \text{ Psia}} (1.45 - 1/1.45) = 622.5^{\circ}\text{R} \delta 162^{\circ}\text{F}$$

b) SEGUNDO PASO1) Primera etapa

$$T_1 = \frac{(66\ 033\ \text{Lb/Hr}) (622.5^\circ\text{R}) + (56\ 435\ \text{Lb/Hr}) (479^\circ\text{R})}{122\ 468\ \text{Lb/Hr}} = 556.4^\circ\text{R} \text{ ó } 96.4^\circ\text{F}$$

$$P_1 = 47.7\ \text{Psia}$$

$$P_2 = 105.7\ \text{Psia}$$

$$T_{r1} = 556.4^\circ\text{R}/730^\circ\text{R} = 0.76$$

$$T_{r2} = 712.2^\circ\text{R}/730^\circ\text{R} = 0.98$$

$$P_{r1} = 47.7\ \text{Psia}/1639\ \text{Psia} = 0.029$$

$$P_{r2} = 105.7\ \text{Psia}/1639\ \text{Psia} = 0.060$$

$$Z_1 = 0.970$$

$$Z_2 = 0.975$$

$$Z_{\text{Prom}} = 0.9725$$

$$V_1 = (7204\ \text{mol/Hr}) (379\ \text{ft}^3/\text{mol}) (1\ \text{Hr}/60\ \text{Min}) \frac{(14.7)}{(47.7)} (556.4/520) = (0.9725)$$

$$V_1 = 14592.6\ \text{ft}^3/\text{min}$$

$$N = 0.753$$

$$n = 1.45$$

$$H = 1545 (1.45/1.45-1) \frac{0.9725 (556.9^\circ\text{R})}{17\ \text{Lb/Lb mol.}} \frac{105.7\ \text{Psia}}{47.7\ \text{Psia}} (1.45-1/1.45) = -1$$

$$H = 44382.8\ \text{ft.Lb/Lb}$$

$$\text{BHP} = \frac{(44382.8\ \text{ft.Lb/Lb}) (122\ 468\ \text{Lb/Hr})}{(33\ 000\ \text{ft.Lb/min}) (0.753) (60)} = 3645.7$$

$$T_2 = (556.4^\circ\text{R}) (105.7\ \text{Psia}/47.7\ \text{Psia}) (1.45-1/1.45)$$

$$T_2 = 712^\circ\text{R} \text{ ó } 252^\circ\text{F}$$

Enfriamiento hasta 110°F en 128-c: Capacidad térmica del 128-c

$$H_y\ 252^\circ\text{F}, 105.7\ \text{Psia} = 743.0\ \text{Btu/Lb}$$

$$H_y\ 110^\circ\text{F}, 100.7\ \text{Psia} = 661.3\ \text{Btu/Lb}$$

$$Q_{128-c} = (743-661.3)\ \text{Btu/Lb} (122\ 468\ \text{Lb/Hr}) = 10\ \text{MM Btu/Hr}$$

2) Segunda etapa

$$T_1 = \frac{122\ 468\ \text{Lb/Hr} (570^\circ\text{R}) + 36\ 155\ \text{Lb/Hr} (516^\circ\text{R})}{158\ 623\ \text{Lb/Hr}} = 557.7^\circ\text{R} \text{ ó } 97.7^\circ\text{F}$$

$$P_1 = 100.7 \text{ Psia}$$

$$P_2 = 257.7 \text{ Psia}$$

$$T_{r1} = 557.7^\circ\text{R}/730^\circ\text{R} = 0.76$$

$$T_{r2} = 746.5^\circ\text{R}/730^\circ\text{R} = 1.02$$

$$P_{r1} = 100.7 \text{ Psia}/1639 \text{ Psia} = 0.06$$

$$P_{r2} = 257.7 \text{ Psia}/1639 \text{ Psia} = 0.16$$

$$Z_1 = 0.94$$

$$Z_2 = 0.945$$

$$Z_{\text{Prom}} = 0.9425$$

$$V_1 = (9331.0 \text{ mol/Hr}) (379 \text{ ft}^3/\text{mol}) (1 \text{ Hr}/60 \text{ min}) \frac{(14.7)}{(100.7)} (557.7/510) (0.9425)$$

$$V_1 = 8697.2 \text{ ft}^3/\text{min} = N = 0.748$$

$$n = 1.45$$

$$H = 1545 (1.45/1.45-1) \frac{0.9425 (557.7^\circ\text{R})}{17 \text{ Lb/Lb mol.}} \left(\frac{257.7 \text{ Psia}}{100.7 \text{ Psia}} \right)^{1.45-1} - 1$$

$$H = 52118.16 \text{ ft-Lb/Lb}$$

$$\text{BHP} = \frac{(158623 \text{ Lb/Hr}) (52118.16 \text{ ft-Lb/Lb})}{(33000 \text{ ft-Lb/min}) (0.748) (60)} = 5582.5$$

$$T_2 = (557.7^\circ\text{R}) (257.7 \text{ Psia}/100.7 \text{ Psia})^{1.45-1/1.45}$$

$$T = 746.5^\circ\text{R} \text{ ó } 286.5^\circ\text{F}$$

Capacidad térmica del 127 ÷ CA, CB.

$$H_Y \text{ a } 286.5^\circ\text{F}, 257.7 \text{ Psia} = 750.9 \text{ Btu/Lb}$$

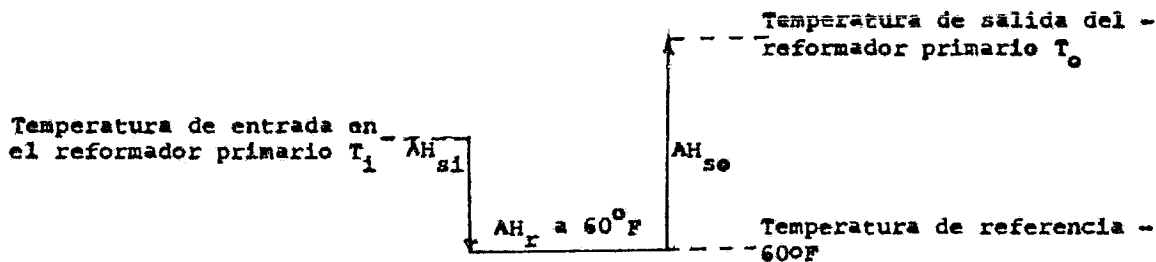
$$H_F \text{ a } 108^\circ\text{F} = 164.6 \text{ Btu/Lb}$$

$$H_Y \text{ a } 108^\circ\text{F} = 633.6 \text{ Btu/Lb}$$

$$Q = (750.9 \text{ Btu/Lb} - 633.6 \text{ Btu/Lb}) (158623 \text{ Lb/Hr}) + 633.6 \text{ Btu/Lb} - 164.6 \text{ Btu/Lb} \times (157056 \text{ Lb/Hr}) = 92.3 \text{ MM Btu/Hr}$$

6.8 CALCULO DE LA CAPACIDAD TERMICA DEL REFORMADOR PRIMARIO EN LA SECCION DE - RADIACION, INCLUYENDO LOS ELEVADORES.

6.8.1.- Procedimiento general.- La capacidad térmica del reformador primario en la sección de radiación, incluyendo los elevadores, se calcula por la contabilidad de la ganancia del calor sensible y el calor de reacción. Esto se ilustra gráficamente enseguida, con los pasos necesarios para el cálculo.



PASO 1) Se calcula AH_{si} basado en T_i hasta $T_{60^\circ F}$

PASO 2) Se calcula AH_{so} basado en $T_{60^\circ F}$ hasta T_o

PASO 3) Se calcula AH_r a 60°F de calores de formación a 60°F de los reactivos y productos.

Un método alternativo de cálculo es a través del uso de entalpías absolutas molales.

Los 2 métodos se calculan.

6.6.2.- BALANCE DE MASA ALREDEDOR DEL REFORMADOR PRIMARIO.

(Ver sección 6.6.4 y 6.6.5)

<u>COMP.</u>	<u>CARGA DE GAS NATURAL (MPH)</u>	<u>RECIRCULACION DE H2 (MPH)</u>	<u>VAPOR DE REFORMACION (MPH)</u>	<u>CARGA AL REFORMADOR PRIMARIO (MPH)</u>
N_2	36.9	38.4		75.3
H_2		115.3		115.3
Ar		0.5		0.5
CO_2	11.5			11.5
CH_4	1919.5	1.7		1921.2
C_2H_6	133.8			133.8
C_3H_8	136.1			136.1

<u>COMP.</u>	<u>CARGA DE GAS NATURAL (MPH)</u>	<u>RECIRCULACION DE H₂ (MPH)</u>	<u>VAPOR DE REFORMACION (MPH)</u>	<u>CARGA AL REFORMADOR PRIMARIO (MPH)</u>
C ₄ H ₁₀ 's	60.0			60.0
C ₅ H ₁₂ 's	9.2			9.2
CO				
Gas seco	2307.0	155.9		2462.9
H ₂ O			10 084.0	10 084.
TOTAL	2307.0	155.9	10 084.0	12 546.9

<u>COMP.</u>	<u>EFLUENTE DEL REFORMADOR PRIMARIO (MPH)</u>
N ₂	75.3
H ₂	6438.2
Ar	0.5
CO ₂	1015.7
CH ₄	902.6
C ₂ H ₆	
C ₃ H ₈	
C ₄ H ₁₀ 's	
C ₅ H ₁₂ 's	
CO	<u>976.3</u>
Gas seco	9408.6
H ₂ O	<u>7099.3</u>
TOTAL	16507.9

Asumir que la carga al reformador primario es precalentada a 950°F antes que - esta entre en la sección de radiación. De la sección 6.6.5, la temperatura del efluente del reformador primario es de 1513°F , así, este entra a los elevadores la ganancia de temperatura en los elevadores es de 60°F , por lo tanto el efluente del reformador primario en los elevadores esta a una temperatura = 1573°F .

METODO USANDO CALORIAS DE REACCION

1) Calculo de H de entrada a 950°F

<u>COMP.</u>	<u>MPH</u>	<u>Lb/Hr</u>	<u>ΔH_{si} (Btu/Lb)</u>	<u>Q (MM Btu/Hr)</u>
Ar	0.5	20	227	0.005
N ₂	75.3	2 108	227	0.479
CO ₂	11.5	506	218	0.110
CH ₄	1 921.2	30 739	664	20.411
C ₂ H ₆	133.8	4 014	618	2.481
C ₃ H ₈	136.1	5 988	567	3.395
C ₄ H _{10's}	60.0	3 480	560	1.949
C ₅ H _{12's}	9.2	662	548	0.363
H ₂	115.3	231	3070	0.709
CO	-	-	-	-
Gas seco	2 462.9			
H ₂ O	<u>10 084.0</u>	<u>181 512</u>	<u>422</u>	<u>76.518</u>
TOTAL	12 546.9			106.500

Los datos de calores de reacción del Ar, N₂ y CO₂, a usarse en este paso a las - dos temperaturas, se dan en la gráfica G 6.7 y G-6.8 para el H₂ en la G.6.9 y -- G 6.10, y la del H₂O en la G 6.11 y G 6.12 del apendice.

2) Calculo de H de salida a 1573°F

<u>COMP.</u>	<u>MPH</u>	<u>Lb/Hr</u>	<u>AH_{so} (Btu/Lb)</u>	<u>Q (MM Btu/Hr)</u>
Ar	0.5	20	398	0.008
N ₂	75.3	2 108	398	0.839
CO ₂	1015.7	44 691	398	17.787
CH ₄	902.6	14 442	1310	18.919
H ₂	6 438.2	12 876	5295	68.178
CO	976.3	27 329	402	10.986
Gas seco	9 408.6			
H ₂ O	<u>7 099.3</u>	<u>127 787</u>	<u>756</u>	<u>96.607</u>
TOTAL	16 507.9			213.324

3) Calculo del calor de reacción de los calores de formación (Referencia 60°F)

ENTRADA:			
<u>COMP.</u>	<u>MPH</u>	<u>AH_f (Btu/mol)</u>	<u>MM Btu/Hr</u>
Ar	0.5	-	-
N ₂	75.3	-	-
CO ₂	11.5	-169 290	-1.947
CH ₄	1 921.2	- 32 100	-61.671
C ₂ H ₆	133.8	- 36 200	- 4.844
C ₃ H ₈	136.1	- 44 300	- 6.029
C ₄ H ₁₀	60.0	- 53 200	- 3.192
C ₅ H ₁₂	9.2	- 62 490	- 0.575
H ₂	115.3	-	-
CO	-	- 47 600	-
Gas seco	2 462.9		
H ₂ O	<u>10 084.0</u>	-104 000	<u>-1048.736</u>
TOTAL	12 546.9		-1126.994

<u>COMP.</u>	<u>MPH</u>	<u>SALIDA:</u>	
		<u>ΔH_F Btu/mol)</u>	<u>MM Btu/Hr</u>
Ar	0.5	-	-
N ₂	75.3	-	-
CO ₂	1 015.7	-169 290	-171.947
CH ₄	902.6	- 32 100	- 28.973
H ₂	6 438.2	-	-
CO	976.3	- 47 600	- 46.472
Gas seco	9 408.6		
H ₂ O	<u>7 099.3</u>	<u>-104 000</u>	<u>-738.327</u>
TOTAL	16 507.9		-985.719

$$\dot{Q}_r = -985.719 \text{ MM Btu/Hr} - (-1 126.994 \text{ Btu/Hr}) = 141.275 \text{ MM Btu/Hr}$$

$$\text{Capacidad térmica en el reformador} = (213.324 - 106.500 + 141.275) \text{ MM Btu/Hr} =$$

$$248.099 \text{ MM Btu/Hr} \text{ es decir: } \underline{248 \text{ MM Btu/Hr}}$$

Los datos de calor de formación del CO₂, CO y H₂O, se dan en la tabla T.6.9.

los del CH₄, C₂H₆, C₃H₈, C₄H₁₀ y C₅H₁₂, se dan en T 6.10.

Usando el método alterno de entalpías absolutas molales.

COMP.	MPH	ENTRADA A 950°F	
		H (Btu/mol)	Q MM Btu/Hr
Ar	0.5	10 000	0.005
N ₂	75.3	10 000	0.753
CO ₂	11.5	-155 700	-1.791
CH ₄	1 921.2	- 14 200	-27.281
C ₂ H ₆	133.8	- 7 500	- 1.004
C ₃ H ₈	136.1	- 4 200	-0.572
C ₄ H _{10's}	60.0	- 1 400	-0.084
C ₅ H _{12's}	9.2	900	0.008
H ₂	115.3	9 750	1.124
CO	-		
Gas seco	2 462.9		
H ₂ O	<u>10 084.0</u>	-91 100	<u>-918.650</u>
TOTAL	12 546.9		-947.5

Capacidad térmica en el reformador = -697.407 MM Btu/Hr -(-947.5 MM Btu/Hr) =

250.085 MM Btu/Hr es decir: = 250 MM Btu/Hr

Los datos de entalpías absolutas del Ar, N₂ y H₂, a usarse en este paso a las dos temperaturas se dan en la gráfica G 6.13, los del H₂O en G 6.14, del CO₂ en G 6.15, CH₄ en G.6.16 y G 6.17, C₂H₆ en G 6.18 y G 6.19, C₃H₈ en G 6.20 y G 6.21 C₄H₈ en G 6.22 y G 6.23, C₅H₁₀ en G 6.24 y G 6.25.

<u>COMP.</u>	<u>MPH</u>	SALIDA A 1573°F	
		<u>H</u> (Btu/mol)	<u>Q</u> MM Btu/Hr
A _E	0.5	14 800	0.0074
N ₂	75.3	14 800	1.114
CO ₂	1 015.7	-147 700	-150.019
CH ₄	902.6	- 3 900	- 3.520
H ₂	6 438.2	14 250	91.744
CO	<u>976.3</u>	- 34 100	- 33.292
Gas seco	9 408.6		
H ₂ O	<u>7 099.3</u>	- 85 000	<u>-603.441</u>
TOTAL	16 507.9		-697.407

6.9 TEMPERATURAS DE ENTRADA Y SALIDA DEL MUTADOR DE BAJA TEMPERATURA.

6.9.1.- Procedimiento.- El procedimiento para la obtención de las temperaturas de entrada y salida del MBT, consiste de calculos de equilibrios químicos para determinar la temperatura de salida del MBT, con esto y un balance de calor en el MBT se determina la temperatura de entrada.

El procedimiento se describe a continuación:

- 1.- Con el efluente del MBT de la sección 6.6.3, se calcula la constante de equilibrio para la reacción de mutación. Con esto, se determina la temperatura de equilibrio correspondiente.
- 2.- Calcular T salida basado en T aproximada = -50°F
- 3.- Calcular la pérdida de calor circundante a -38 Btu/mol de gas húmedo
- 4.- Calcular las entalpías absolutas de salida basados en T salida.
- 5.- Asumir la temperatura de entrada, calcular las entalpías absolutas de entrada a esta temperatura asumida, calcular la desviación entre el calor de entrada calculado a la temperatura asumida y el calor de

entrada real. Si esta dentro de 1% usar la temperatura asumida como la temperatura de entrada, sino asumir otra temperatura y repetir el paso 5.

5.9.2.- BALANCE DE CALOR ALREDEDOR DEL MBT.

<u>COMP.</u>	<u>EFLUENTE DEL MAT (MPH)</u>	<u>EFLUENTE DEL MBT (MPH)</u>
H ₂	8 827.3	9 211.6
N ₂	2 978.3	2 978.3
Ar	37.5	37.5
CO	459.6	75.6
CO ₂	2 391.3	2 775.3
CH ₄	<u>43.7</u>	<u>43.7</u>
Gas seco	14 737.7	15 122.0
H ₂ O	<u>6 800.2</u>	<u>6 415.9</u>
TOTAL	21 537.9	21 537.9

$$1) \text{ Keq} = \frac{(\text{CO}_2) (\text{H}_2)}{(\text{CO}) (\text{H}_2\text{O})} = \frac{(2775.3) (9211.6)}{(75.6) (6415.9)} = 52.7$$

$$\text{Teq} = 536^\circ\text{F} \text{ (T 6.3)}$$

2) Asumir T aproximadamente \rightarrow 50^oF

$$\text{T salida} = 486^\circ\text{F}$$

3) Perdidas de calor en el MBT = -38 Btu/mol de gas húmedo.

$$\text{Perdidas de calor} = (-38 \text{ Btu/mol}) (21 537.9 \text{ mol/Hr}) = -0.819 \text{ MM Btu/Hr}$$

Los datos de entalpías absolutas del Ar, N₂ y H₂, a usarse en el paso 4 y 5 a las dos temperaturas, se dan en las gráficas G 6.13, del H₂O G 6.14, del CO₂, G 6.15, del CH₄ G 6.16 y del CO la G 6.26.

4) El contenido de calor en el efluente del MBT a 486°F

<u>COMP.</u>	<u>MPH</u>	<u>H</u> <u>(Btu/mol) a 486°F</u>	<u>Q</u> <u>MM Btu/Hr</u>
H ₂	9 211.6	6 500	59.875
N ₂	2 978.3	6 600	19.657
Ar	37.5	6 600	0.248
CO	75.6	-42 400	-3.205
CO ₂	2 775.3	-161 100	-447.101
CH ₄	<u>43.7</u>	- 20 500	- 0.896
Gas seco	15 122.0		
H ₂ O	<u>6 415.9</u>	- 95 200	<u>-610.794</u>
TOTAL	21 537.9		-982.216

5) Asumir la temperatura de entrada al MBT = 460°F

<u>COMP.</u>	<u>MPH</u>	<u>H</u> <u>(Btu/mol) a 460°F</u>	<u>Q</u> <u>MM Btu/Hr</u>
H ₂	8 827.3	6 300	55.612
N ₂	2 978.3	6 400	19.061
Ar	37.5	6 400	0.240
CO	459.6	-42 500	-19.533
CO ₂	2 391.3	-161 300	-385.717
CH ₄	<u>43.7</u>	- 20 800	- 0.909
Gas seco	14 737.7		
H ₂ O	<u>6 800.2</u>	- 95 400	<u>-648.739</u>
TOTAL	21 537.9		-979.985

Calor que entra - Calor que sale = Calor perdido.

$(-979.985 \text{ MM Btu/Hr} - (-982.216 \text{ MM Btu/Hr})) = -0.819 \text{ MM Btu/Hr}$

$2.231 \text{ MM Btu/Hr} \div -0.819 \text{ MM Btu/Hr}$

AHORA VERIFICAR LA DESVIACION DEL CALOR REAL DE ENTRADA.

Calor de entrada = Calor perdido + Calor que sale

$$= -982.216 \text{ MM Btu/Hr} + (- 0.819 \text{ MM Btu/Hr})$$

$$= -983.035 \text{ MM Btu/Hr}$$

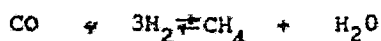
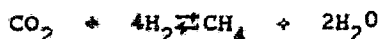
$$\% \text{ Dif.} = \frac{-979.985 \text{ MM Btu/Hr} - (-983.035 \text{ MM Btu/Hr})}{983.035 \text{ MM Btu/Hr}} \times 100 = 0.31 \% \text{ esta bien}$$

T entrada = 460°F

6.10.- TEMPERATURA DE SALIDA DEL METANADOR.

6.10.1.- Procedimiento general.- Los gases secos de entrada y salida del metanador se calcularon previamente en las secciones 6.6.1 y 6.6.3 respectivamente, la cantidad de agua del sistema de eliminación de CO₂ y la cantidad formada en el metanador, se deben adicionar estas para obtener el flujo total de gas húmedo através del metanador. Con ese y un balance del calor ejecutado alrededor del metanador se puede obtener la temperatura de salida del metanador basada en que se conoce la temperatura de entrada al metanador de 600°F. Los pasos siguientes detallan el procedimiento:

- 1) Se obtiene la cantidad de agua al metanador del sistema de eliminación de CO₂ conociendo la presión del vapor ejercida por el agua en el domo de la absorbidora de CO₂.
- 2) A esta cantidad se adiciona el agua formada en el metanador acordándose de las dos reacciones siguientes:



Para consideraciones para el balance de masa se asume que todos los óxidos de carbono reaccionan.

- 3) Usando entalpías absolutas molales se calcula el calor contenido en la carga al metanador a 600°F
- 4) Usando un factor de pérdida de calor através del metanador de -20 - Btu/mol de carga de gas húmedo, se calcula el contenido de calor -- del efluente del metanador.
- 5) Se asume una temperatura del efluente del metanador y se calcula el calor contenido en el efluente, ver si esta es igual que la obtenida en el paso No. 4, sino se continua asumiendo temperaturas de salida hasta que la igualdad exista.

6.10.2.- CALCULO DE LA TEMPERATURA DE SALIDA DEL METANADOR.

Se asume lo siguiente:

- 1) El sistema de eliminación de CO_2 es MEA al 30%
- 2) La presión en el domo de la absorbidora de $\text{CO}_2 = 415$ Psia
- 3) La temperatura en el domo de la absorbidora de $\text{CO}_2 = 100^{\circ}\text{F}$

Paso No. 1.- Gas seco en la absorbidora de $\text{CO}_2 = 12\ 359.2$ MPH

Presión de vapor del H_2O de la solución de MEA ya mencionada en el domo de la absorbidora de $\text{CO}_2 = 0.8$ Psia (G 6.27)

Sea $Y =$ Moles por hora de agua

$$\frac{Y}{12\ 351.2} = \frac{0.8}{415-0.8}$$

$$Y = 23.9 \text{ MPH}$$

CARGA AL METANADOR:

<u>COMPONENTE</u>	<u>MPH</u>
H ₂	9 211.6
N ₂	2 978.4
Ar	37.5
CH ₄	43.7
CO	75.6
CO ₂	<u>12.4</u>
Gas seco	12 359.2
H ₂ O	<u>23.9</u>
TOTAL	12 383.1

Paso No.2.- Agua formada en el metanador = 2 (CO₂) + CO

Agua del metanador = 23.9 + 2 (12.4) + 75.6 = 124.3 MPH

EFLUENTE DEL METANADOR:

<u>COMPONENTE</u>	<u>MPH</u>
H ₂	8 935.2
N ₂	2 978.4
Ar	37.5
CH ₄	<u>131.7</u>
Gas seco	12 082.8
H ₂ O	<u>124.3</u>
TOTAL	12 207.1

Paso No.3.- Contenido de calor en la carga al metanador.

Temperatura de entrada = 600^oF

Los datos de entalpías absolutas molales del Ar, N₂, y H₂, a usar en este paso y también en el 5, se dan en la tabla G 6.13, del H₂O en G 6.14, CO₂ en G 6.15, CH₄ = en G 6.16 y CO en G 6.26.

<u>COMP.</u>	<u>MPH</u>	<u>H</u> <u>(Btu/mol) a 600°F</u>	<u>Q</u> <u>MM Btu/Hr</u>
N ₂	2 978.4	7 400	22.040
H ₂	9 211.6	7 300	67.245
CO	75.6	-41 500	-3.137
CO ₂	12.4	-159 800	-1.982
CH ₄	43.7	-19 100	-0.835
Ar	<u>37.5</u>	7 400	0.278
Gas seco	12 359.1		
H ₂ O	<u>23.9</u>	-94 200	<u>-2.251</u>
TOTAL	12 383.1		81.358

Paso No.4.- Calor perdido = (-20 Btu/mol) (12 383.1 mol/Hr) =
-0.248 MM Btu/Hr

Contenido de calor = 81.358 MM Btu/Hr -0.248 MM Btu/Hr
en el efluente. = 81.11 MM Btu/Hr

Paso No.5.- Asumir T salida = 690°F

<u>COMP.</u>	<u>MPH</u>	<u>H</u> <u>(Btu/mol) a 690°F</u>	<u>Q</u> <u>MM Btu/Hr</u>
N ₂	2 978.4	8 100	24.125
H ₂	8 935.2	7 900	70.588
CH ₄	131.7	-17 800	-2.344
Ar	<u>37.5</u>	8 100	0.304
Gas seco	12 082.8		
H ₂ O	<u>124.3</u>	-93 400	<u>-11.610</u>
TOTAL	12 207.1		81.063

El calor contenido coincide con el que se calculó previamente, por lo tanto, - la temperatura de salida del metanador es de 690°F , y no es necesario hacer más tanteos.

6.11.- TEMPERATURA DE SALIDA DEL REACTOR DE SINTESIS DE AMONIACO Y CAPACIDAD - TERMICA DEL CAMBIADOR DEL REACTOR DE SINTESIS.

6.11.1.- PROCEDIMIENTO.

Las cantidades calculadas en esta sección, se establecen como resultado de ejecutar balances de calor alrededor de varias - partes del reactor de síntesis. Los balances de masa en el reactor se establecieron en la sección 6.4

Los componentes que forman las corrientes del proceso pueden - dividirse en dos grupos con el propósito de establecer los balances de calor.

- a) Componentes reactivos (es decir N_2 , H_2 , y NH_3). Se usan -- entalpías molales absolutas para estos componentes, a fin de calcular el calor de reacción.
- b) Componentes no reactivos (es decir CH_4 y A_x). No es necesario usar entalpías molales absolutas para estos componentes ya que ellos no participan en ninguna reacción.

En ambos casos las entalpías específicas se determinan a - 14.7 Psia y el efecto de la presión elevada en la entalpía se desprecia.

El procedimiento es como sigue:

- 1.- Las temperaturas de la carga al reactor y del efluente del lado frío del cambiador se fijan por la producción de amoniacó, la acción del catalizador y las consideraciones de -

la temperatura máxima de operación. Influida también por - estos factores esta la proporción de carga que se introduce como tiro, es decir, desviando algo de carga del intercambiador.

- 2.- La entalpía de la carga al reactor se determina a dos temperaturas convenientes, tomadas del paso 1.
- 3.- La temperatura en el efluente del reactor se encuentra por el balance de calor total después de asumir una pérdida de calor permisible en el reactor.
- 4.- Se determina la capacidad térmica del lado frío del intercambiador del reactor.
- 5.- Se lleva a cabo un balance de calor alrededor de las camas de catalizador para determinar la temperatura de los efluentes de las camas de catalizador.
- 6.- Finalmente se lleva a cabo una verificación en el intercambiador para determinar la capacidad térmica en el lado caliente.

6.II.2.- CALCULO DE LA TEMPERATURA DE SALIDA DEL REACTOR Y DE LA CAPACIDAD -
TERMICA DEL CAMBIADOR.

El balance de masa total en el reactor, se determinó en la sección -
6.4 y es el siguiente:

	ENTRADA	SALIDA	DELTA
<u>COMP.</u>	<u>Lb-mol/Hr</u>	<u>Lb-mol/Hr</u>	<u>Lb-mol/Hr</u>
N ₂	12 958.5	10 213.9	-2 714.6
H ₂	38 788.8	30 645.0	-8 143.8
NH ₃	1 280.0	6 709.2	+5 429.2
CH ₄	6 447.6	6 447.6	0.0
<u>AΣ</u>	<u>1 894.3</u>	<u>1 894.3</u>	<u>0.0</u>
	61 339.2	55 910.0	-5 429.2

Entrada = (GSP + Recirculación) - Líquido en el separador secundario.

1.- Fijar la temperatura en la carga al reactor de 285° F.

Para facilidad de cálculo se asume que 2/3 de la carga pasan
através del intercambiador, y el remanente 1/3 entrara como
carga fría entre las camas de catalizador. Para considerar
la temperatura del efluente que se enfría en el intercam-
biador, los cálculos se llevan a cabo completamente para dos
temperaturas 777° F y 800° F. Normalmente a 800° F proporciona
rá la más severa operación, porque la capacidad térmica se
incrementa y la diferencia de temperatura media logarítmica
se reduce comparada con el uso de 770° F. Debido a que los -
cálculos son los mismos, solamente se harán para la tempera-
tura de 800° F.

2.- Entalpías absolutas molales para N₂, H₂, y NH₃, se dan las

gráficas G 6.13 y G 6.28, entalpías apropiadas para CH_4 y Ar , se obtienen de las gráficas G 6.30, G 6.31, G 6.32 y G 6.33.

<u>COMP.</u>	<u>Lb-mol/Hr</u>	(285°F) <u>Btu/Lb-mol</u>	<u>10^6 Btu/Hr</u>
N_2	12 928.5	5 180	66.970
H_2	38 788.8	5 100	197.823
NH_3	1 280.0	-10 600	-13.568
CH_4	6 447.6	(460 x 16)	47.454
Ar	<u>1 894.3</u>	(96.5 x 40)	<u>7.312</u>
	61 339.2	(800°F)	305.991

<u>COMP.</u>	<u>Lb-mol/Hr</u>	<u>Btu/Lb-mol</u>	<u>10^6 Btu/Hr</u>
N_2	12 928.5	8 850	114.417
H_2	38 788.8	8 700	337.463
NH_3	1 280.0	-5 350	-6.848
CH_4	6 447.6	(844.5 x 16)	87.120
Ar	<u>1 894.3</u>	(163. x 40)	<u>12.351</u>
	61 339.2		544.503

3.- Calor a la entrada del reactor = 305.991×10^6 Btu/Hr (como carga).

Calor perdido en el reactor = 0.5×10^6 Btu/Hr (asumido)

Calor de salida del reactor = 305.991×10^6 Btu/Hr - 0.5×10^6 Btu/Hr
 = 305.491×10^6 Btu/Hr

Como se conoce la composición y el flujo del efluente del reactor, esto es una simple razón para decir que la temperatura dada corresponde a una entalpía de 305.491×10^6 Btu/Hr.

Mediante la gráfica de la sección 2, se obtienen las siguientes entalpías para el flujo del efluente del reactor y el dato de la composición a las temperaturas características.

<u>TEMPERATURA °F</u>	<u>ENTALPIA (10⁶ BTU/Hr)</u>	<u>DIFERENCIA</u>
500	285.471	
750	397.101	111.630
1000	514.697	117.596

Por las diferencias que puede ver que las entalpías varían linealmente (aproximadamente) con la temperatura. Por lo tanto se interpola -- para obtener la temperatura correspondiente a 305.491 x 10⁶ BTU/Hr.

$$\frac{(305.491 \text{ BTU/Hr} - 285.471 \text{ BTU/Hr}) \times 10^6}{(750^\circ\text{F} - 500^\circ\text{F})} =$$

$$\frac{(397.101 \text{ BTU/Hr} - 285.471 \text{ BTU/Hr}) \times 10^6}{(750^\circ\text{F} - 500^\circ\text{F})}$$

$$T = 545^\circ\text{F}$$

4.- La porción de la carga al reactor que va al intercambiador pasa através de unos anulos entre la canasta de catalizador y el recipiente a presión, donde este sirve para mantener frío el recipiente a presión, por lo tanto, el calor absorbido del gas equivale a 7°F de aumento de la temperatura en los anulos.

$$\text{Calor absorbido} = 2/3(544.503 \text{ BTU/Hr} - 305.491 \text{ BTU/Hr}) \times 10^6 \times \left(\frac{7^\circ\text{F}}{800^\circ\text{F} - 285^\circ\text{F}} \right) = 2.161 \times 10^6 \text{ BTU/Hr.}$$

$$\text{Entalpía de la carga} = (2/3 \times 305.491 \text{ BTU/Hr}) + (2.161 \text{ BTU/Hr}) \times 10^6 \text{ al cambiador.} = 206.155 \times 10^6 \text{ BTU/Hr.}$$

$$\text{Entalpía de la carga} = 2/3(544.503 \times 10^6 \text{ BTU/Hr}) = 363.002 \times 10^6 \text{ BTU/Hr. a la salida del gas.}$$

$$\text{Capacidad térmica (lado frío).} = (363.002 \text{ BTU/Hr} - 206.155 \text{ BTU/Hr}) \times 10^6 = 156.847 \times 10^6 \text{ BTU/Hr.}$$

5.- Un balance de calor alrededor de las camas de catalizador =
comprende los siguientes términos:

$$\begin{aligned} & (\text{Calor de la carga a la salida del intercambiador}) + (\text{Calor} \\ & \text{de la carga de enfriamiento}) = (\text{Calor en el efluente de las} \\ & \text{camas de catalizador}) + (\text{Calor absorbido en los anulos} + \\ & (\text{Pérdidas de calor}) = (363.002 \times 10^6 \text{ Btu/Hr}) + (1/3 \times 305.991 \times \\ & 10^6 \text{ Btu/Hr}) = H + (2.161 \times 10^6 \text{ Btu/Hr}) + (0.5 \times 10^6 \text{ Btu/Hr}) \end{aligned}$$

Donde H = Calor en el efluente de las camas de catalizador.

$$H = 462.338 \times 10^6 \text{ Btu/Hr.}$$

Otra vez por interpolación se determina la temperatura corres-
pondiente a esta entalpia.

$$\frac{(462.338 \text{ Btu/Hr} - 397.101 \text{ Btu/Hr}) \times 10^6}{(T - 750 \text{ F})} =$$

$$\frac{(514.697 \text{ Btu/Hr} - 397.101 \text{ Btu/Hr}) \times 10^6}{(1000 \text{ F} - 750 \text{ F})}$$

$T = 889^\circ \text{F}$ (Temperatura en el efluente de las camas de catali-
zador).

5.- Entalpía del efluente = 462.338×10^6 Btu/Hr
al intercambiador.

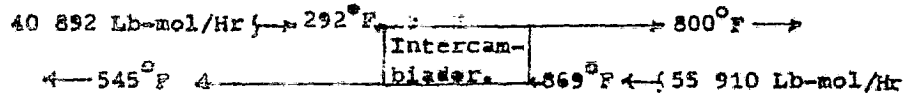
Entalpía del efluente = 305.491×10^6 Btu/Hr
del intercambiador.

Capacidad térmica del = $(462.338 \text{ Btu/Hr} - 305.491 \text{ Btu/Hr}) \times 10^6$
intercambiador. = 156.847×10^6 Btu/Hr.

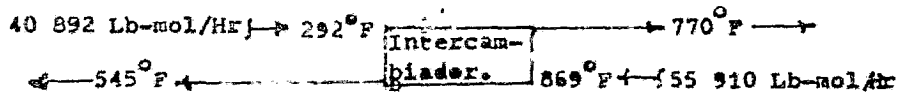
(Lado caliente).

La capacidad térmica se verifica con los valores determinado en el paso 4.

La operación del intercambiador para el caso de 800°F se resume como sigue:



Para objeto de comparación, el resumen equivalente para el caso de 770°F se da enseguida:



Capacidad térmica = 147.584×10^6 Btu/Hr

6.12.- CURVA DE ENFRIAMIENTO DEL EFLUENTE DEL MUTADOR DE BAJA TEMPERATURA.

6.12.1.- PROCEDIMIENTO GENERAL.- El efluente del MBT se enfría hasta su punto de rocío antes de entrar al rehervidor del agotador de CO_2 para minimizar las condiciones corrosivas en el rehervidor.

Por lo tanto el problema de la construcción de una curva de enfriamiento del fluente del MBT se empieza con el dato de la temperatura de rocío. De ahí una curva de enfriamiento se construye a las condiciones del separador de gas crudo.

El procedimiento para los cálculos es el siguiente:

- 1.- Se determina el cambio de entalpía del gas seco en el efluente del MBT, de la salida del MBT al separador de gas crudo. De esto, el cambio de entalpía se calcula sobre cualquier porción en el rango de temperatura.
- 2.- Se supone una temperatura de rocío, y se calcula la capacidad térmica para enfriar el efluente del MBT a esta temperatura.

- 3.- Se calcula la cantidad de agua de enfriamiento vaporizada - para satisfacer esa capacidad térmica.
- 4.- Se calcula la presión parcial del agua en la mezcla del - - efluente del MBT y del agua de enfriamiento y se obtiene la temperatura de saturación, es decir, la temperatura a la -- que la presión de vapor del agua es igual a la presión parcial del agua en la fase vapor. Si la temperatura de saturación es igual a la temperatura de rocío supuesta, entonces se tiene una solución que coincide, de otra manera, retorna mos al paso 2 con otra suposición.
- 5.- Después de obtener la temperatura de rocío, la curva de enfriamiento se construye del punto de rocío a las condicio-- nes del separador de gas crudo.

9,12.2.- CONSTRUCCION DE LA CURVA DE ENFRIAMIENTO.

La temperatura del efluente del MBT se obtuvo en la sección 6.9.

Las condiciones en el separador de gas crudo son 150°F y aproximadamente 415 Psia.

- 1.- El cambio de entalpía del gas seco se calcula para el rango de 150 a 486°F .

La entalpía para el H_2 se obtiene de G 6.9, la entalpía - - para el CH_4 se obtiene de G 6.29 y G 6.30, las entalpías -- apropiadas para el N_2 , CO y CO_2 , se obtienen en G 6.7, y - del Ar en G 6.32 y G 6.33

COMP.	Lb-mol/Hr	Lb/Hr	$\Delta H(150^{\circ}\text{F} - 486^{\circ}\text{F})$	
			Btu/Lb	10^6 Btu/Hr
H ₂	9 211.6	18 423	1 165	21.463
N ₂	2 978.3	83 392	85.5	7.130
Ar	37.5	1 500	44.5	0.067
CO	75.6	2 117	86	0.182
CO ₂	2 775.3	122 113	87.5	10.074
CH ₄	<u>43.7</u>	<u>699</u>		<u>0.153</u>
TOTAL	15 122.0	228 244		39.069

Razón de cambio de la capacidad térmica con la temperatura =

$$(39.069 \times 10^6 \text{ Btu/Hr}) (486^{\circ}\text{F} - 150^{\circ}\text{F}) = 116\,277 \text{ Btu/Hr } ^{\circ}\text{F}$$

Más tarde se necesitarán los siguientes datos para los cálculos:

Agua en el efluente del MBT = 6415.9 Lb-mol/Hr ó 115 486 Lb/Hr

Entalpía del H₂O en el efluente del MBT = 1 233.3 Btu/Lb (Extrapolación a presión total en un sistema de 2 fases, 486^oF y 415 Psia).

El agua usada como enfriamiento es una porción del condensado calentado en el - - separador de gas crudo y así estará a 150^oF, es decir, a una entalpía de 117.9 - Btu/Lb. Los datos de entalpías del vapor de agua saturado se dan en las tablas - - T 6.11 y T 6.12.

2.- Suponer la temperatura de rocío = 360^oF

Entalpía del agua = 1180.0 Btu/Lb (360^oF y 415 Psia)

Calor liberado al enfriar el efluente del MBT =

$$(116\,277 \text{ Btu/Hr } ^{\circ}\text{F} (486^{\circ}\text{F} - 360^{\circ}\text{F}) + 115\,486 \text{ Lb/Hr} (1\,233 \text{ Btu/Lb} - 1\,180 \text{ Btu/Lb}) = 20.795 \times 10^6 \text{ Btu/Hr.}$$

3.- Agua de enfriamiento vaporizada por el calor liberado =

$$\frac{20.795 \times 10^6 \text{ Btu/Hr}}{(1180.0 \text{ Btu/Lb} - 117.9 \text{ Btu/Lb})} = 18,000 \text{ Lb/Hr}$$

Contenido de agua en el efluente del MBT + agua de enfriamiento de la mezcla =
 115 486 Lb/Hr + 19 557 Lb/Hr = 135 043 ó 7 503.5 Lb-Mol/Hr

4.- Presión parcial = $\frac{(415 \text{ Psia.})(7 503.5 \text{ Lb-Mol/Hr.})}{(7 503.5 \text{ Lb-Mol/Hr} + 15 122 \text{ Lb-Mol/Hr})}$ = 137.6 Psia.
 del agua.

Temperatura de saturación = 351.6°F (T6.12)

Existe una diferencia de 8.5°F entre la temperatura de rocío supuesta y la temperatura de saturación resultante.

Para acercarse más estos 2 valores, es necesario suponer una temperatura de rocío más baja, entonces más calor se libera, resultando una mayor vaporización del agua de enfriamiento y como consecuencia una mayor temperatura de saturación.

2.- Suponer temperatura de rocío = 353°F

Entalpía del agua = 1 176.3 BTU/Lb. (a 353°F y 415 Psia)

Calor disipado en el enfriamiento del efluente del MBT =

116 277 BTU/Hr °F(486°F - 353°F) + 115 486 Lb/Hr(1 2333.3 BTU/Lb - 1 176 BTU/Lb) =
22.048 x 10⁶ BTU/Hr

3.- Agua de enfriamiento vaporizada = $\frac{22.048 \times 10^6 \text{ BTU/Hr}}{(1 176.3 \text{ BTU/Lb} - 117.9 \text{ BTU/Lb.})}$ =
 per el calor liberado. = 20 831 Lb/Hr

Contenido de agua en el efluente del MBT + agua de enfriamiento de la mezcla =
 115 486 Lb/Hr + 20 831 Lb/Hr = 136 317 Lb/Hr.

$\frac{136 317 \text{ Lb/Hr}}{18 \text{ Lb/Lb-Mol}}$ = 7 573 Lb-Mol/Hr

4.- Presión parcial = $\frac{(415 \text{ Psia.})(7 573.2 \text{ Lb-Mol/Hr})}{(7 573.2 \text{ Lb-Mol/Hr} + 15 122 \text{ Lb-Mol/Hr.})}$ = 138.5 Psia.
 del agua.

Temperatura de saturación = 352.2°F (T6.12)

Hay una diferencia de 3.8 entre la temperatura de rocío supuesta y la temperatura resultante. La solución se acepta.

5.- El resumen de los resultados de los calculos en los pasos del 1 al 4;

	<u>Lb-mol/Hr</u>	<u>Lb/Hr</u>
Gas seco	15 122.0	228 244
Agua	7 573.2	136 317
Gas húmedo	22 695.2	364 561

Temperatura después del enfriamiento = 353°F

El calculo de la curva de enfriamiento se simplifica, lleván--
dola a cabo en dos partes, es decir, calculando las capacida--
des térmicas de enfriamiento para el gas seco y el agua separa--
damente.

Capacidad térmica de enfriamiento del gas seco.

<u>TEMPERATURA</u> (°F)	<u>ENTALPIA</u> (REF. 150°F) (Btu/Hr)
353	116 277 (353 -150) = 23.604 x 10 ⁶
300	116 277 (300 -150) = 17.442 x 10 ⁶
250	116 277 (250 -150) = 11.628 x 10 ⁶
200	116 277 (200 -150) = 5.814 x 10 ⁶
150	116 277 (150 -150) = 0.0

La separación del agua entre las fases vapor y líquido a cada -
temperatura en la tabla del agua de enfriamiento esta determina--
da por la presión de vapor del agua a esa temperatura.

Agua como vapor = $\frac{(\text{Presión de vapor del agua, Psia}) \times 15\ 122}{415 - (\text{Presión de vapor del agua})}$
(Lb-mol/Hr).

CAPACIDAD TERMICA DEL AGUA DE ENFRIAMIENTO.

<u>TEMP.</u>	<u>PRESION DE VAPOR DEL AGUA.</u>	<u>AGUA COMO VAPOR.</u>	<u>ENTALPIA DEL VAPOR.</u>	<u>AGUA COMO LIQUIDO.</u>
(°F)	(Psia)	(Lb-mol/Hr)	(Btu/Lb)	(Lb-mol/Hr)
353		7 573.2	1 176.3	0.0
300	67.013	2 912.1	1 148.0	4 661.1
250	29.825	1 170.9	1 121.2	6 402.3
200	11.526	432.0	1 094.5	7 141.2
150	3.718	136.7	1 067.8	7 436.5

<u>ENTALPIA DEL LIQUIDO</u>	<u>ENTALPIA TOTAL</u>	<u>ENTALPIA (REF. 150°F)</u>
(Btu/Lb)	(10 ⁶ Btu/Hr)	(10 ⁶ Btu/Hr)
	160.350	141.941
269.6	82.795	64.386
215.5	48.811	30.402
165.0	30.106	11.697
117.9	18.409	0.0

CURVA DEL EFLUENTE DEL MBT + AGUA DE ENFRIAMIENTO.

<u>TEMP.</u>	<u>CONDENSADO</u>	<u>ENTALPIA (REF. 150°F)</u>
(°F)	(Lb/Hr)	(10 ⁶ Btu/Hr)
353	0.0	(23.604 + 141.941) = 165.545
300	83 900.0	(17.442 + 64.386) = 81.828
250	115 241.0	(11.628 + 30.402) = 42.030
200	128 542.0	(5.814 + 11.697) = 17.511
150	133 857	(0.0 , 0.0) = 0.0

curva final de enfriamiento se da en la figura 6.9

datos de entalpías de vapor del agua saturada se da en las tablas T 6.11 y 6.12 del apéndice.

3.- ENFRIADORES DE AMONIACO EN EL CIRCUITO DE SINTESIS.

La corriente mezclada del gas de síntesis fresco y la recirculación del reactor de amoniaco se enfría para condensar el producto de amoniaco que se separa de la carga al reactor en el separador secundario. El enfriamiento se realiza usando una combinación de agua de enfriamiento, amoniaco refrigerante y recuperación de refrigeración de la carga al reactor.

Obviamente el mayor uso de agua de enfriamiento y recuperación de refrigeración reduce la carga de refrigeración realizada por el compresor de refrigeración, resultando así una operación más barata.

El flujo mezclado se estableció en la sección 6.4, junto con la condición final de la corriente después de enfriarse.

El procedimiento es como sigue:

- 1.- Calcular la temperatura de descarga de la corriente mezclada del compresor de gas de síntesis.
- 2.- Calcular la temperatura de rocío de la corriente mezclada.
- 3.- Calcular la separación líquide/vapor a varias temperaturas entre la temperatura de rocío y la condición final.
- 4.- Determinar las entalpías y graficar la curva de enfriamiento.
- 5.- A partir de la curva de enfriamiento, se obtienen las capacidades térmicas individuales de calor y los flujos correspondientes.

El procedimiento se ilustra usando los datos de la sección 6.4, que se resume como sigue:

<u>COMP.</u>	<u>CORRIENTE MEZCLADA DE ENTRADA (Lb-mol/Hr)</u>	<u>VAPOR DE SALIDA (Lb-mol/Hr)</u>	<u>LIQUIDO DE SALIDA (Lb-mol/Hr)</u>
N ₂	12 934.1	12 928.5	5.6
H ₂	38 805.5	38 788.8	16.7
CH ₄	6 456.5	6 447.6	8.9
AR	1 895.7	1 894.3	1.4
NH ₃	<u>6 584.5</u>	<u>1 280.0</u>	<u>5 304.5</u>
	66 676.3	61 339.2	5 337.1

(Temperatura desconocida) (-10°F, 2 100 Psig, y L/V = 0.08703)

1.- La temperatura de descarga se determina usando el método de la - -
sección 6.7 y en nuestro caso es de 155°F.

El punto de rocío se determina como resultado de un cálculo de tan-
teo y error que involucra suponer una temperatura, encontrar las
constantes de equilibrio vapor-líquido (K_i) a la temperatura su-
puesta y a la presión apropiada, calculando la composición del - -
líquido ($X_i = Y_i/K_i$) que estará en equilibrio con el vapor, y pro-
bando $\sum X_i$ a ver si es igual a 1.0.

La temperatura supuesta se ajusta hasta que la igualdad se alcance.
La presión actual obviamente cambiará en todas partes del proceso
de enfriamiento, pero para construir una curva de enfriamiento - -
conservadora y también por simplicidad, aquí se usa la presión - -
final (2 100 Psig) y también en el paso 3 que sigue.

Los datos de equilibrio vapor-líquido a usarse en este paso y tam-
bién el paso 3 se encuentran en las gráficas G 6.1, G 6.2, G 6.3,
G 6.4, y G 6.5 del apéndice.

Temperatura supuesta = 70°F

COMP.	Lb-mol/Hr	Y_i	$K_i (79^\circ F; 2 \text{ 100 Psig})$	X_i
N ₂	12 934.1	0.19399	64	0.0030
H ₂	38 805.5	0.58200	78	0.0075
CH ₄	6 456.5	0.09683	19	0.0051
Ar	1 895.7	0.02843	58	0.0005
NH ₃	<u>6 584.5</u>	<u>0.09875</u>	0.11	<u>0.8977</u>
TOTAL	66 676.3	1.00000		0.9138

La temperatura supuesta anteriormente es muy alta, por lo tanto se hace una nueva suposición = 73°F

COMP.	Y_i	$K_i (73^\circ F; 2 \text{ 100 Psig})$	X_i
N ₂	0.19399	68	0.0029
H ₂	0.58200	84	0.0069
CH ₄	0.09683	20	0.0048
Ar	0.02843	62	0.0005
NH ₃	<u>0.09875</u>	0.1	<u>0.9875</u>
	1.00000		1.0026 (Bastante cerca)

3.- El calculo de tanteo y error usado para determinar la separación líquido-vapor de la corriente mezclada a una temperatura particular fué ya descrita en la sección 6.4.

Aquí se registrarán únicamente los calculos del paso 3. El amoniaco refrigerante se dispone a 56°F, 19°F y -28°F, las temperaturas convenientes que se obtienen en los enfriadores por el lado del proceso son respectivamente 71°F, 34°F y -10°F. El calculo de la separación vapor-líquido, se lleva a cabo a 71°F, 34°F y 15°F.

Para ahorrar tiempo, una suposición inicial de (L/V) a cualquier temperatura se o'tiene haciendo una gráfica de L/V contra temperatura.

Ya tenemos los 2 puntos finales de esta gráfica; es decir la temperatura de rocío (73°F , $L/V = 0$) y las condiciones en el separador secundario (-10°F $L/V = 0.08703$).

71°F

La interpolación lineal entre los 2 puntos dados a un valor inicial de $L/V = 0.002$ da 71°F .

Suponiendo $(L/V) = 0.002$

<u>COMP.</u>	<u>P_i (Lb-mol/Hr)</u>	<u>K_i (71°F; 2 100 Psig)</u>	<u>V_i (Lb-mol/Hr)</u>
N_2	12 934.1	70	12 933.7
H_2	38 805.5	88	38 804.6
CH_4	6 456.5	20	6 455.9
Ar	1 895.7	63	1 895.6
NH_3	6 584.5	0.098	6 452.8
	<u>66 676.3</u>		<u>$V = 66 510.0$</u>
			$L = 133.7$
			$L/V = 0.00201$

Probando una nueva suposición de $(L/V) = 0.0025$

<u>COMP.</u>	<u>P_i (Lb-mol/Hr)</u>	<u>K_i (71°F; 2 100 Psig)</u>	<u>V_i (Lb-mol/Hr)</u>
N_2	12 934.1	70	12 933.6
H_2	38 805.5	88	38 804.4
CH_4	6 456.5	20	6 455.7
Ar	1 895.7	63	1 895.6
NH_3	6 584.5	0.098	6 420.7
	<u>66 676.3</u>		<u>$V = 66 510.0$</u>
			$L = 166.3$
			$L/V = 0.0025$

(bastante cerca)

34°F

Metiendo los datos que acabamos de obtener en la gráfica (L/V) contra temperatura se ve que la gráfica no es una línea recta, sino curva. Una suposición razonable inicial (L/V) para los 34°F es 0.05

Suposición de (L/V) = 0.05

COMP.	P_i (Lb-mol/Hr)	K_i (34°F; 2 100 Psig)	V_i (Lb-mol/Hr)
N ₂	12 934.1	105	12 927.9
H ₂	38 805.5	125	38 790.0
CH ₄	6 456.5	35	6 447.3
Ar	1 895.7	85	1 894.6
NH ₃	<u>6 584.5</u>	0.052	<u>3 356.8</u>
TOTAL	66 676.3		V = 63 416.6
			L = 3 259.7
			L/V = 0.0514

Probando una nueva suposición de (L/V) = 0.053

COMP.	P_i (Lb-mol/Hr)	K_i (34°F; 2 100 Psig)	V_i (Lb-mol/Hr)
N ₂	12 934.1	105	12 927.0
H ₂	38 805.5	125	38 789.1
CH ₄	6 456.5	35	6 446.7
Ar	1 895.7	85	1 894.5
NH ₃	<u>6 584.5</u>	0.052	<u>3 260.9</u>
TOTAL	66 676.3		V = 63 318.2
			L = 3 358.1
			L/V = 0.05303

(Bastante cerca).

Suposición de $L/V = 0.87$ $15^{\circ}F$

COMP.	F_1 (Lb-mol/Hr)	K_1 ($15^{\circ}F; 2$ 100 Psig)	V_1 (Lb-mol/Hr)
N_2	12 934.1	130	12 927.1
H_2	38 805.5	155	38 788.0
CH_4	6 456.5	46	6 446.7
Ar	1 895.7	98	1 894.3
NH_3	<u>6 584.5</u>	0.036	<u>2 236.2</u>
TOTAL	66 676.3		V = 62 292.3 L = 4 384.0 L/V = 0.07038

Probando una nueva suposición ($L/V = 0.0706$)

COMP.	F_1 (Lb-mol/Hr)	K_1 ($15^{\circ}F; 2$ 100 Psig)	V_1 (Lb-mol/Hr)
N_2	12 934.1	130	12 927.1
H_2	38 805.5	155	38 787.8
CH_4	6 456.5	46	6 446.6
Ar	1 895.7	98	1 894.3
NH_3	<u>6 584.5</u>	0.036	<u>2 223.7</u>
TOTAL	66 676.3		V = 62 279.5 L = 4 396.8 L/V = 0.0706

(Bastante cerca)

4.- Ocurren varios problemas cuando calculamos las entalpías para la construcción de la curva de enfriamiento. Primero no se tienen los datos de las entalpías de los gases disueltos (N_2 , H_2 , CH_4 , y Ar) en la fase líquida de amoníaco. Segundo, el uso de entalpías de componentes individuales no se vale para una mezcla de vapor cuando la temperatura es ó esta cerca del punto de rocío, porque el

calor de la mezcla no se desprecia y usando datos de componentes individuales - se desprecia cualquier efecto de la mezcla. En el caso del reactor de amoniaco se pueden utilizar los datos individuales de cada componente debido a que las - temperaturas están muy arriba del punto de rocío. (Ver la sección 6.4).

5.- La solubilidad de los gases en la fase líquida de amoniaco es pequeña (Ver los calculos anteriores de vaporización), por lo tanto se trata toda la fase -- líquida como amoniaco puro. Con relación a los datos de entalpía de la mezcla - de vapor cerca del punto de rocío, se obtiene una solución parcial usando las - gráficas G 6.34, G 6.35, G 6.36, G 6.37, y G 6.38, donde se dan entalpías de la mezcla 3:I de H_2 y N_2 , conteniendo cantidades específicas de NH_3 . Los datos de contenido de NH_3 no encontrados directamente en las gráficas, se obtienen por - interpolación. Los inertes (CH_4 y Ar) se consideran todavía usando el dato de la entalpía individual de cada componente. La gráfica G 6.39 se usa para propor-- cionar los datos de entalpías del amoniaco. Notar que los datos de entalpía de la mezcla de vapor se refiere a la misma base.

6.- Capacidades térmicas del CH_4 y Ar

Se encuentran datos adecuados de entalpías en las gráficas G 6.29 y G 6.32

<u>COMP.</u>	<u>Lb-mol/Hr</u>	<u>Btu/Lb-mol (-10° F - 155° F)</u>	<u>10⁶ Btu/Hr</u>
CH_4	6 456.5	(140 x 16)	14.463
Ar	<u>1 895.7</u>	(28.5 x 40)	<u>2.161</u>
TOTAL	8 352.2		16.624

Proporcionando un rango de temperaturas se pueden obtener entalpías intermedias.

7.- Capacidades térmicas del NH_3 , H_2 y N_2 .

TEMP. (°F)	FASE LIQUIDA			FASE VAPOR		
	(Lb-mol/Hr)	(Btu/Lb-mol)	(10^6 Btu/Hr)	(Lb-mol/Hr)	(%mol NH_3)	(Btu/Lb-mol)
155	0	-	-	58 324.1	11.29	4 210
	0	-	-	58 324.1	11.29	3 580
71	116.3	17 x (-283)	- 0.800	58 158.7	11.04	3 565
34	3 357.5	17 x (-325)	-18.550	54 977.6	5.93	3 330
15	4 396.8	17 x (-346)	-25.862	53 938.6	4.12	3 200
-10	5 337.1	17 x (-373)	-33.843	52 997.3	2.42	3 055

ENTALPIA

(REF. -10°F)

MEZCLADO

10^6 Btu/Hr	10^6 Btu/Hr	10^6 Btu/Hr
245.544	245.544	117.480
208.800	208.800	80.736
207.336	206.536	78.472
183.075	164.525	36.461
172.604	146.742	18.678
161.987	128.064	0.0

8.- Curva de enfriamiento:

TEMP. (°F)	ENTALPIA DEL NH_3 , H_2 Y N_2 (REF. -10°F , 10^6 Btu/Hr)	ENTALPIA DEL CH_4 Y Ar (REF. -10°F , 10^6 Btu/Hr)	ENTALPIA TOTAL (REF. -10°F , 10^6 Btu/Hr)
155	117.480	16.624	134.1
73	80.736	8.362	89.1
71	78.472	8.161	86.6
34	36.461	4.433	40.9
15	18.678	2.519	21.2
-10	0.0	0.0	0.0

La curva final de enfriamiento se da en la figura 6.10

9.- El primer paso en el cálculo de la capacidad térmica individual del cambiador de calor, se determina por la cantidad de calor que será absorbida por el agua de enfriamiento. Asumir que la temperatura más baja que se puede obtener en la corriente de proceso con el uso del agua de enfriamiento es de 100°F .

Capacidad térmica del cambiador de agua de enfriamiento =

$$(134.1 \text{ Btu/Hr} - 104 \text{ Btu/Hr}) \times 10^6 = 30.1 \times 10^6 \text{ Btu/Hr}$$

El siguiente paso es determinar la capacidad térmica de la refrigeración recuperable con la carga al reactor. Asumir que la carga al reactor se calentará hasta 75°F . La capacidad térmica para calentar la carga al reactor de -10°F a 75°F se calcula usando los valores del paso 8.

$$\text{Capacidad térmica del } \text{CH}_4 \text{ y } \text{Ar} = 8.564 \times 10^6 \text{ Btu/Hr}$$

$$\text{Capacidad térmica del } \text{NH}_3, \text{H}_2 \text{ y } \text{N}_2 = 52\,997.3 \text{ Lb-mol/Hr} (3\,650 \text{ Btu/Lb-mol} - 3\,055 \text{ Btu/Lb-mol}) = 31.533 \times 10^6 \text{ Btu/Hr.}$$

$$\text{Capacidad total} = 40.1 \times 10^6 \text{ Btu/Hr.}$$

Una temperatura conveniente para el lado caliente del cambiador de recuperación de refrigeración es 15°F . Por ello la fracción de la carga al separador secundario que pasa a través de este cambiador es:

$$\frac{40.1 \text{ Btu/Hr}}{(104 \text{ Btu/Hr} - 21.2 \text{ Btu/Hr})} = 0.4843$$

La fracción remanente que pasa a través de los enfriadores de amoníaco que están a 56°F y 19°F es $(1 - 0.4843) = 0.5157$

La capacidad térmica total para enfriar la carga al separador secundario de 100°F a 71°F es $= (104 \text{ Btu/Hr} - 86.6 \text{ Btu/Hr}) \times 10^6 = 17.4 \times 10^6 \text{ Btu/Hr.}$

La capacidad térmica del enfriador de amoníaco que esta a 56°F =

$$17.4 \times 10^6 \text{ Btu/Hr} \times 0.5157 = 8.9 \times 10^6 \text{ Btu/Hr.}$$

La capacidad térmica total para enfriar la carga al separador secundario de 71°F a 34°F = $(86.6 \text{ Btu/Hr} - 40.9 \text{ Btu/Hr}) \times 10^6 = 45.7 \times 10^6 \text{ Btu/Hr}$

La capacidad térmica del enfriador de amoníaco que está a 19°F = $45.7 \text{ Btu/Hr} \times 0.5157 = 23.5 \times 10^6 \text{ Btu/Hr}$

La entalpía de la mezcla resultante de los efluentes del lado caliente del -- enfriador de amoníaco a 34°F y en el cambiador de calor de recuperación de refrigeración, = $(0.5157 \times 40.9 \text{ Btu/Hr}) + (0.4843 \times 21.2 \text{ Btu/Hr}) = 31.4 \text{ Btu/Hr}$

Con este valor sacamos de la figura 6.9, la temperatura correspondiente que es -- igual a 25°F .

La capacidad térmica total de refrigeración =

$(9.0 \text{ Btu/Hr} + 23.5 \text{ Btu/Hr} + 31.4 \text{ Btu/Hr}) \times 10^6 = 63.9 \times 10^6 \text{ Btu/Hr}$

La capacidad térmica de refrigeración =

$(134.1 \text{ Btu/Hr} - 40.1 \text{ Btu/Hr}) \times 10^6 = 63.9 \times 10^6 \text{ Btu/Hr}$ (Concuerda)

6.14.- SISTEMA DE ELIMINACION DE CO₂ CON MEA.

6.14.1.- DESCRIPCION DEL PROCEDIMIENTO.

Los pasos principales en el diseño de un sistema de eliminación de CO₂ -- con una solución de MEA al 30% en peso, son los siguientes:

- 1.- Conociendo el flujo de carga y la composición del gas rico en CO₂, se establece un balance de masa del gas seco, asumiendo 0.01% en volumen (Base seca) de CO₂ que sale de la absorbidora. Se establece la temperatura de la solución pobre que entra a la absorbidora, el gas que sale se supone que se enfría a la temperatura de la solución pobre. El contenido de agua en el dome de la absorbidora se determina de los datos de presión de vapor del agua en soluciones de MEA.
- 2.- Se hace una suposición de la temperatura de la solución rica que sale de la absorbidora basada en experiencias pasadas.

- 3.- El flujo de MEA requerido se determina del CO_2 absorbido por unidad de masa de MEA. Para establecer la absorción, la solución rica se supone que alcanza 80% del CO_2 en equilibrio en la carga con respecto al gas rico en CO_2 que entra.
- 4.- Ahora se puede completar un balance total en la absorbedora, usando el englobado No. 1 (Ver fig. 6.11).
- 5.- Finalmente la validez de la temperatura supuesta en el paso 2, se prueba con un balance de calor usando el englobado No.1.
Si el balance no es consistente, entonces se retorna al paso No.2 y se modifica la temperatura de la solución rica.
- 6.- La presión de operación de la agotadora se determina por la presión de salida del CO_2 producido. Una mayor presión del CO_2 suministrado reduce los costos de compresión si este se manda a una planta de urea, por lo tanto la presión máxima permisible esta limitada por que el resultado de operar a alta temperatura causa dificultades de corrosión.
- 7.- Teniendo establecido el perfil a través de la agotadora y del tambor de reflujo, el balance de agua usando el englobado No.2, da el flujo de agua de reposición. La temperatura del producto de CO_2 será escogida tal que se requiere una adición positiva de agua al sistema para evitar la posible pérdida de productos químicos costosos; si el agua se tiene que eliminar del sistema para mantener el balance. La temperatura en el tambor de reflujo que también se puede determinar, de manera de tener un balance de agua en el sistema con MEA, tanto como la temperatura del tambor de reflujo sea razonable.

- 8.- Se calculan las capacidades térmicas del interenfriador y del enfriador de la solución pobre.
- 9.- El calor que entra al sistema através del gas de proceso y los rehervidores de vapor, se determina basándose en el requerimiento de 62 500 Btu/Lb-mol de CO_2 eliminado.
- 10.- Se lleva a cabo un balance de calor usando el englobado No.2 y se determina por diferencia la capacidad térmica del condensador.
- 11.- El método simple para estimar el flujo en el dome de la agetadera es recalcular el flujo de agua a partir de la capacidad térmica del condensador, asumiendo que la temperatura en el dome es la misma que la de la solución rica. Esta es una suposición razonable debido a que la temperatura en el plate superior esta influida por 2 efectos contrarios que aproximadamente se cancelarían uno al otro.
- a) La solución de MEA rica se enfría como resultado de la vaporización debida a la reducción de presión.
- b) La solución de MEA en el plate superior se calienta con el vapor ascendente.
- Normalmente el contenido de agua en el dome se ha encontrado que es aproximadamente 0.7 mol/mol de CO_2 .
- 12.- Se calcula el balance de masa alrededor de la agetadera.
- 13.- Se hace un balance de calor alrededor de la agetadera para verificar el balance de masa usando el englobado No.3.
- 14.- Se establece un balance de masa en los rehervidores basados en las entradas de calor y en los flujos de vaporización:

6.14.2.- CALCULO DE LOS BALANCES DE MASA Y CALOR EN EL SISTEMA DE ELIMINACION DE CO₂ CON MEA.

El gas rico en CO₂ que se va a tratar es el siguiente:

<u>COMP.</u>	<u>Lb-mol/Hr</u>	<u>Lb/Hr</u>
N ₂	2 978.3	83 392
H ₂	9 211.6	18 423
CH ₄	43.7	699
Ar	37.5	1 500
CO ₂	2 775.3	122 113
CO	<u>75.6</u>	<u>2 117</u>
GAS SECO TOTAL	15 122.0	228 244
H ₂ O	136.7	2 461
GAS HUMEDO TOTAL	15 258.7	230 705

El gas que esta saturado con agua, esta disponible a 150°F y aproximadamente 415 - Psia.

1.- Sea X = Lb-mol/Hr de CO₂ en el dome de la absorbedora.

El gas seco en el dome de la absorbedora excluyendo el CO₂ =

$$(15 122.0 \text{ Lb-mol/Hr} - 2 775 \text{ Lb-mol/Hr}) = 12 346.7 \text{ Lb-mol/Hr}$$

El contenido de CO₂ en el dome de la absorbedora =

0.01 % en volumen (seco)

$$\frac{X}{(X + 12 346.7)} = 0.0001$$

$$X = 1.2 \text{ Lb-mol/Hr} \quad \& \quad 53 \text{ Lb/Hr de CO}_2$$

El gas seco en el dome de la absorbedora (Incluyendo CO₂) =

$$(12 346.7 \text{ Lb-mol/Hr} + 1.2 \text{ Lb-mol/Hr}) = 12 347.9 \text{ Lb-mol/Hr}$$

La solución pobre que va a la absorbidora se enfría a 100°F y se asume que tiene un contenido residual de CO_2 de 0.15 MOL de CO_2 /MOL de MEA después de agotarse.

De la gráfica G 6.27 se obtiene una presión de vapor para una solución acuosa de MEA al 30% en peso y a una temperatura de 100°F igual a 0.8 Psia.

Sea $Y = \text{Lb-mol/Hr}$ de agua en el dome de la absorbidora.

$$\frac{Y}{12\ 347.9} = \frac{0.8}{(415 - 0.8)}$$

$$Y = 23.8 \text{ Lb-mol/Hr } \approx 428 \text{ Lb/Hr}$$

Ahora se pueden completar las columnas en moles y en libras en la tabla 6.2.

La capacidad de absorción de la solución de MEA se encuentra por diferencia.

BALANCES DE MASA Y CALOR PARA EL SISTEMA DE ELIMINACION DE CO_2 CON MEA

TABLA 6.2

Gas rico en CO_2 (150°F y aproximadamente 415 Psia).

<u>COMP.</u>	<u>Lb-mol/Hr</u>	<u>Lb/Hr</u>	<u>Btu/Lb</u>	<u>10^6 Btu/Hr</u>
N_2	2 978.3	83 392	23	1.918
H_2	9 211.6	18 423	308	5.674
CH_4	43.7	699	49	0.034
Ar	37.5	1 500	11	0.017
CO_2	2 775.3	122 113	(1)	(1)
CO	<u>75.6</u>	<u>2 117</u>	<u>23</u>	<u>0.049</u>
GAS SECO TOTAL	15 122.0	228 244		7.692 (1)
H_2O	<u>136.7</u>	<u>2 461</u>		
GAS HUMEDO TOTAL	15 258.7	230 705		

Domo de la absorbidora de CO₂ (100°F y aproximadamente 415 Psia) (2)

COMP.	<u>Lb-mol/Hr</u>	<u>Lb/Hr</u>	<u>Btu/Lb</u>	<u>10⁶ Btu/Hr</u>
N ₂	2 978.3	83 392	10	0.834
H ₂	9 211.6	18 423	135	2.487
CH ₄	43.7	699	21	0.015
Ar	37.5	1 500	5	0.008
CO ₂	1.2	53	(1)	(1)
CO	<u>75.6</u>	<u>2 117</u>	10	<u>0.021</u>
GAS SECO TOTAL	12 347.9	106 184		3.365 (1)
H ₂ ^o	<u>23.8</u>	<u>428</u>		
GAS HUMEDO TOTAL	12 371.7	106 612		

Los datos de entalpías se sacan de las gráficas G 6.7, G 6.9, G 6.29 y G 6.32 del apéndice.

Capacidad de absorción de la solución de MEA (3)

COMP.	<u>Lb-mol/Hr</u>	<u>Lb/Hr</u>
CO ₂	2 774.1	122 060
H ₂ O	<u>112.9</u>	<u>2 033</u>
TOTAL	2 887.0	124 093

Notas:

(1) El balance de calor del gas seco excluye el CO₂.

(2) El alto flujo masico de la solución de MEA, significa que el gas en el domo de la absorbidora se enfría a la temperatura de la solución pobre que entra.

(3) Se asume que no hay solubilidad de los gases secos más que del CO₂.

2.- Se asume una temperatura de 168°F, a la solución de MEA rica en CO₂ que sale - de la absorbidora.

3.- La presión parcial del CO₂ en el gas rico en CO₂ =

$$\frac{2\,775.3 \text{ Lb-mol/Hr} \times 415 \text{ Psia}}{15\,258 \text{ Lb-mol/Hr}} = 75.5 \text{ Psia}$$

De la gráfica G 6.40 a 75.5 Psia y 168°F, se obtiene una solubilidad igual a 0.629 MOL de CO₂/MOL de MEA, para una solución 30% en peso.

Solubilidad del CO₂ = 0.629 x 44/61.08 = 0.4531 Lb de CO₂/Lb de MEA.

Solubilidad del CO₂ = 0.3 x 0.4531 = 0.13593 Lb de CO₂/Lb de solución de MEA
(Libre de CO₂)

Solubilidad real del CO₂ = 0.8 x 0.13593 = 0.10875 Lb de CO₂/Lb de solución de MEA.
(Libre de CO₂)

Contenido de CO₂ en la solución pobre = 0.15 MOL de CO₂/MOL de MEA (Asumida)

" " " = 0.15 x 44/61.08 = 0.10806

" " " = 0.10806 x 0.3 = 0.03242

CO₂ absorbido = (0.10875 - 0.03242) = 0.07633 Lb de CO₂/Lb de solución de MEA
(Libre de CO₂)

Circulación de MEA = 122 060 Lb/Hr / 0.07633 Lb de CO₂/Lb de MEA (Libre de CO₂)

" = 1 599 109 Lb/Hr (Libre de CO₂)

CO₂ en la solución de MEA = 1 599 109 Lb/Hr x 0.03242 = 51 843 Lb/Hr (Libre de CO₂)

Solución pobre = (1 599 109 Lb/Hr + 51 843 Lb/Hr) = 1 650 952 Lb/Hr

De la gráfica G 6.41, para el caso del efecto del CO₂ disuelto en la densidad de una solución al 30% en peso de MEA, se obtiene una densidad igual a 1.047 g/cm³ a 0.15 moles del CO₂/MOL de MEA y a 60°F.

Flujo volumétrico de la solución pobre = $\frac{1\ 650\ 952\ \text{Lb/Hr}}{62.4 \times 1.047\ \text{g/cm}^3} = 25\ 270\ \text{Ft}^3/\text{Hr}$ (A 60°F)

$25\ 270\ \text{Ft}^3/\text{Hr} \times \frac{7.481\ \text{Gal.}}{1\ \text{Ft}^3} \times \frac{\text{Hr}}{60\ \text{min.}} = 3\ 151\ \text{Gal./min.}$ (A 60°F)

4.- MEA que entra a la absorbadora en la solución pobre =

0.3 x 1 599 109 Lb/Hr = 479 733 Lb/Hr ó 7 854.2 Lb-mol/Hr.

Agua que entra en la absorbadora en la solución pobre =

(1 599 109 Lb/Hr - 479 733 Lb/Hr) = 1 119 376 Lb/Hr ó 62 187.6 Lb-mol/Hr.

Ahora se puede hacer la figura 6.12 donde se obtiene la solución rica sumando lo absorbido por la solución de MEA a la solución pobre que entra a la absorbedora.

$$\text{La solución rica es} = \frac{479\,733 \text{ Lb/Hr} \times 100}{(479\,733 \text{ Lb/Hr} + 1\,121\,409 \text{ Lb/Hr})} = 29.96 \% \text{ en peso de MEA}$$

$$\text{Contenido de CO}_2 = \frac{952.3}{7\,854.2} = 0.5032 \text{ moles de CO}_2/\text{mol de MEA}$$

Debido a que la concentración de la solución rica es bastante cerca del 30%, podemos usar la gráfica G 6.41 para obtener la densidad de la solución rica igual a 1.119 g/cm^3 a 0.5032 moles de CO_2/mol de MEA y a 60°F .

$$\text{Flujo volumétrico de la solución rica} = \frac{1\,775\,049 \text{ Lb/Hr}}{1.119 \text{ g/cm}^3 \times 62.4} = 25\,421 \text{ Ft}^3/\text{Hr} = 3170 \text{ Gal/Min.}$$

5.- El balance de calor alrededor de la absorbedora se da en la tabla 6.3, y como se ve, esta dentro de un 0.25% del valor real, lo que es muy aproximado.

En seguida se da una breve explicación de varios términos. Los cambios del calor sensible del gas seco (Excluyendo el CO_2) y de la solución de MEA pobre son evidentes, sin embargo los términos que involucran el CO_2 y agua, donde ocurren cambios de fase son más complicados y requieren de más cuidado.

El gas seco (Excluyendo el CO_2) pasa a través de la absorbedora y se enfría de 150° a 100°F . El cambio de entalpía se obtiene completando la tabla 6.2 donde las entalpías específicas se obtuvieron de las gráficas G 6.29, G 6.7, G 6.9, y G 6.32.

Para calcular este cambio de entalpías se usa la referencia de $H = 0$ a 60°F .

El efecto de la presión en la entalpía se desprecia por pequeño y todos los datos se toman a 14.7 Psia .

La solución de MEA pobre se calienta de 100° a 168°F en gran parte por el calor liberado en la absorción del CO_2 . $0.87 \text{ Btu/Lb}^\circ\text{F}$ es el calor específico medio de una solución al 30% en peso de MEA, conteniendo 0.15 moles de CO_2/MOL de MEA, y se obtiene de la gráfica G 6.42.

Se usa la referencia de $H = 0$ a 168°F , para el CO_2 disuelto en la solución de MEA.

Por lo tanto para la fase vapor de CO_2 , la entalpía es la suma del calor de absorción a 168°F (asumiendo 750 BTU/Lb de CO_2) y un término de calor sensible en la fase vapor. Sin embargo, únicamente necesitamos expresar el CO_2 que se absorbe en esta fase, puesto que el CO_2 no absorbido sufre únicamente un cambio de calor sensible y se incluye separadamente.

El calor específico del CO_2 tomado de la gráfica G6.7 es 9.4 BTU/Lb-Mol $^\circ\text{F}$. El agua que entra con el gas rico en CO_2 se condensa en su mayor parte y sale con la solución de MEA. Se usa $H = 0$ a 168°F para el agua en fase líquida, por eso la agua condensada tiene cero de distribución.

Cualquier calor de mezcla del agua de la solución de MEA se desprecia.

BALANCE DE CALOR ALREDEDOR DE LA ABSORBEDORA.

TABLA 6.3

<u>ENTRADA</u>	<u>10^6 BTU/Hr</u>
Enfriamiento del gas seco (Excluyendo CO_2) = (7.692 BTU/Hr - 3.365 BTU/Hr)	= 4.327
CO_2 absorbido = 122 060 Lb/Hr x 750 BTU/Hr.	= 91.545
= 2 774.1 Lb-Mol/Hr (9.4 BTU/Lb-Mol $^\circ\text{F}$) ($150^\circ\text{F} - 168^\circ\text{F}$)	= 0.469
Enfriamiento del CO_2 = 1.2 Lb/Hr (9.4 BTU/Lb-Mol $^\circ\text{F}$) ($150^\circ\text{F} - 100^\circ\text{F}$)	= 0.001
no absorbido.	
Agua entrando con el gas rico en CO_2 .	= 2.437
Agua entrando con el gas rico en CO_2 = 2 461 Lb/Hr (1 126.1 BTU/Lb - 135.9 BTU/Lb.)	= 2.437
TOTAL	97.841
<u>SALIDA</u>	<u>10^6 BTU/Hr</u>
Calentamiento de la solución pobre.	= 97.67
Calentamiento de la solución pobre = 1 650 952 Lb/Hr x 0.87 BTU/Lb $^\circ\text{F}$ ($168^\circ\text{F} - 100^\circ\text{F}$)	= 97.67
CO_2 absorbido y saliendo a 168°F	= 0.0
Agua condensada y saliendo a 168°F	= 0.0
Agua saliendo del domo de la absorbedora. = 426 Lb/Hr (1 165 BTU/Lb - 135.9 BTU/Lb.)	= 0.0
TOTAL	97.67

6.- Para los propósitos de este cálculo, la presión del CO_2 de suministro (A la planta de Urea) en el tambor de reflujo se considera de 3 Psi. Se considera una $P = 4.5$ Psi en el condensador y las líneas asociadas. La caída de presión en la agotadora es normalmente cerca de 3 Psi a así la presión de operación en la base de la agotadora es de 10.5 Psig ó 25.2 Psia. Para encontrar la correspondiente temperatura de operación se determina por el cálculo de prueba y error. Se supone una temperatura y se sacan las correspondientes presiones de vapor — del CO_2 y del agua en soluciones de MEA de las gráficas G 6.40 y G 6.27.

De la gráfica G 6.40 se obtiene una presión de vapor del CO_2 igual a 0.7 Psia a 247°F y para una solución de MEA al 30% en peso, conteniendo 0.15 Moles de CO_2 /Mol de MEA. De la gráfica G 6.27 se obtiene una presión de vapor del agua igual a 24.5 Psia. Para una solución de MEA al 30% en peso; la presión total es (0.7 Psia + 24.5 Psia) = 25.2 Psia, que es el valor que se requiere.

7.- Una temperatura conveniente en el tambor de reflujo es de 140°F y la correspondiente presión de vapor del agua es de 2.8886 Psia.

$$\text{Sea } Z = \frac{\text{Lb-mol/Hr de agua en el producto } \text{CO}_2}{Z} = \frac{2.8886 \text{ Psia}}{(17.7 \text{ Psia} - 2.8886 \text{ Psia})}$$

$Z = 541.0 \text{ Lb-mol/Hr} \text{ ó } 9 \text{ 738 Lb/Hr de agua}$	Lb-mol/hr	Lb/Hr
Pérdida de agua con el producto CO_2	541.0	9 738
Agua condensada en la absorbedora	<u>112.9</u>	<u>2 033</u>
Agua de repuesto (Por diferencia)	428.1	7 705

8.- La solución de MEA rica en CO_2 se calienta de 168°F a 220°F (Es la temperatura que conviene para que entre a la agotadora) en el intercambiador.

De la gráfica G 6.42 se obtiene un calor específico medio igual a 0.822 Btu/Lb $^\circ\text{F}$, para una solución de MEA aproximadamente al 30% en peso, conteniendo 0.5032 Moles de CO_2 /Mol de MEA.

Capacidad térmica del intercambiador =

$$1\,775\,045 \text{ Btu/Lb} \times 0.822 \text{ Btu/Lb}^{\circ}\text{F} (220^{\circ}\text{F} - 168^{\circ}\text{F}) = 75.873 \times 10^6 \text{ Btu/Hr}$$

De igual manera la solución pobre se enfriará de 247°F (Hasta este momento) a una temperatura intermedia desconocida entre el intercambiador y el enfriador de la solución pobre.

Suponiendo que la temperatura intermedia es de 197°F , entonces a esta temperatura se obtiene de la gráfica G 6.42 un calor específico medio igual a $0.916 \text{ Btu/Lb}^{\circ}\text{F}$, para una solución al 30% en peso de MEA y conteniendo 0.15 Moles de CO_2/Mol de MEA.

Sea T = Temperatura intermedia

$$75.873 \text{ Btu/Hr} = 1\,650\,952 \text{ Lb/Hr} \times 0.916 \text{ Btu/Lb}^{\circ}\text{F} (247^{\circ}\text{F} - T)$$

$$T = 197^{\circ}\text{F}$$

La solución de MEA pobre se enfria aún más, de 197° a 100°F en el enfriador de la solución pobre. $0.879 \text{ Btu/Lb}^{\circ}\text{F}$ es el calor específico medio de la solución de MEA al 30% en peso, conteniendo 0.15 Moles de CO_2/Mol de MEA.

Capacidad térmica del enfriador de la solución pobre =

$$1\,650\,952 \text{ Lb/Hr} \times 0.879 \text{ Btu/Lb}^{\circ}\text{F} (197^{\circ}\text{F} - 100^{\circ}\text{F}) = 140.765 \times 10^6 \text{ Btu/Hr}$$

$$\begin{aligned} 9.- \text{Entrada de calor total a los rehervidores} &= 2\,774.1 \text{ Lb/Hr} \times 62\,500 \text{ Btu/Lb} \\ &= 173.381 \times 10^6 \text{ Btu/Hr.} \end{aligned}$$

10.- El balance de calor alrededor de todo el sistema de eliminación de CO_2 se da en la tabla 6.4. La capacidad térmica del condensador se determina por diferencia.

Este balance tiene la ventaja de que todas las propiedades de la solución de MEA se excluyen con excepción de la capacidad térmica del enfriador de la solución pobre.

Enseguida se da una breve explicación de los términos aquí dados.

El enfriamiento del gas seco (Excluyendo el CO_2) es como el balance de calor en la reboquera. Se determinan las capacidades térmicas totales de los rehervidores y enfriador de la solución pobre.

El agua entra en dos corrientes, una como vapor con el gas rico en CO_2 y la otra como líquido de reposición. Similarmente sale en dos corrientes, gran parte como vapor con el producto de CO_2 y una pequeña cantidad como vapor por el domo de la absorbedora. Se usa la referencia de $H = 0$ a 32°F para el agua en fase líquida.

El CO_2 entra como vapor con el gas rico en CO_2 y sale como vapor en dos corrientes, gran parte como producto de CO_2 y una muy pequeña cantidad por el domo de la absorbedora. Netar que no es necesario tomar en cuenta el calor de absorción.

11) La presión parcial aproximada del agua en el domo de la agotadora =

$$0.7 \text{ Psia} / (1 \text{ Psia} + 0.7 \text{ Psia}) \times 22.2 \text{ Psia} = 9.14 \text{ Psia}$$

Sea $m = \text{Lb/Hr}$ de agua condensada en la parte superior de la agotadora.

$$29.485 \times 10^6 \text{ Btu/Hr} = (m + 9\,738 \text{ Lb/Hr}) \times 1\,156.5 \text{ Btu/Lb} - (m \times 107.9 \text{ Btu/Lb})$$

$$- (9\,738 \text{ Lb/Hr} \times 1\,122 \text{ Btu/Lb}) + 2\,774.1 \text{ Lb/Hr} \times 9.4 \text{ Btu/Lb} \quad ^\circ\text{F} (220^\circ\text{F} - 140^\circ\text{F})$$

$$m = 25\,960 \text{ Lb/Hr} \quad \& \quad 1\,442 \text{ Lb-mol/Hr}$$

VAPOR QUE ENTRA AL CONDENSADOR

Lb-mol/Hr Lb/Hr

CO_2	2 774.1	122 060
H_2O	<u>1 974.8</u>	<u>35 547</u>
	4 748.9	157 607

VAPOR DEL CONDENSADOR

Lb-mol/Hr Lb/Hr

CO_2	2 774.1	122 060
H_2O	<u>541.</u>	<u>9 738</u>
	3 315.1	131 798

LIQUIDO DEL CONDENSADOR

Lb-mol/Hr Lb/Hr

CO_2	-	-
H_2O	<u>1 433.8</u>	<u>25 809</u>
	1 433.8	25 809

La relación molar del agua/ CO_2 en el domo de la agotadora = 0.712, da una presión parcial = 9.23 Psia. (Bastante aproximado al valor original).

BALANCE DE CALOR ALREDEDOR DEL SISTEMA COMPLETO DE ELIMINACION DE CO₂

TABLA 6.4

<u>ENTRADA</u>	<u>10⁶ Btu/Hr</u>
Enfriamiento del gas seco (Excluyendo el CO ₂)	
(7.692 x 10 ⁶ Btu/Hr - 3.365 x 10 ⁶ Btu/Hr)	= 4.327
Capacidad térmica total del rehervidor	= 173.381
Agua de reposición a 150°F	
7 705 Lb/Hr (117.9 Btu/Lb)	= 0.908
Agua que entra con el gas rico en CO ₂	
461 Lb/Hr x 1 126.1 Btu/Hr	= 2.771
Enfriamiento del CO ₂ absorbido	
774.1 Lb/Hr x 9.4 Btu/Lb °F (150°F - 140°F)	= 0.261
Enfriamiento del CO ₂ no absorbido	
0.2 Lb/Hr x 9.4 Btu/Lb °F (150°F - 100°F)	= 0.001
TOTAL	181.649
<u>ALIDA</u>	
Capacidad térmica del enfriador de la solución pobre.	= 140.765
Agua que sale con el producto de CO ₂ a 140°F	
738 Lb/Hr x 1 122 Btu/Lb	= 10.926
Agua que sale por el domo de la absorbidora a 100°F	428 Lb/Hr x 1105 Btu/Lb = 0.473
Capacidad térmica del condensador (Por diferencia)	= 29.485
TOTAL	181.649

2.- El balance de masa alrededor de la agotadora se da en la figura 6.13

3.- Es posible hacer los englobados para verificar el balance de calor alrededor de la agotadora. El que se escoja es un englobado conveniente pues relaciona el CO₂ en la solución de MEA con la misma base que el balance de calor en la absorbidora, esto elimina el efecto de la variación del calor de absorción con la temperatura.

Adicionalmente la temperatura intermedia entre el intercambiador, el enfriador de la solución pobre y el dome se verifican para que concuerden. El balance de calor alrededor de la agotadora se da en la tabla 6.5.

Los diferentes términos usados se explican brevemente a continuación.

La solución rica a 168°F obviamente tiene una contribución de calor = 0

La capacidad térmica total del rehervidor es como antes. El agua en estado líquido a 168°F tiene $H = 0$

El CO_2 disuelto en la solución de MEA a 168°F tiene $H = 0$

4.- Para los propósitos de cálculo, únicamente se asume que el agua se evapora en el rehervidor. El líquido entrampado se supone que está a 1°F abajo de la temperatura de vaporización de 247°F en el rehervidor.

De las tablas de vapor, el calor latente de vaporización del agua a $247^{\circ}\text{F} = 947.5$ Btu/Lb.

El calor específico aproximado de la solución de MEA es igual a 0.93 Btu/Lb $^{\circ}\text{F}$ a 247°F .

Sea $n =$ Flujo de vaporización del agua (Lb/Hr)

$$\frac{73.381 \times 10^6 \text{ Btu/Hr} - (n + 1\ 650\ 952 \text{ Lb/Hr}) \times 0.93 \text{ Btu/Lb } ^{\circ}\text{F} \times 1^{\circ}\text{F}}{947.5 \text{ Btu/Lb}}$$

$= 181\ 196$ Lb/Hr de agua vaporizada

Flujo del líquido entrampado $= (1\ 650\ 952 \text{ Lb/Hr} + 181\ 196 \text{ Lb/Hr}) =$

$$= 1\ 832\ 148 \text{ Lb/Hr}$$

BALANCE DE CALOR ALREDEDOR DE LA AGOTADORA.TABLA 6.5

<u>ENTRADA</u>	<u>10⁶Btu/Hr</u>
Solución rica a 168°F	= 0.0
Capacidad térmica del rehervidor	= 173.381
Agua de reposición a 150°F	
7 705 Lb/Hr (117.9 Btu/Lb -135.9 Btu/Lb)	= -0.139
Condensado a 140°F	
5 809 Lb/Hr (107.9 Btu/Lb -135.9 Btu/Lb)	= <u>-0.723</u>
TOTAL	172.519
<u>SALIDA</u>	
Calentamiento de la solución de MEA pobre	
650 952 Lb/Hr x 0.896 Btu/Lb °F (197°F -168°F)	= 42.898
O ₂ desabsorbido	
122 060 Lb/Hr x 750 Btu/Hr)	= 91.545
2 774.1 Lb/Hr x 9.4 Btu/Lb °F (220°F -168°F)	= 1.356
Agua que sale con el CO ₂ por el demo a 220°F	
5 547 Lb/Hr (1 156 Btu/Lb -135.9 Btu/Lb)	= <u>36.279</u>
TOTAL	172.078

C A P I T U L O VII

CONCLUSIONES

La obtención de amoníaco a partir de la síntesis de nitrógeno e hidrógeno, es altamente rentable como consecuencia del rendimiento de la misma.

La aplicación de compresoras centrífugas ha venido a abatir los costos de producción en plantas de gran capacidad.

El procedimiento de cálculo empleado y desarrollado en el presente trabajo, proporciona una herramienta eficaz para diseñar plantas de amoníaco de muy diversas capacidades.

Este trabajo es de gran importancia, desde el punto de vista operacional, ya que se establecen y se desarrollan una gran cantidad de parámetros de proceso, y los efectos de éstos en la operación de una planta de amoníaco.

Con el procedimiento de cálculo desarrollado en el presente trabajo, se obtienen resultados bastante aproximados a los de las plantas industriales de la misma capacidad en operación actualmente.

LIMITACIONES

La gran cantidad de parámetros de proceso que se tomaron de plantas pilotos y de las experiencias acumuladas en procesos similares, para el desarrollo del procedimiento de cálculo.

El uso excesivo de tablas y gráficas, para obtener los valores necesarios, para desarrollar los cálculos.

RECOMENDACIONES

Apoyados en el procedimiento de cálculo, en la existencia de yacimientos de gas natural en nuestro país y a nuestra tecnología es altamente recomendable el diseño de plantas productoras de amoníaco por la gran aplicación de éste en la producción de fertilizantes nitrogenados, cuya producción mejorará las condiciones económicas de nuestro país.

El uso de los parámetros de proceso establecidos y desarrollados en este trabajo, para tratar de mejorar y hacer más eficiente la operación de una planta de amoníaco.

Todos los procesos industriales que involucran variables de presión y temperatura muy elevadas, requieren de una tecnología muy específica en el diseño de la planta.

Al mismo tiempo, será necesario un entrenamiento cuidadoso del personal encargado de las pruebas y de la operación de la misma.

A P E N D I C E

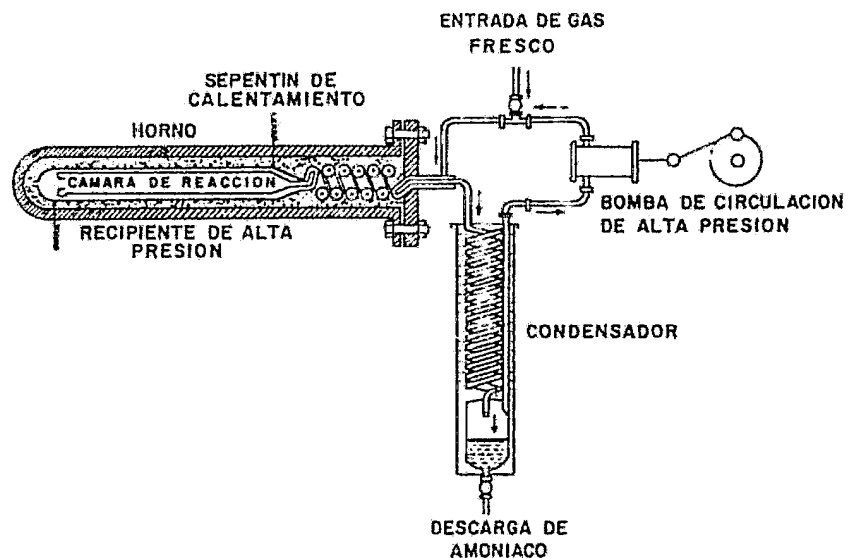


FIGURA 3

U. N. A. M.	FACULTAD DE QUIMICA
TESIS PROFESIONAL	
APARATO DE HABER PARA LA SINTESIS DEL AMONIACO	
JOSE Mg. MARQUEZ GARCIA	1982

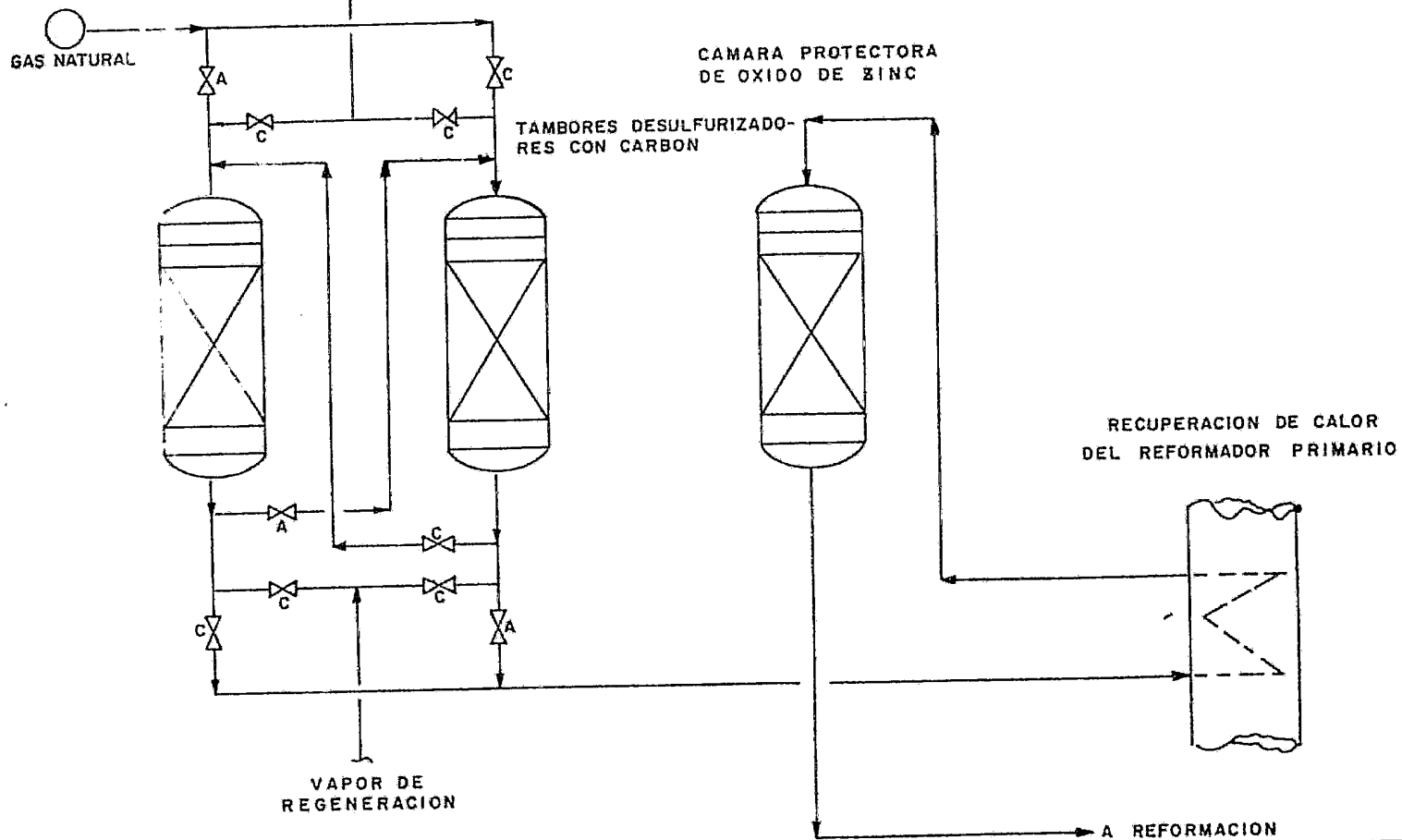
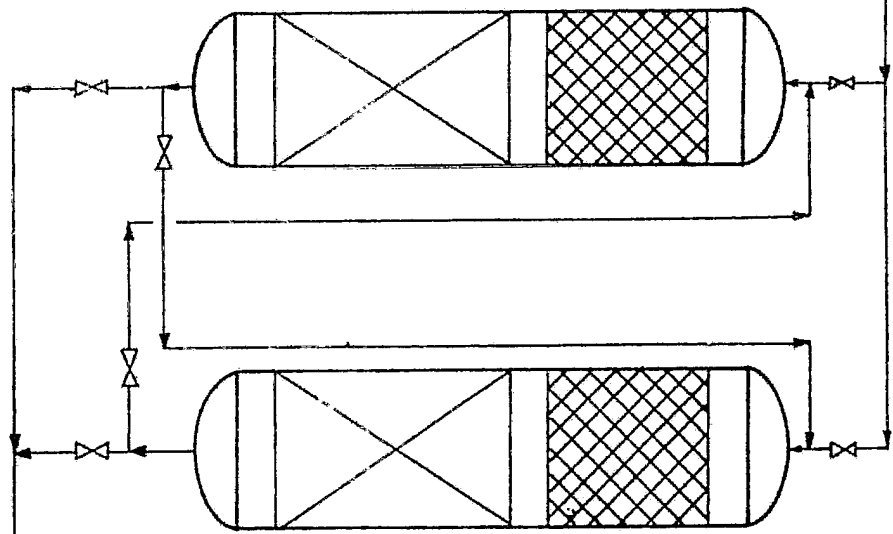


FIGURA 5.1

U.N.A.M.	FACULTAD DE QUIMICA
TESIS PROFESIONAL	
DESULFURIZACION CON CARBON ACTIVADO Y CAMARA PROTECTORA DE ZINC	
JOSE Mo. MARQUEZ GARCIA	1982



CAMA DE ABAJO DE OXIDO DE ZINC
 CAMA DE ARRIBA DE COBALTO MOLIBDENO

EJEMPLO: GAS NATURAL CONTENIENDO
 LOS SIGUIENTES COMPUESTOS
 DE AZUFRE
 H_2S (ACIDO SULFIDRICO)
 CH_3SH METIL MERCAPTANO)
 C_4H_4S (TIOFENO)

REACCIONES SOBRE EL COBALTO MOLIBDENO
 $CH_3SH + H_2 \rightarrow CH_4 + H_2S$
 $C_4H_4S + 4H_2 \rightarrow n-C_4H_{10} + H_2S$

REACCIONES SOBRE EL OXIDO DE ZINC
 $H_2S + ZNO \rightarrow ZNS + H_2O$

FIGURA 5.2

U.N.A.M.	FACULTAD DE QUIMICA
TESIS PROFESIONAL	
DESULFURIZACION CON COBALTO MOLIBDENO SEGUIDO POR OXIDO DE ZINC.	
JOSE Mg. MARQUEZ GARCIA	1982

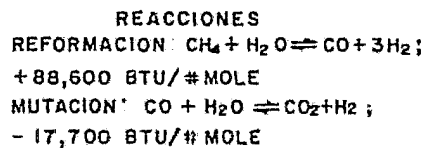
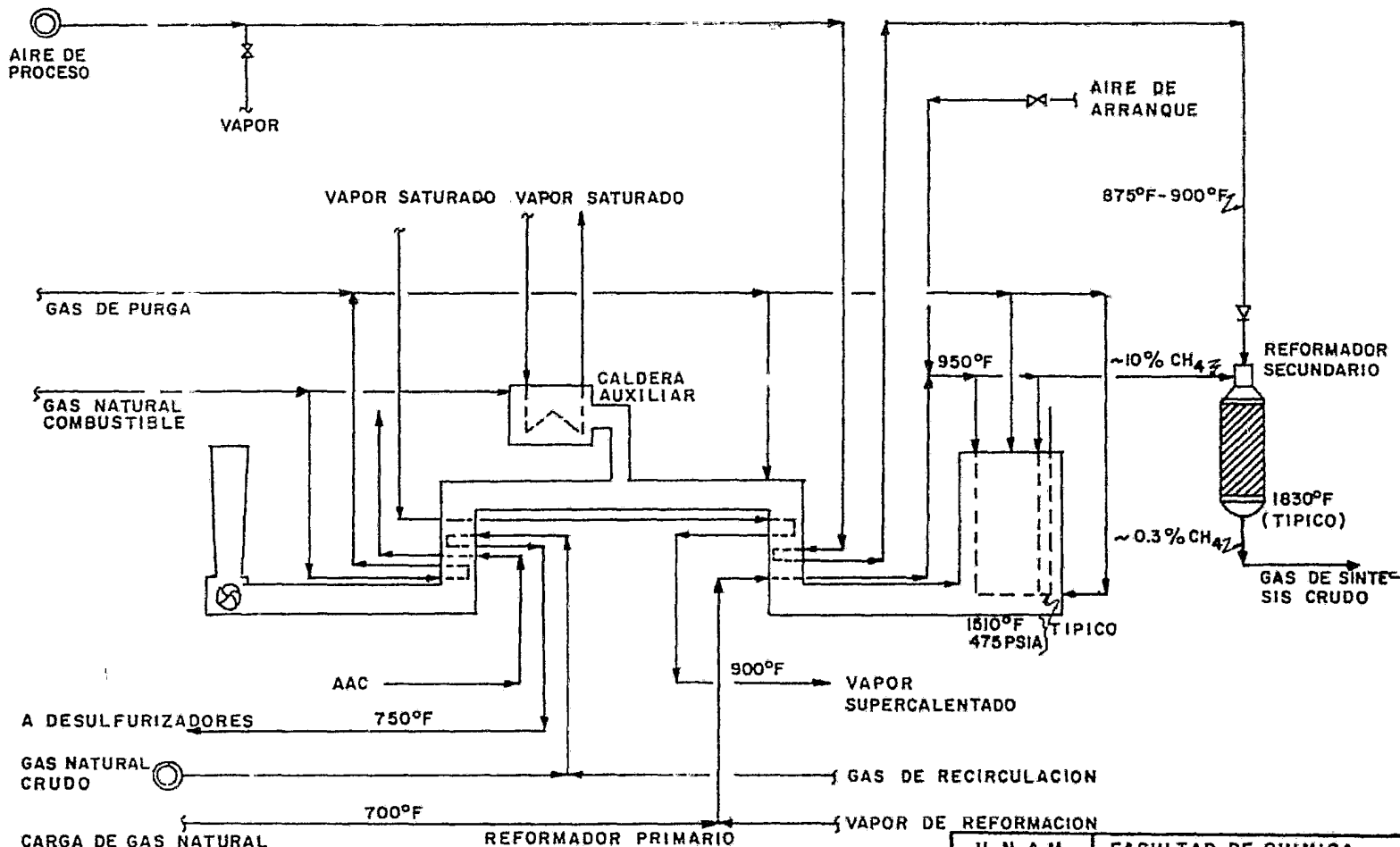


FIGURA 5.3

U. N. A. M.	FACULTAD DE QUIMICA
TESIS PROFESIONAL	
REFORMACION	
PRIMARIA Y SECUNDARIA	
JOSE M ^d . MARQUEZ GARCIA	1982

REACCION



ΔH_{77°F} = - 17,700 BTU/LB-MOLE

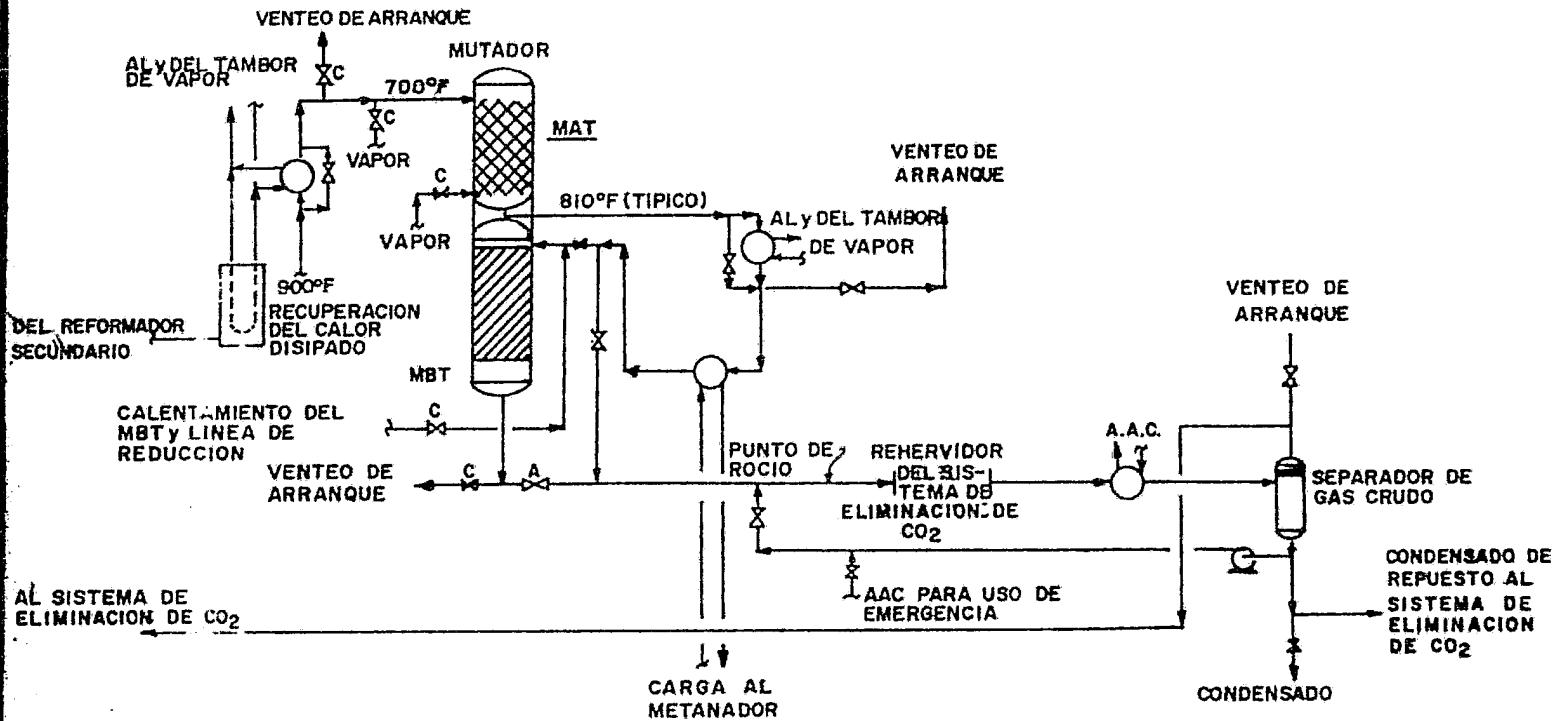


FIGURA 5.4

U N.A.M.	FACULTAD DE QUIMICA
TESIS PROFESIONAL	
MUTACION	
JOSE Mo. MARQUEZ GARCIA	1982

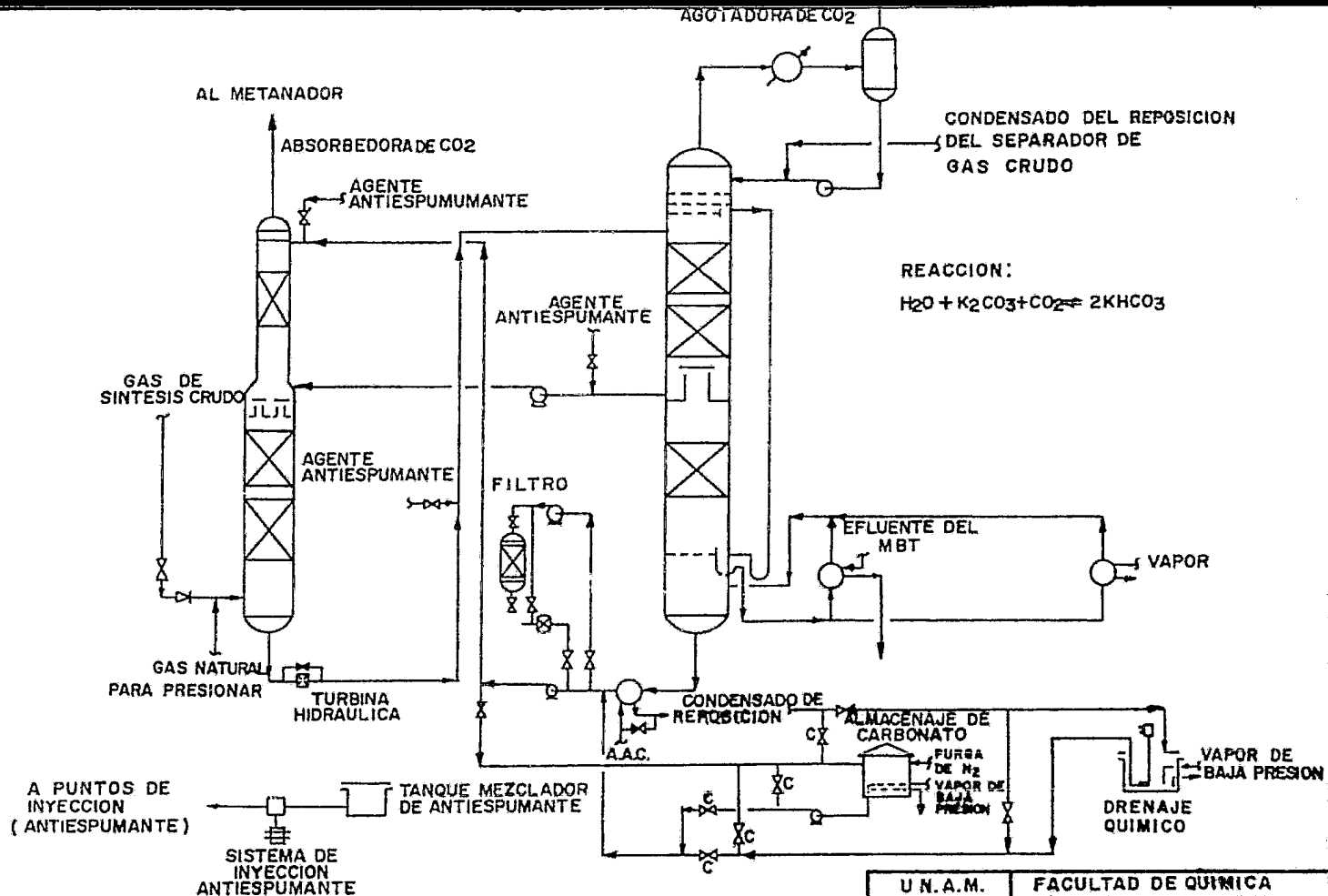


FIGURA 5.6

U.N.A.M.	FACULTAD DE QUIMICA
TESIS PROFESIONAL	
PROCESO DE CARBONATO CALIENTE	
JOSE Ma. MARQUEZ GARCIA	1982

232

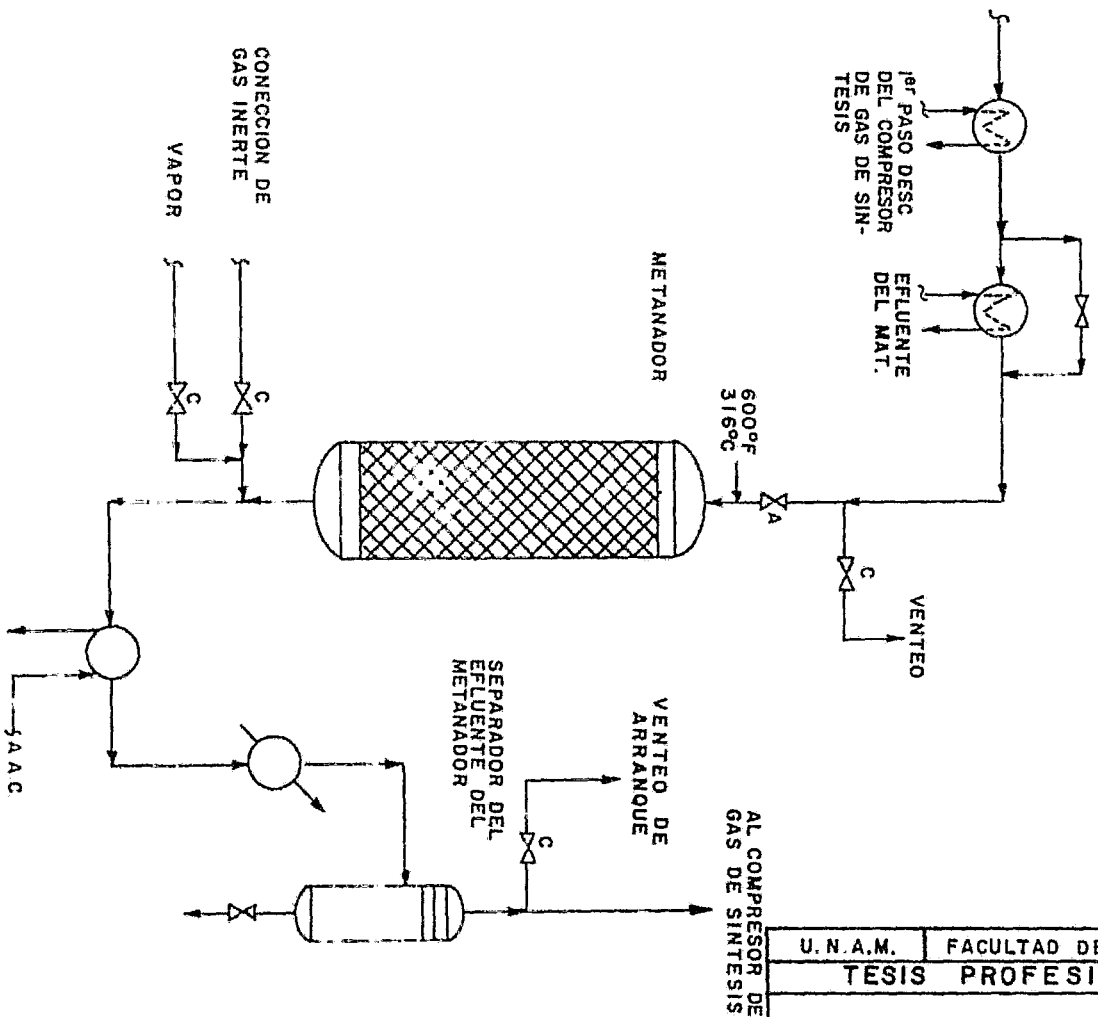
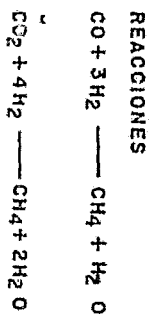


FIGURA 57



CALORES DE REACCION A 77°F

- 88,600 BTU / LB-MOLE

- 70,900 BTU / LB-MOLE

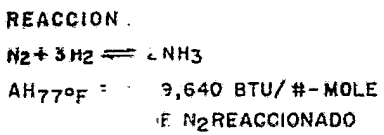
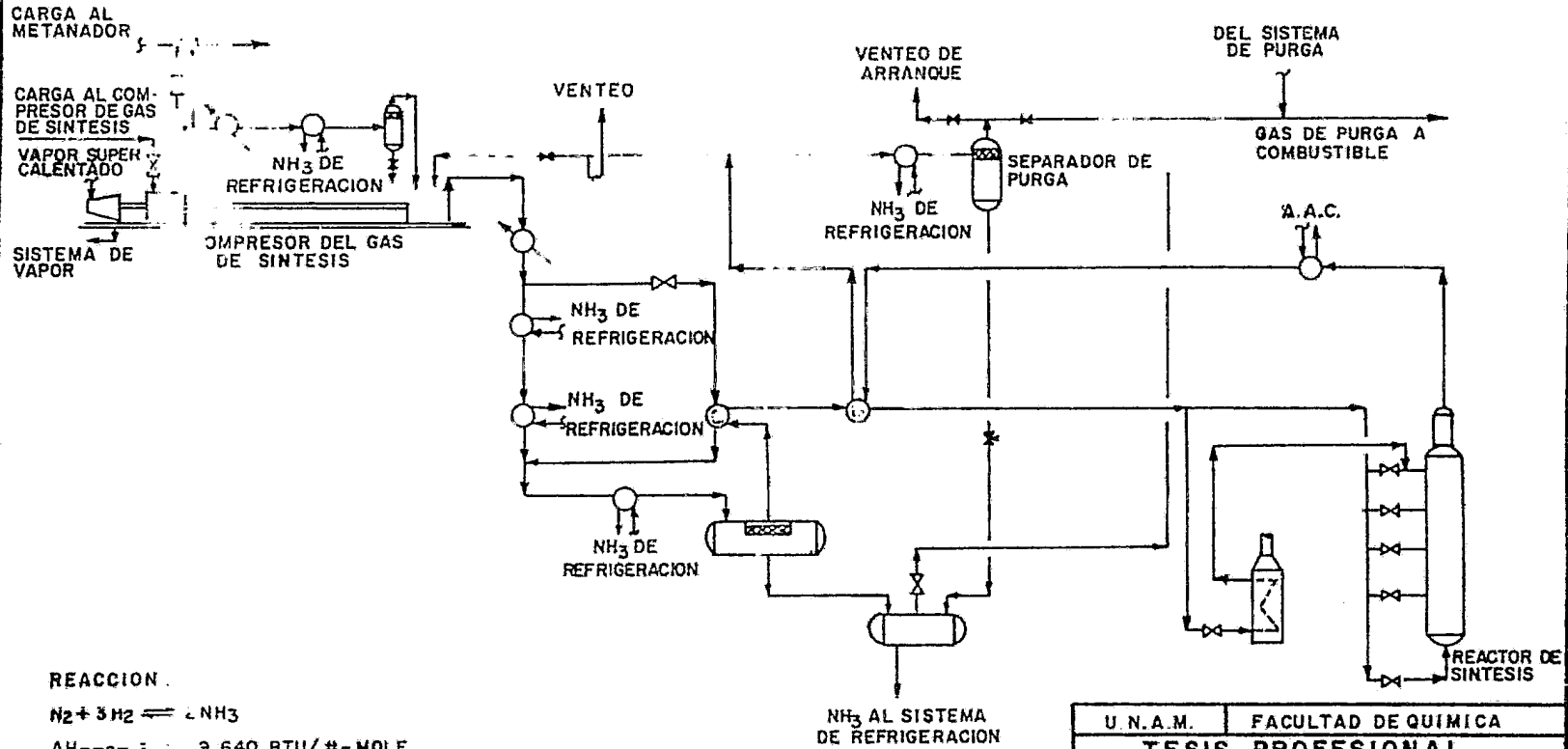


FIGURA 5.8

U. N. A. M.	FACULTAD DE QUIMICA
TESIS PROFESIONAL	
CIRCUITO DE SINTESIS DE 2000 PSIG	
JOSE MA MARQUEZ GARCIA	1982

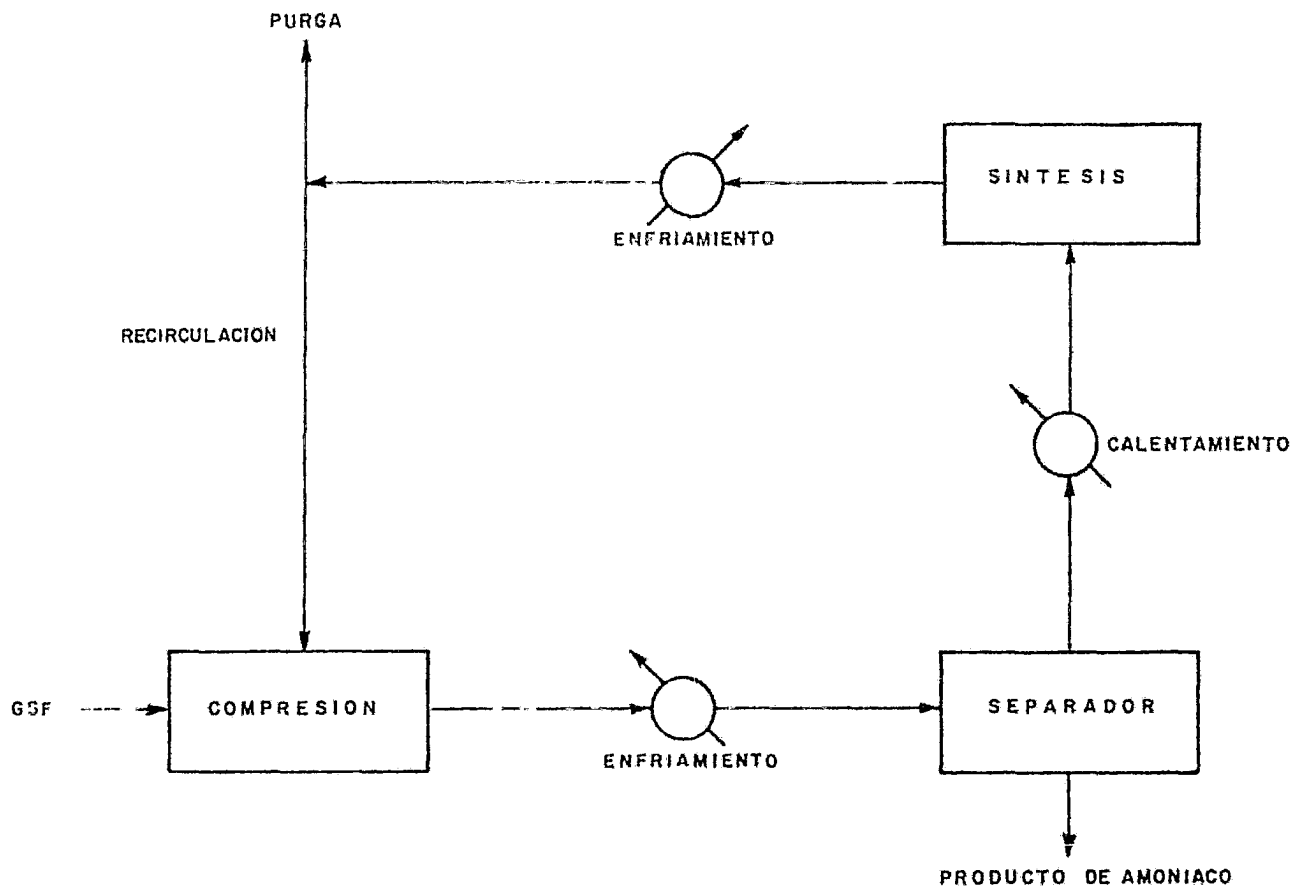


FIGURA 5.9

U. N. A. M.	FACULTAD DE QUIMICA
TESIS PROFESIONAL	
SINTESIS SIMPLIFICADA DEL AMONIACO	
JOSE Mo. MARQUEZ GARCIA	1982

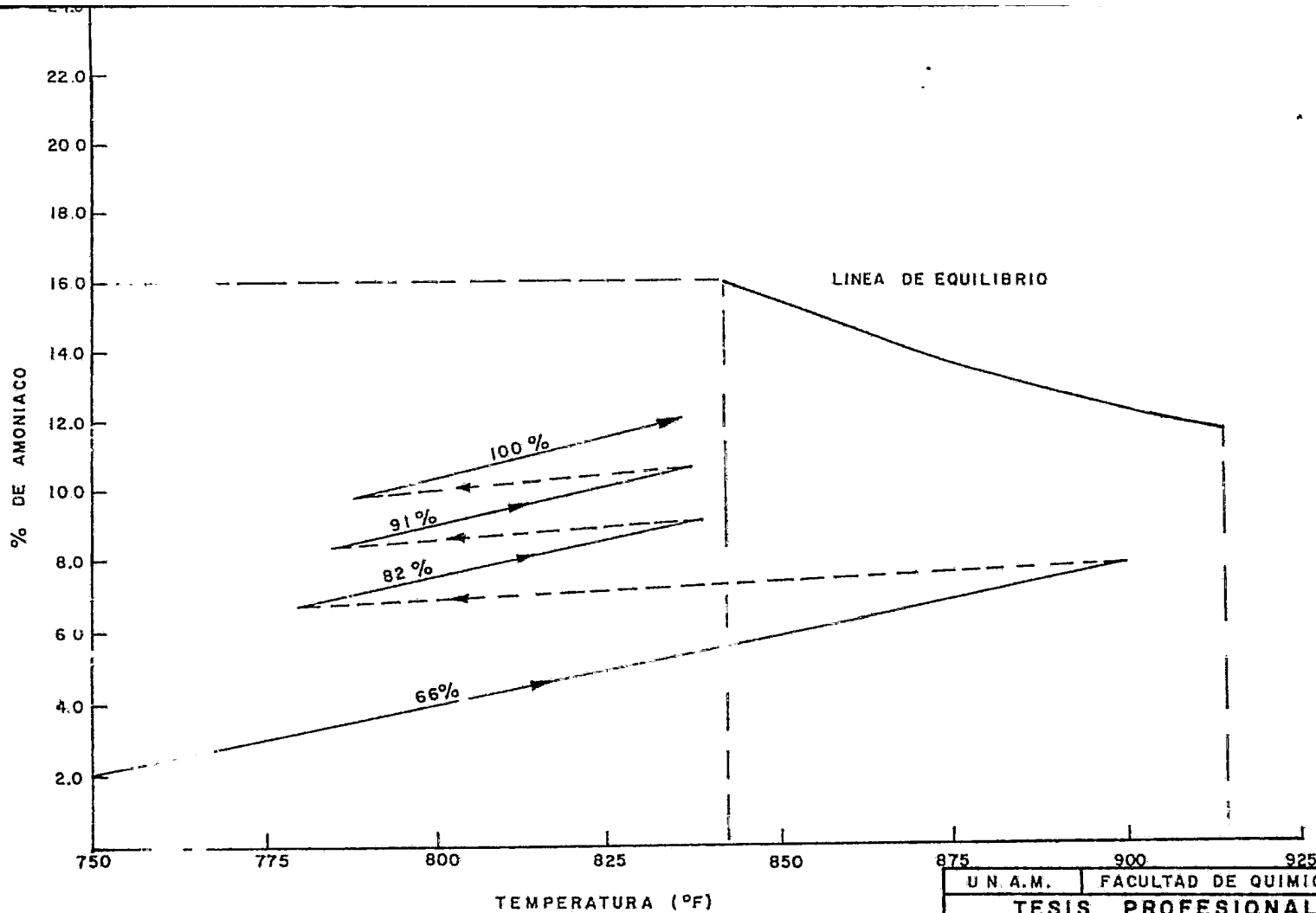
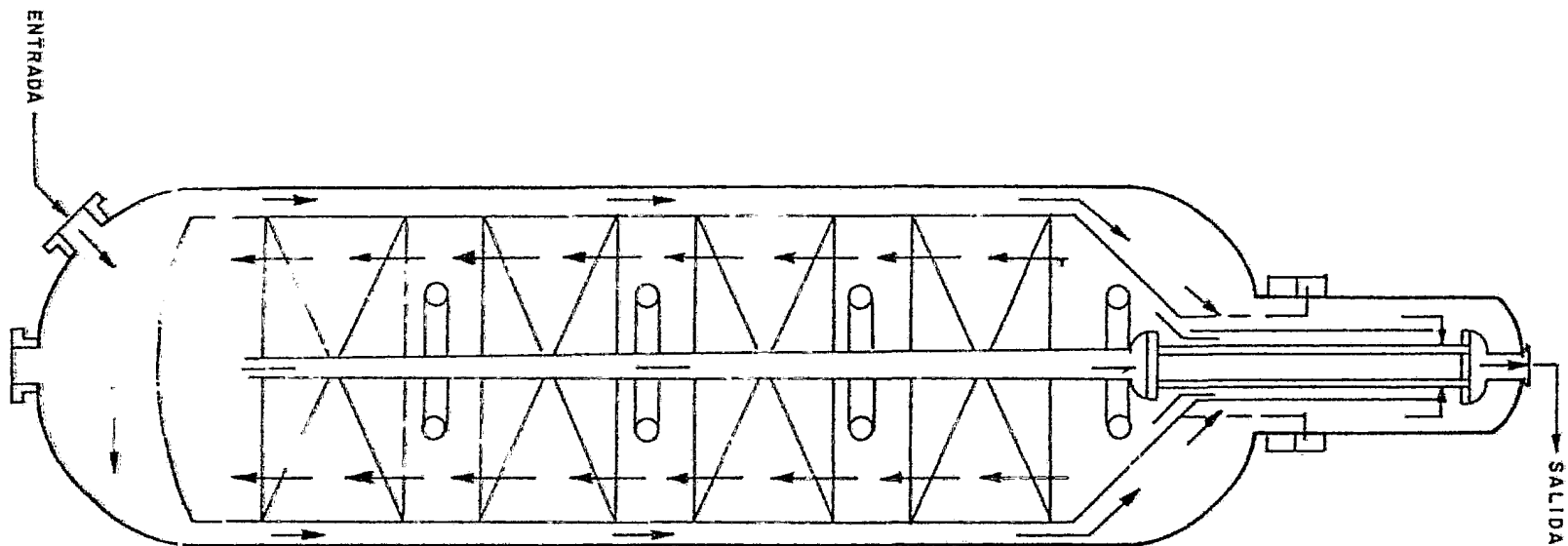


FIGURA 5 10

UN. A.M.	FACULTAD DE QUIMICA
TESIS PROFESIONAL	
CURVA DE OPERACION DEL REACTOR DE SINTESIS	
JOSE Ma. MARQUEZ GARCIA	1982



REACTOR CON ENFRIAMIENTO
TIPO VERTICAL

FIGURA 5.II

U. N. A. M.	FACULTAD DE QUIMICA
TESIS PROFESIONAL	
REACTOR CON ENFRIAMIENTO	
TIPO VERTICAL	
JOSE Ma. MARQUEZ GARCIA	1982

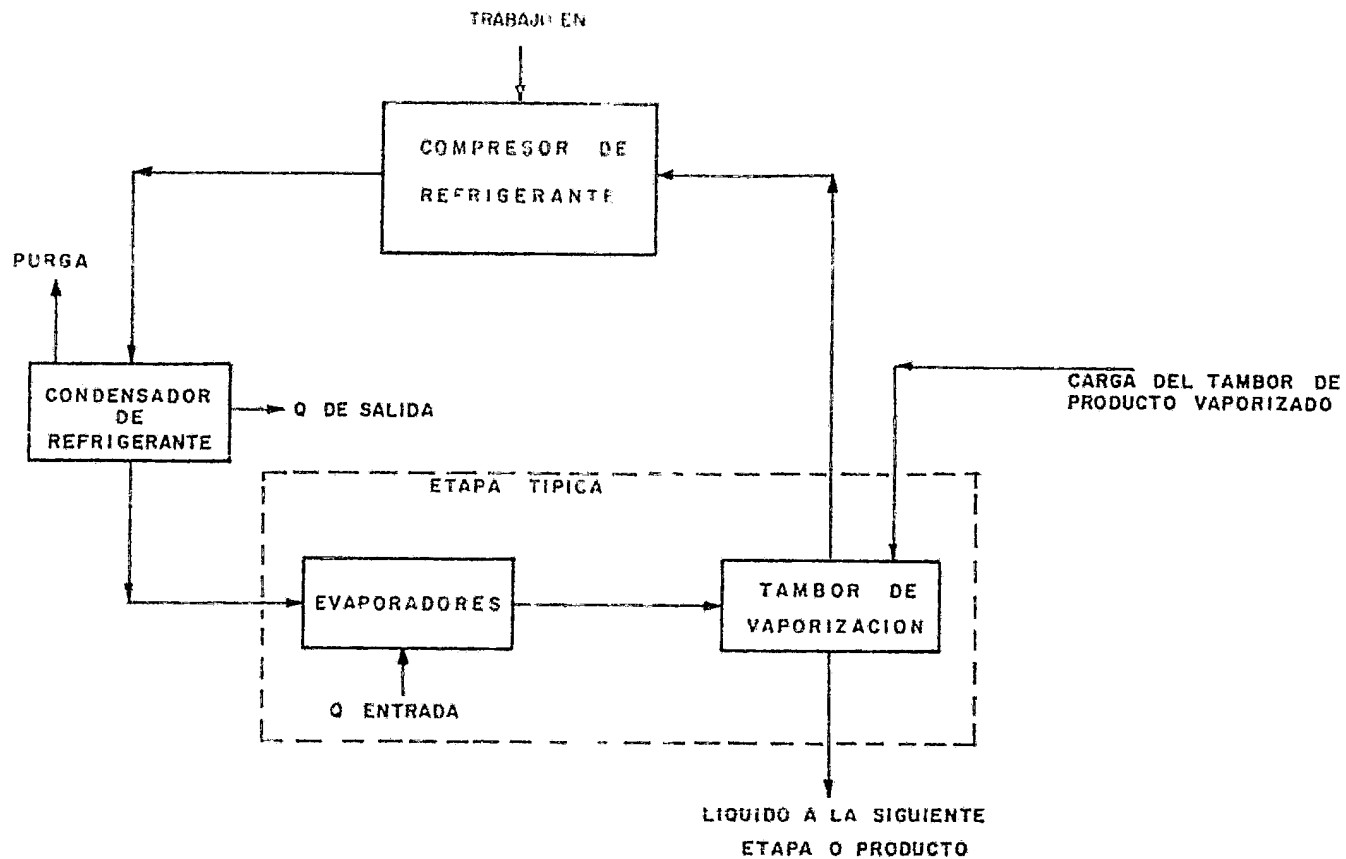


FIGURA 5 12

II N A M	FACULTAD DE QUIMICA
ESQUEMA DEL DIAGRAMA DE FLUJO SIMPLIFICADO DEL CICLO DE REFRIGERACION	
JOSE M ^c . MARQUEZ GARCIA	1982

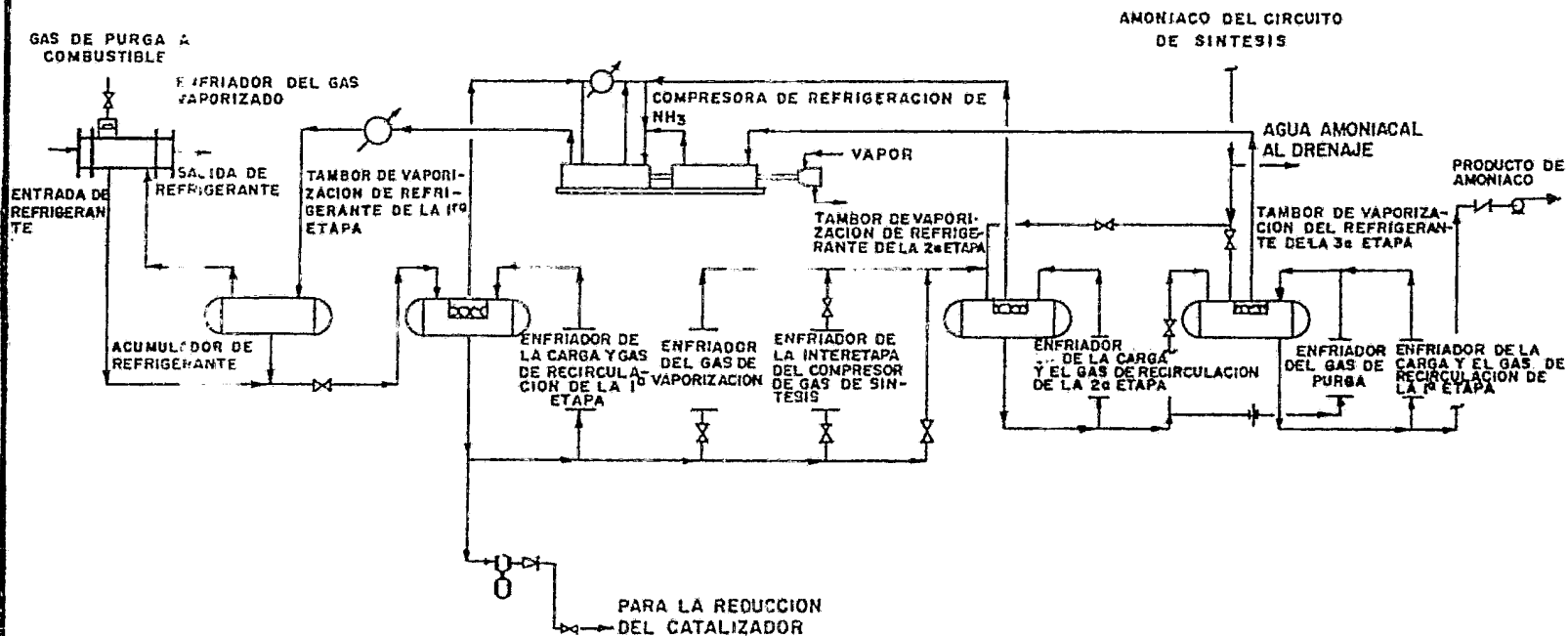


FIGURA 5.13

U. N. A. M.	FACULTAD DE QUIMICA
TESIS PROFESIONAL	
SISTEMA DE REFRIGERACION DE AMONIACO	
JOSE Mg. MARQUEZ GARCIA	1982

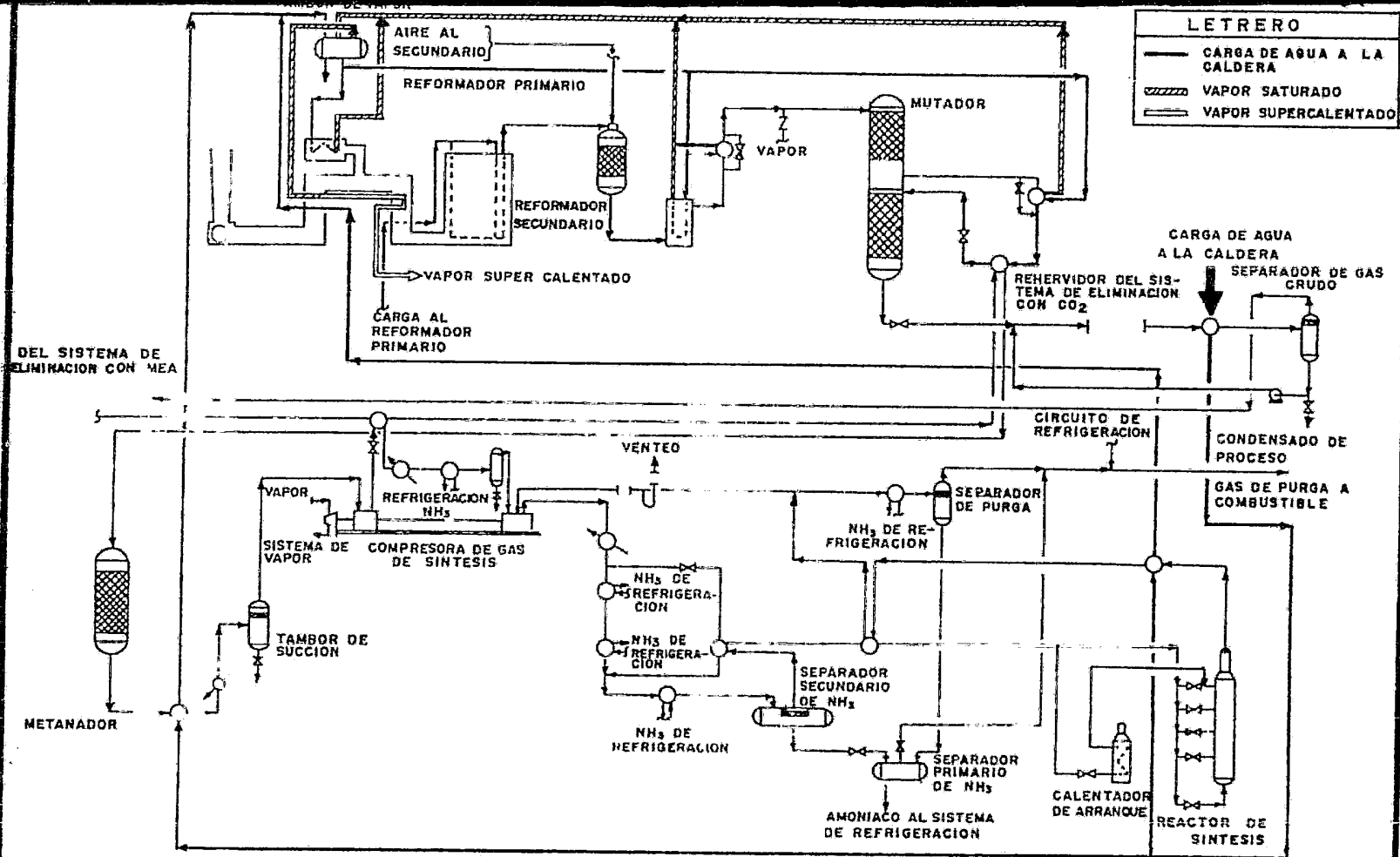


FIGURA 5.14

U. N. A. M. FACULTAD DE QUIMICA
TESIS PROFESIONAL
RECUPERACION DE CALOR
DISIPADO

JOSE Ma. MARQUEZ GARCIA 1982

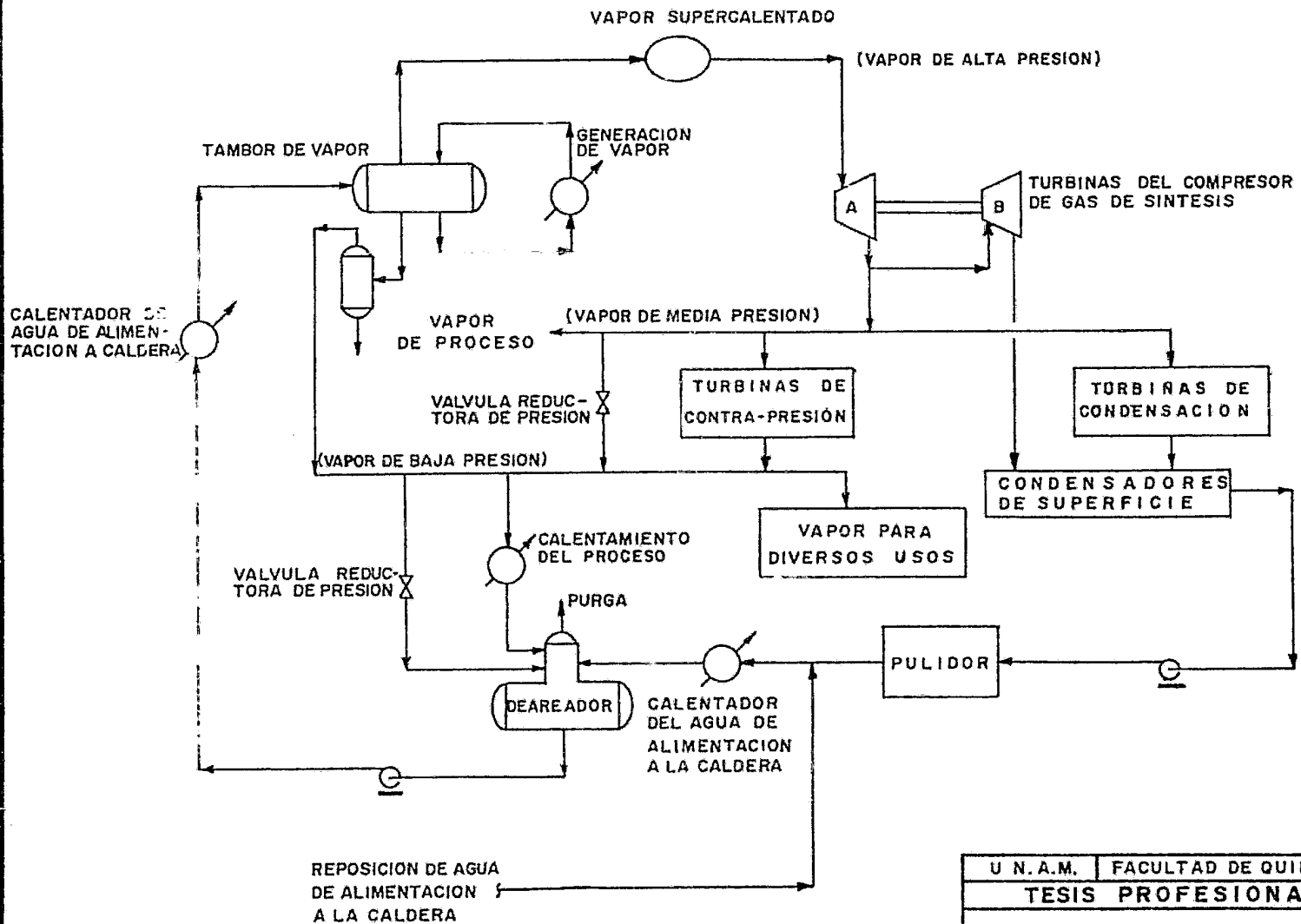


FIGURA 5.15

U N. A. M.	FACULTAD DE QUIMICA
TESIS PROFESIONAL	
BALANCE DE VAPOR SIMPLIFICADO DE LA PLANTA DE AMONIACO	
JOSE Ma. MARQUEZ GARCIA	1982

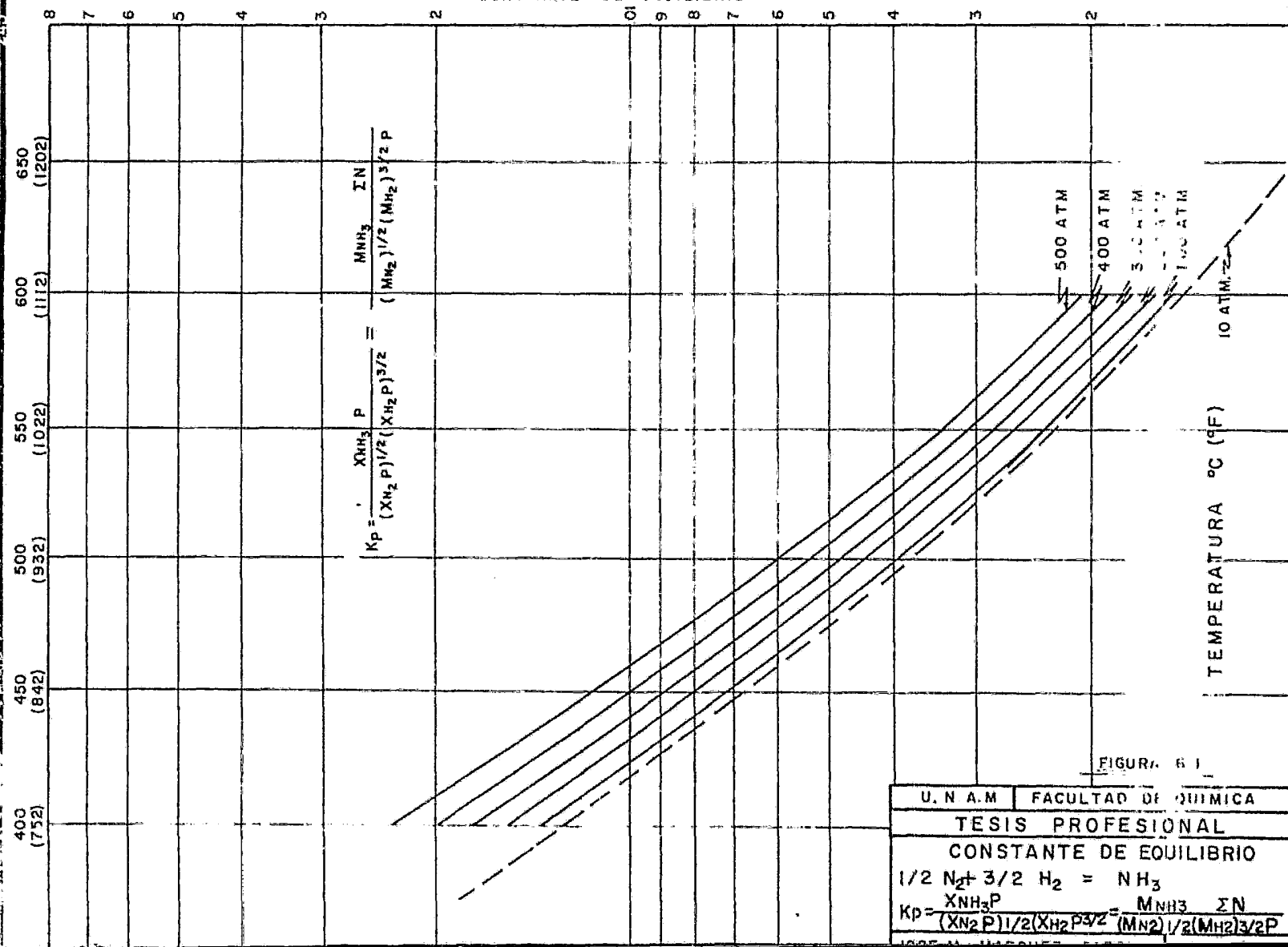
PRESION EN EL CIRCUITO DE SINTESIS PSIA	TEMPERATURA DEL PRODUCTO RETIRADO	CONTENIDO DE INERTES %	NH ₃ A LA ENTRADA DEL REACTOR	NH ₃ A LA SALIDA DEL REACTOR	CONCENTRACION DIFERENCIAL %
2100	10	13.5	2.00	12.00	10.00
2600	8	1.0	2.20	15.20	13.00
2700	-10	13.5	1.80	12.50	10.70
3100	-10	13.5	1.74	13.18	11.44
3100	+10	13.5	2.50	14.00	11.50
3600	-10	13.5	1.61	13.80	12.19
4700	25	13.5	2.90	16.00	13.10
4700	25	8.0	2.90	17.00	14.10
4500	—	—	1.50	20.00	18.50 ⁽¹⁾
11000	—	1.6	5.20	22.40	17.20 ⁽¹⁾

(1) CON ELIMINACION DE CALOR EN LA ZONA DEL CATALIZADOR

TABLA 6 I

U. N. A. M.	FACULTAD DE QUIMICA
GRADIENTE DE CONCENTRACION DE AMONIACO A TRAVES DEL - REACTOR	
JOSE Ma. MARQUEZ GARCIA	1982

CONSTANTE DE EQUILIBRIO



$$K_p = \frac{X_{NH_3} P}{(X_{N_2} P)^{1/2} (X_{H_2} P)^{3/2}} = \frac{M_{NH_3} \Sigma N}{(M_{N_2})^{1/2} (M_{H_2})^{3/2} P}$$

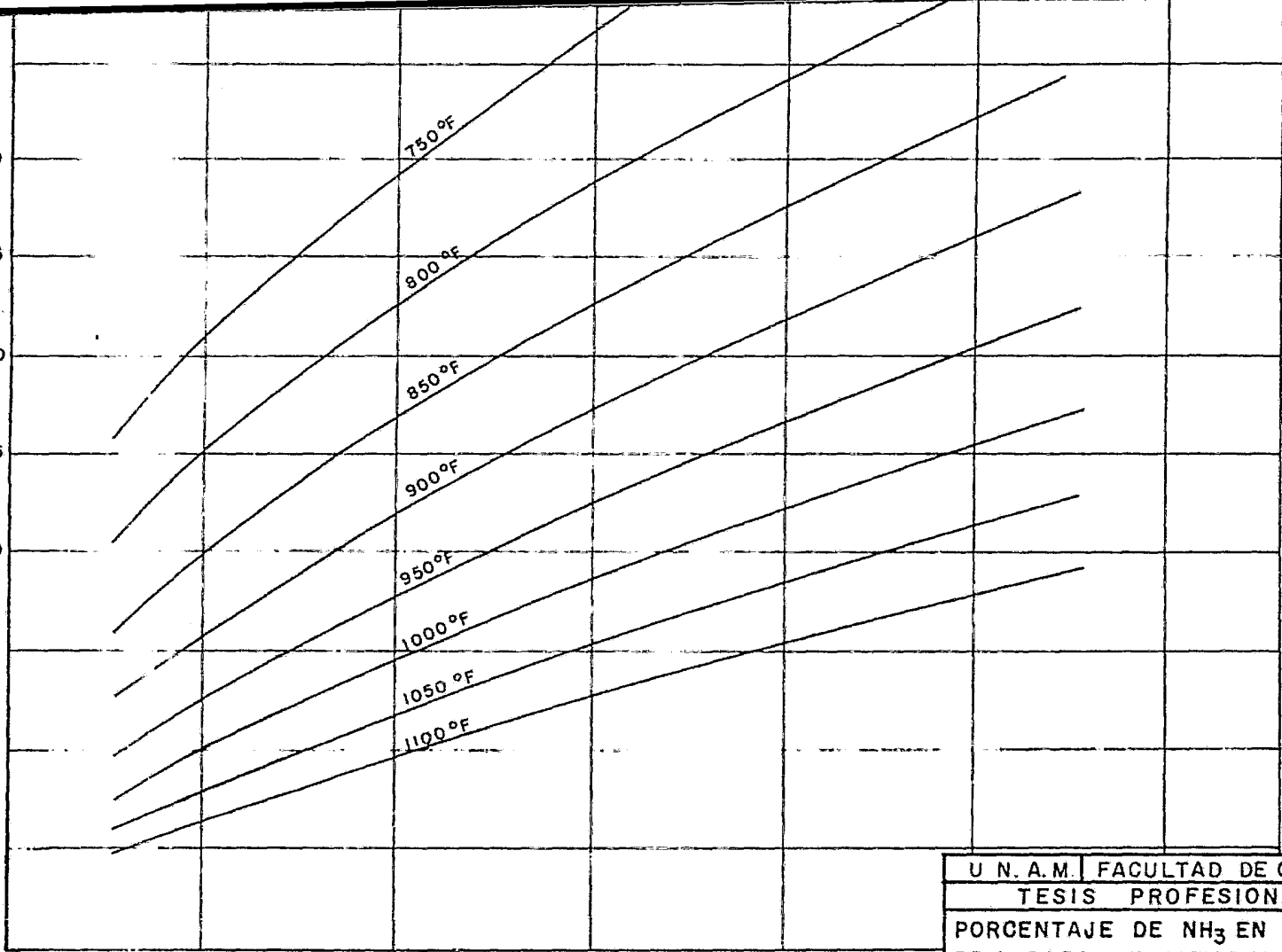
TEMPERATURA °C (°F)

500 ATM
400 ATM
300 ATM
200 ATM
100 ATM
10 ATM

FIGURA 61

U. N. A. M	FACULTAD DE QUIMICA
TESIS PROFESIONAL	
CONSTANTE DE EQUILIBRIO	
$1/2 N_2 + 3/2 H_2 = NH_3$	
$K_p = \frac{X_{NH_3} P}{(X_{N_2} P)^{1/2} (X_{H_2} P)^{3/2}} = \frac{M_{NH_3} \Sigma N}{(M_{N_2})^{1/2} (M_{H_2})^{3/2} P}$	

45
40
35
30
25
20
15
10
5
0

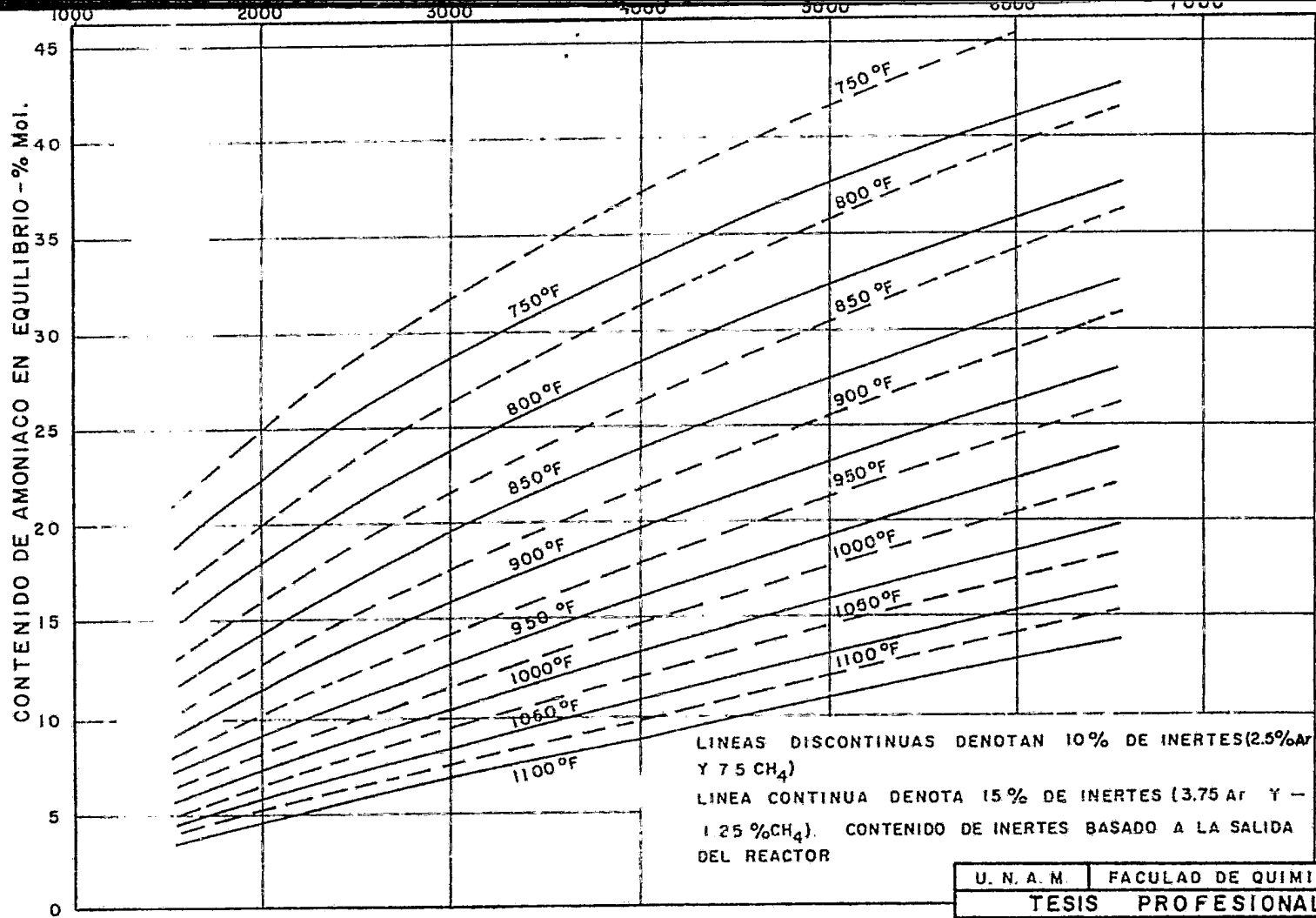


CONTENIDO DE AMONIACO EN EQUILIBRIO — % Mol.

PRESION DE SINTESIS — PSIA

FIGURA 6.2

U N. A. M. FACULTAD DE QUIMICA
TESIS PROFESIONAL
PORCENTAJE DE NH ₃ EN EQUILIBRIO PARA UN SISTEMA 3 a 1.0 H ₂ /N ₂ SIN INERTES
JOSE Ma. MARQUEZ GARCIA 1982



LÍNEAS DISCONTINUAS DENOTAN 10% DE INERTES (2.5% Ar Y 7.5 CH₄)
 LÍNEA CONTINUA DENOTA 15% DE INERTES (3.75 Ar Y 1.25 %CH₄). CONTENIDO DE INERTES BASADO A LA SALIDA DEL REACTOR

PRESION DE SINTESIS - PSIA

FIGURA 6.3

U. N. A. M.	FACULAD DE QUIMICA
TESIS PROFESIONAL	
PORCENTAJE DE EQUILIBRIO PARA UN SISTEMA 3.0 a 1.0 de H ₂ / N ₂ CON INERTES	
JOSE Ma. MARRERO GARCIA	1982

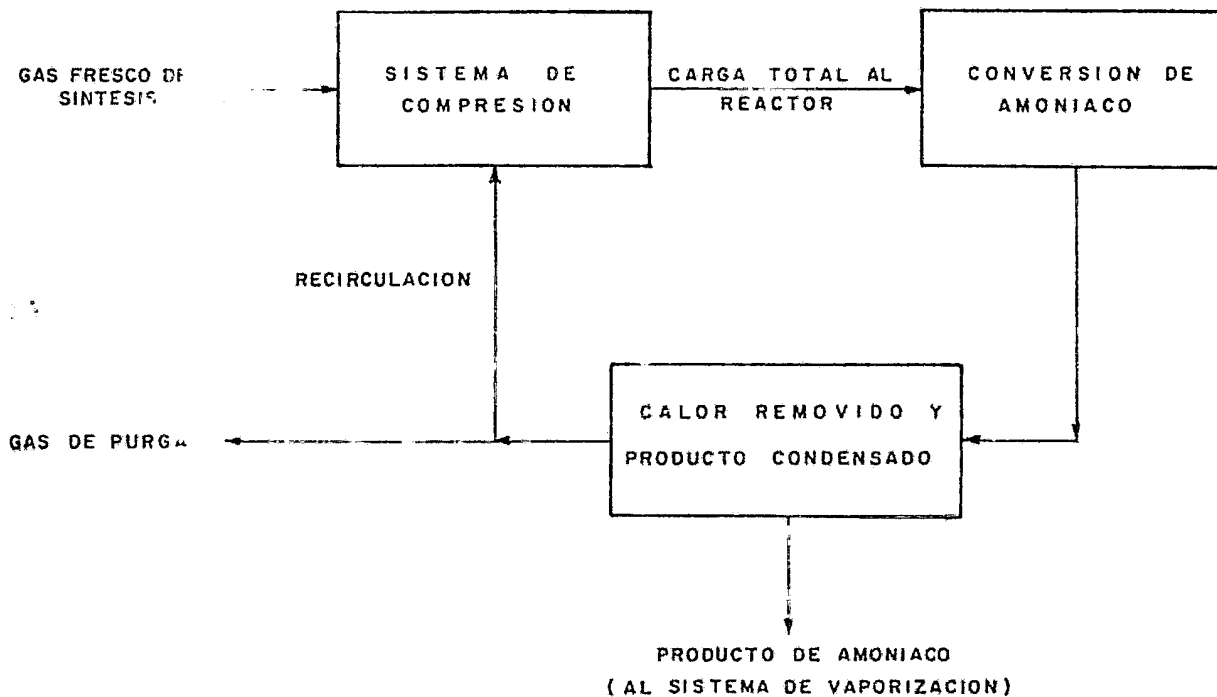


FIGURA 6.4

U. N. A. M.	FACULTAD DE QUIMICA
TESIS PROFESIONAL	
ESQUEMA SIMPLIFICADO DEL DIAGRAMA DE FLUJO DEL CIRCUITO DE SINTESIS DE AMONIACO	
JOSE M ^a . MARQUEZ GARCIA	1982

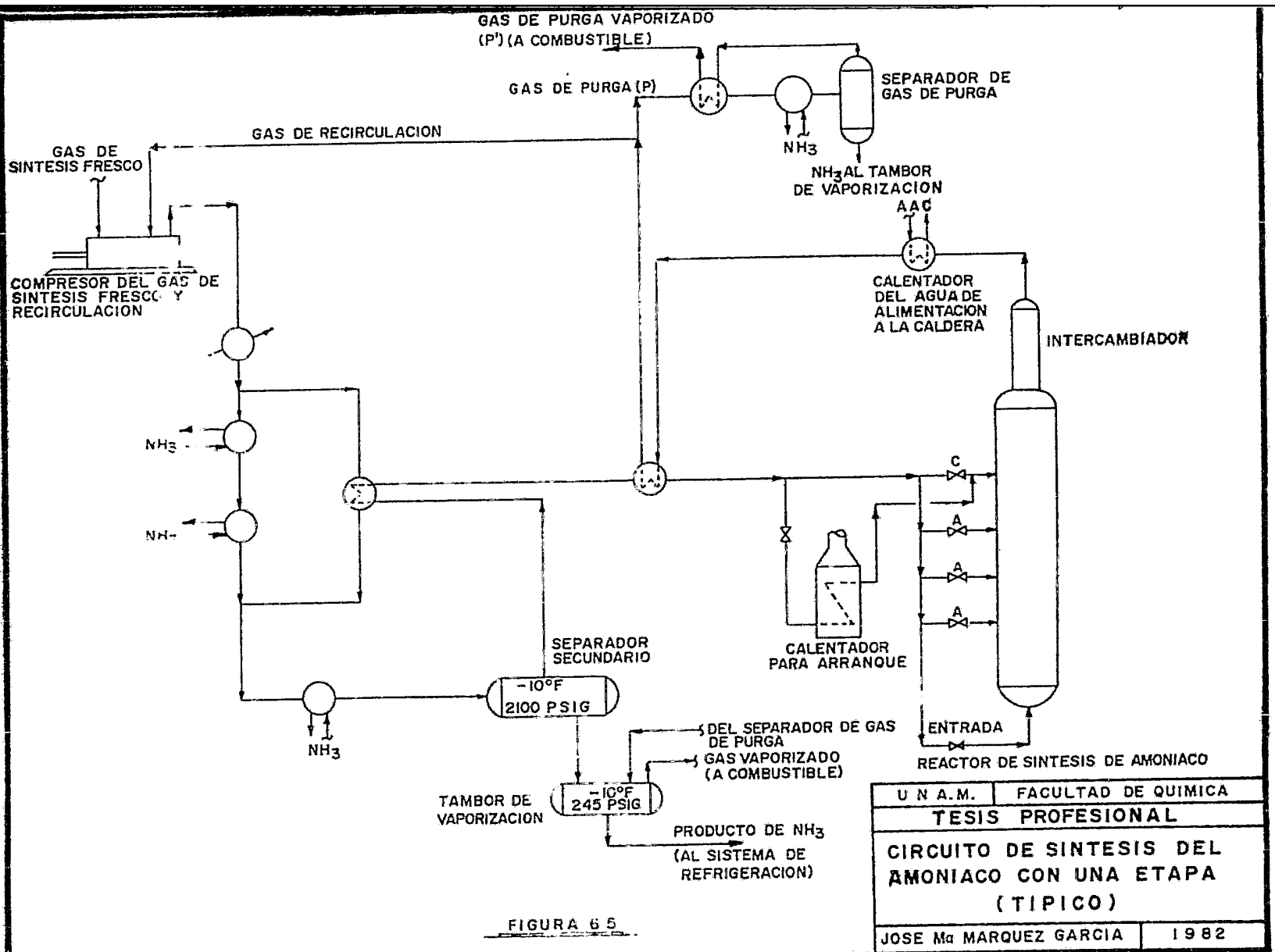


FIGURA 65

U N A. M.	FACULTAD DE QUIMICA
TESIS PROFESIONAL	
CIRCUITO DE SINTESIS DEL AMONIACO CON UNA ETAPA (TIPICO)	
JOSE Ma MARQUEZ GARCIA	1982

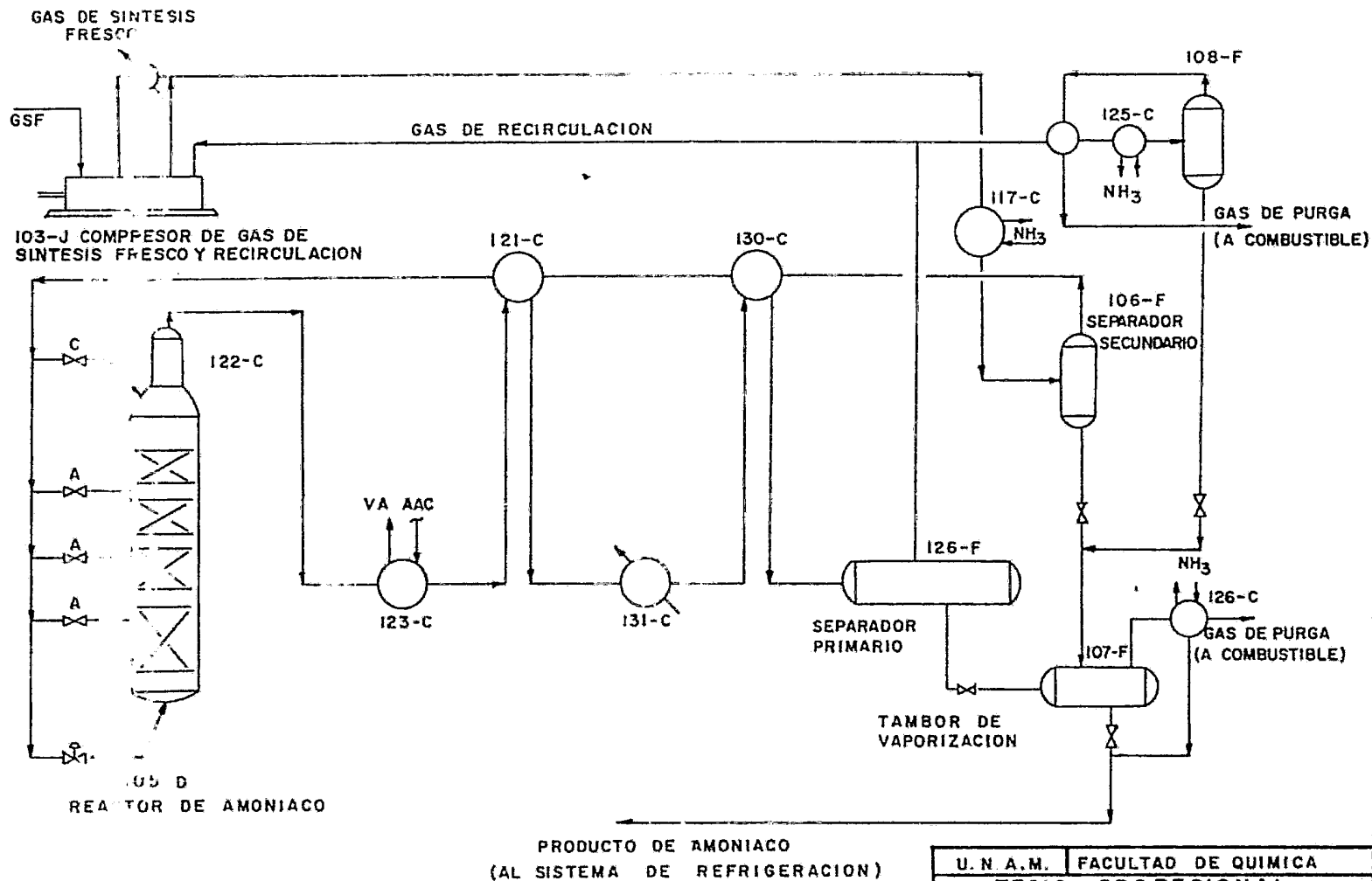


FIGURA 6.6

U. N. A. M.	FACULTAD DE QUIMICA
TESIS PROFESIONAL	
CIRCUITO DE SINTESIS DE AMONIACO DE DOS ETAPAS (TIPICO)	
JOSE Mg. MARQUEZ GARCIA	1982

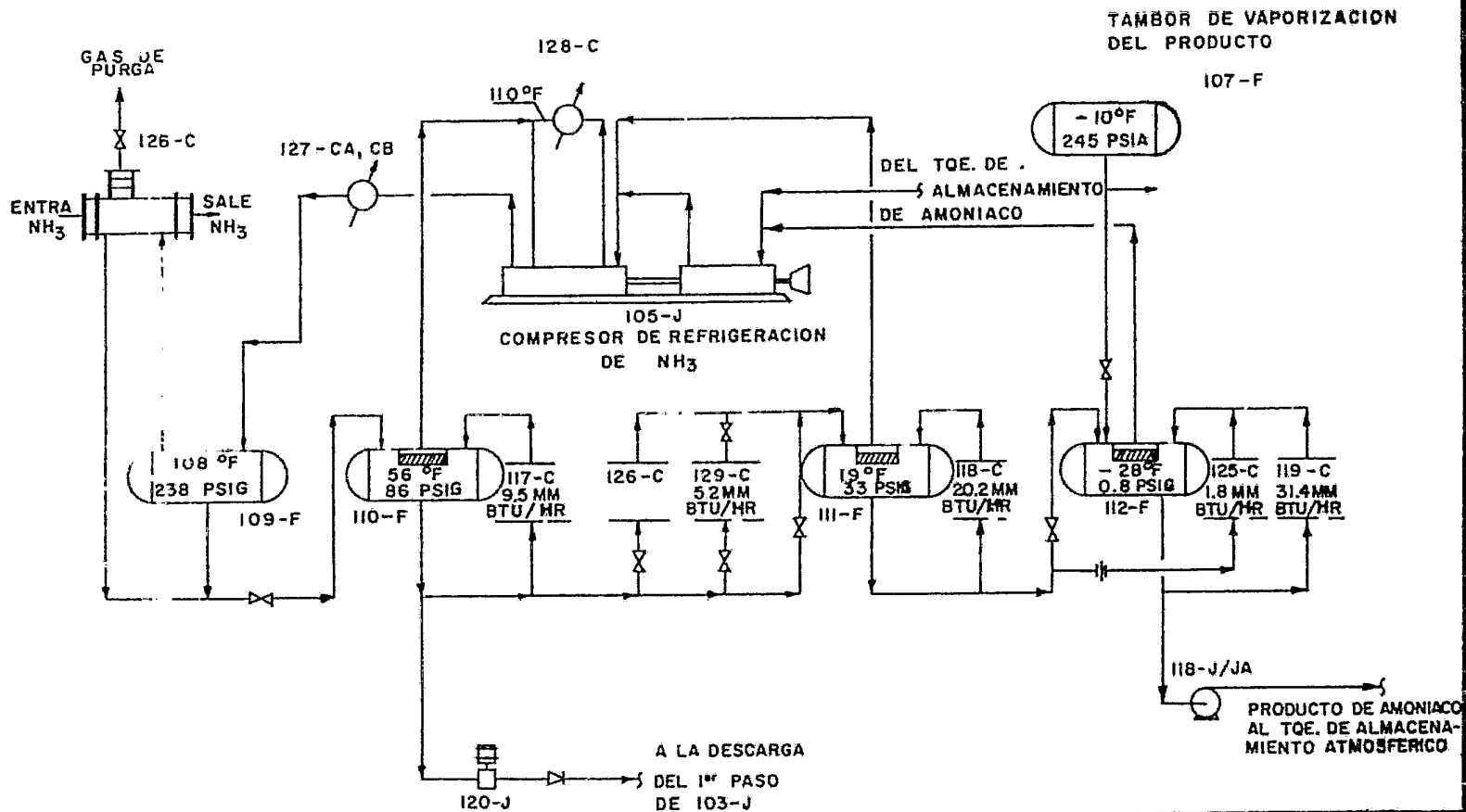


FIGURA 6.8

U. N. A. M.	FACULTAD DE QUIMICA
TESIS PROFESIONAL	
SISTEMA DE REFRIGERACION DEL AMONIACO CON 3 ETAPAS	
JOSE Ma. MARQUEZ GARCIA	1982

FIG. 6.9- CURVA DE ENFRIAMIENTO + EFLUENTE DEL MBT

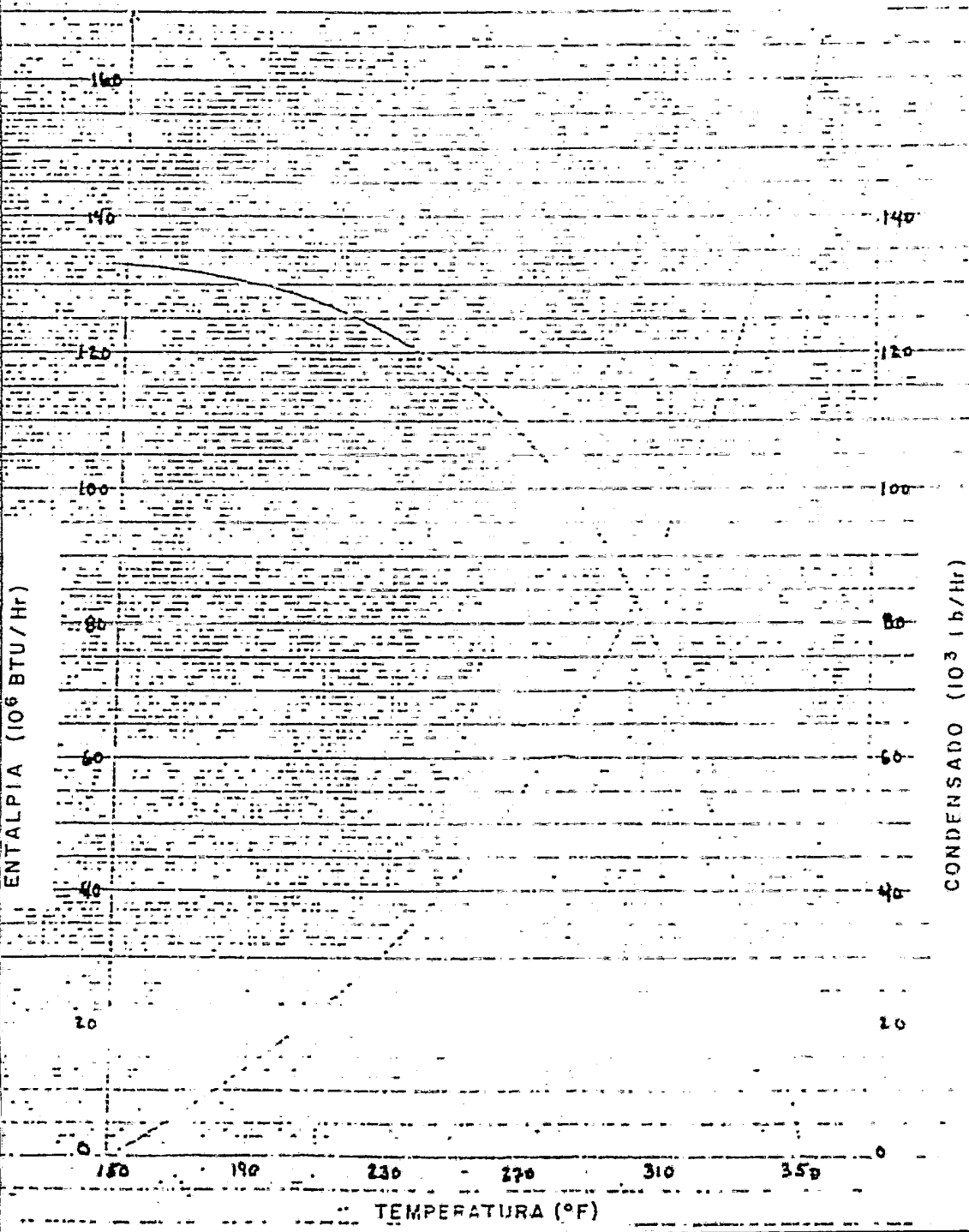


FIG 6.10.- CURVA DE ENFRIAMIENTO

ENTALPIA (Btu/lb)

120

100

80

60

40

20

0

0

10

30

50

70

90

110

130

150

TEMPERATURA (°F)

PUNTO DE ROCIO

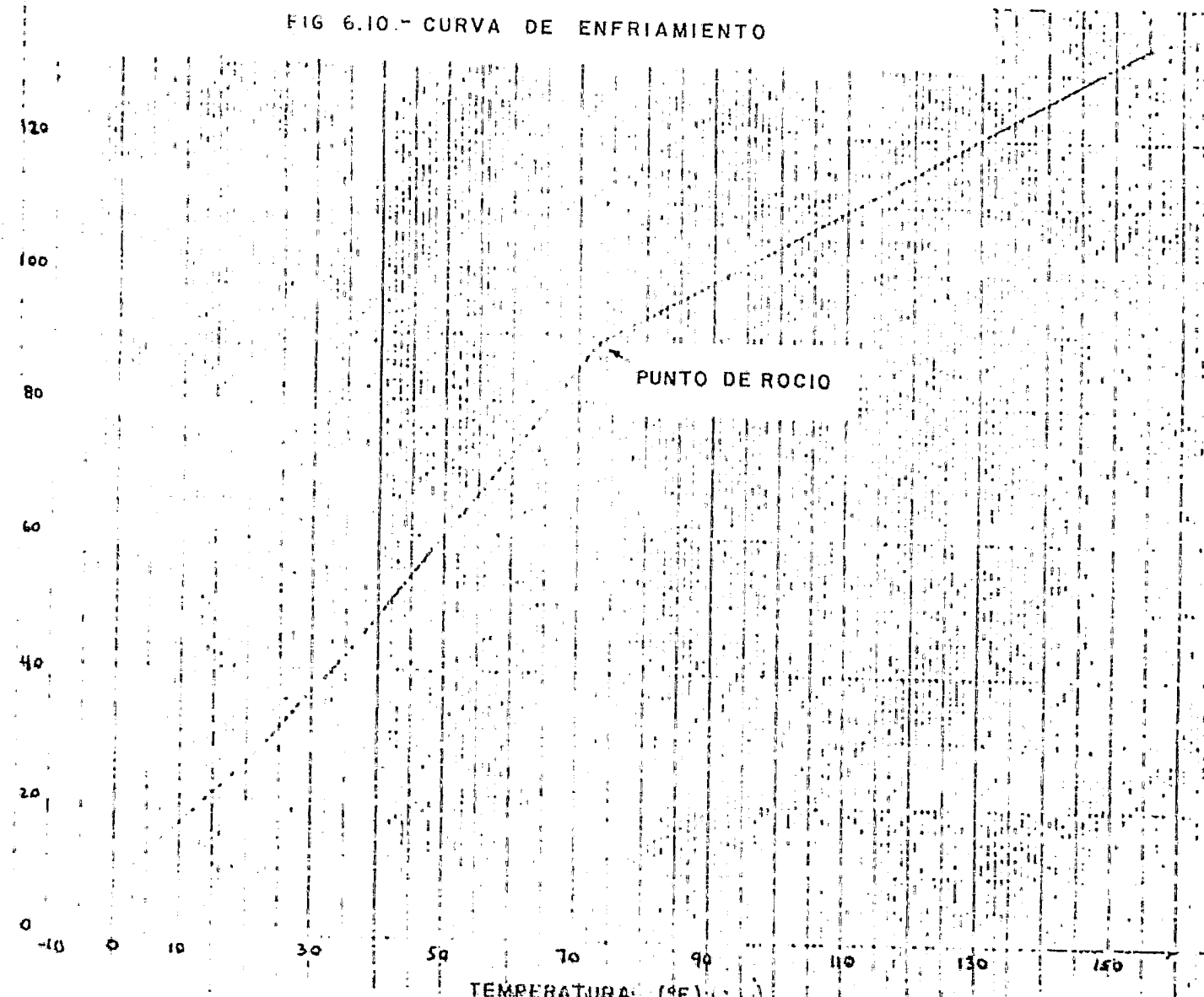
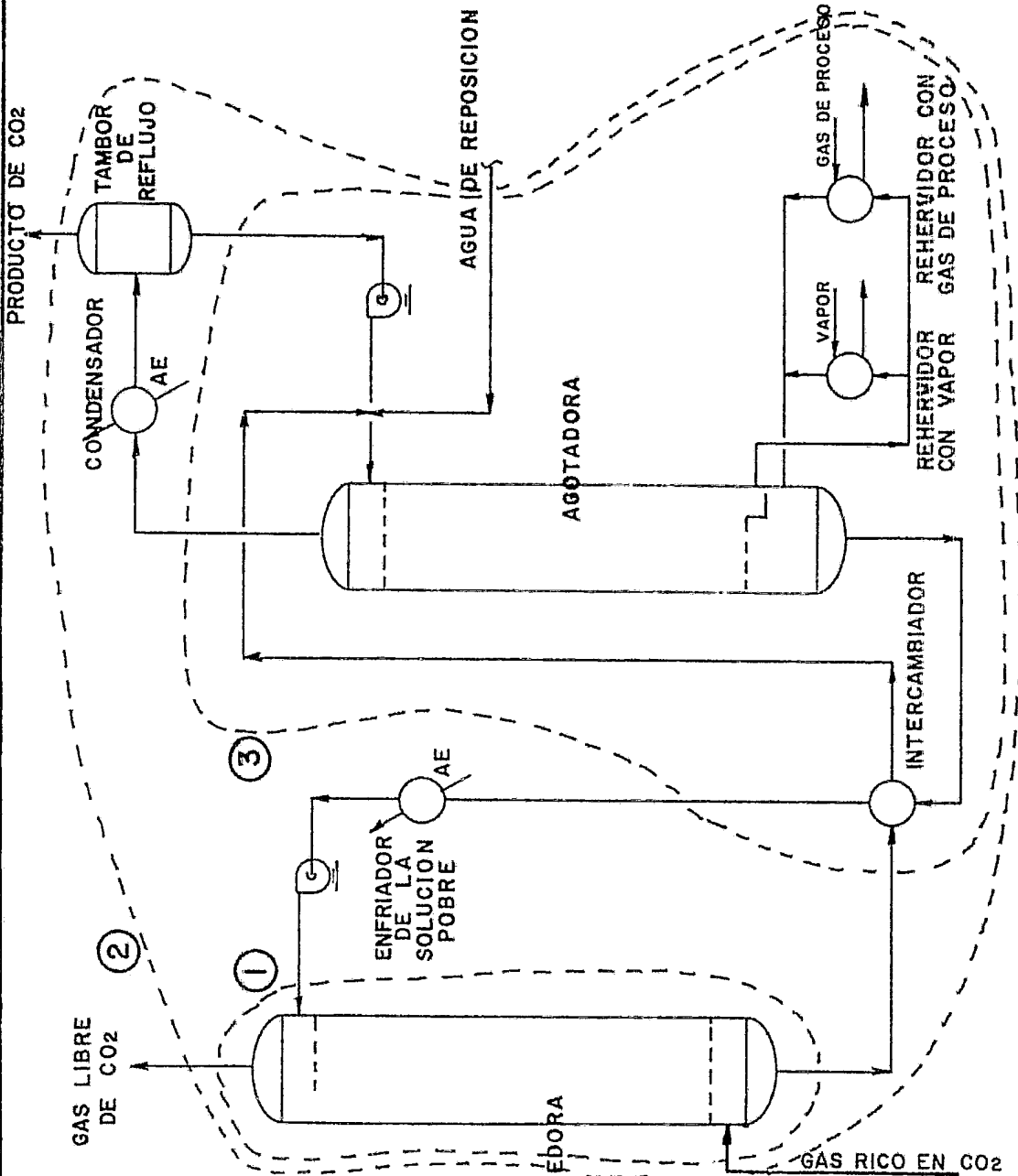


FIG. 6.11

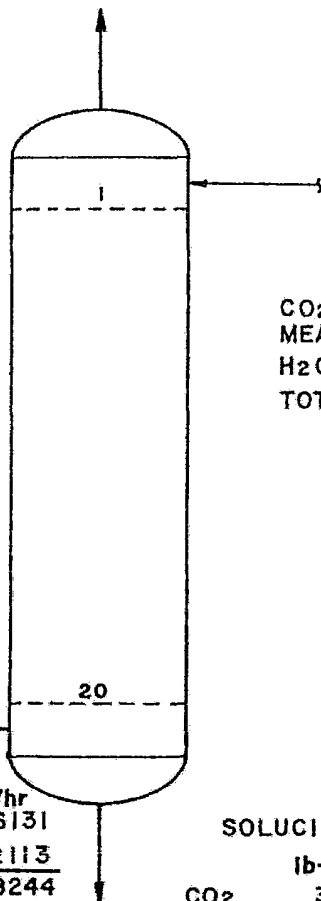


U.N.A.M.	FACULTAD DE QUIMICA
TESIS PROFESIONAL	
SISTEMA DE ELIMINACION CON MEA	
JOSE Ma. MARQUEZ GARCIA	1982

DOMO DE LA ABSORBEDORA

FIG. 6.12

	lb-mole/hr	lb/hr
GAS SECO (EXC. DE CO ₂)	12346.7	106131
CO ₂	1.2	53
TOTAL GAS SECO	<u>12347.9</u>	<u>106184</u>
H ₂ O	23.8	420
	<u>12371.7</u>	<u>106604</u>



ABSORBEDORA

SOLUCION POBRE

	lb-mole/hr	lb/hr
CO ₂	1178.2	51843
MEA	7854.2	479733
H ₂ O	62187.6	1119376
TOTAL	<u>71220.0</u>	<u>1650952</u>

GAS RICO EN CO₂

	lb-mole/hr	lb/hr
GAS SECO (EXC. DE CO ₂)	12346.7	106131
CO ₂	2775.3	122113
TOTAL GAS SECO	<u>15122.0</u>	<u>228244</u>
H ₂ O	136.7	2461
TOTAL	<u>15258.7</u>	<u>230705</u>

SOLUCION RICA

	lb-mole/hr	lb/hr
CO ₂	3952.3	173903
MEA	7854.2	479733
H ₂ O	62300.5	1121409
TOTAL	<u>74107.0</u>	<u>1775045</u>

U. N. A. M. FACULTAD DE QUIMICA

TESIS PROFESIONAL

BALANCE DE MASA
EN LA ABSORBEDORA

JOSE M. MARQUEZ GARCIA

1982

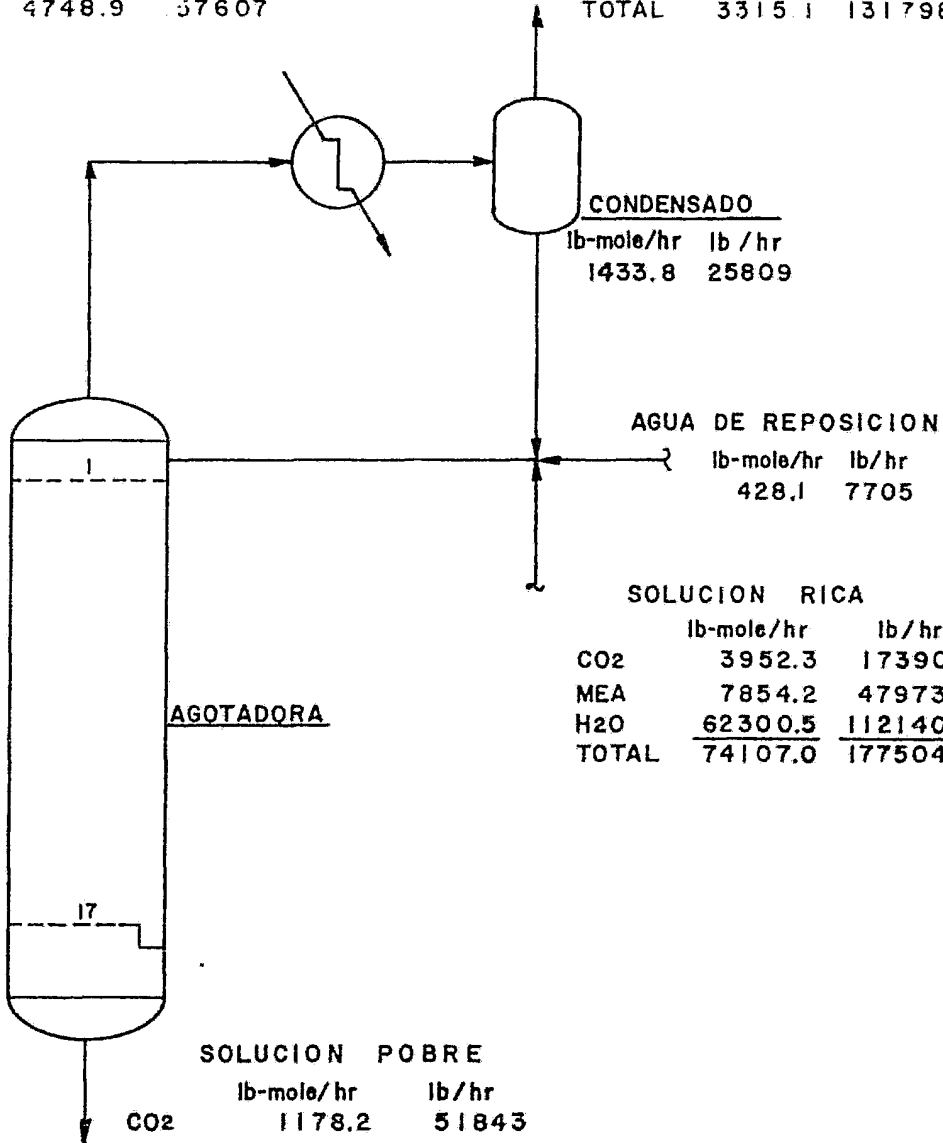
FIG. 6.13

DOMO DE LA AGOTADORA

	lb-mole/hr	lb/hr
CO ₂	2774.1	122060
H ₂ O	<u>1974.8</u>	<u>35547</u>
TOTAL	4748.9	57607

PRODUCTO DE CO₂

	lb-mole/hr	lb/hr
CO ₂	2774.1	122060
H ₂ O	<u>541.0</u>	<u>9738</u>
TOTAL	3315.1	131798



CONDENSADO

	lb-mole/hr	lb/hr
	1433.8	25809

AGUA DE REPOSICION

	lb-mole/hr	lb/hr
	428.1	7705

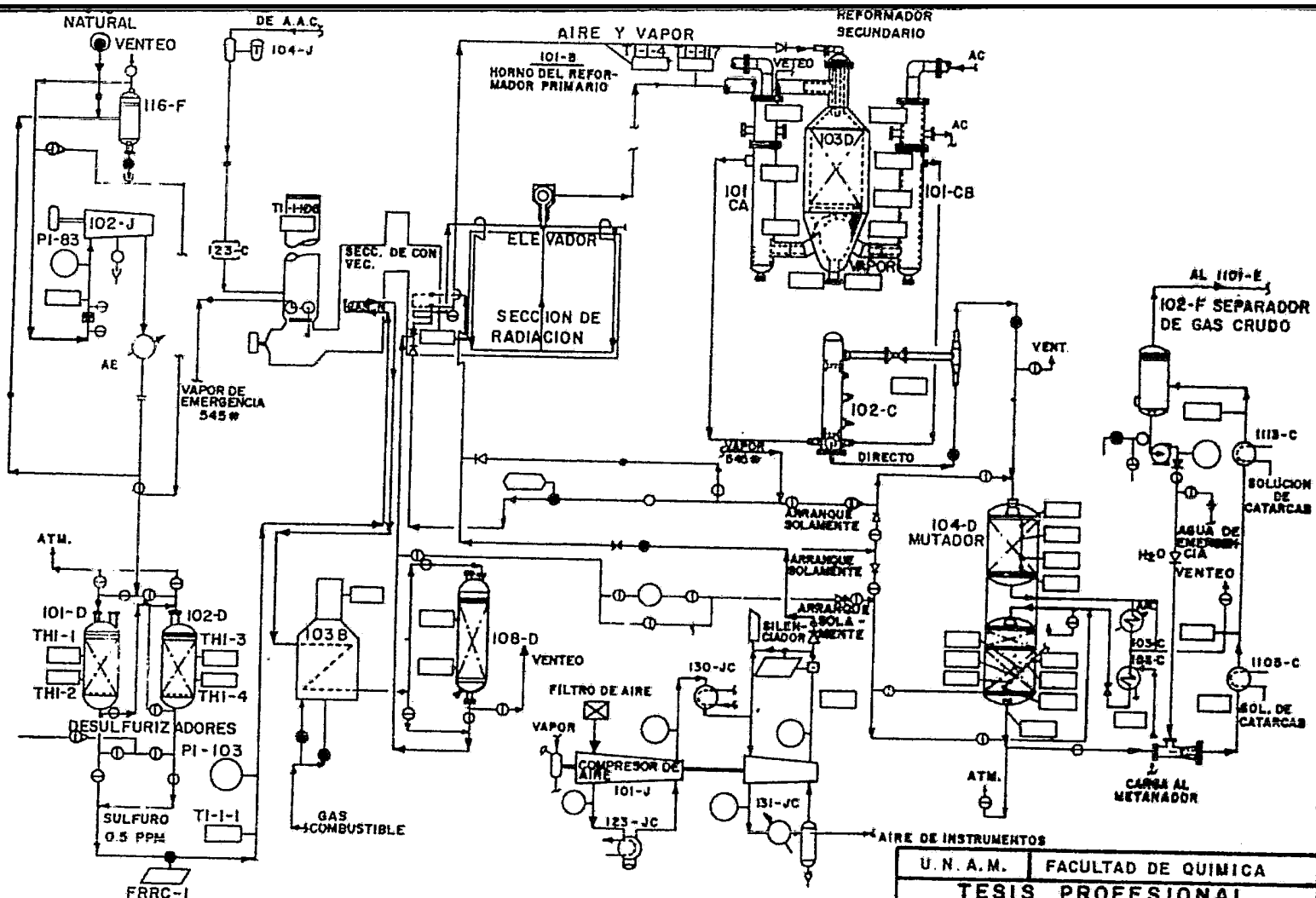
SOLUCION RICA

	lb-mole/hr	lb/hr
CO ₂	3952.3	173903
MEA	7854.2	479733
H ₂ O	<u>62300.5</u>	<u>1121409</u>
TOTAL	74107.0	1775045

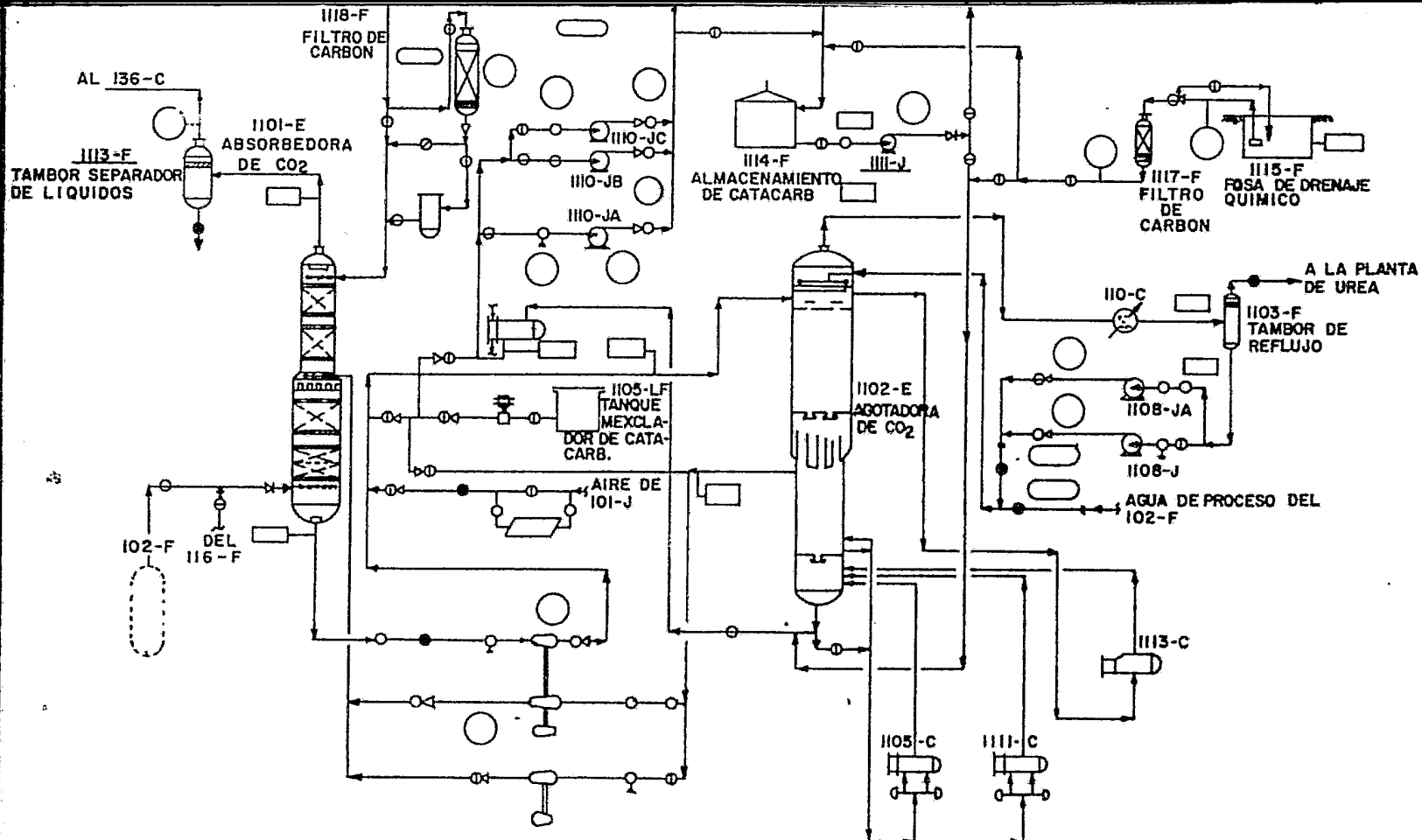
SOLUCION POBRE

	lb-mole/hr	lb/hr
CO ₂	1178.2	51843
MEA	7854.2	479733
H ₂ O	<u>62187.6</u>	<u>1119376</u>
TOTAL	71220.0	1650952

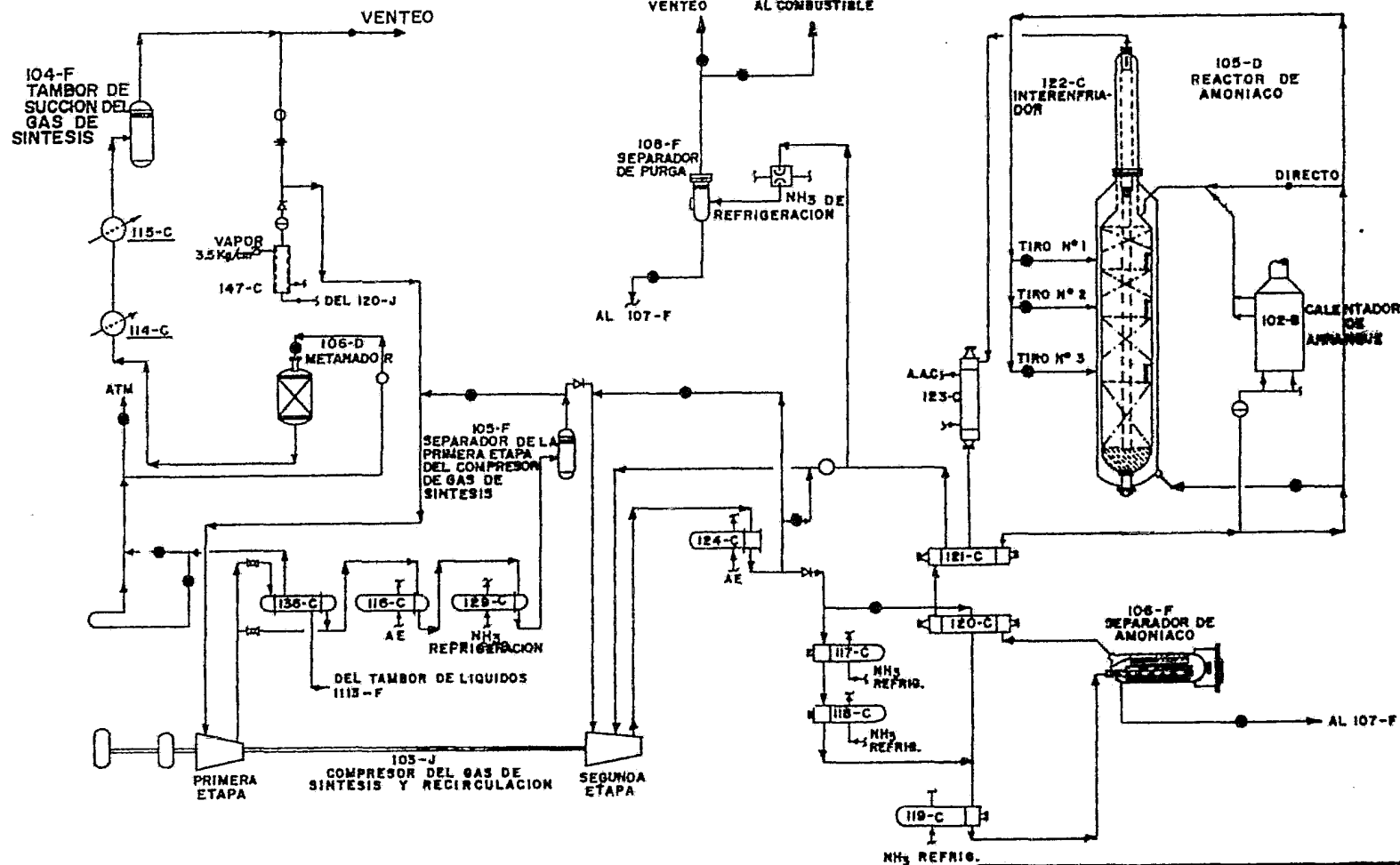
U.N.A.M.	FACULTAD DE QUIMICA
TESIS PROFESIONAL	
BALANCE DE MASA EN LA AGOTADORA	
JOSE M ^o . MARQUEZ GARCIA	1982



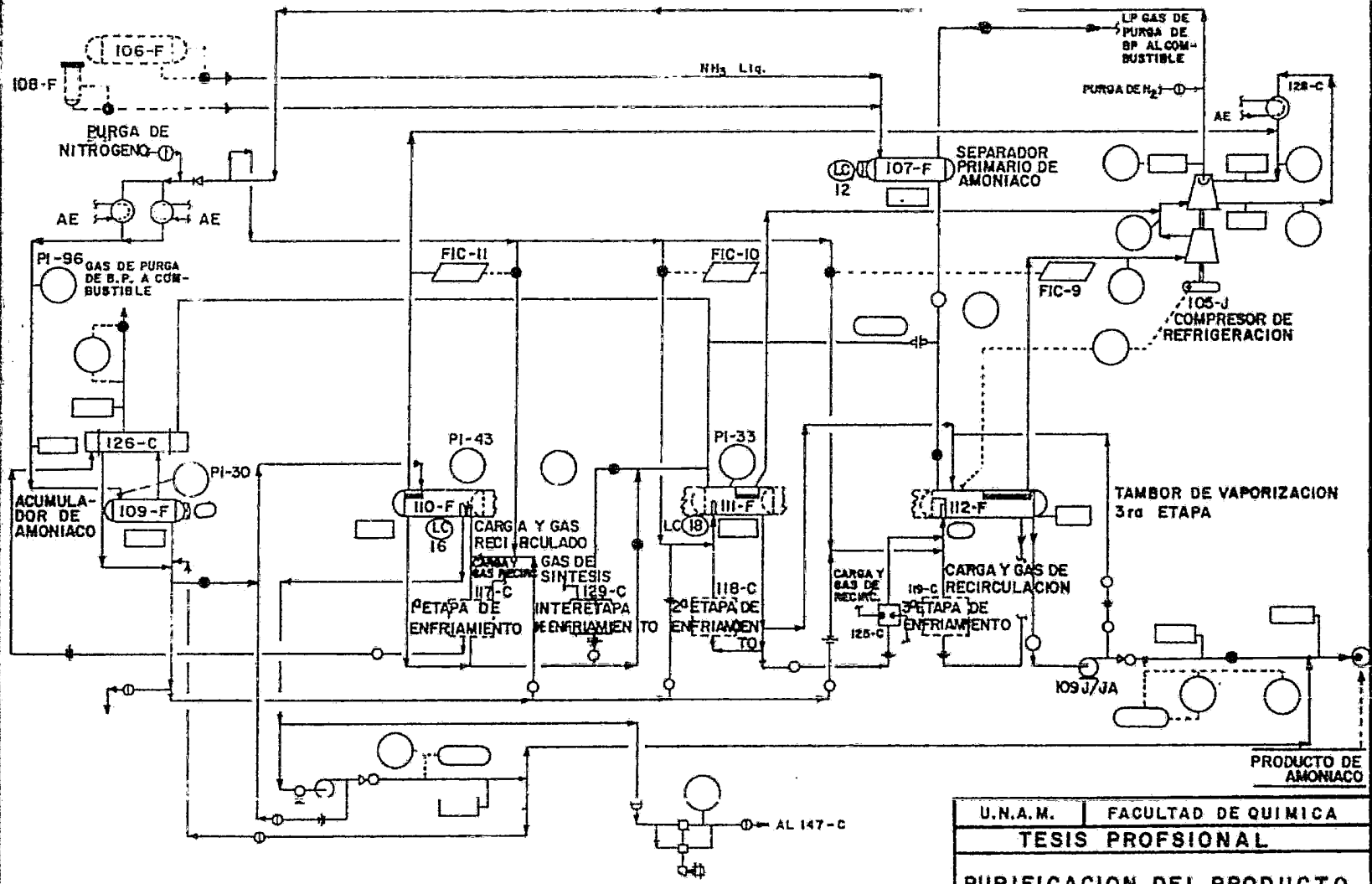
U. N. A. M.	FACULTAD DE QUIMICA
TESIS PROFESIONAL	
PREPARACION DEL GAS CRUDO	
JOSE Mo MARQUEZ GARCIA	1982



U. N. A. M.	FACULTAD DE QUIMICA
TESIS PROFESIONAL	
PURIFICACION DEL GAS	
JOSE Mg. MARQUEZ GARCIA	1982

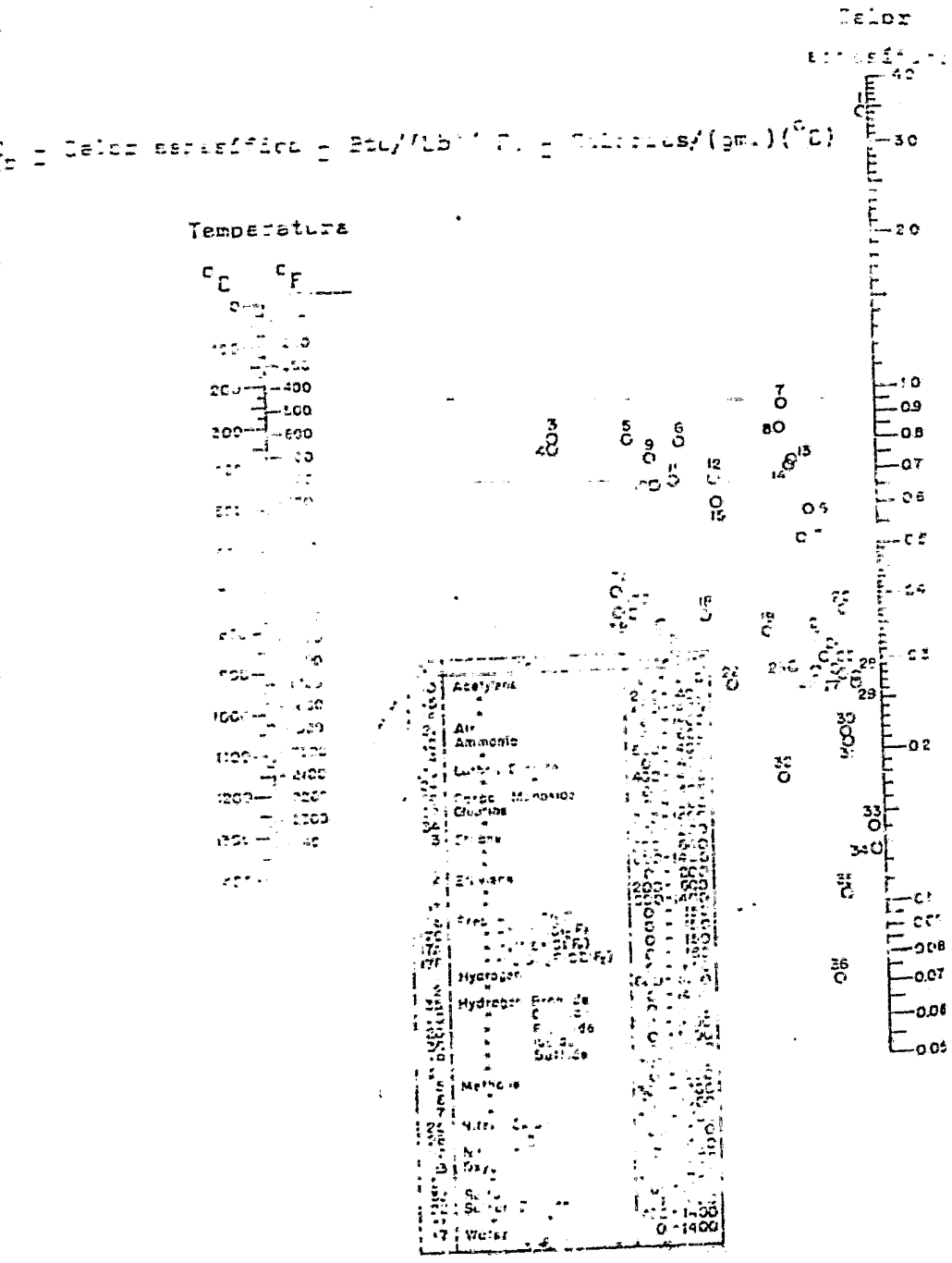


U.N.A.M.	FACULTAD DE QUIMICA
TESIS PROFESIONAL	
COMPRESION DEL GAS DE SINTESIS PURIFICADO Y SINTESIS DEL AMONIAQUE	
JOSE Mg. MARQUEZ GARCIA	1982



U.N.A.M.	FACULTAD DE QUIMICA
TESIS PROFESIONAL	
PURIFICACION DEL PRODUCTO (REFRIGERACION)	
JOSE Mg. MARQUEZ GARCIA	1982

RAMA N6.1.-Capacidades calorificas (C_p) de gases a una presión de 1 atm.



Amoniaco Saturado

Temperatura (°C)		Presión (kg/cm²)		Densidad (g/cm³)		Volumen (cm³/g)	
A	B	A	B	A	B	A	B
0	10	0.000	0.000	0.680	0.680	1.470	1.470
5	15	0.000	0.000	0.680	0.680	1.470	1.470
10	20	0.000	0.000	0.680	0.680	1.470	1.470
15	25	0.000	0.000	0.680	0.680	1.470	1.470
20	30	0.000	0.000	0.680	0.680	1.470	1.470
25	35	0.000	0.000	0.680	0.680	1.470	1.470
30	40	0.000	0.000	0.680	0.680	1.470	1.470
35	45	0.000	0.000	0.680	0.680	1.470	1.470
40	50	0.000	0.000	0.680	0.680	1.470	1.470
45	55	0.000	0.000	0.680	0.680	1.470	1.470
50	60	0.000	0.000	0.680	0.680	1.470	1.470
55	65	0.000	0.000	0.680	0.680	1.470	1.470
60	70	0.000	0.000	0.680	0.680	1.470	1.470
65	75	0.000	0.000	0.680	0.680	1.470	1.470
70	80	0.000	0.000	0.680	0.680	1.470	1.470
75	85	0.000	0.000	0.680	0.680	1.470	1.470
80	90	0.000	0.000	0.680	0.680	1.470	1.470
85	95	0.000	0.000	0.680	0.680	1.470	1.470
90	100	0.000	0.000	0.680	0.680	1.470	1.470

Amoniaco Supercalentado

Temperatura (°C)	Presión (kg/cm²)		Densidad (g/cm³)		Volumen (cm³/g)	
	A	B	A	B	A	B
100	10.0	10.0	0.680	0.680	1.470	1.470
110	11.0	11.0	0.680	0.680	1.470	1.470
120	12.0	12.0	0.680	0.680	1.470	1.470
130	13.0	13.0	0.680	0.680	1.470	1.470
140	14.0	14.0	0.680	0.680	1.470	1.470
150	15.0	15.0	0.680	0.680	1.470	1.470
160	16.0	16.0	0.680	0.680	1.470	1.470
170	17.0	17.0	0.680	0.680	1.470	1.470
180	18.0	18.0	0.680	0.680	1.470	1.470
190	19.0	19.0	0.680	0.680	1.470	1.470
200	20.0	20.0	0.680	0.680	1.470	1.470
210	21.0	21.0	0.680	0.680	1.470	1.470
220	22.0	22.0	0.680	0.680	1.470	1.470
230	23.0	23.0	0.680	0.680	1.470	1.470
240	24.0	24.0	0.680	0.680	1.470	1.470
250	25.0	25.0	0.680	0.680	1.470	1.470
260	26.0	26.0	0.680	0.680	1.470	1.470
270	27.0	27.0	0.680	0.680	1.470	1.470
280	28.0	28.0	0.680	0.680	1.470	1.470
290	29.0	29.0	0.680	0.680	1.470	1.470
300	30.0	30.0	0.680	0.680	1.470	1.470

TABLA T6.I.- Presiones de vapor del amoniaco NH₃.

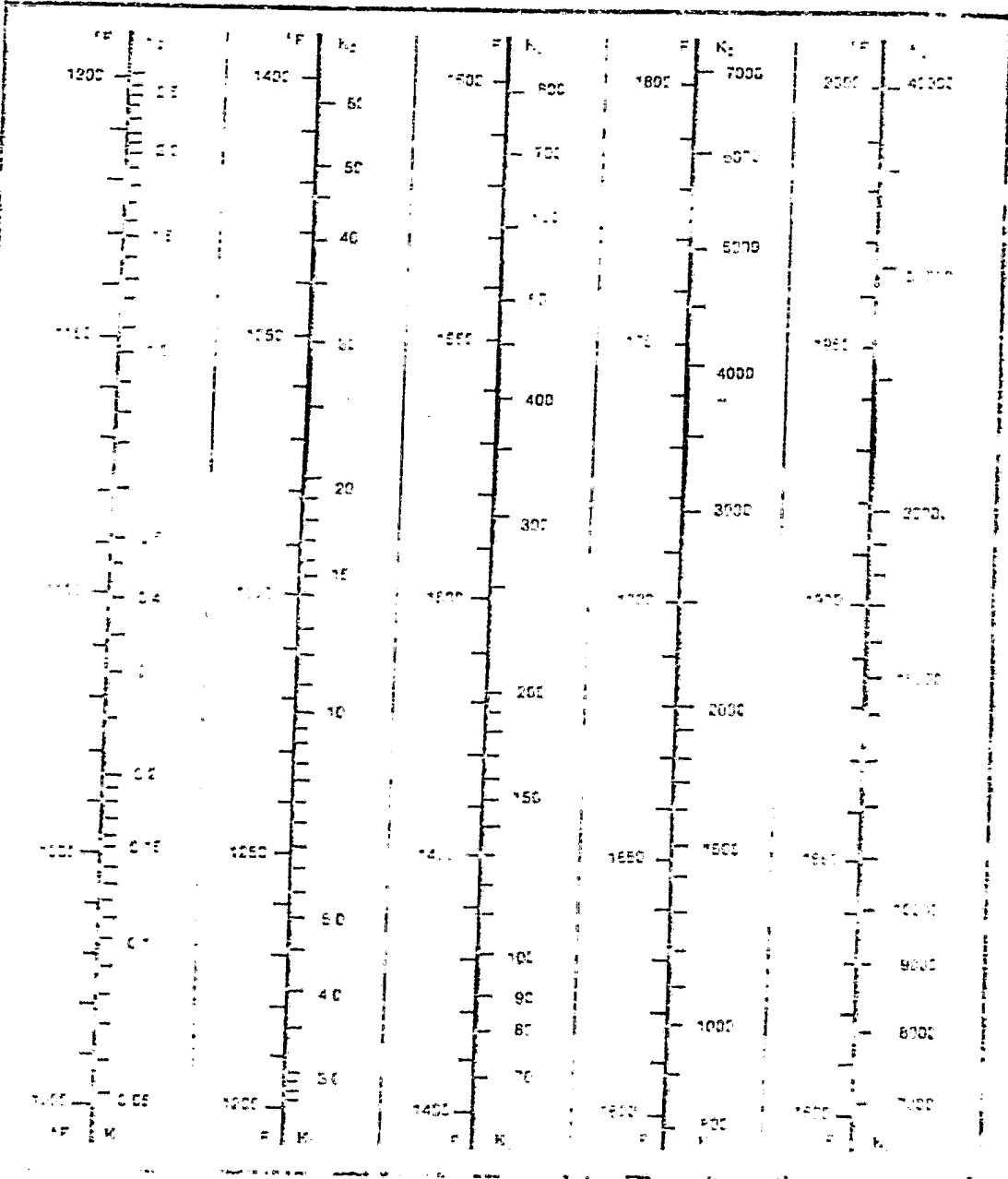


Fig. 1. Dependence of the critical load F_{cr} on the parameter K_2 for various values of K_1 and K_3 . The curves are plotted for $K_1 = 1000$ and $K_3 = 5000$.

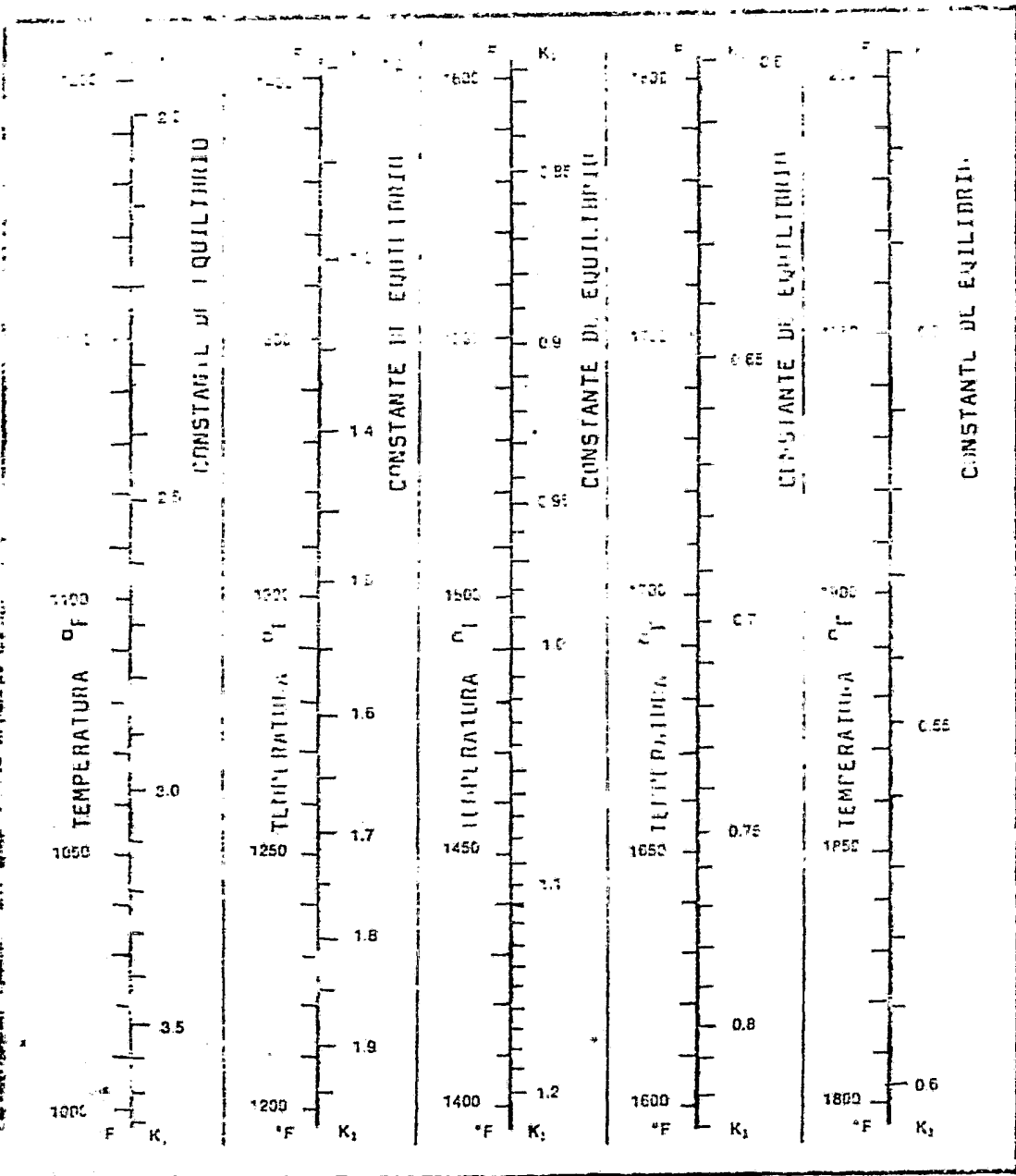


TABLA T6.3.--Constantes de equilibrio para la reacción de mutación del gas de agua a temperaturas de 1000 $^{\circ}F$ a 2000 $^{\circ}F$.

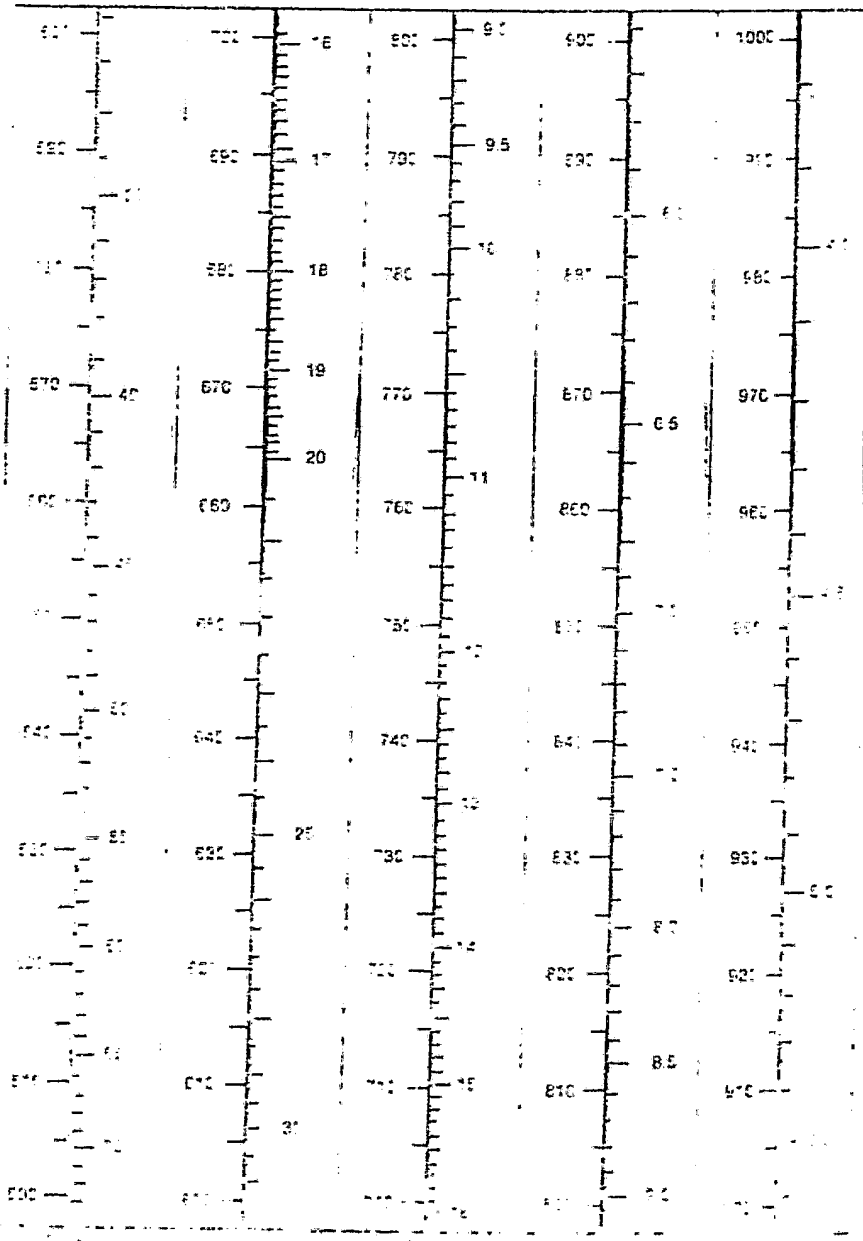


Fig. 10.- Constantes de equilibrio para la reacción $\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{CO}_2 + \text{H}_2$ a temperaturas de 500 a 1000° F.

TABLE 11.1.—Enthalpies absolute molales y capacidades caloríficas del O_2 , H_2 , N_2 , C , S y He .

TEMPERATURE °F	1 OXIGEN (g) O_2		2 HIDROGEN H_2		3 NITROGEN N_2		4 CARBON C		5 AZUFRE (g) S_2		6 HELIUM He	
	$H^0 - H^1$ Btu/lb mole	C_p Btu/lb mole °F	$H^0 - H^1$ Btu/lb mole	C_p Btu/lb mole °F	$H^0 - H^1$ Btu/lb mole	C_p Btu/lb mole °F	$H^0 - H^1$ Btu/lb mole	C_p Btu/lb mole °F	$H^0 - H^1$ Btu/lb mole	C_p Btu/lb mole °F	$H^0 - H^1$ Btu/lb mole	C_p Btu/lb mole °F
32	3.410	6.989	3.734	6.834	3.417	6.959	365	1.840	3.508	7.643	2.442	4.971
60	3.667	7.004	3.726	6.871	3.612	6.960	418	1.981	3.723	7.712	2.581	4.971
77	3.720	7.017	3.743	6.887	3.730	6.960	453	2.066	3.854	7.757	2.666	4.971
100	3.827	7.028	3.801	6.904	3.890	6.962	501	2.174	4.034	7.811	2.760	4.971
200	4.511	7.129	4.434	6.957	4.587	6.976	740	2.498	4.826	8.023	3.277	4.971
300	5.373	7.246	5.194	6.977	5.266	7.004	1.021	3.003	5.637	8.191	3.774	4.971
400	6.043	7.376	5.891	6.987	5.986	7.047	1.339	3.361	6.467	8.326	4.271	4.971
500	6.790	7.512	6.590	6.997	6.672	7.107	1.692	3.687	7.301	8.438	4.767	4.971
600	7.547	7.644	7.289	7.002	7.411	7.180	2.075	3.979	8.151	8.527	5.264	4.971
700	8.316	7.771	7.991	7.014	8.133	7.262	2.485	4.218	9.006	8.599	5.761	4.971
800	9.101	7.885	8.694	7.030	8.863	7.351	2.918	4.435	9.867	8.653	6.258	4.971
900	9.894	7.988	9.400	7.052	9.603	7.440	3.371	4.615	10.735	8.696	6.755	4.971
1000	10.697	8.081	10.107	7.080	10.352	7.530	3.841	4.763	11.607	8.732	7.251	4.971
1100	11.511	8.166	10.817	7.112	11.109	7.618	4.326	4.915	12.482	8.762	7.748	4.971
1200	12.332	8.241	11.530	7.151	11.875	7.705	4.823	5.023	13.359	8.789	8.245	4.971
1300	13.159	8.309	12.246	7.193	12.650	7.785	5.329	5.108	14.238	8.814	8.742	4.971
1400	13.993	8.372	12.970	7.241	13.433	7.861	5.845	5.180	15.118	8.836	9.239	4.971
1500	14.832	8.429	13.697	7.292	14.223	7.932	6.366	5.252	16.008	8.856	9.735	4.971
1600	15.677	8.482	14.429	7.344	15.021	8.000	6.894	5.316	16.896	8.874	10.232	4.971
1700	16.528	8.530	15.167	7.399	15.825	8.063	7.432	5.370	17.778	8.889	10.729	4.971
1800	17.384	8.574	15.911	7.455	16.634	8.120	7.979	5.404	18.668	8.902	11.226	4.971
1900	18.243	8.616	16.660	7.512	17.449	8.173	8.534	5.433	19.558	8.912	11.722	4.971
2000	19.107	8.655	17.414	7.570	18.269	8.224	9.146	5.456	20.448	8.921	12.219	4.971
2100	19.974	8.690	18.174	7.629	19.093	8.272	9.661	5.474	21.339	8.929	12.716	4.971
2200	20.845	8.722	18.939	7.685	19.922	8.317	10.155	5.484	22.238	8.936	13.213	4.971

TABLA To.6.- Entalpias absolutas molales y capacidades calóricas del H₂O, CO y CO₂.

TEMPERATURA °F	7 AGUA (g)			8 MONÓXIDO DE CARBONO (g)			9 DIOXIDO DE CARBONO (g)		
	H* - H* ₀ + ΔH* ₀ Btu/lb mole	Log ₁₀ K _f	C _p ^o , Btu/lb mole °F	H* - H* ₀ + ΔH* ₀ Btu/lb mole	Log ₁₀ K _f	C _p ^o , Btu/lb mole °F	H* - H* ₀ + ΔH* ₀ Btu/lb mole	Log ₁₀ K _f	C _p ^o , Btu/lb mole °F
32	-98.890	43.9218	8.001	-45.546	25.8214	6.959	-165.500	24.4005	8.596
60	-98.667	41.4322	8.015	-45.351	24.6811	6.962	-165.265	22.5461	8.708
77	-98.530	40.0470	8.026	-45.233	24.0479	6.965	-165.115	21.6921	8.870
100	-98.346	38.3051	8.039	-45.073	23.2517	6.968	-164.943	20.8267	9.010
200	-97.536	32.1369	8.122	-44.375	20.4419	6.990	-163.979	18.2742	9.565
300	-96.720	27.5823	8.231	-43.674	18.5757	7.032	-162.997	15.8521	10.058
400	-95.890	24.0794	8.359	-42.968	16.7917	7.091	-161.969	13.1860	10.496
500	-95.048	21.3002	8.498	-42.255	15.5379	7.167	-160.899	10.8994	10.891
600	-94.192	19.0410	8.646	-41.534	14.5200	7.246	-159.792	8.8595	11.245
700	-93.319	17.1669	8.799	-40.804	13.6770	7.352	-158.652	7.0451	11.560
800	-92.431	15.5878	8.958	-40.063	12.9668	7.450	-157.481	5.4103	11.846
900	-91.526	14.2380	9.120	-39.313	12.3590	7.548	-156.283	3.9460	12.111
1000	-90.612	13.0713	9.285	-38.554	11.8341	7.643	-155.060	2.6499	12.344
1100	-89.669	12.0520	9.456	-37.784	11.3750	7.735	-153.814	1.5007	12.560
1200	-88.714	11.1545	9.627	-37.007	10.9707	7.820	-152.550	0.5188	12.754
1300	-87.741	10.3574	9.800	-36.221	10.6113	7.901	-151.266	0.0148	12.930
1400	-86.753	9.6453	9.971	-35.427	10.2895	7.977	-149.964	0.0147	13.088
1500	-85.750	9.0050	10.139	-34.626	9.9997	8.044	-148.648	0.0065	13.234
1600	-84.727	8.4261	10.305	-33.818	9.7373	8.109	-147.315	0.0068	13.366
1700	-83.687	7.9003	10.467	-33.004	9.4990	8.167	-145.975	0.0025	13.486
1800	-82.631	7.4197	10.626	-32.184	9.2800	8.223	-144.618	0.0005	13.599
1900	-81.562	6.9800	10.779	-31.359	9.0793	8.274	-143.253	0.0000	13.707
2000	-80.477	6.5788	10.928	-30.529	8.8944	8.322	-141.879	0.0000	13.810
2100	-79.378	6.2028	11.061	-29.694	8.7236	8.366	-140.492	0.0000	13.908
2200	-78.264	5.8574	11.210	-28.856	8.5651	8.406	-139.100	0.0000	14.000

FABLA T6.7.- Entalpias absolutas molales y capacidades calorificas del CH_4 , C_2H_6 y C_3H_8 .

TEMPERATURA OF	10 METANO (g) CH_4			11 ETANO (g) C_2H_6			12 PROPANO (g) C_3H_8		
	$H^* - H^*_o + \Delta H^*_o$ Btu/lb mole	$\text{Log}_e K_e$	C_p^* , Btu/lb mole °F	$H^* - H^*_o + \Delta H^*_o$ Btu/lb mole	$\text{Log}_e K_e$	C_p^* , Btu/lb mole °F	$H^* - H^*_o + \Delta H^*_o$ Btu/lb mole	$\text{Log}_e K_e$	C_p^* , Btu/lb mole °F
	Mol. wt=16.043 b p = -258.7°F m p = -296.5°F $d_{400} = 25.9 \text{ lb/cu ft at } -263.2^\circ\text{F}$ $T_c = -116.5^\circ\text{F}$ $P_c = 637 \text{ psia}$		Mol. wt=30.070 b p = -127.5°F m p = -297.8°F $d_{400} = 34.1 \text{ lb/cu ft at } -126^\circ\text{F}$ $T_c = 89.8^\circ\text{F}$ $P_c = 717 \text{ psia}$		Mol. wt=44.097 b p = -43.7°F r. p = -505.0°F $d_{68} = 31 \text{ lb/cu ft at } 68^\circ\text{F}$ $T_c = 206.3^\circ\text{F}$ $P_c = 617 \text{ psia}$				
32	-24,834	10.0893	8.296	-25,141	7.11	11.854	-29,495	5.77	16.321
60	-24,605	9.3263	8.440	-24,802	6.24	12.311	-29,034	4.72	17.098
77	-24,462	8.8985	8.537	-24,590	5.76	12.974	-28,746	4.12	17.570
100	-24,264	8.3547	8.665	-24,296	5.14	12.974	-28,334	3.38	18.205
200	-23,370	6.4122	9.306	-22,913	2.92	14.658	26.350	0.64	20.932
300	-22,402	4.9584	10.033	-21,363	1.26	16.349	-24,152	-1.42	23.575
400	-21,362	3.8206	10.811	-19,648	-0.06	18.010	-21,663	-3.05	26.081
500	-20,241	2.9006	11.604	-17,771	-1.13	19.587	-18,950	4.36	28.380
600	-19,041	2.1393	12.389	-15,734	-2.02	21.061	-16,015	-5.45	30.476
700	-17,764	1.4996	13.149	-13,550	-2.77	22.436	-12,869	-6.37	32.408
800	-16,413	0.9543	13.877	-11,233	-3.40	23.715	-9,538	-7.16	34.195
900	-14,991	0.4837	14.569	-8,802	-3.96	24.918	-6,030	-7.84	35.925
1000	-13,501	0.0726	15.227	-6,251	-4.44	26.043	-2,364	-8.43	37.372
1100	-11,947	-0.2896	15.850	-3,591	-4.87	27.093	1,449	-8.95	38.797
1200	-10,331	-0.6117	16.438	-838	-5.25	28.068	5,392	-9.42	40.125
1300	-8,658	-0.9002	17.000	2,002	-5.58	28.980	9,466	-9.83	41.361
1400	-6,929	-1.1581	17.513	4,930	-5.89	29.828	13,644	-10.20	42.499
1500	-5,163	-1.3901	17.995	7,968	-6.16	30.628	17,968	-10.53	43.545
1600	-3,349	-1.6008	18.444	11,067	-6.41	31.351	22,381	-10.84	44.520
1700	-1,471	-1.7930	18.878	14,227	-6.64	32.013	26,881	-11.11	45.403
1800	439	-1.9693	19.279	17,446	-6.84	32.644	31,470	-11.36	46.241
1900	2,397	-2.1313	19.648	20,755	-7.03	33.216	36,103	-11.59	47.035
2000	4,372	-2.2799	19.985	24,095	-7.21	33.758	40,868	-11.80	47.741
2100	6,394	-2.4169	20.306	27,495	-7.37	34.269	45,633	-12.00	48.403
2200	8,434	-2.5438	20.595	30,955	-7.52	34.720	50,531	-12.18	49.021

	T_c , °K	p_c , atm	Z_c
Paraffins:			
Methane.....	191	45.8	0.290
Ethane.....	306	48.2	0.261
Propane.....	370	42.0	0.276
n-Butane.....	425	37.5	0.274
Isobutane.....	408	36.0	0.282
n-Pentane.....	470	33.3	0.268
Isopentane.....	401	32.9	0.269
Neopentane.....	431	31.6	0.268
n-Hexane.....	508	29.0	0.264
n-Heptane.....	510	27.0	0.260
n-Octane.....	569	24.0	0.258
Monocyclics:			
Ethylene.....	282	50.0	0.268
Propylene.....	365	45.6	0.270
1-Butene.....	120	49.7	0.276
n-Pentene.....	471	40	?
Miscellaneous organic compounds:			
Acetic acid.....	595	57.1	0.200
Acetone.....	509	46.0	0.217
Acetylene.....	309	61.4	0.274
Benzene.....	562	48.6	0.274
1,3-Butadiene.....	425	42.7	0.270
Cyclohexane.....	553	40.0	0.271
Dichlorodifluoromethane (Freon-12)	385	39.6	0.273
Diethyl ether.....	467	35.0	0.261
Ethyl alcohol.....	516	61.0	0.249
Ethylene oxide.....	168	71.0	0.25
Methyl alcohol.....	513	78.5	0.230
Methyl chloride.....	416	65.9	0.276
Methyl ethyl ketone.....	513	39.5	0.26
Toluene.....	591	41.0	0.27
Trichlorofluoromethane (Freon-11)	471	44.2	0.277
Trichlorotrifluoroethane (Freon-113)	487	31.7	0.274
Elementary gases:			
Bromine.....	584	102	0.307
Chlorine.....	417	76.1	0.276
Helium.....	5.3	2.26	0.300
Hydrogen.....	33.3	12.8	0.301
Neon.....	41.5	26.9	0.307
Nitrogen.....	126	33.5	0.291
Oxygen.....	155	50.1	0.29
Miscellaneous inorganic compounds:			
Ammonia.....	405	111	0.242
Carbon dioxide.....	304	72.9	0.246
Carbon monoxide.....	133	31.5	0.291
Hydrazine.....	653	115	?

TABLA 16.8. Temperaturas críticas (T_c) y presiones críticas (P_c)

TABLA T6.9.- Calores de formación (Btu/Lb-Mol) del CO, CO₂, H₂O y NO.

COMPUESTO (g)	FORMULA	TEMPERATURA °F									
		0°	100°	200°	300°	400°	500°	600°	700°	800°	900°
óxido de carbono	CO	-47,723	-47,524	-47,325	-47,126	-46,927	-46,728	-46,529	-46,330	-46,131	-45,932
dióxido de carbono	CO ₂	-169,273	-169,225	-169,185	-169,145	-169,105	-169,065	-169,025	-168,985	-168,945	-168,905
agua	H ₂ O	-101,857	-101,022	-100,332	-99,681	-99,030	-98,379	-97,728	-97,077	-96,426	-95,775
óxido nítrico	NO	38,917	38,882	38,847	38,812	38,777	38,742	38,707	38,672	38,637	38,602

COMPUESTO (g)	FORMULA	TEMPERATURA °F									
		1000°	1100°	1200°	1300°	1400°	1500°	1600°	1700°	1800°	1900°
óxido de carbono	CO	-47,243	-47,059	-46,875	-46,691	-46,507	-46,323	-46,139	-45,955	-45,771	-45,587
dióxido de carbono	CO ₂	-169,506	-169,651	-169,796	-169,941	-170,086	-170,231	-170,376	-170,521	-170,666	-170,811
agua	H ₂ O	-101,350	-100,233	-99,107	-97,981	-96,854	-95,728	-94,602	-93,475	-92,349	-91,223
óxido nítrico	NO	38,745	38,930	39,112	39,294	39,472	39,647	39,823	39,996	40,168	40,341

COMPUESTO (g)	FORMULA	TEMPERATURA °F									
		2000°	2100°	2200°	2300°	2400°	2500°	2600°	2700°	2800°	2900°
óxido de carbono	CO	-46,769	-46,393	-46,017	-45,641	-45,265	-44,889	-44,513	-44,137	-43,761	-43,385
dióxido de carbono	CO ₂	-170,040	-170,128	-170,217	-170,305	-170,394	-170,482	-170,571	-170,659	-170,748	-170,836
agua	H ₂ O	-101,095	-100,037	-99,026	-98,015	-97,004	-96,000	-95,000	-94,000	-93,000	-92,000
óxido nítrico	NO	39,000	39,275	39,547	39,817	40,085	40,352	40,617	40,882	41,145	41,407

COMPUESTO (g)	FORMULA	TEMPERATURA °F									
		3000°	3100°	3200°	3300°	3400°	3500°	3600°	3700°	3800°	3900°
óxido de carbono	CO	-46,295	-45,919	-45,543	-45,167	-44,791	-44,415	-44,039	-43,663	-43,287	-42,911
dióxido de carbono	CO ₂	-170,570	-170,658	-170,746	-170,834	-170,922	-171,010	-171,098	-171,186	-171,274	-171,362

COMPUESTO (g)	FORMULA	TEMPERATURA °F									
		4000°	4100°	4200°	4300°	4400°	4500°	4600°	4700°	4800°	4900°
óxido de carbono	CO	-45,821	-45,445	-45,069	-44,693	-44,317	-43,941	-43,565	-43,189	-42,813	-42,437
dióxido de carbono	CO ₂	-171,100	-171,188	-171,276	-171,364	-171,452	-171,540	-171,628	-171,716	-171,804	-171,892

TABLE TO. 10.-Calores de formación (Btu/Lb-Mol), del CH_4 , C_2H_6 , C_3H_8 , C_4H_{10} , C_5H_{12} y C_6H_{14} .

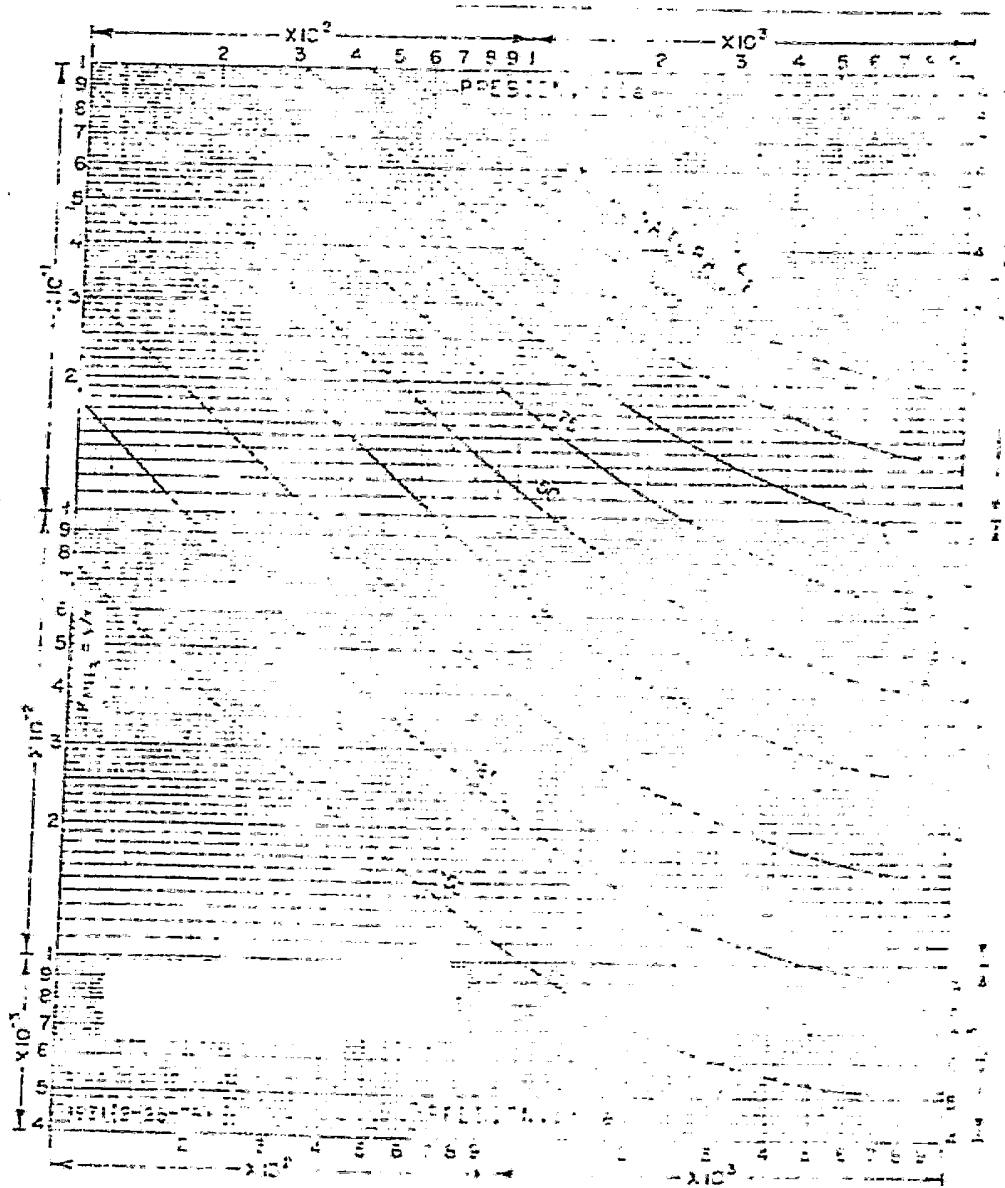
COMPOUNDO (gas)	FORMULA	TEMPERATURA °F										
		0°	100°	200°	300°	400°	500°	600°	700°	800°	900°	1000°
Metano	CH_4	-31,509	-32,375	-33,240	-34,104	-34,968	-35,832	-36,696	-37,560	-38,424	-39,288	-40,152
		-37,429	-16,091	-32,000	-30,958	-30,928	-30,898	-30,868	-30,838	-30,808	-30,778	-30,748
		-37,429	-35,035	-32,641	-30,247	-27,853	-25,459	-23,065	-20,671	-18,277	-15,883	-13,489
Etano	C_2H_6	-29,835	-29,835	-29,835	-29,835	-29,835	-29,835	-29,835	-29,835	-29,835	-29,835	-29,835
		-37,429	-16,091	-32,000	-30,958	-30,928	-30,898	-30,868	-30,838	-30,808	-30,778	-30,748
		-37,429	-35,035	-32,641	-30,247	-27,853	-25,459	-23,065	-20,671	-18,277	-15,883	-13,489
Propano	C_3H_8	-30,142	-30,142	-30,142	-30,142	-30,142	-30,142	-30,142	-30,142	-30,142	-30,142	-30,142
		-37,429	-16,091	-32,000	-30,958	-30,928	-30,898	-30,868	-30,838	-30,808	-30,778	-30,748
		-37,429	-35,035	-32,641	-30,247	-27,853	-25,459	-23,065	-20,671	-18,277	-15,883	-13,489
Butano	C_4H_{10}	-30,142	-30,142	-30,142	-30,142	-30,142	-30,142	-30,142	-30,142	-30,142	-30,142	-30,142
		-37,429	-16,091	-32,000	-30,958	-30,928	-30,898	-30,868	-30,838	-30,808	-30,778	-30,748
		-37,429	-35,035	-32,641	-30,247	-27,853	-25,459	-23,065	-20,671	-18,277	-15,883	-13,489
Pentano	C_5H_{12}	-30,142	-30,142	-30,142	-30,142	-30,142	-30,142	-30,142	-30,142	-30,142	-30,142	-30,142
		-37,429	-16,091	-32,000	-30,958	-30,928	-30,898	-30,868	-30,838	-30,808	-30,778	-30,748
		-37,429	-35,035	-32,641	-30,247	-27,853	-25,459	-23,065	-20,671	-18,277	-15,883	-13,489
Hexano	C_6H_{14}	-30,142	-30,142	-30,142	-30,142	-30,142	-30,142	-30,142	-30,142	-30,142	-30,142	-30,142
		-37,429	-16,091	-32,000	-30,958	-30,928	-30,898	-30,868	-30,838	-30,808	-30,778	-30,748
		-37,429	-35,035	-32,641	-30,247	-27,853	-25,459	-23,065	-20,671	-18,277	-15,883	-13,489

COMPOUNDO (gas)	FORMULA	TEMPERATURA °F									
		1100°	1200°	1300°	1400°	1500°	1600°	1700°	1800°	1900°	2000°
Metano	CH_4	-37,429	-30,262	-23,095	-15,928	-8,761	-1,594	5,573	12,740	19,907	27,074
		-37,429	-45,069	-45,370	-45,671	-45,972	-46,273	-46,574	-46,875	-47,176	-47,477
		-37,429	-55,261	-55,562	-55,863	-56,164	-56,465	-56,766	-57,067	-57,368	-57,669
Etano	C_2H_6	-37,429	-45,069	-52,710	-60,351	-67,992	-75,633	-83,274	-90,915	-98,556	-106,197
		-37,429	-45,069	-52,710	-60,351	-67,992	-75,633	-83,274	-90,915	-98,556	-106,197
		-37,429	-55,261	-55,562	-55,863	-56,164	-56,465	-56,766	-57,067	-57,368	-57,669
Propano	C_3H_8	-37,429	-45,069	-52,710	-60,351	-67,992	-75,633	-83,274	-90,915	-98,556	-106,197
		-37,429	-45,069	-52,710	-60,351	-67,992	-75,633	-83,274	-90,915	-98,556	-106,197
		-37,429	-55,261	-55,562	-55,863	-56,164	-56,465	-56,766	-57,067	-57,368	-57,669
Butano	C_4H_{10}	-37,429	-45,069	-52,710	-60,351	-67,992	-75,633	-83,274	-90,915	-98,556	-106,197
		-37,429	-45,069	-52,710	-60,351	-67,992	-75,633	-83,274	-90,915	-98,556	-106,197
		-37,429	-55,261	-55,562	-55,863	-56,164	-56,465	-56,766	-57,067	-57,368	-57,669
Pentano	C_5H_{12}	-37,429	-45,069	-52,710	-60,351	-67,992	-75,633	-83,274	-90,915	-98,556	-106,197
		-37,429	-45,069	-52,710	-60,351	-67,992	-75,633	-83,274	-90,915	-98,556	-106,197
		-37,429	-55,261	-55,562	-55,863	-56,164	-56,465	-56,766	-57,067	-57,368	-57,669
Hexano	C_6H_{14}	-37,429	-45,069	-52,710	-60,351	-67,992	-75,633	-83,274	-90,915	-98,556	-106,197
		-37,429	-45,069	-52,710	-60,351	-67,992	-75,633	-83,274	-90,915	-98,556	-106,197
		-37,429	-55,261	-55,562	-55,863	-56,164	-56,465	-56,766	-57,067	-57,368	-57,669

TABLE 16.13. Vapor saturated - Tabla de temperatura.

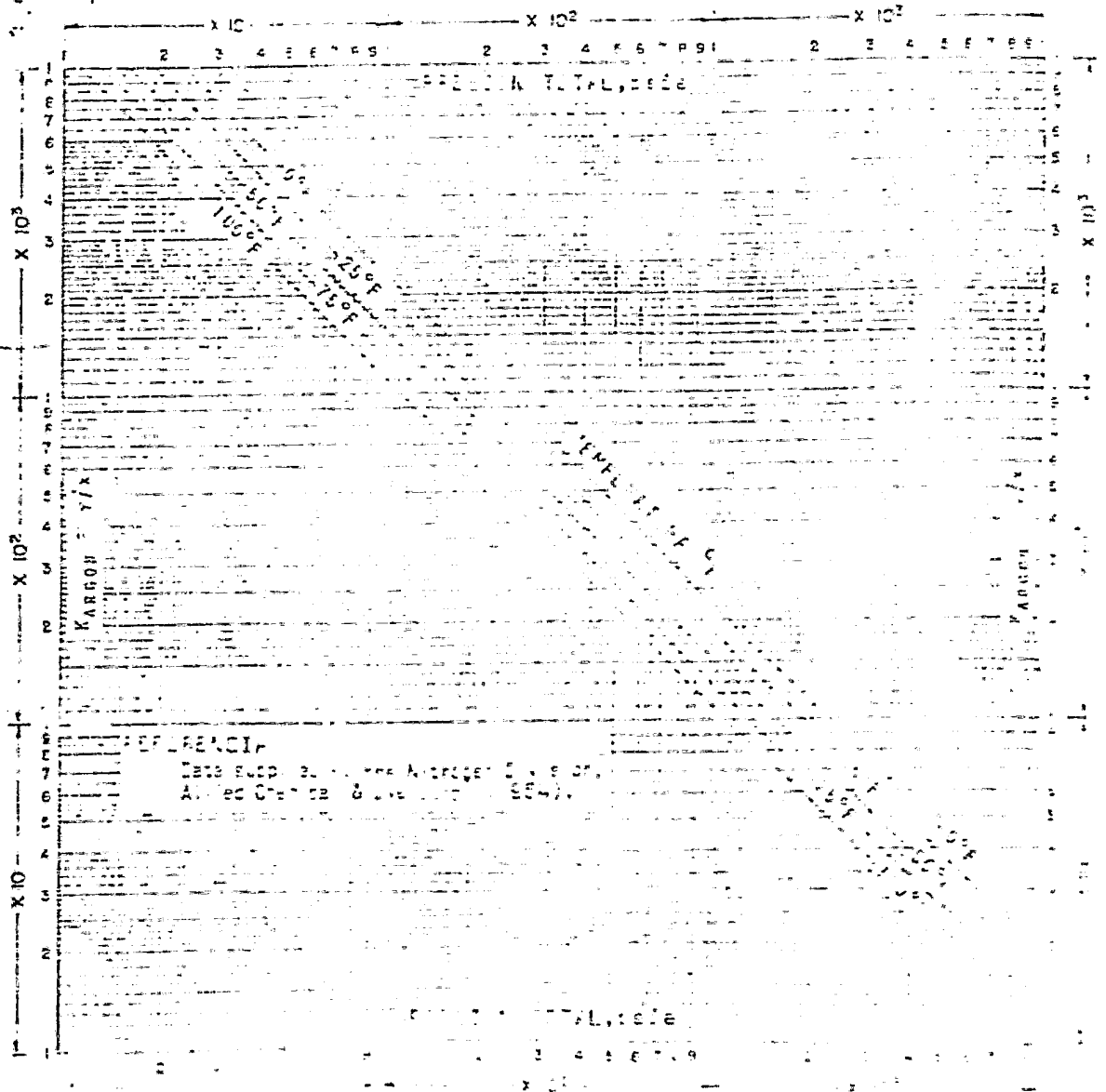
Temp °F	Abs. Pressure lb sq in	Specific Volume				Enthalpy				Entropy			
		Sat. Liquid		Sat. Vapor		Sat. Liquid		Sat. Vapor		Sat. Liquid		Sat. Vapor	
		ft ³ /lb	ft ³ /lb	ft ³ /lb	ft ³ /lb	BTU/lb	BTU/lb	BTU/lb	BTU/lb	BTU/lb-R	BTU/lb-R	BTU/lb-R	BTU/lb-R
10	0.01218	0.01607	13.748	0.01218	10.017	10.017	0.01218	10.017	0.01218	10.017	0.01218	10.017	
20	0.02337	0.03176	6.999	0.02337	19.934	19.934	0.02337	19.934	0.02337	19.934	0.02337	19.934	
30	0.03500	0.04782	4.707	0.03500	29.851	29.851	0.03500	29.851	0.03500	29.851	0.03500	29.851	
40	0.04707	0.06426	3.240	0.04707	39.768	39.768	0.04707	39.768	0.04707	39.768	0.04707	39.768	
50	0.05958	0.08107	2.304	0.05958	49.685	49.685	0.05958	49.685	0.05958	49.685	0.05958	49.685	
60	0.07253	0.09826	1.640	0.07253	59.602	59.602	0.07253	59.602	0.07253	59.602	0.07253	59.602	
70	0.08592	0.11583	1.160	0.08592	69.519	69.519	0.08592	69.519	0.08592	69.519	0.08592	69.519	
80	0.09975	0.13378	0.840	0.09975	79.436	79.436	0.09975	79.436	0.09975	79.436	0.09975	79.436	
90	0.11402	0.15211	0.620	0.11402	89.353	89.353	0.11402	89.353	0.11402	89.353	0.11402	89.353	
100	0.12873	0.17082	0.470	0.12873	99.270	99.270	0.12873	99.270	0.12873	99.270	0.12873	99.270	
110	0.14388	0.19001	0.350	0.14388	109.187	109.187	0.14388	109.187	0.14388	109.187	0.14388	109.187	
120	0.15947	0.20968	0.260	0.15947	119.104	119.104	0.15947	119.104	0.15947	119.104	0.15947	119.104	
130	0.17550	0.23083	0.190	0.17550	129.021	129.021	0.17550	129.021	0.17550	129.021	0.17550	129.021	
140	0.19207	0.25346	0.140	0.19207	138.938	138.938	0.19207	138.938	0.19207	138.938	0.19207	138.938	
150	0.20918	0.27757	0.100	0.20918	148.855	148.855	0.20918	148.855	0.20918	148.855	0.20918	148.855	
160	0.22683	0.30316	0.070	0.22683	158.772	158.772	0.22683	158.772	0.22683	158.772	0.22683	158.772	
170	0.24502	0.33023	0.050	0.24502	168.689	168.689	0.24502	168.689	0.24502	168.689	0.24502	168.689	
180	0.26375	0.35878	0.035	0.26375	178.606	178.606	0.26375	178.606	0.26375	178.606	0.26375	178.606	
190	0.28302	0.38881	0.025	0.28302	188.523	188.523	0.28302	188.523	0.28302	188.523	0.28302	188.523	
200	0.30283	0.42032	0.018	0.30283	198.440	198.440	0.30283	198.440	0.30283	198.440	0.30283	198.440	
210	0.32318	0.45341	0.013	0.32318	208.357	208.357	0.32318	208.357	0.32318	208.357	0.32318	208.357	
220	0.34407	0.48808	0.009	0.34407	218.274	218.274	0.34407	218.274	0.34407	218.274	0.34407	218.274	
230	0.36550	0.52443	0.007	0.36550	228.191	228.191	0.36550	228.191	0.36550	228.191	0.36550	228.191	
240	0.38747	0.56246	0.005	0.38747	238.108	238.108	0.38747	238.108	0.38747	238.108	0.38747	238.108	
250	0.41000	0.60217	0.004	0.41000	248.025	248.025	0.41000	248.025	0.41000	248.025	0.41000	248.025	
260	0.43307	0.64356	0.003	0.43307	257.942	257.942	0.43307	257.942	0.43307	257.942	0.43307	257.942	
270	0.45668	0.68663	0.002	0.45668	267.859	267.859	0.45668	267.859	0.45668	267.859	0.45668	267.859	
280	0.48083	0.73138	0.002	0.48083	277.776	277.776	0.48083	277.776	0.48083	277.776	0.48083	277.776	
290	0.50552	0.77781	0.001	0.50552	287.693	287.693	0.50552	287.693	0.50552	287.693	0.50552	287.693	
300	0.53075	0.82592	0.001	0.53075	297.610	297.610	0.53075	297.610	0.53075	297.610	0.53075	297.610	
310	0.55652	0.87571	0.001	0.55652	307.527	307.527	0.55652	307.527	0.55652	307.527	0.55652	307.527	
320	0.58283	0.92718	0.001	0.58283	317.444	317.444	0.58283	317.444	0.58283	317.444	0.58283	317.444	
330	0.60968	0.98033	0.001	0.60968	327.361	327.361	0.60968	327.361	0.60968	327.361	0.60968	327.361	
340	0.63707	1.03516	0.001	0.63707	337.278	337.278	0.63707	337.278	0.63707	337.278	0.63707	337.278	
350	0.66500	1.09167	0.001	0.66500	347.195	347.195	0.66500	347.195	0.66500	347.195	0.66500	347.195	
360	0.69347	1.14986	0.001	0.69347	357.112	357.112	0.69347	357.112	0.69347	357.112	0.69347	357.112	
370	0.72248	1.20973	0.001	0.72248	367.029	367.029	0.72248	367.029	0.72248	367.029	0.72248	367.029	
380	0.75203	1.27128	0.001	0.75203	376.946	376.946	0.75203	376.946	0.75203	376.946	0.75203	376.946	
390	0.78212	1.33451	0.001	0.78212	386.863	386.863	0.78212	386.863	0.78212	386.863	0.78212	386.863	
400	0.81275	1.40042	0.001	0.81275	396.780	396.780	0.81275	396.780	0.81275	396.780	0.81275	396.780	
410	0.84392	1.46801	0.001	0.84392	406.697	406.697	0.84392	406.697	0.84392	406.697	0.84392	406.697	
420	0.87563	1.53728	0.001	0.87563	416.614	416.614	0.87563	416.614	0.87563	416.614	0.87563	416.614	
430	0.90788	1.60823	0.001	0.90788	426.531	426.531	0.90788	426.531	0.90788	426.531	0.90788	426.531	
440	0.94067	1.68086	0.001	0.94067	436.448	436.448	0.94067	436.448	0.94067	436.448	0.94067	436.448	
450	0.97399	1.75517	0.001	0.97399	446.365	446.365	0.97399	446.365	0.97399	446.365	0.97399	446.365	
460	1.00784	1.83116	0.001	1.00784	456.282	456.282	1.00784	456.282	1.00784	456.282	1.00784	456.282	
470	1.04221	1.90883	0.001	1.04221	466.199	466.199	1.04221	466.199	1.04221	466.199	1.04221	466.199	
480	1.07710	1.98818	0.001	1.07710	476.116	476.116	1.07710	476.116	1.07710	476.116	1.07710	476.116	
490	1.11251	2.06921	0.001	1.11251	486.033	486.033	1.11251	486.033	1.11251	486.033	1.11251	486.033	
500	1.14844	2.15192	0.001	1.14844	495.950	495.950	1.14844	495.950	1.14844	495.950	1.14844	495.950	
510	1.18489	2.23631	0.001	1.18489	505.867	505.867	1.18489	505.867	1.18489	505.867	1.18489	505.867	
520	1.22186	2.32238	0.001	1.22186	515.784	515.784	1.22186	515.784	1.22186	515.784	1.22186	515.784	
530	1.25935	2.41013	0.001	1.25935	525.701	525.701	1.25935	525.701	1.25935	525.701	1.25935	525.701	
540	1.29736	2.49956	0.001	1.29736	535.618	535.618	1.29736	535.618	1.29736	535.618	1.29736	535.618	
550	1.33589	2.59067	0.001	1.33589	545.535	545.535	1.33589	545.535	1.33589	545.535	1.33589	545.535	
560	1.37494	2.68346	0.001	1.37494	555.452	555.452	1.37494	555.452	1.37494	555.452	1.37494	555.452	
570	1.41451	2.77793	0.001	1.41451	565.369	565.369	1.41451	565.369	1.41451	565.369	1.41451	565.369	
580	1.45460	2.87408	0.001	1.45460	575.286	575.286	1.45460	575.286	1.45460	575.286	1.45460	575.286	
590	1.49521	2.97191	0.001	1.49521	585.203	585.203	1.49521	585.203	1.49521	585.203	1.49521	585.203	
600	1.53634	3.07142	0.001	1.53634	595.120	595.120	1.53634	595.120	1.53634	595.120	1.53634	595.120	
610	1.57800	3.17261	0.001	1.57800	605.037	605.037	1.57800	605.037	1.57800	605.037	1.57800	605.037	
620	1.62019	3.27548	0.001	1.62019	614.954	614.954	1.62019	614.954	1.62019	614.954	1.62019	614.954	
630	1.66290	3.38003	0.001	1.66290	624.871	624.871	1.66290	624.871	1.66290	624.871	1.66290	624.871	
640	1.70613	3.48626	0.001	1.70613	634.788	634.788	1.70613	634.788	1.70613	634.788	1.70613	634.788	
650	1.74988	3.59417	0.001	1.74988	644.705	644.705	1.74988	644.705	1.74988	644.705	1.74988	644.705	
660	1.79415	3.70376	0.001	1.79415	654.622	654.622	1.79415	654.622	1.79415	654.622	1.79415	654.622	
670	1.83892	3.81503	0.001	1.83892	664.539	664.539	1.83892	664.539	1.83892	664.539	1.83892	664.539	
680	1.88419	3.92798	0.001	1.88419	674.456	674.456	1.88419	674.456	1.88419	674.456	1.88419	674.456	
690	1.92996	4.04261	0.001	1.92996	684.373	684.373	1.92996	684.373	1.92996	684.373	1.92996	684.373	
700	1.97623	4.15892	0.001	1.97623	694.290	694.290	1.97623	694.290	1.97623	694.290	1.97623	694.290	
710	2.02299	4.27691	0.001	2.02299	704.207	704.207	2.02299	704.207	2.02299	704.207	2.02299	704.207	
720	2.07024	4.39658	0.001	2.07024	714.124	714.124	2.07024	714.124	2.07024	714.124	2.07024	714.124	
730	2.11799	4.51793	0.001	2.11799	724.041	724.041	2.11799	724.041	2.11799	724.041	2.11799	724.041	
740	2.16624	4.64096	0.001	2.16624	733.958	733.958	2.16624	733.958	2.16624	733.958	2.16624	733.958	
750	2.21499	4.76567	0.001	2.21499	743.875	743.875	2.21499	743.875	2.21499	743.875	2.21499	743.875	
760	2.26424	4.89206	0.001	2.26424	753.792	753.792	2.26424	753.792	2.26424	753.792	2.26424	753.792	
770	2.31399	5.02013	0.001	2.31399	763.709	763.709	2.31399	763.709	2.31399	763.709	2.31399	763.709	
780	2.36424	5.15088	0.001	2.36424	773.626	773.626	2.36424	773.626	2				

GRÁFICA 66.I- Constantes de equilibrio líquido vapor para amoníaco en SH_2/N_2 mezclas de araniaco.

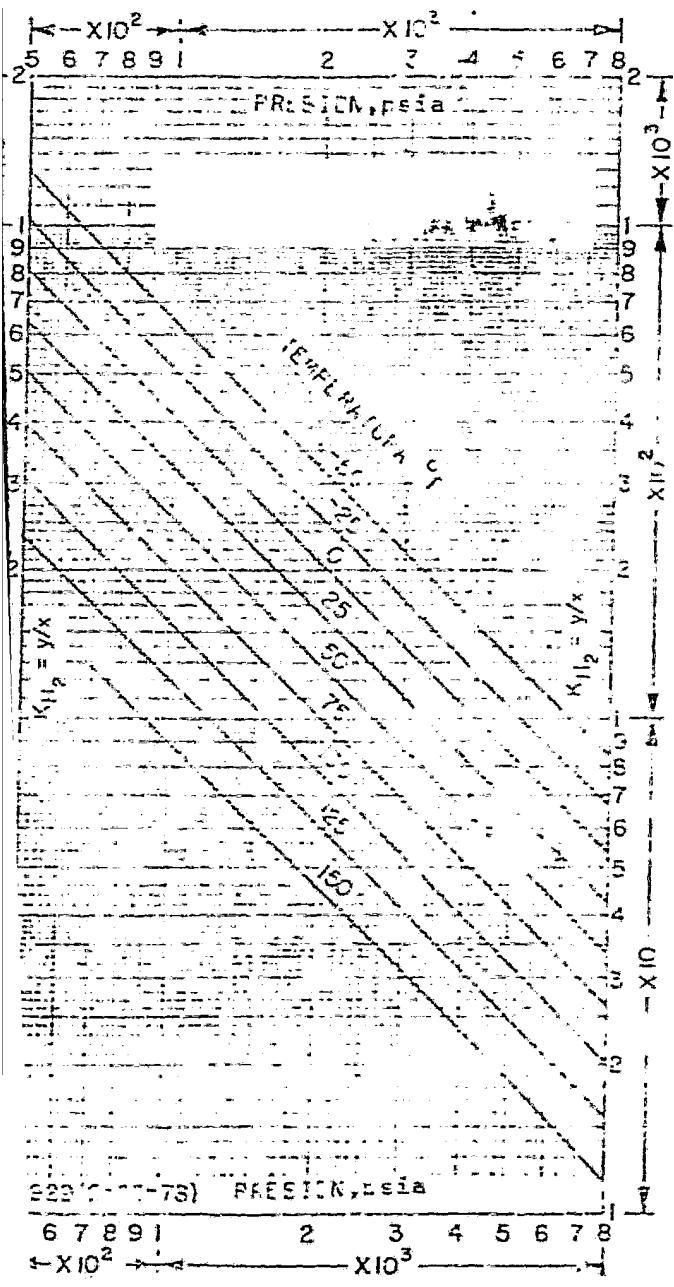


1. London, A. T., and Flack, J. J., *J. Chem. Phys.*, **16**, 1031 (1948).
 2. London, A. T., and Flack, J. J., *J. Chem. Phys.*, **16**, 1031 (1948).
 3. London, A. T., and Flack, J. J., *J. Chem. Phys.*, **16**, 1031 (1948).
 4. London, A. T., and Flack, J. J., *J. Chem. Phys.*, **16**, 1031 (1948).
 5. Michaels, A., Campbell, E., and Van Dijk, J., *J. Chem. Phys.*, **29**, 840 (1959).
 6. Michaels, A., Shelton, G. F., and Dumbarton, E., *J. Chem. Phys.*, **18**, 831 (1950).

GRAFICA 66.1.-Constantes de equilibrio liquido-vapor para argon -- en centímetros.

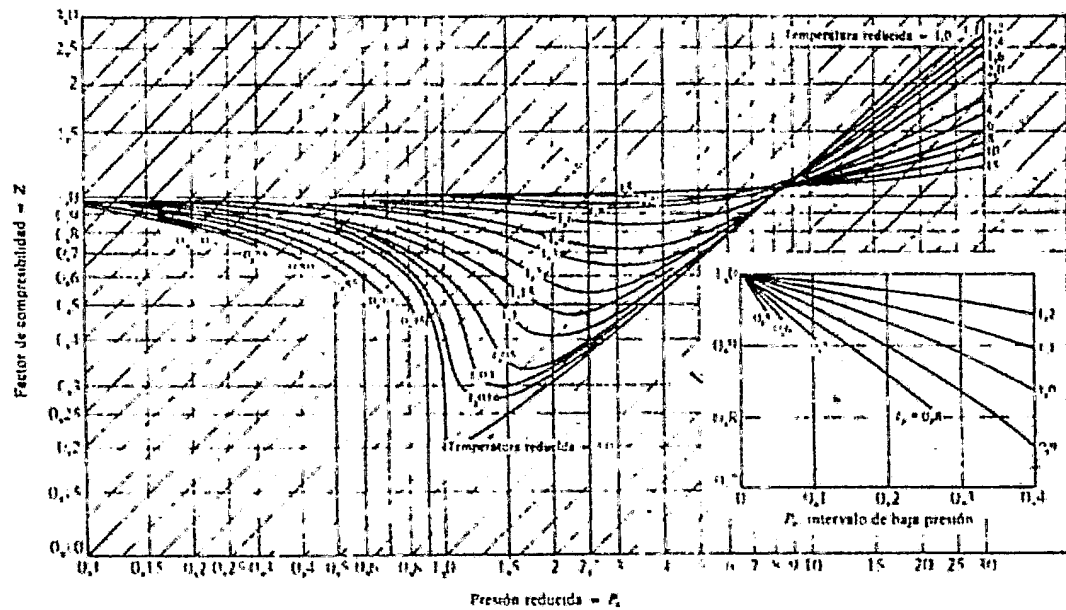


GRAFICA G6.4.-Constantes de equilibrio liquido/vapor para hidrogeno en FH_2/N_2 y mezclas de amoniaco.



REFERENCIAS:

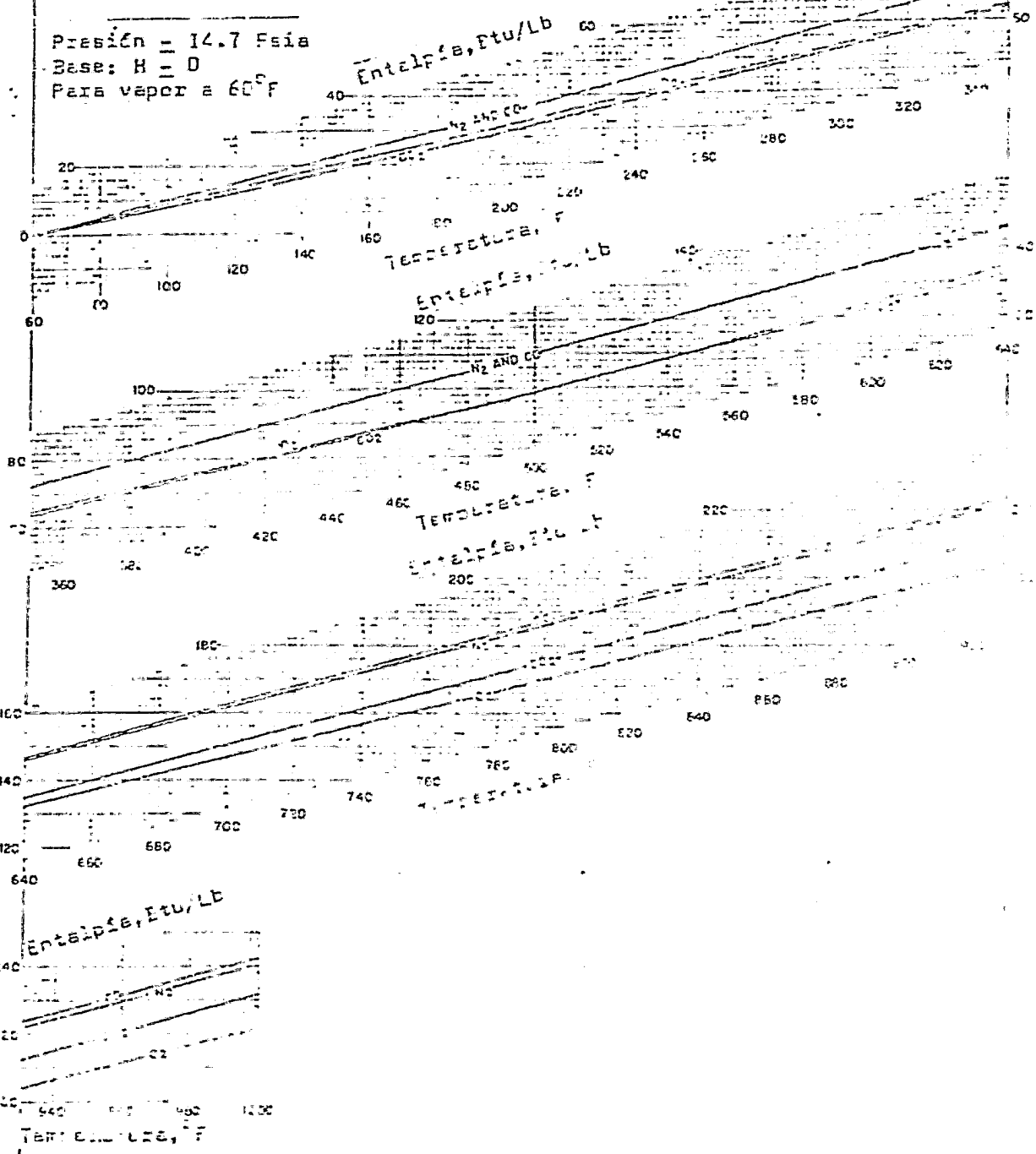
1. Larsen, A. T. and Black, C. A., *J. Amer. Chem. Soc.*, **47**, 1015 (1925).
2. Larsen, A. T. and Black, C. A., *Ind. Eng. Chem.*, **17**, 71, (1925).
3. Frost, J. B., B. and Vaniscotte, C., *Chaleur Ind.*, **41**, 163 (1960).
4. Frost, J. B., B. and Vaniscotte, C., *Genie Chim.*, **83**, 120 (1960).
5. Boshuizen, A., Brouwer, F., and Van Dijk, J. J. T., *Chem. Eng. Res. Des.* (1964).
6. Hildebrand, J. H., Scott, G. F., and Buroulin, E., *Ind. Eng. Chem.*, **51**, 651 (1959).



GRAFICA G6.6.-Factores de compresibilidad de gases y vapores.

GRAFICA G6.7.-Entalpias de CO₂, CO, N₂ y O₂.

Presión = 14.7 Psia
Base: H = D
Para vapor a 60°F



Des. En = 14.7 Pasa
Ecor: F = 0
Pasa vapor a 60°F

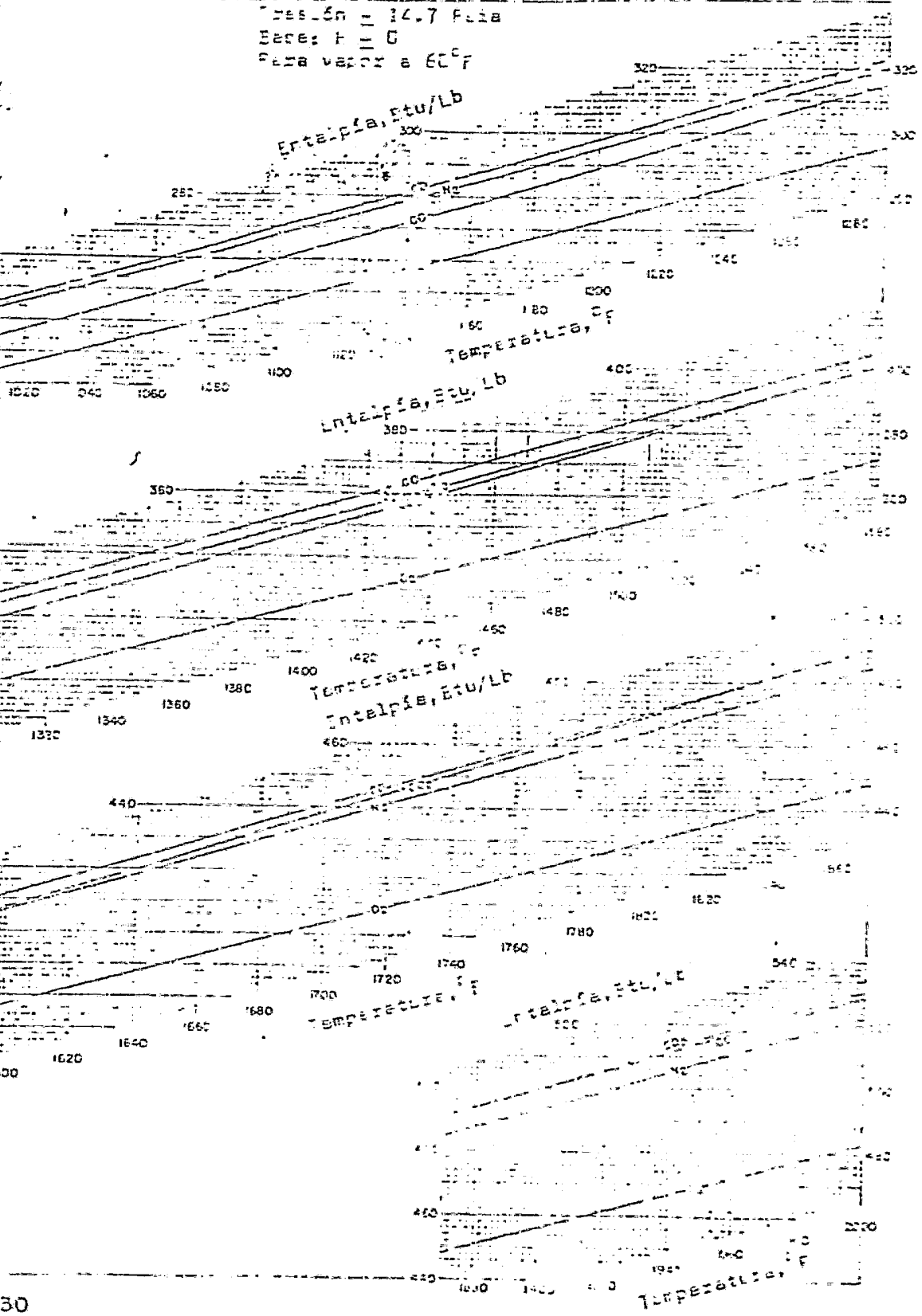
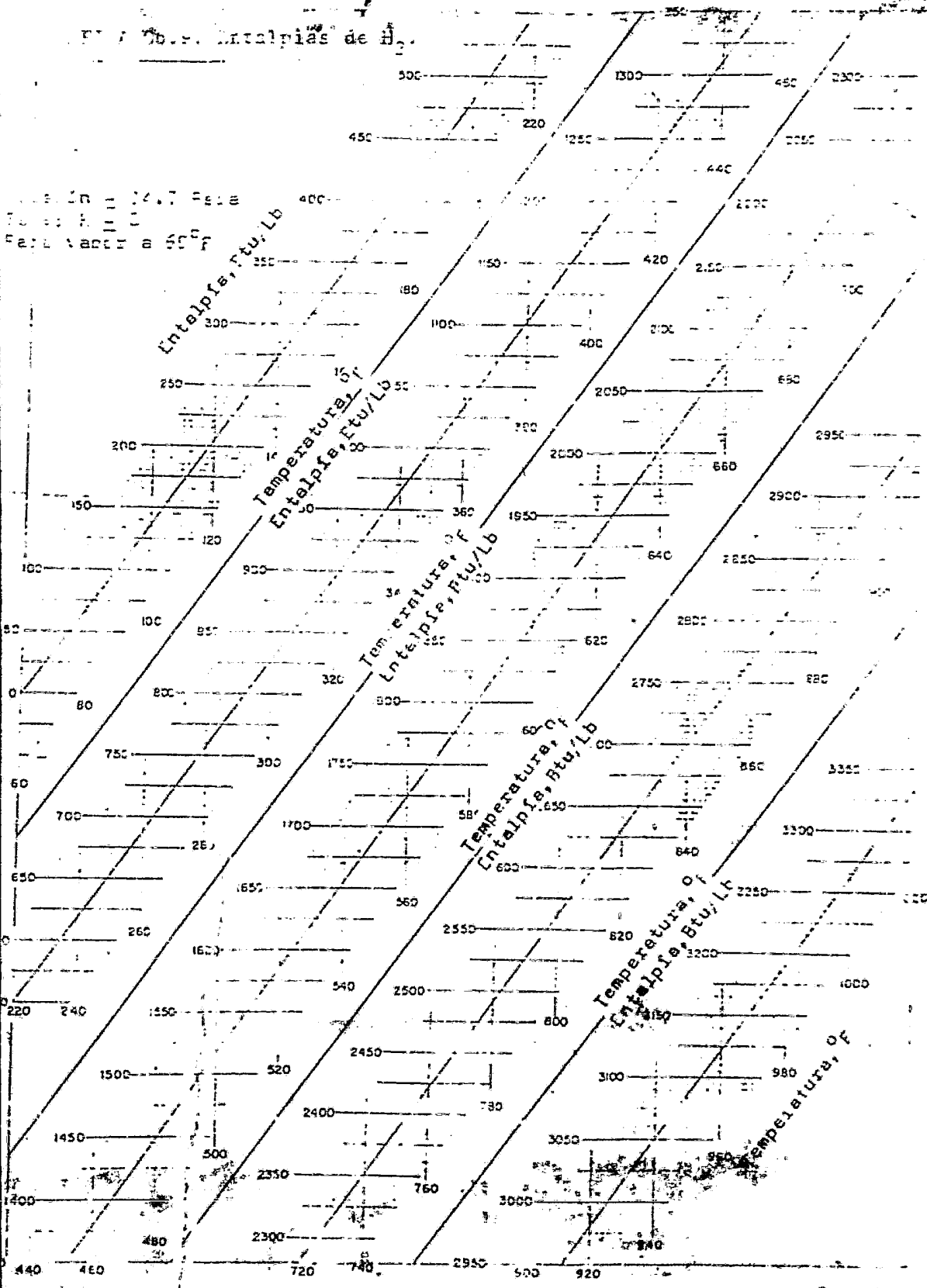


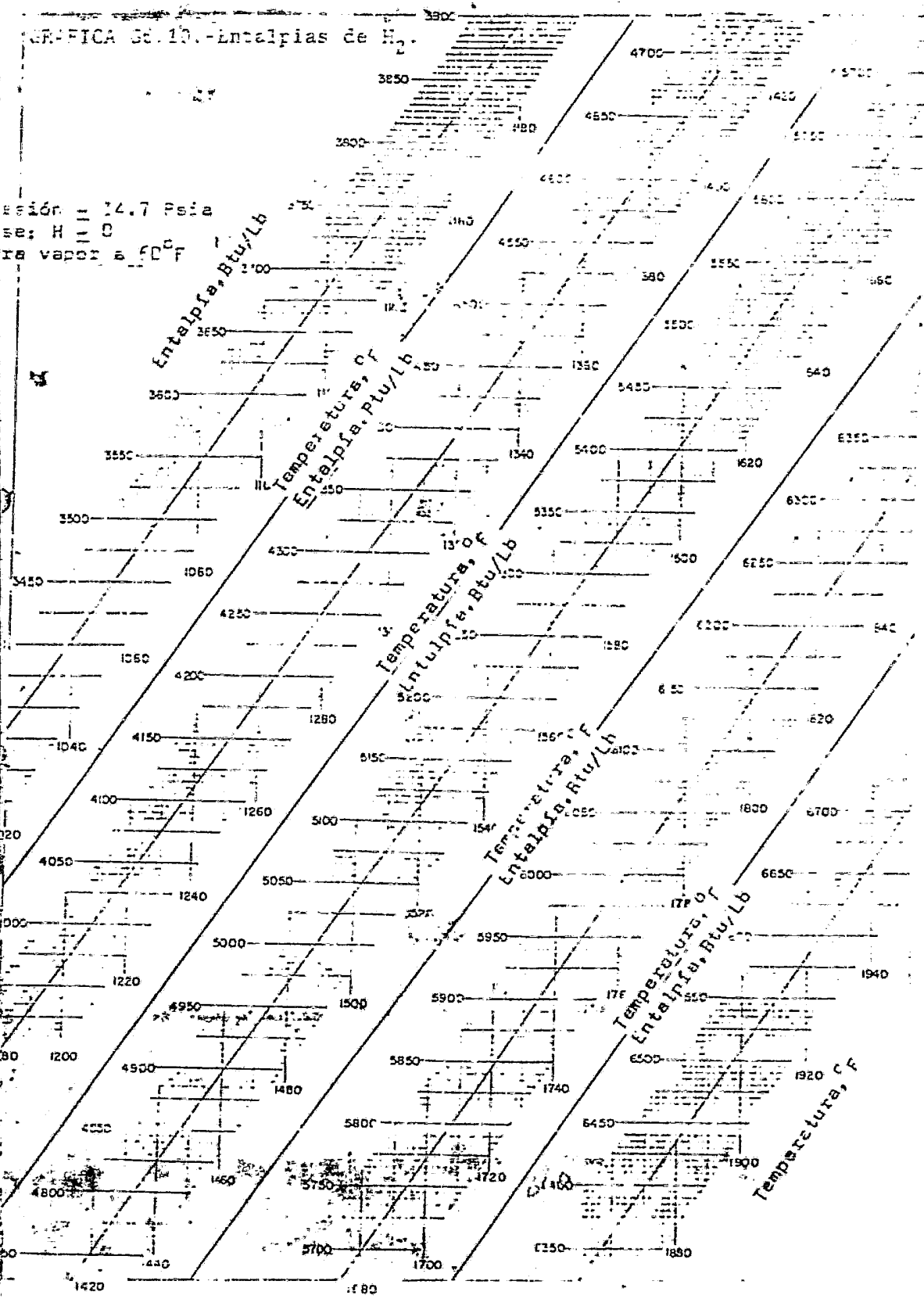
Table of Enthalpies of H₂

Pressure = 14.7 Psia
Temperature = 50°F
Enthalpy = 50°F



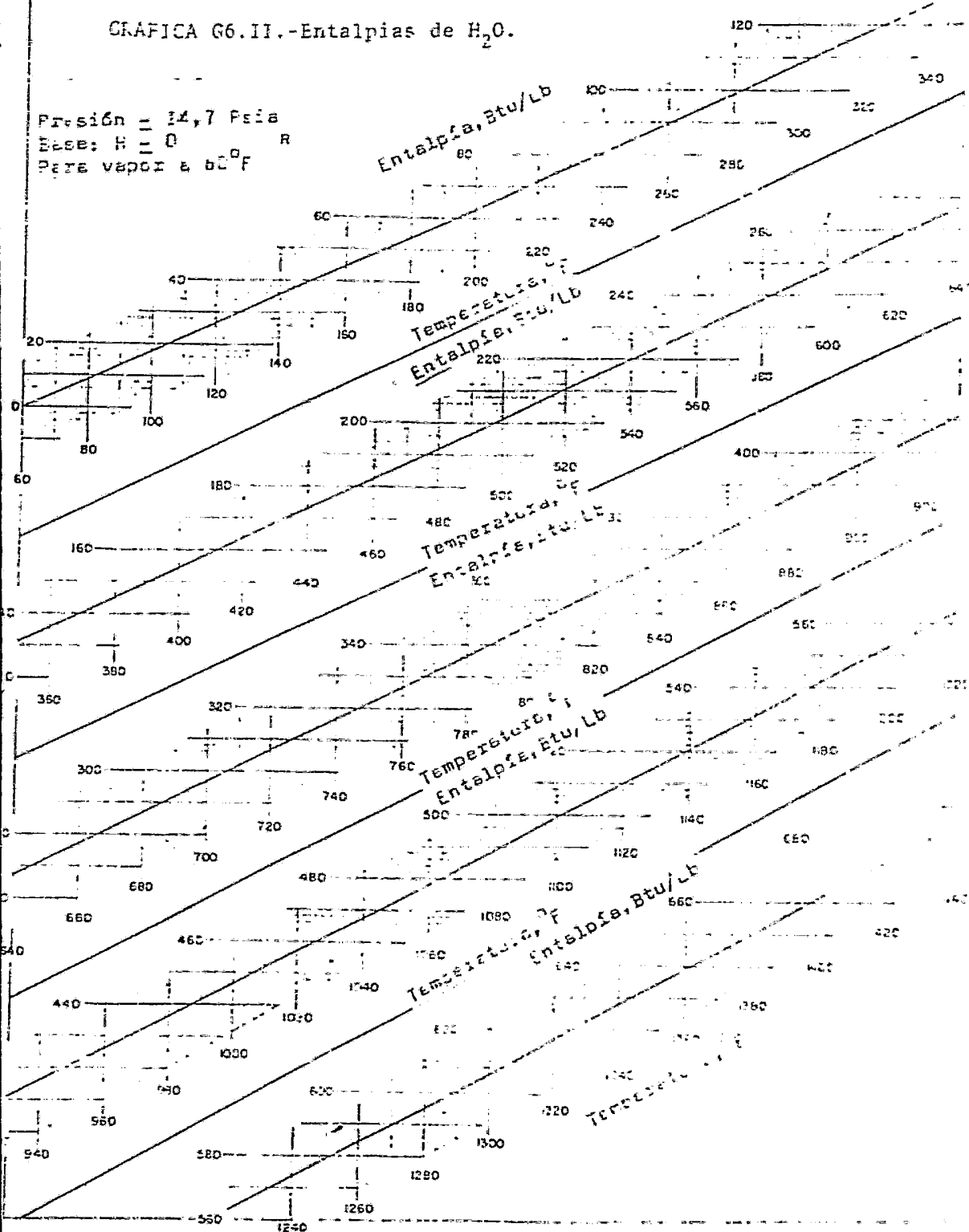
GRÁFICA 38.10.-Entalpias de H₂.

Presión = 14.7 Psia
 Base: H = 0
 Para vapor a 100°F



GRAFICA G6.II.-Entalpias de H₂O.

Presión = 24,7 Psia
Base: H = 0
Para vapor a 60°F



GRAFICA G6.12.-Entalpias de H₂O.

Presión = 14.7 Psia

Case: H = 0

Date vapor a 60°F

Entalpia, Btu/Lb.

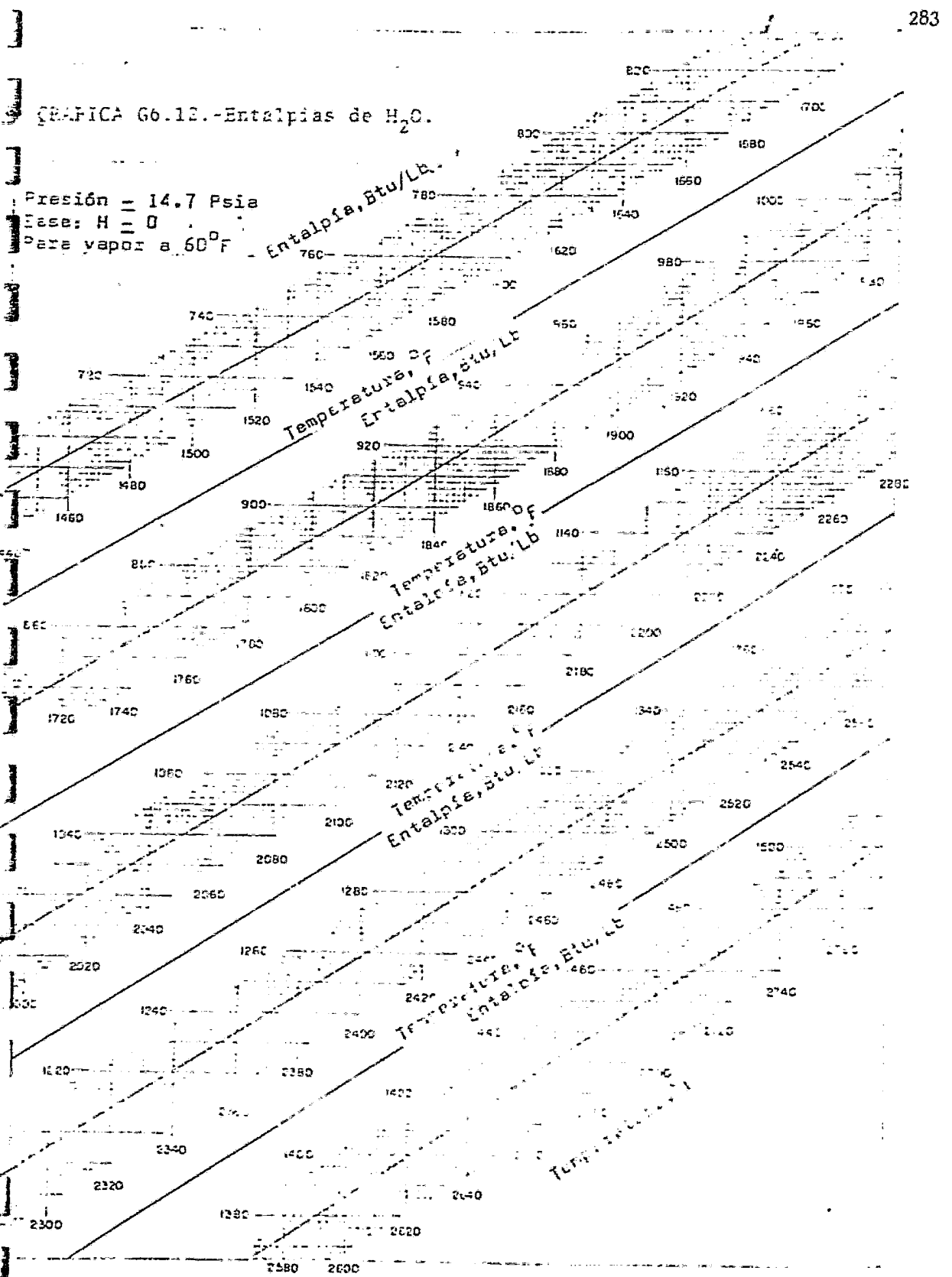
Temperatura, °F
Entalpia, Btu, Lb

Temperatura, °F
Entalpia, Btu, Lb

Temperatura, °F
Entalpia, Btu, Lb

Temperatura, °F
Entalpia, Btu, Lb

Temperatura, °F
Entalpia, Btu, Lb



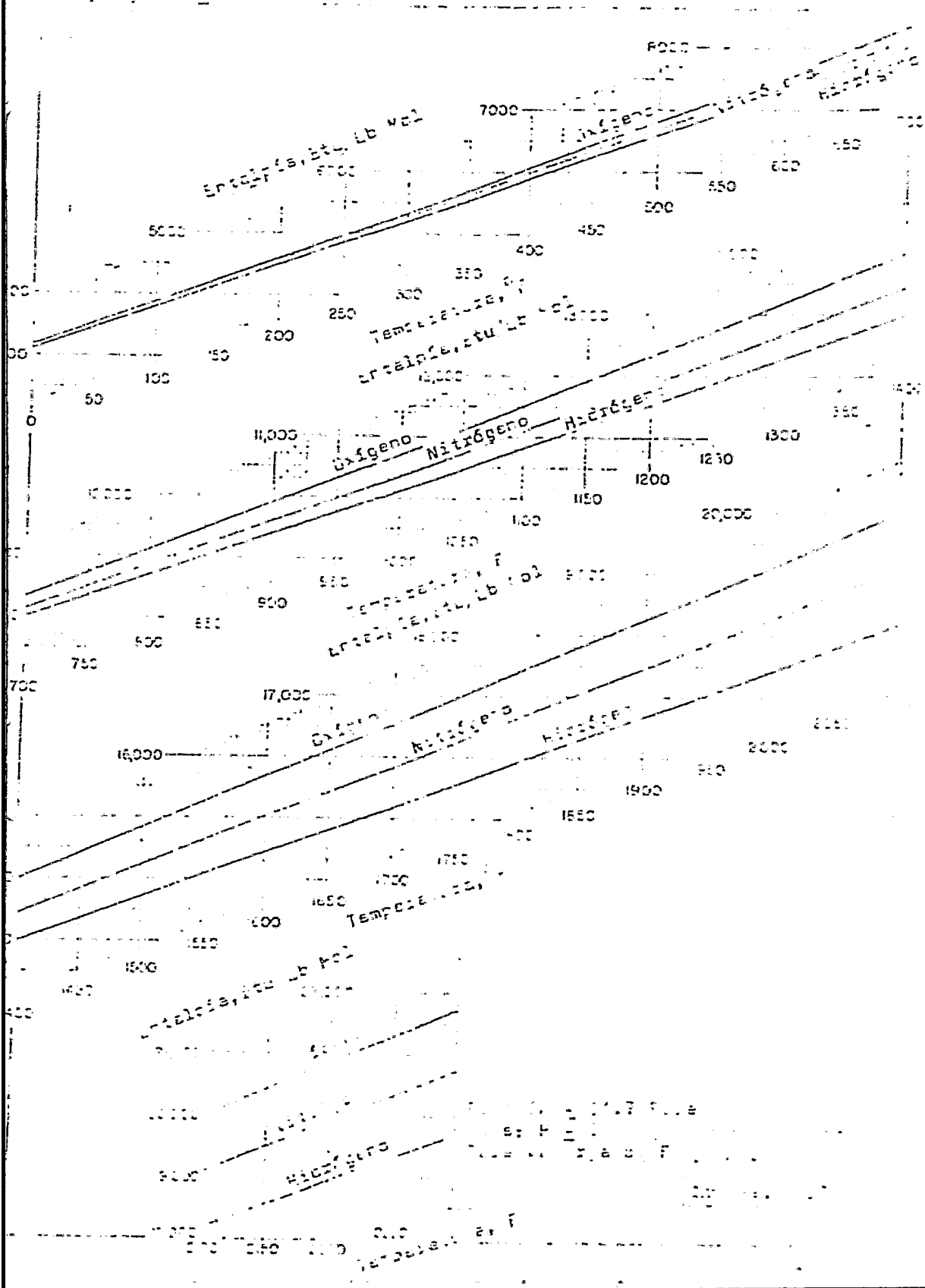


Fig. 14. Enthalpies absolute molales, de vapor de H₂O. -9200

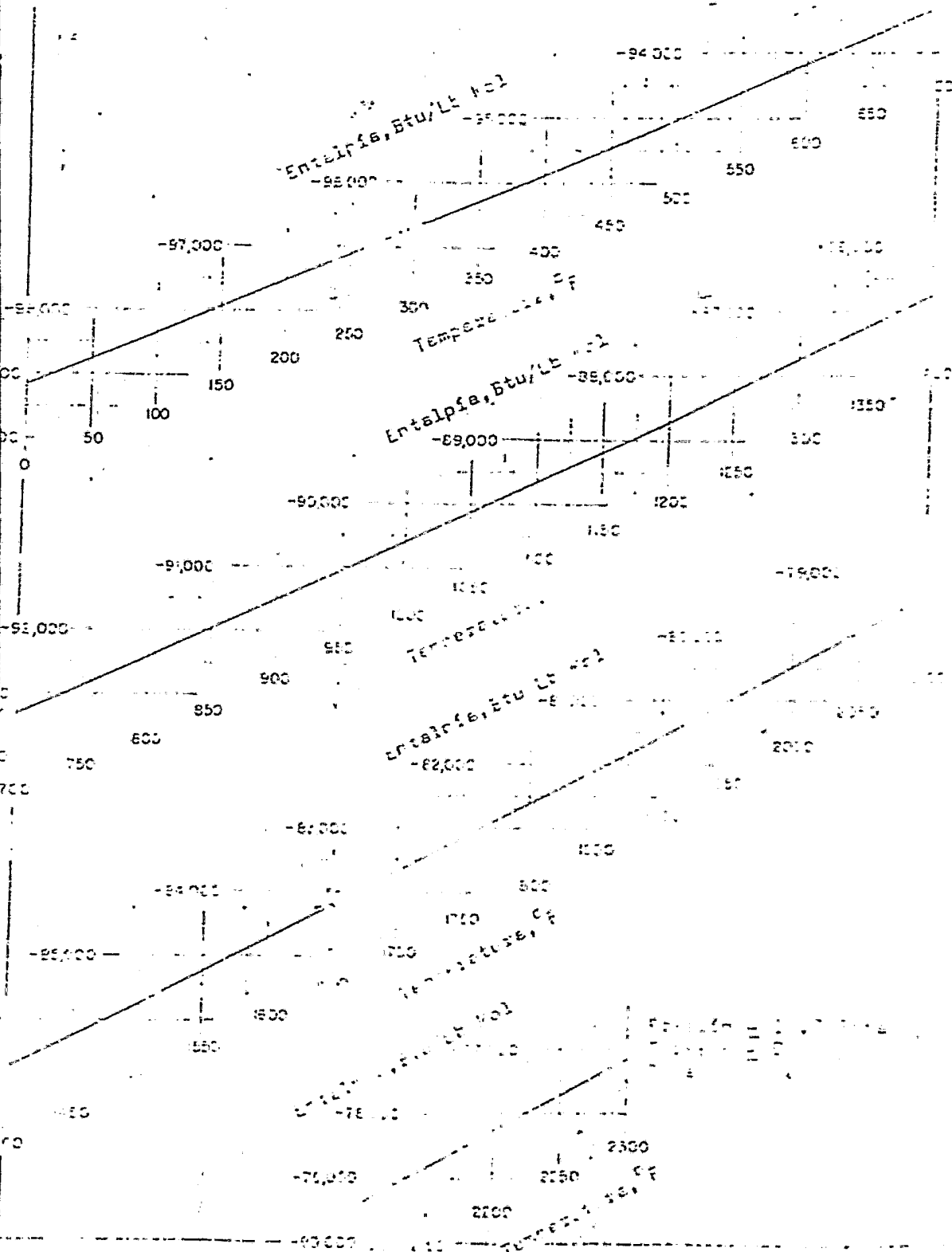
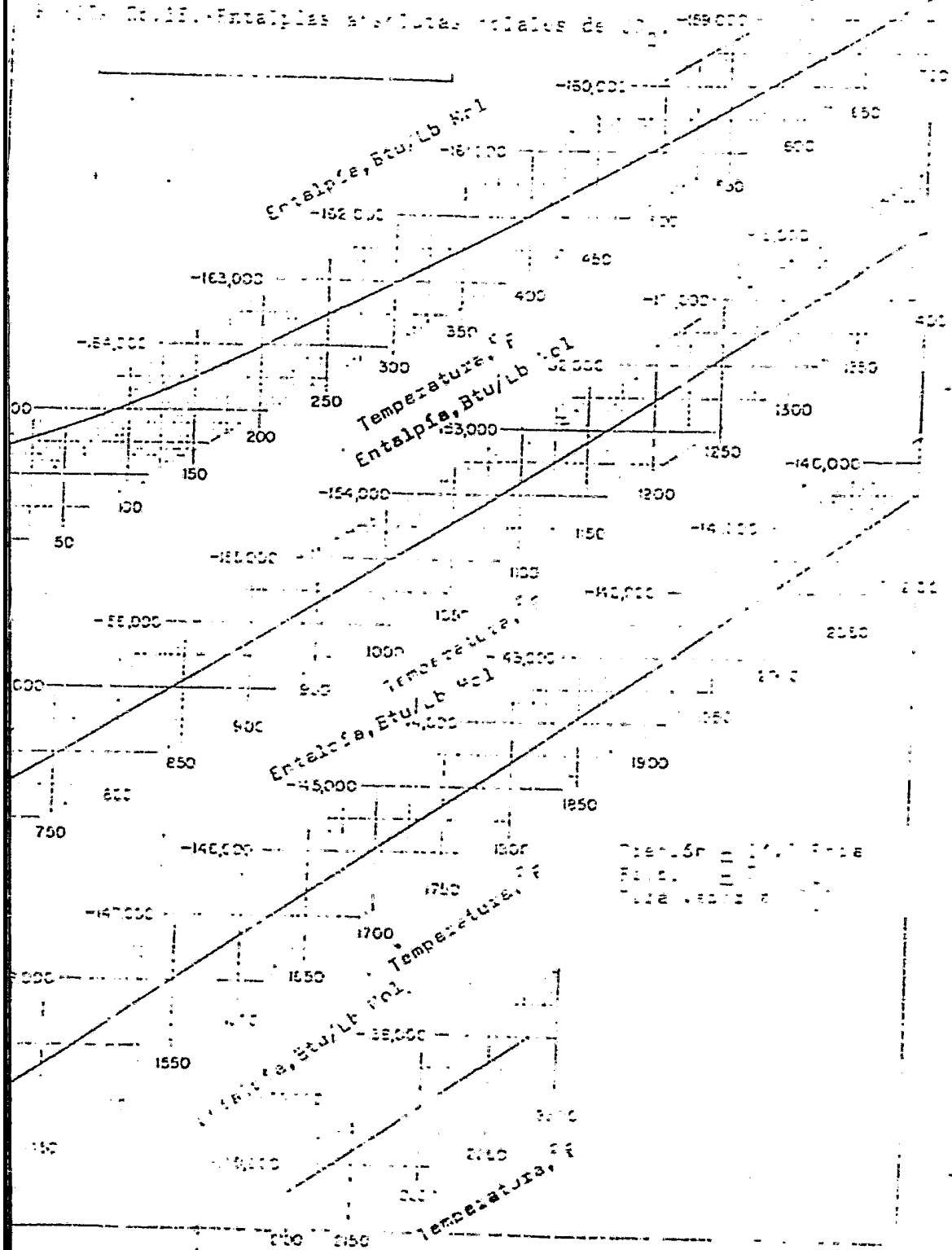
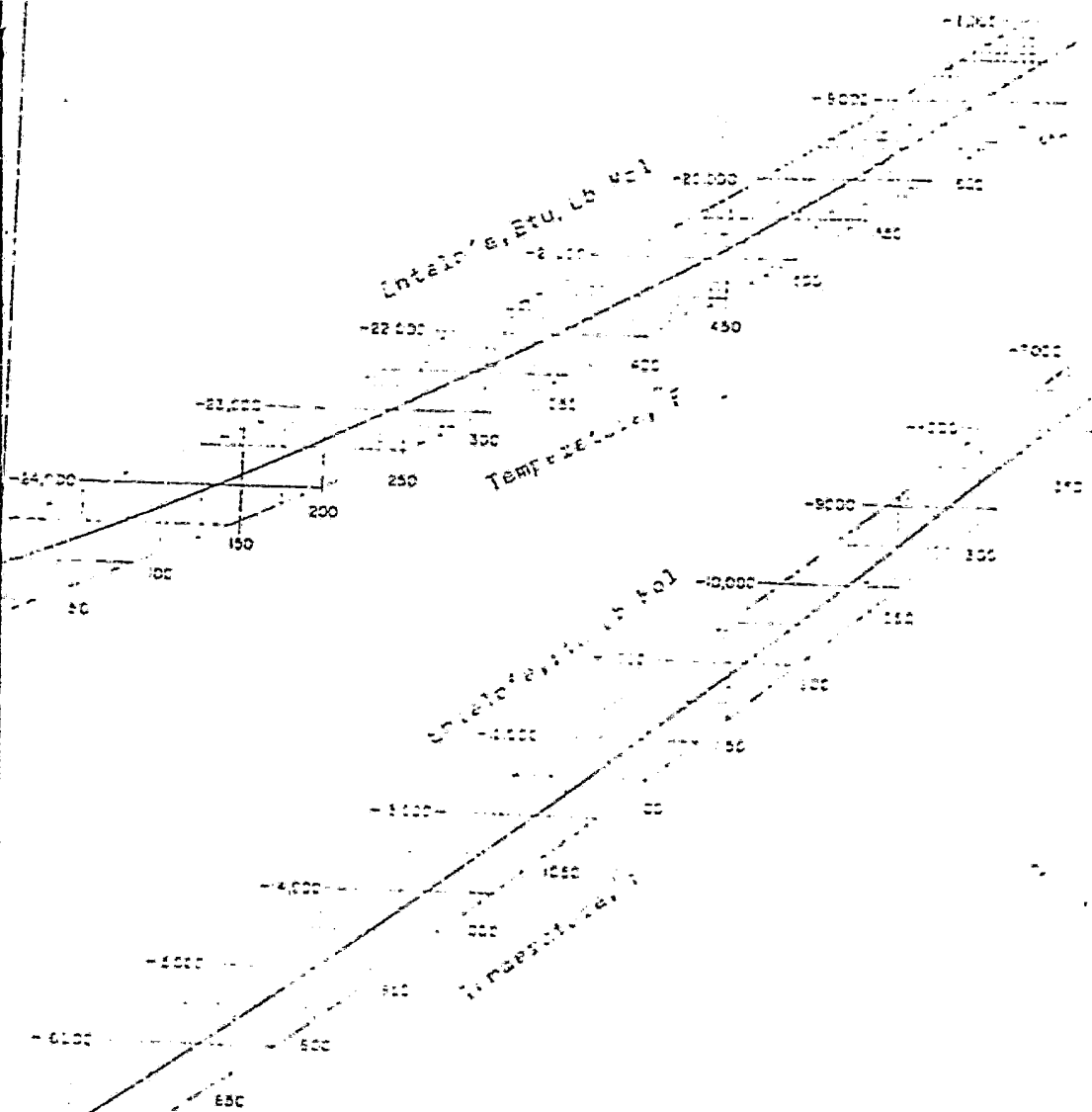
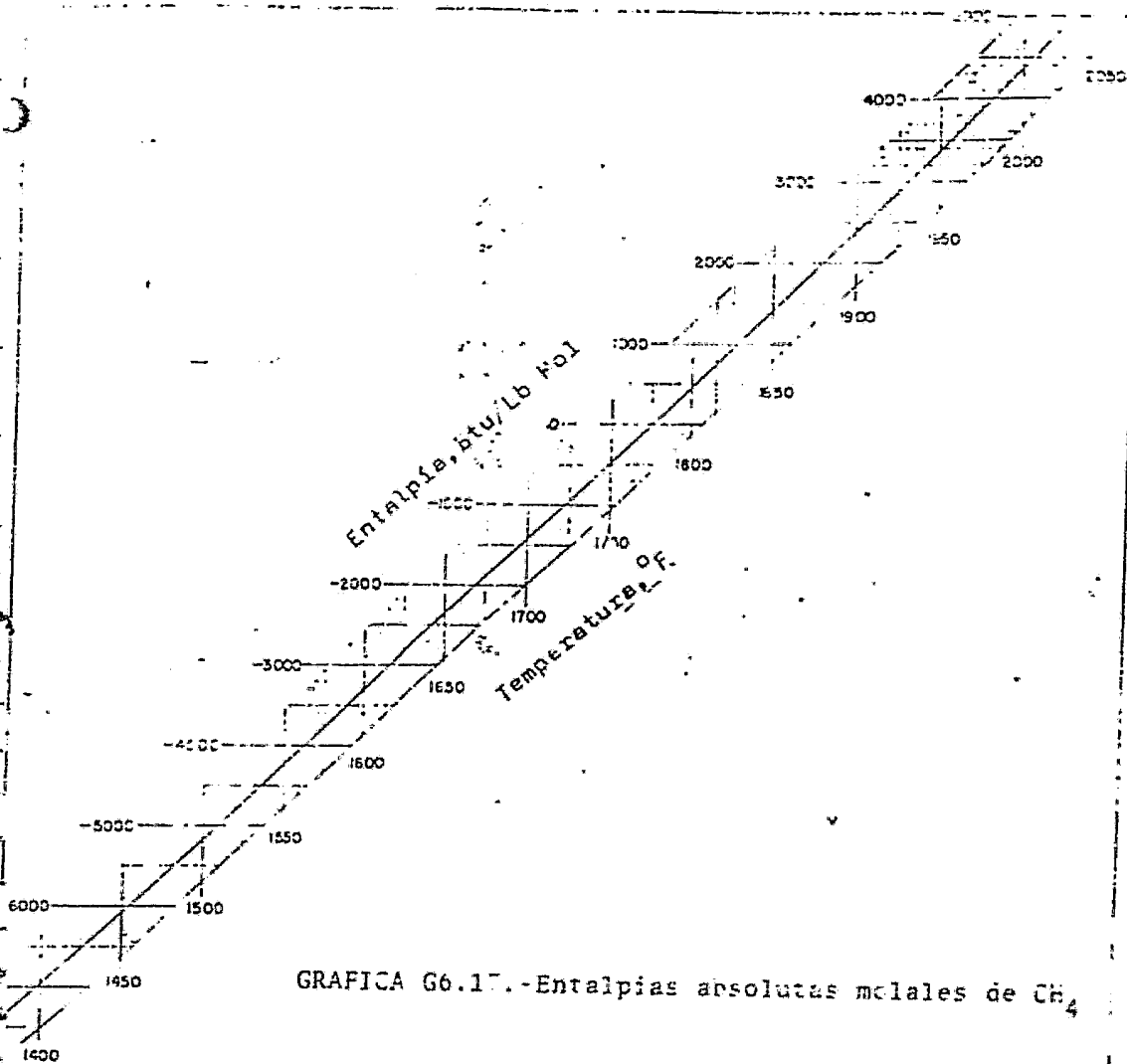


Fig. 15. Enthalpies associated with the de...

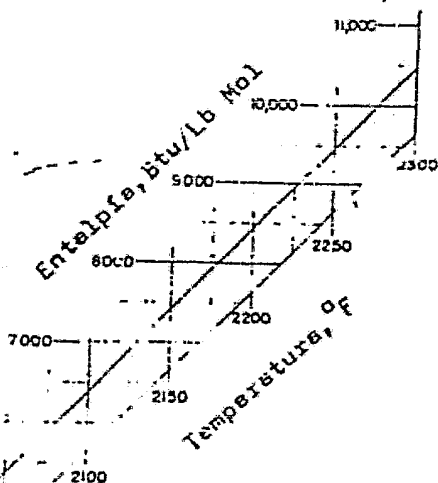




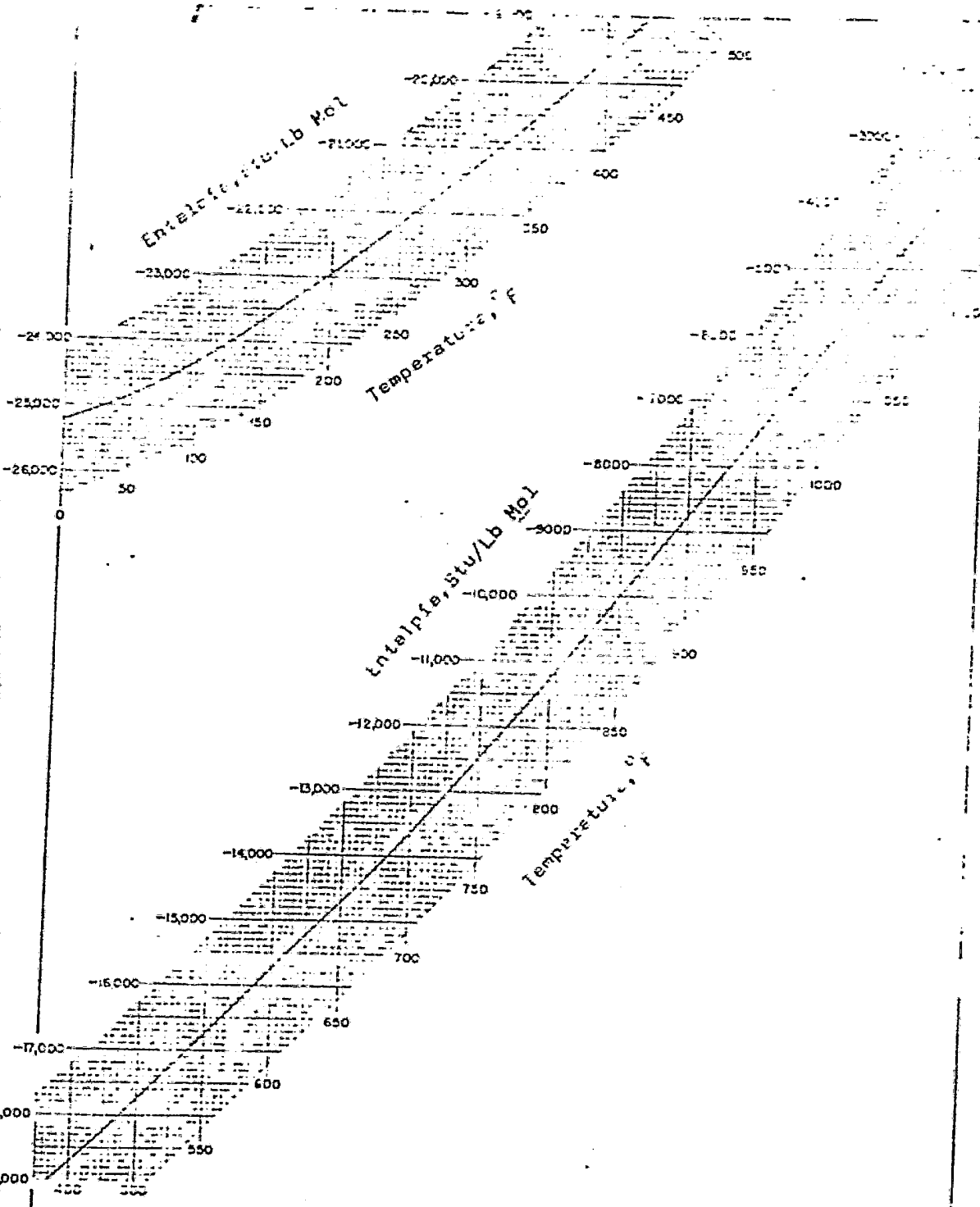
GRAPICA No. 16. Entalpias absolutas molares de H₂O



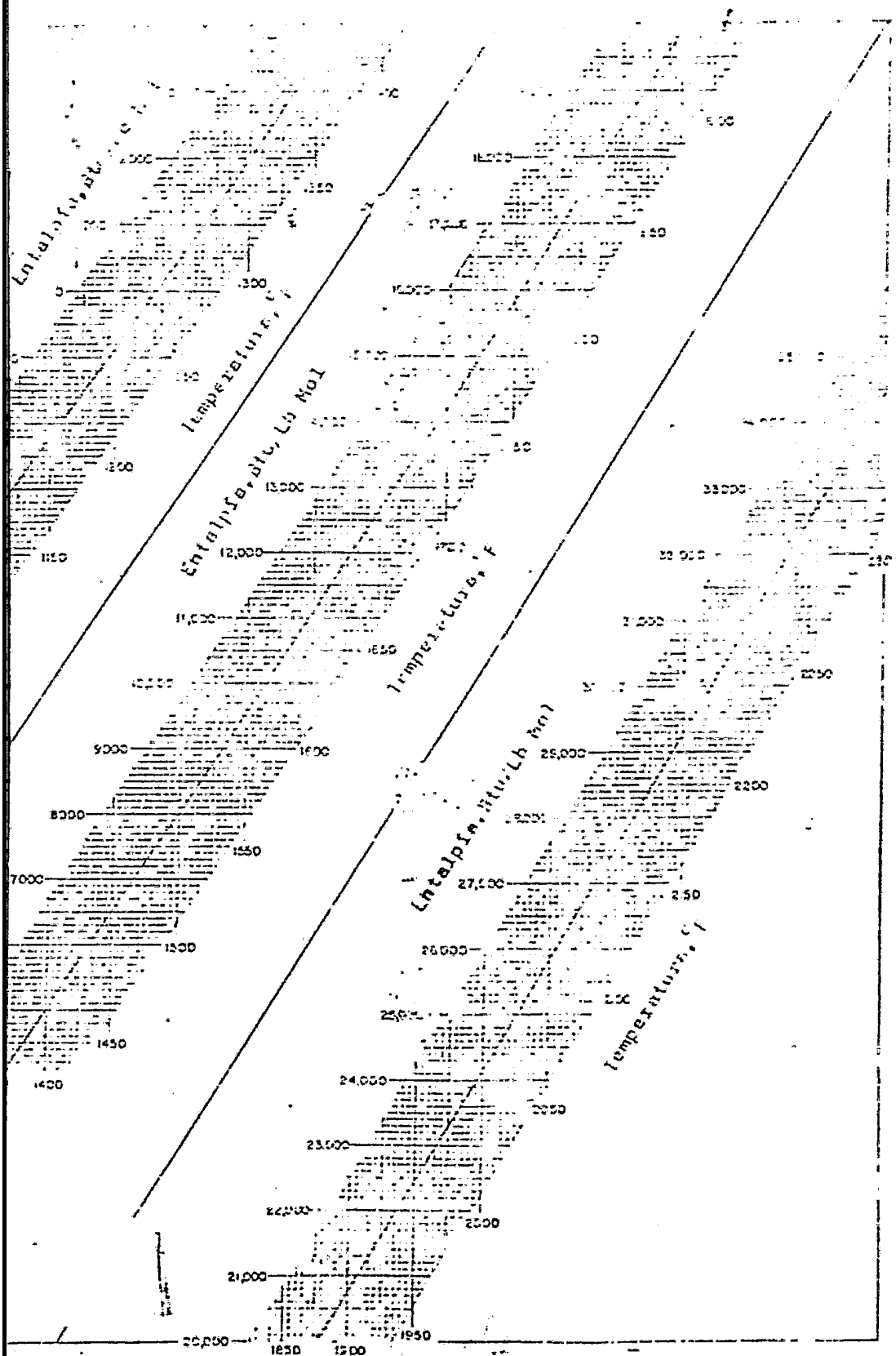
GRAFICA G6.17.-Entalpias absolutas molales de CH₄



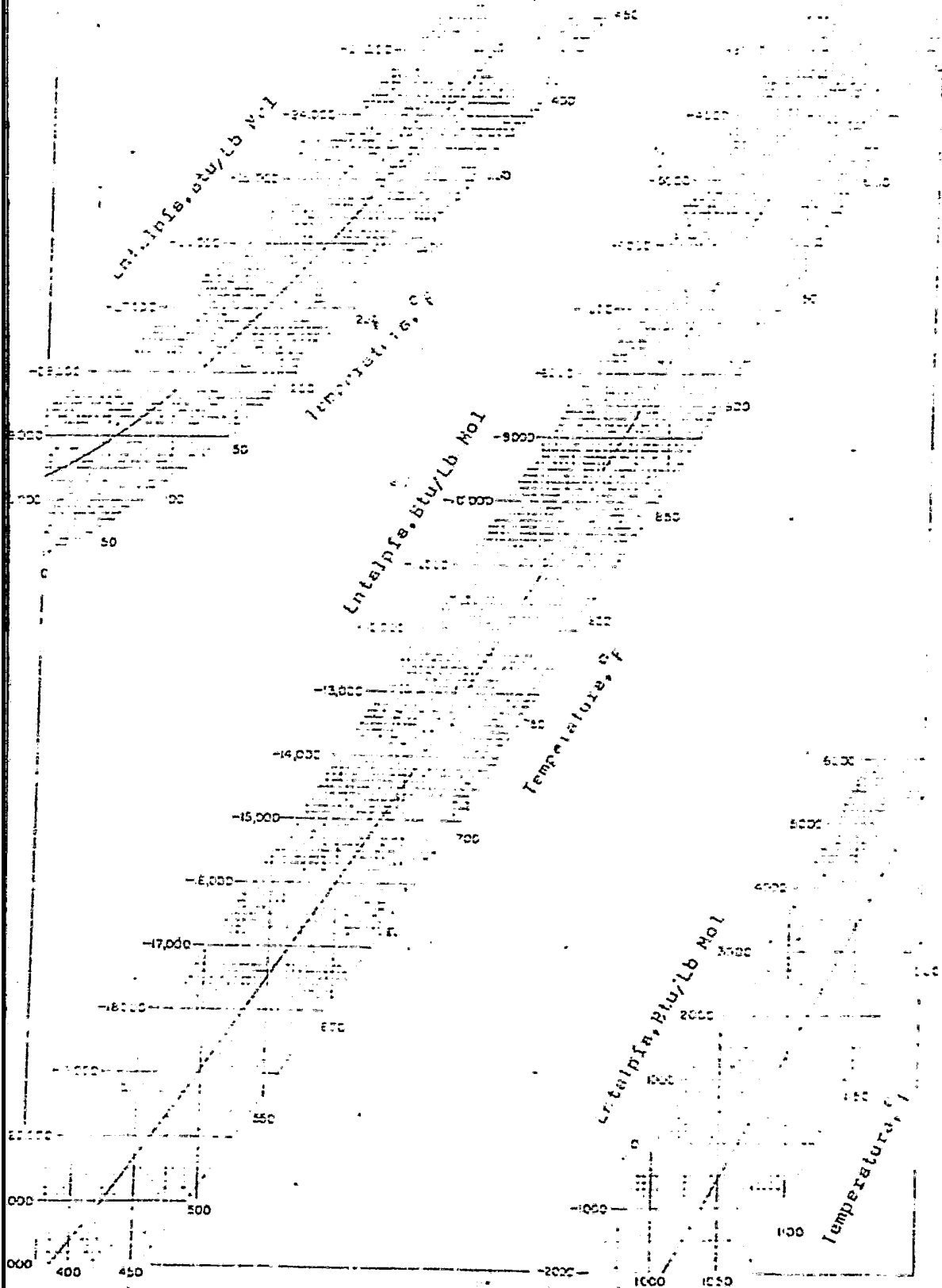
23/10

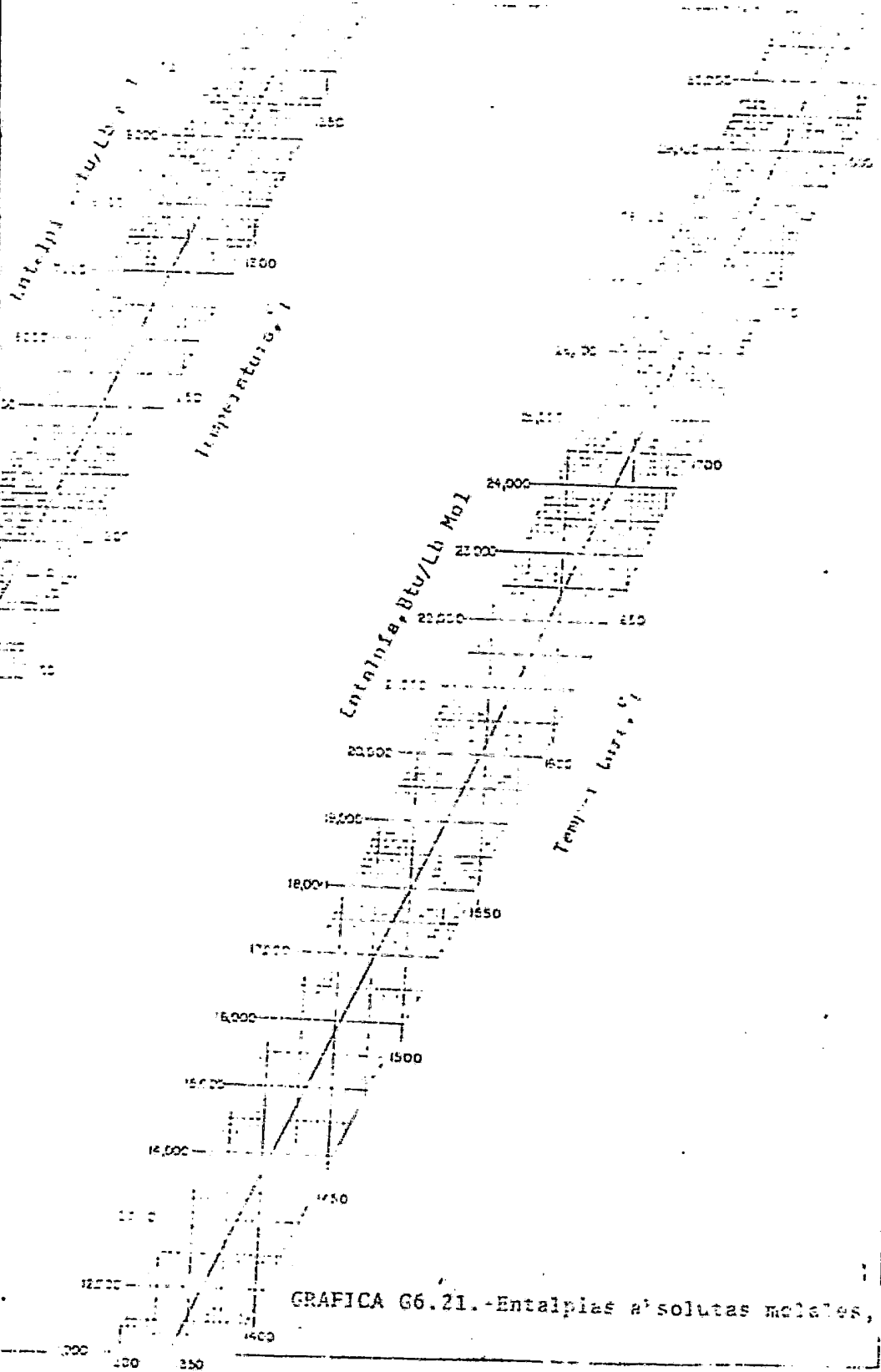


GRAFICA G6.18.-Entalpias absolutas molales de C_2H_6 .

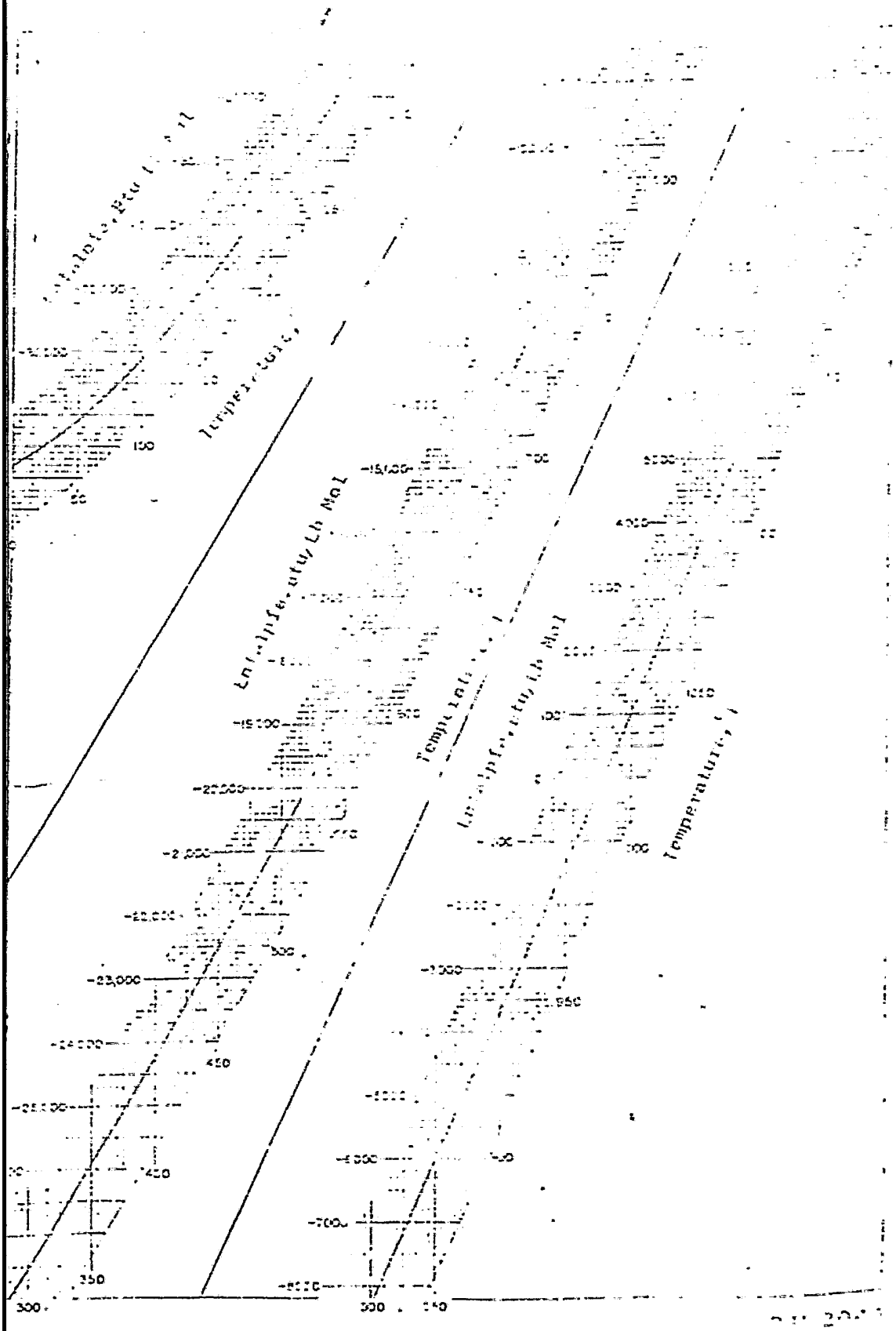


GRAFICA G6.19.-Entalpias absolutas molales, de C₂H₂





GRAFICA G6.21.-Entalpias absolutas molales, de C₂H₆.



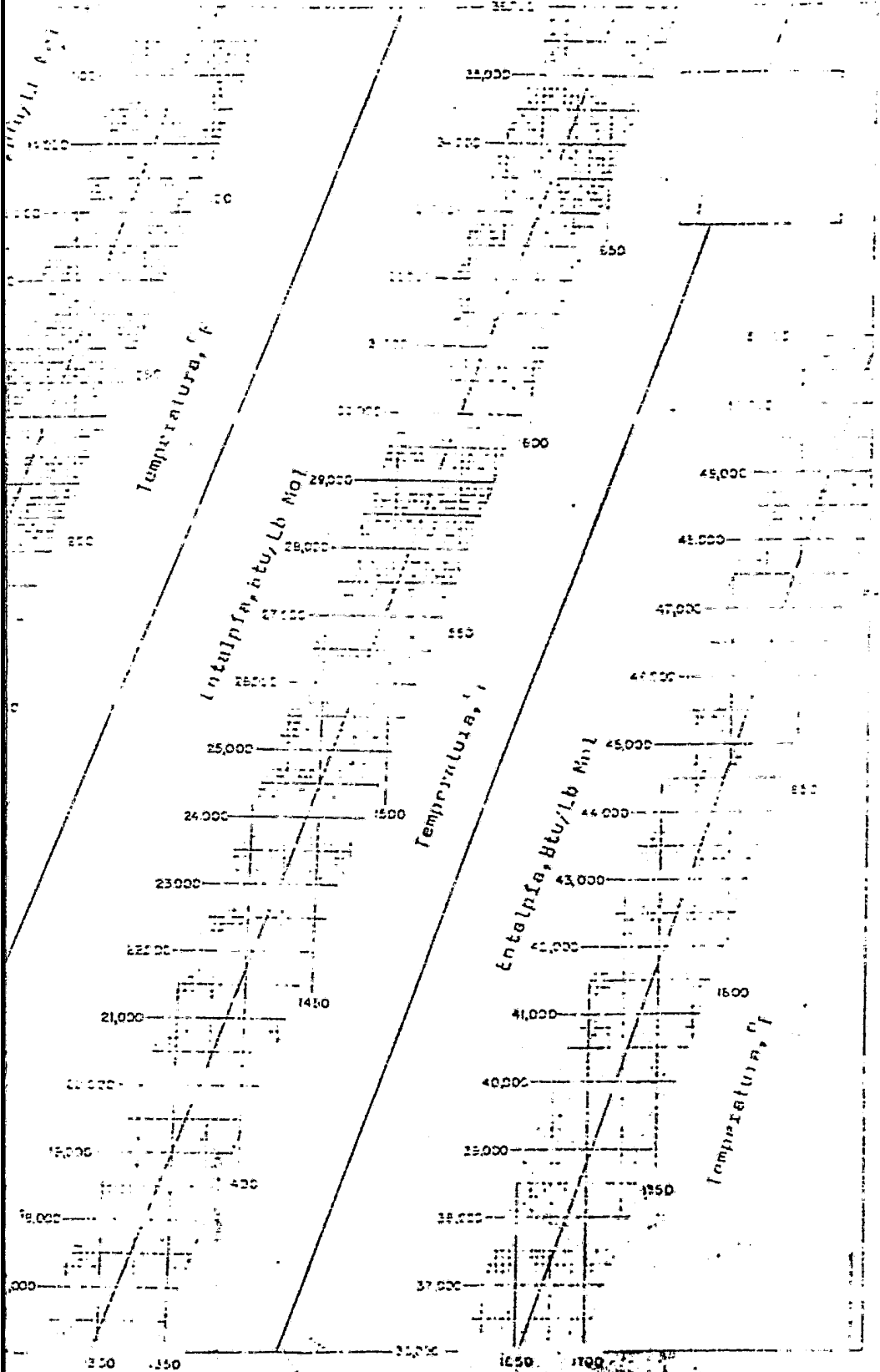
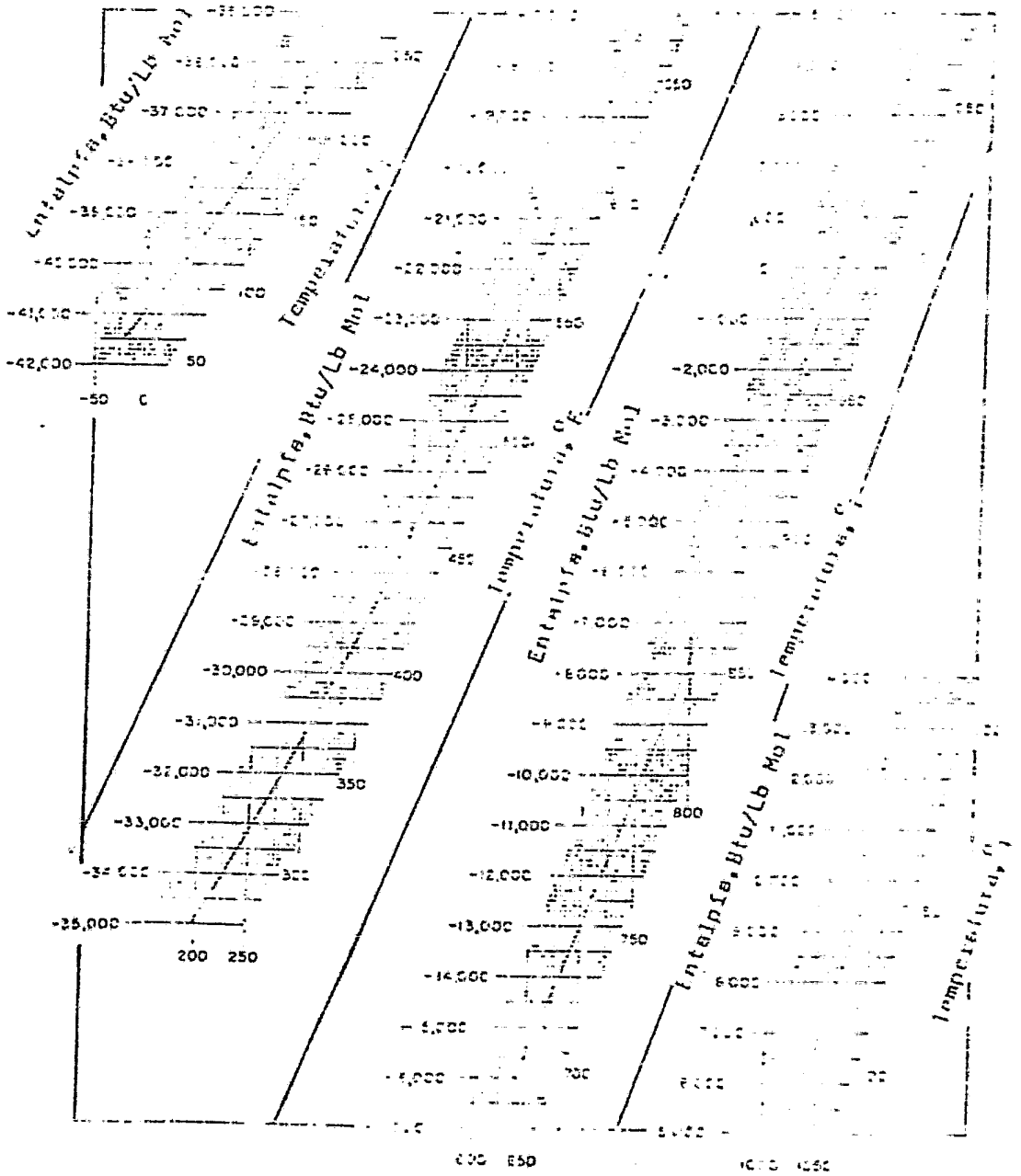


Figure 1. Enthalpy vs. relative humidity for water vapor

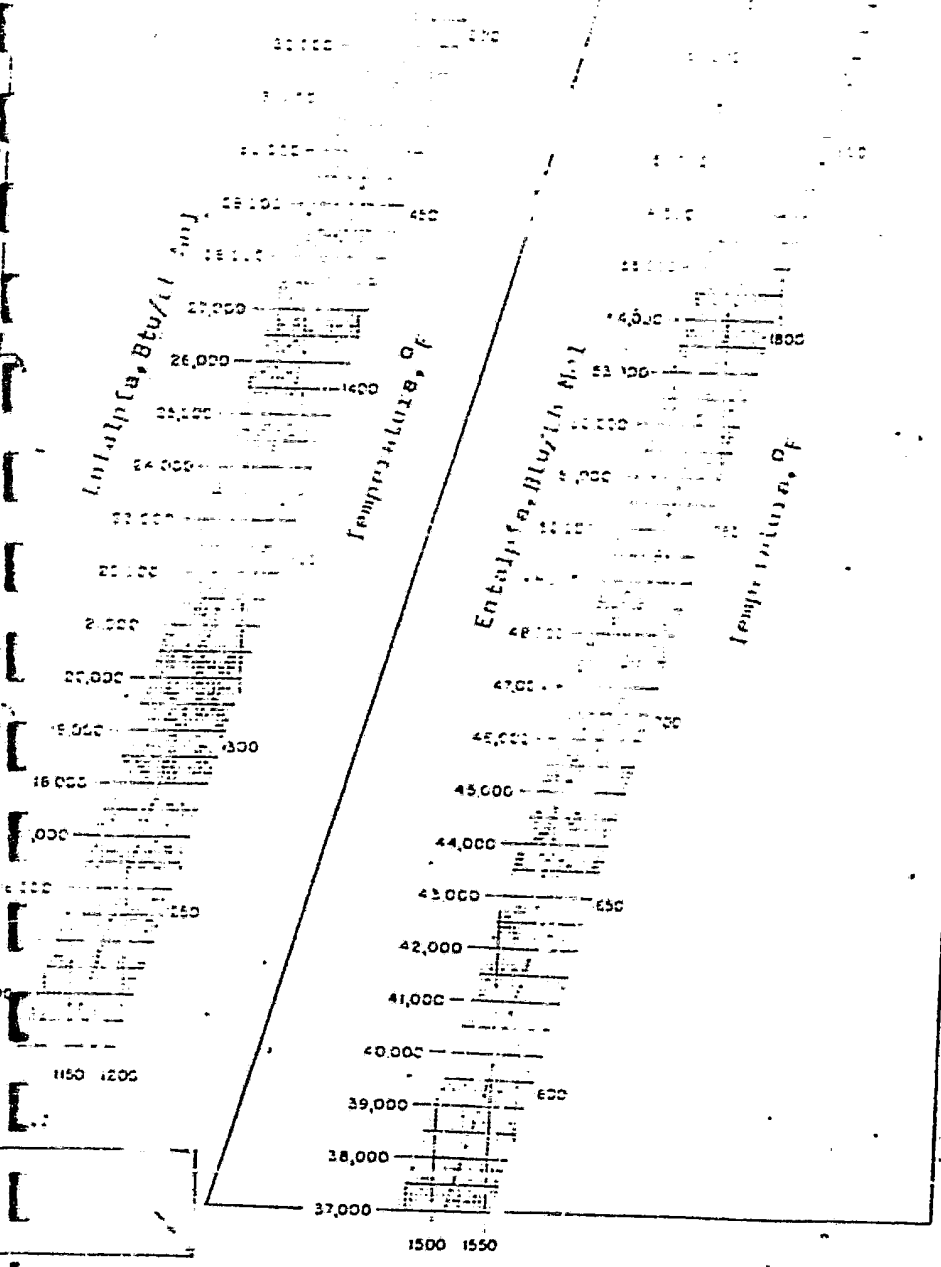


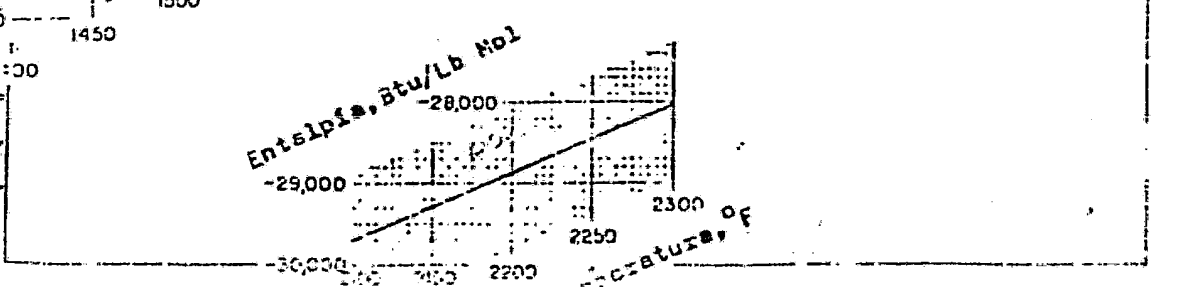
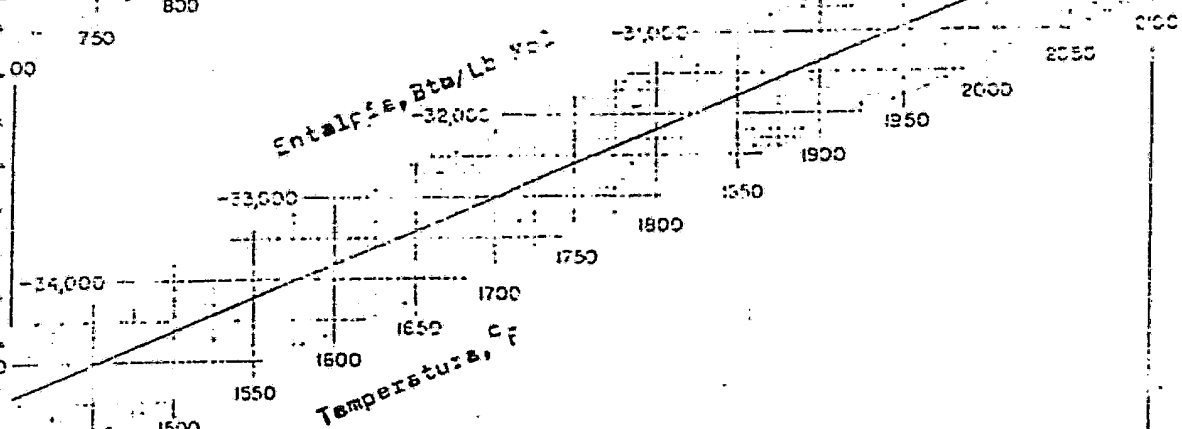
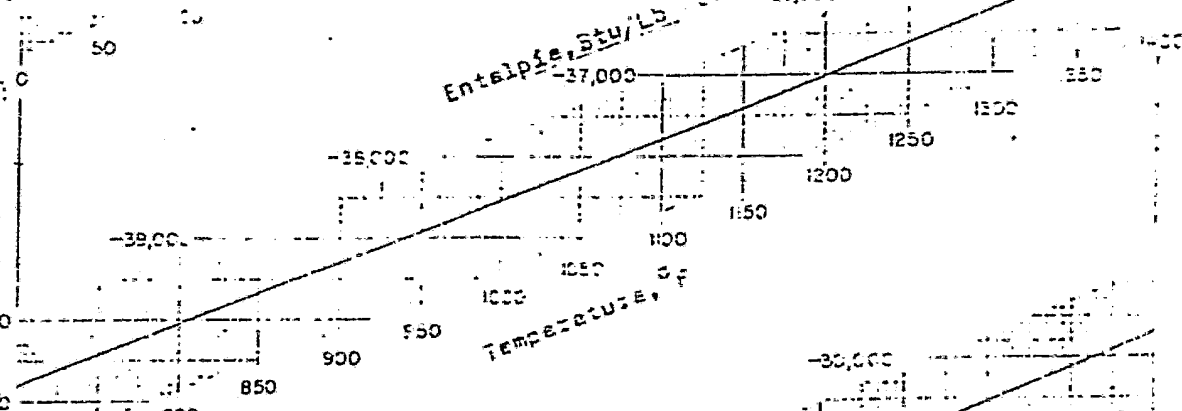
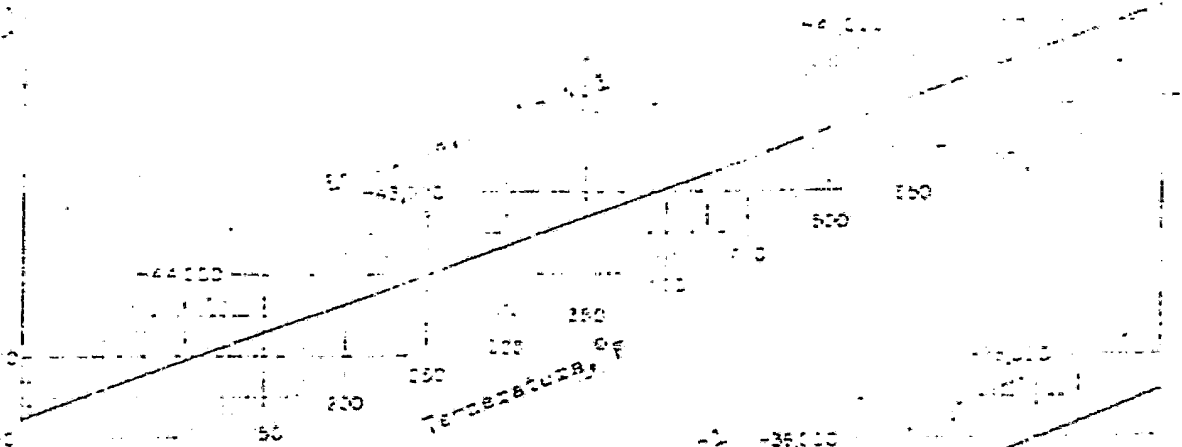
600 850

1000 1050

Enthalpy, Btu/Lb Mol

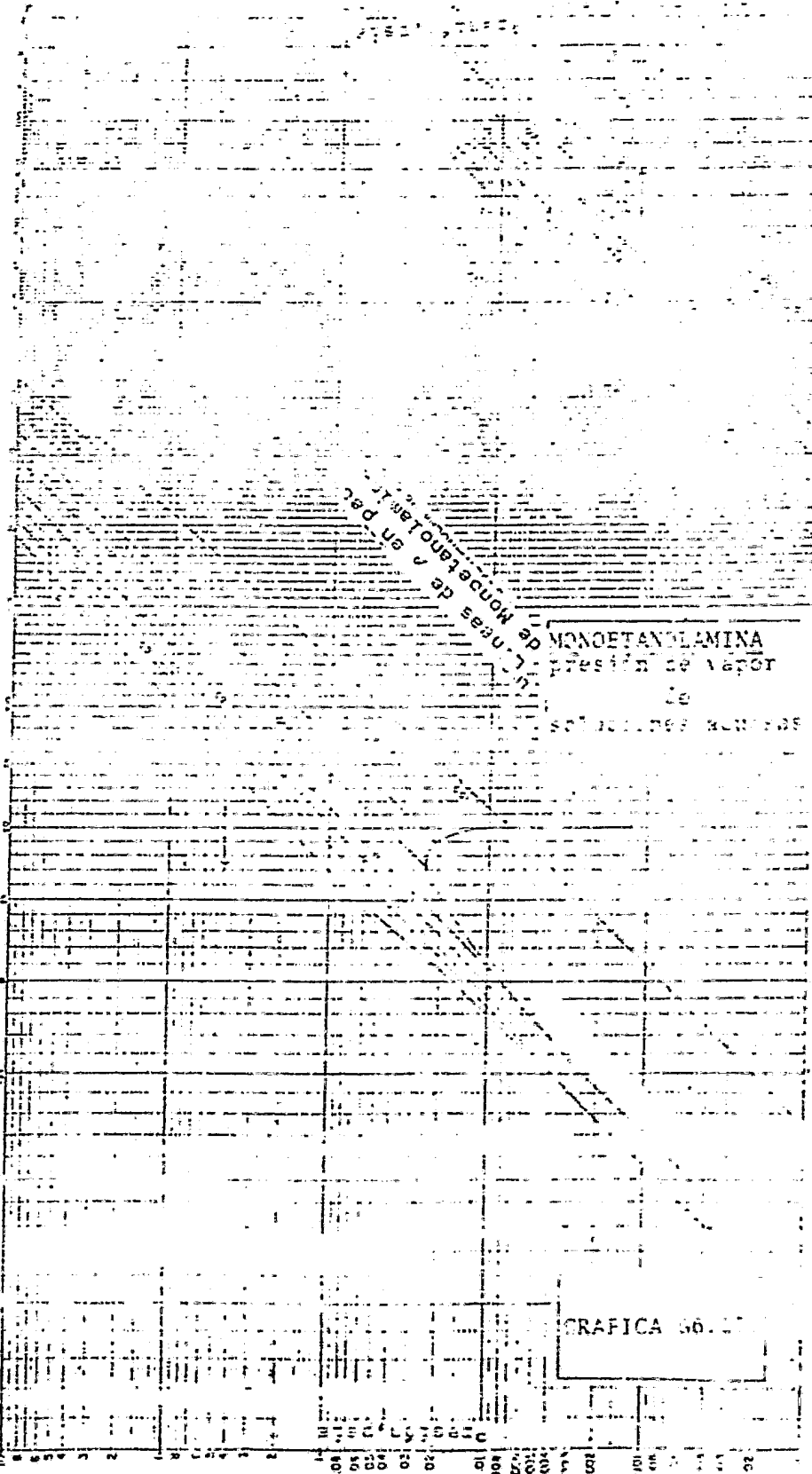
Temperature, C





Temperatura, °F

Temperatura, °F



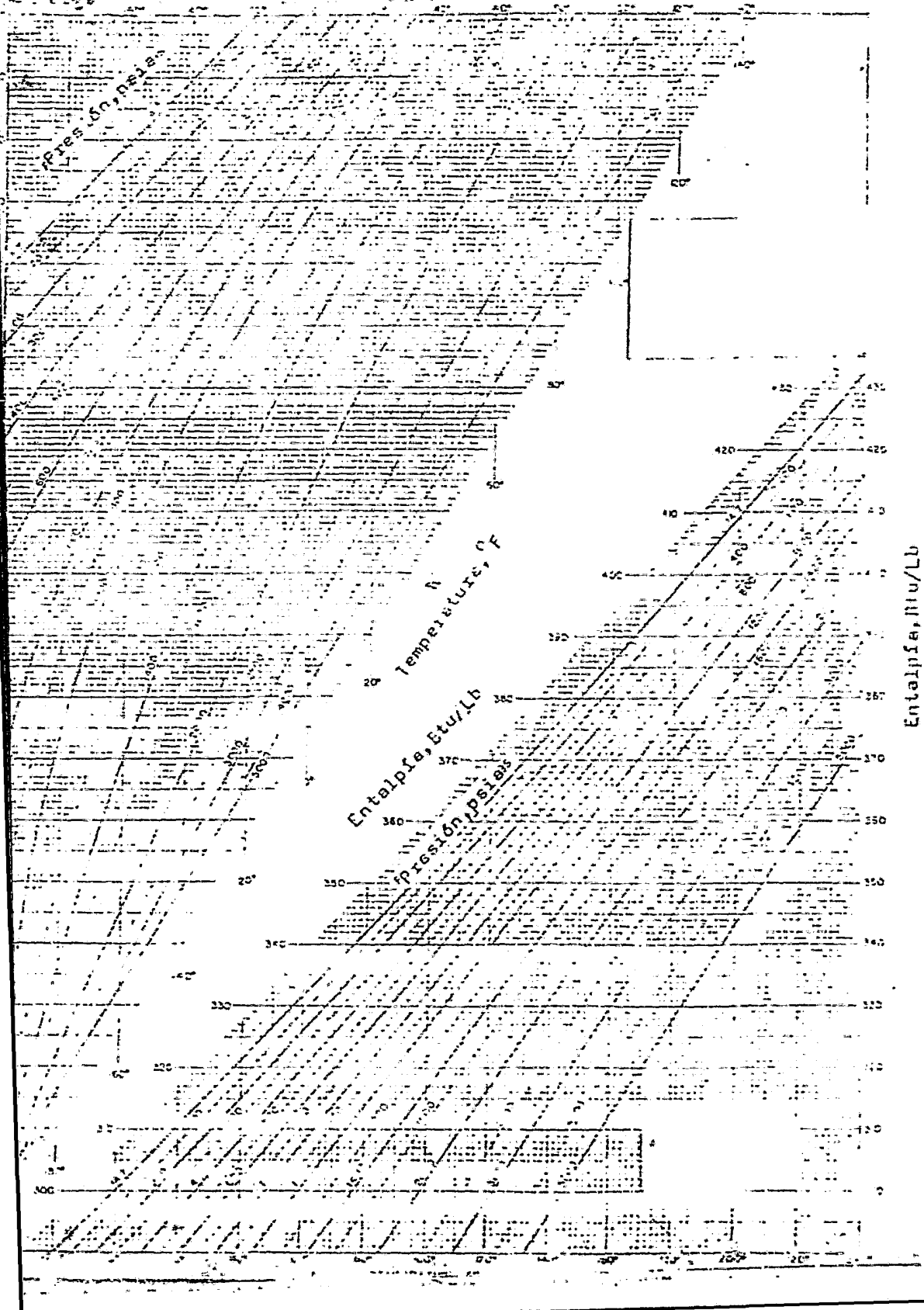
L. Neas de 2 en pac.
 de Monoetanolamina

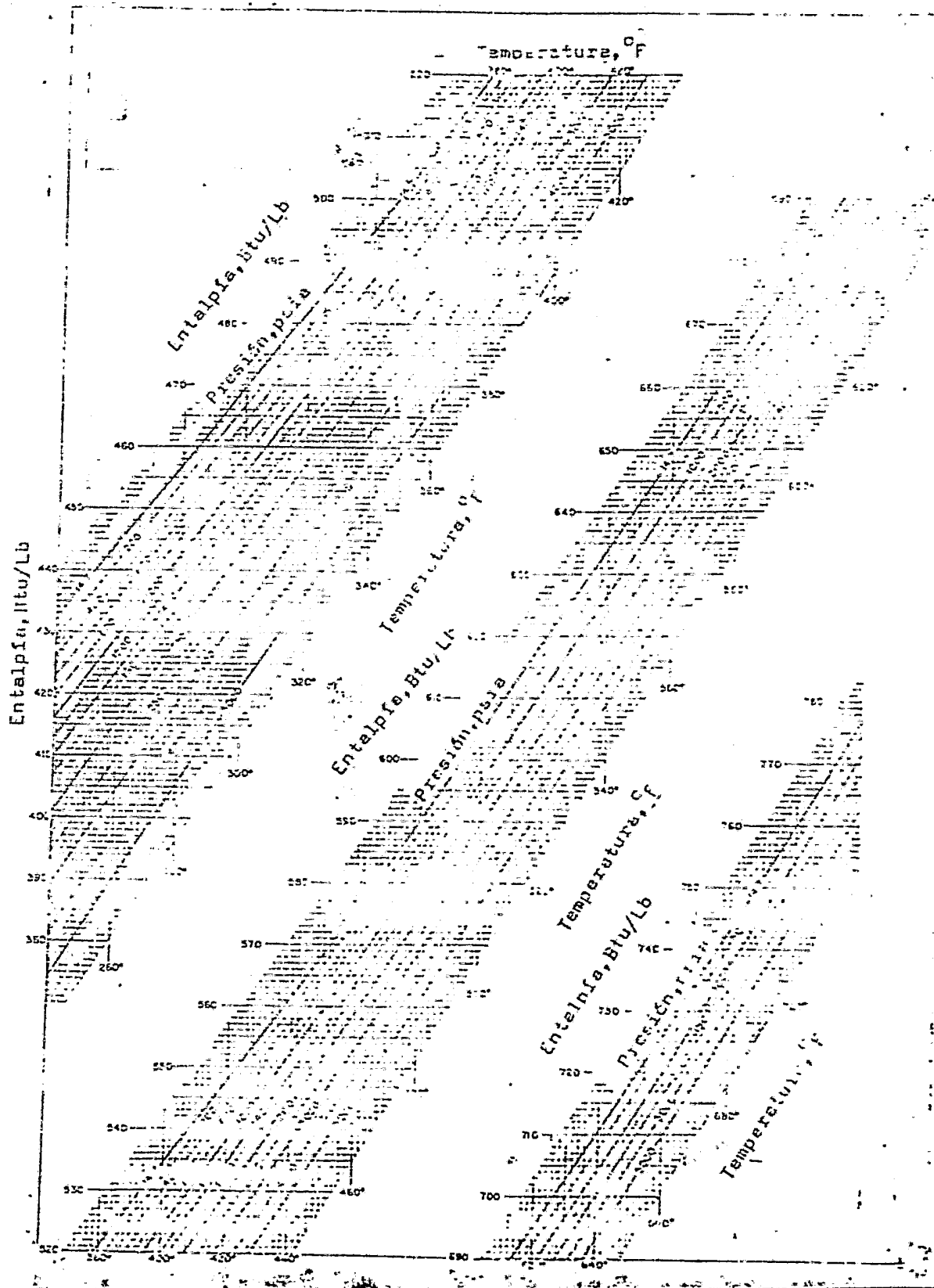
MONOETANOLAMINA
 presión de vapor

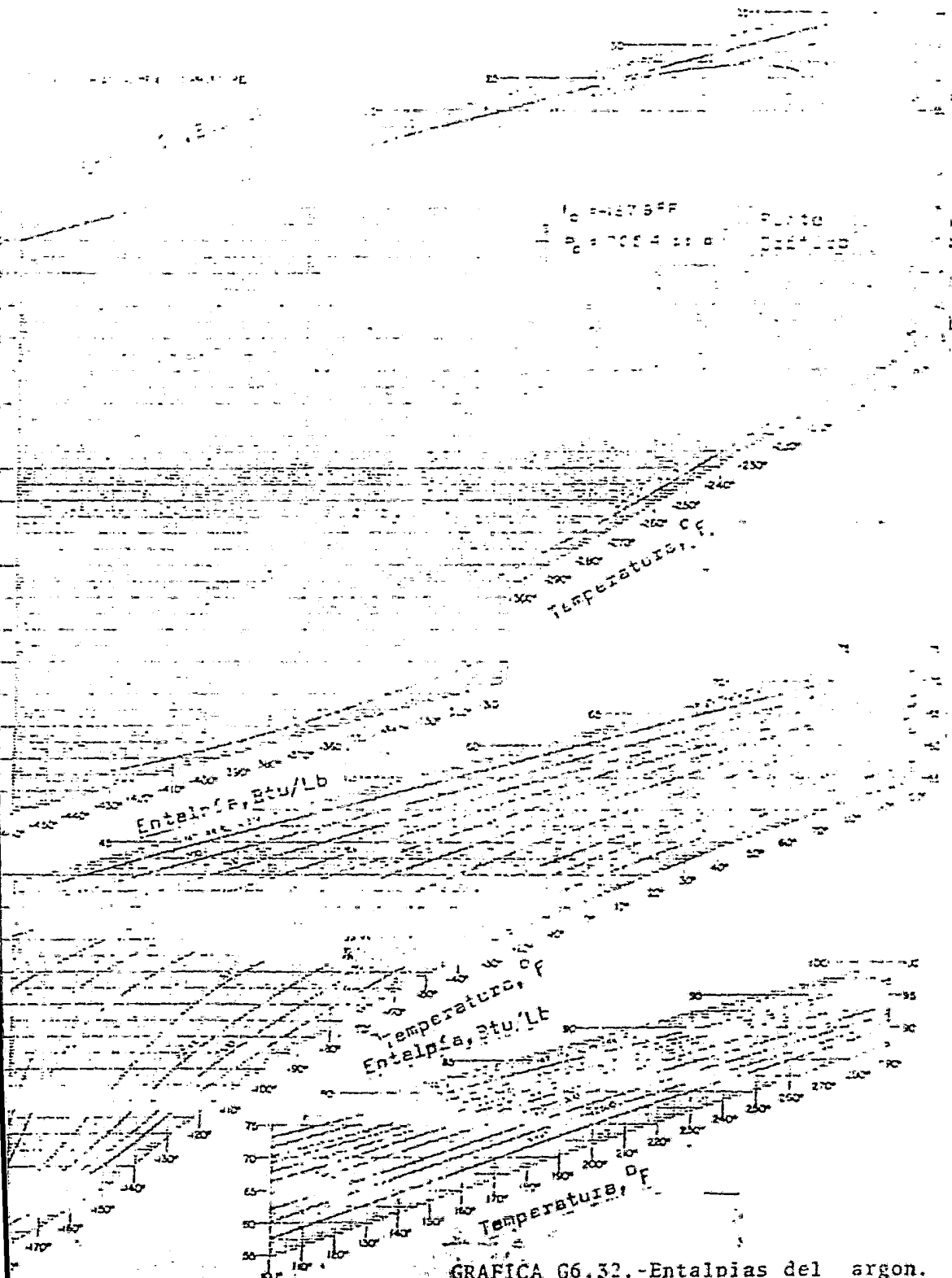
GRAFICA 56.1

10 20 30 40 50 60 70 80 90 100 110 120 130 140 150 160 170 180 190 200 210 220 230 240 250 260 270 280 290 300 310 320 330 340 350 360 370 380 390 400 410 420 430 440 450 460 470 480 490 500 510 520 530 540 550 560 570 580 590 600 610 620 630 640 650 660 670 680 690 700 710 720 730 740 750 760 770 780 790 800 810 820 830 840 850 860 870 880 890 900 910 920 930 940 950 960 970 980 990 1000

TABLE STU-11

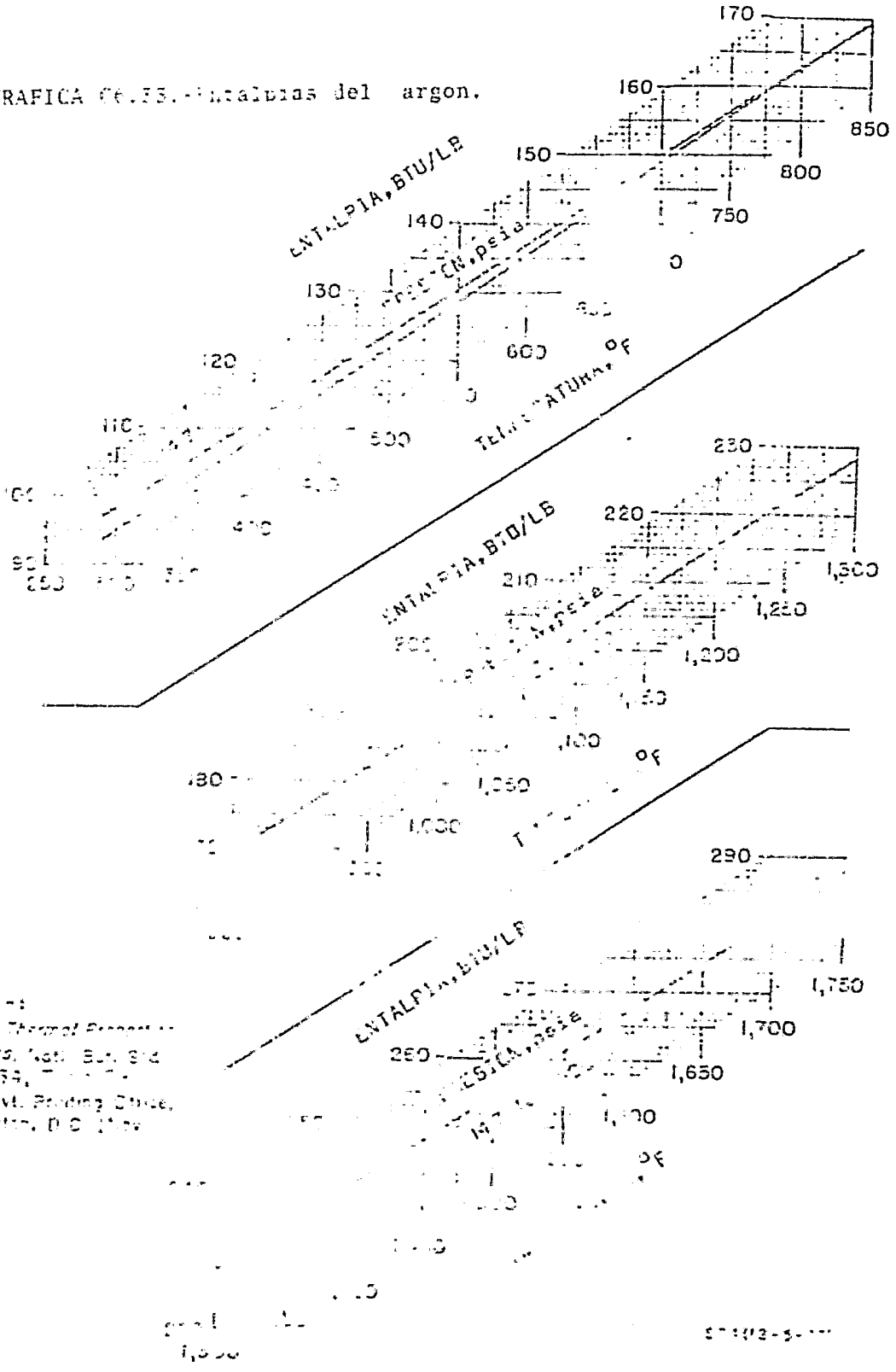




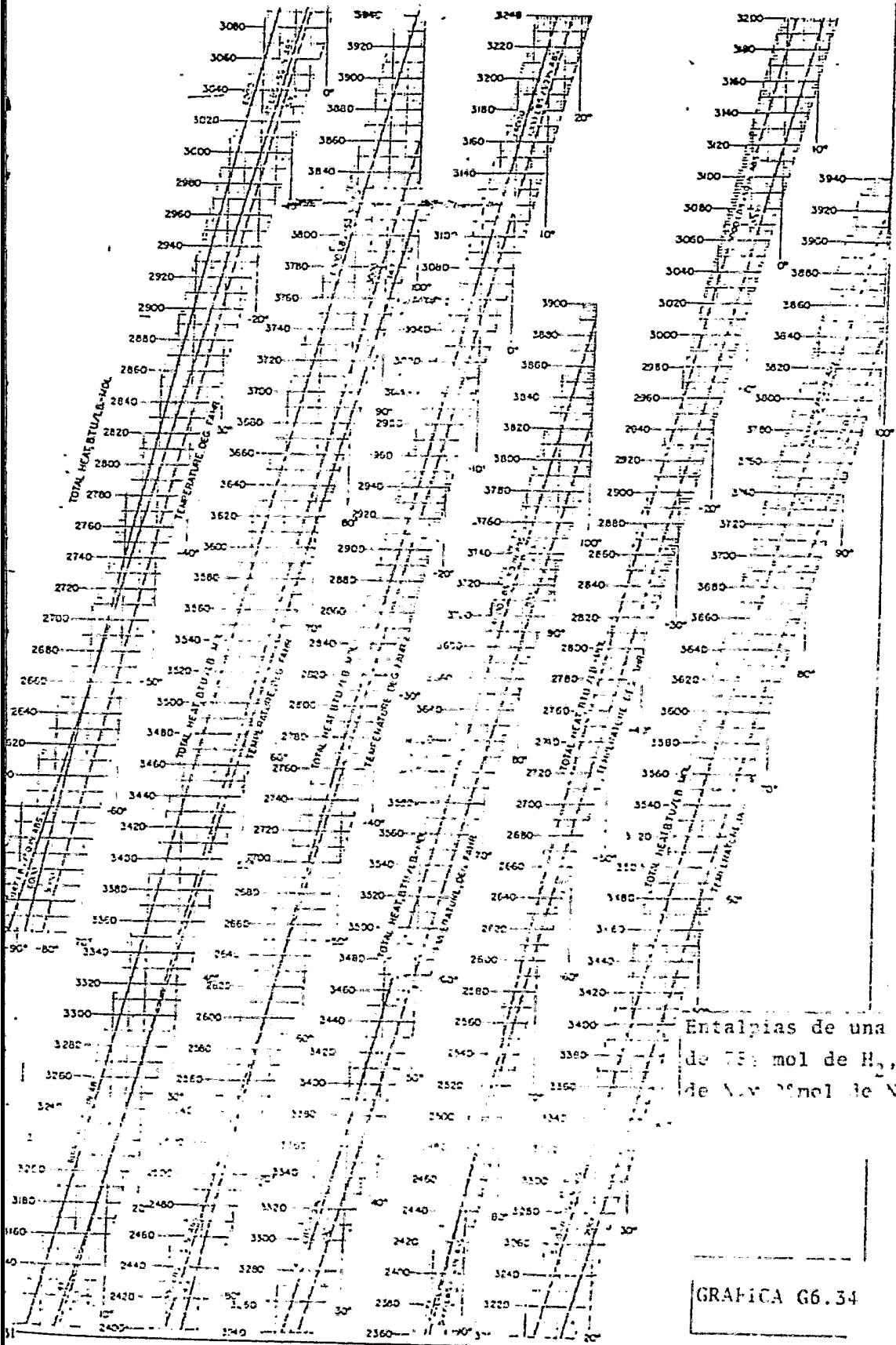


GRAFICA G6.32.-Entalpias del argon.

GRAFICA 06.13.-Entalpias del argon.

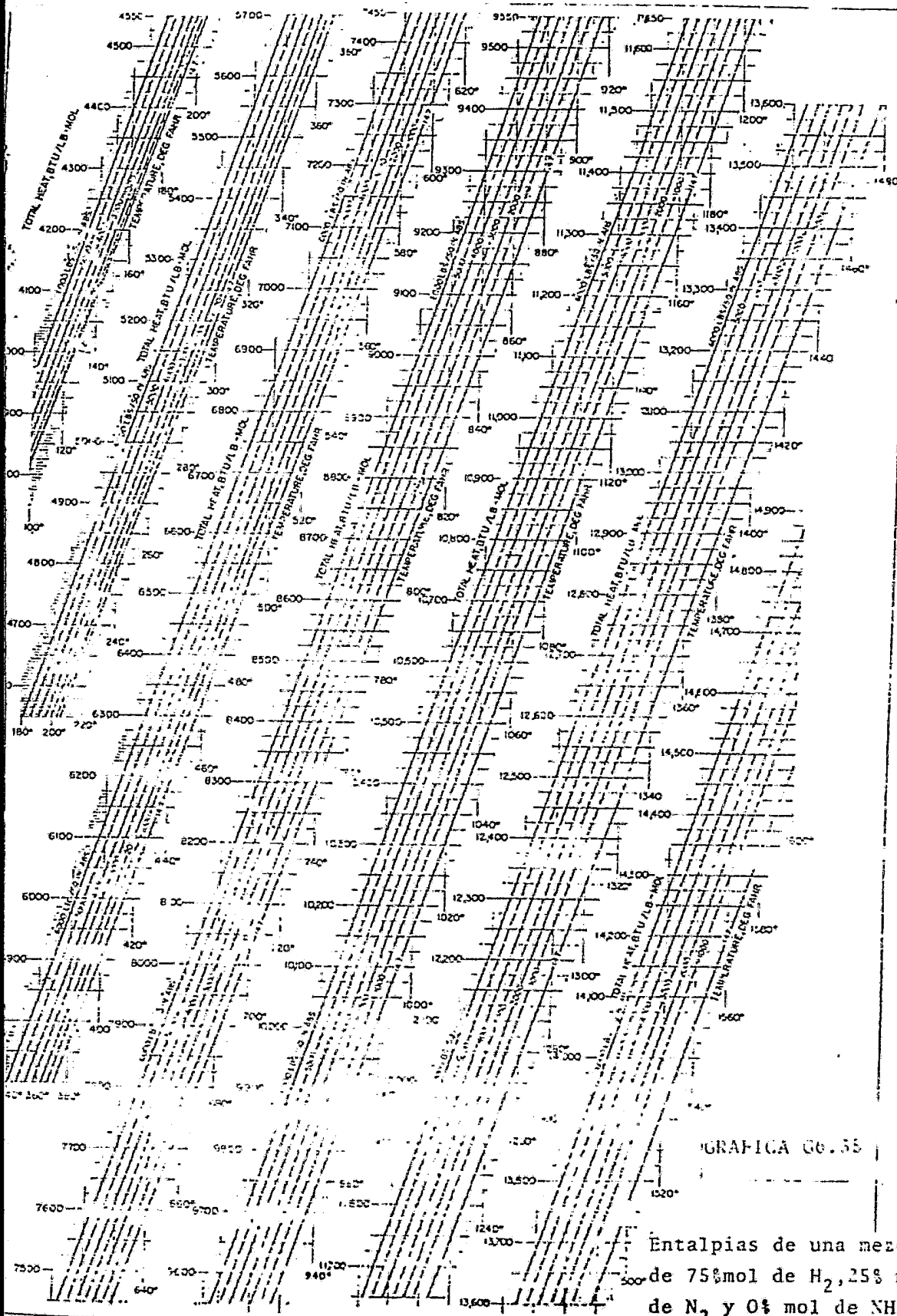


SOURCE:
 Tables of Thermal Properties
 of Gases, Nat. Bur. Std.
 Circ. 534,
 U.S. Govt. Printing Office,
 Washington, D.C. (Nov.
 1955).



Entalpias de una mezcla
de 75 mol de H_2 , 25 mol
de N_2 y 2 mol de NH_3 .

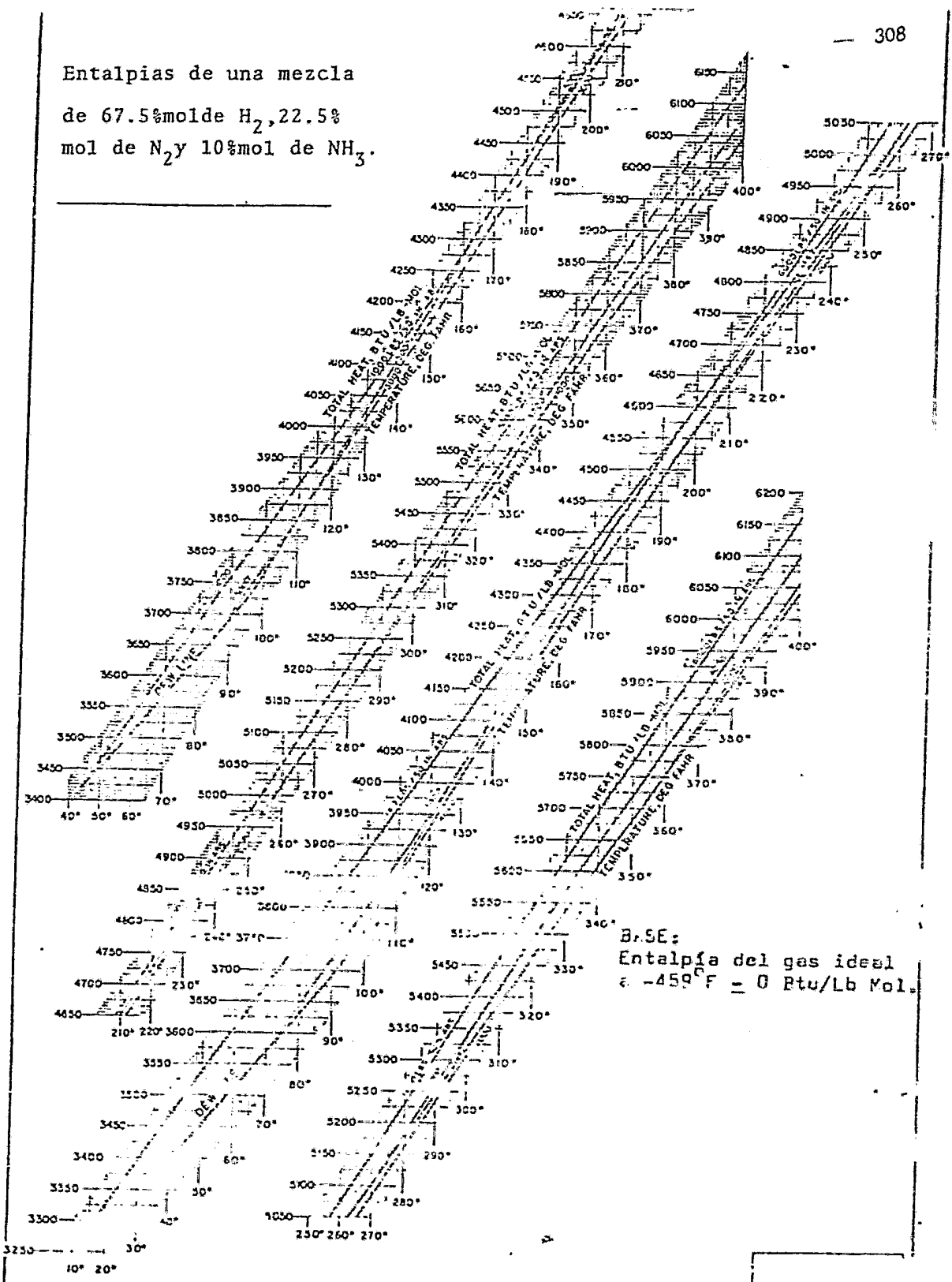
GRAFICA G6.34



GRAFICA G6.55

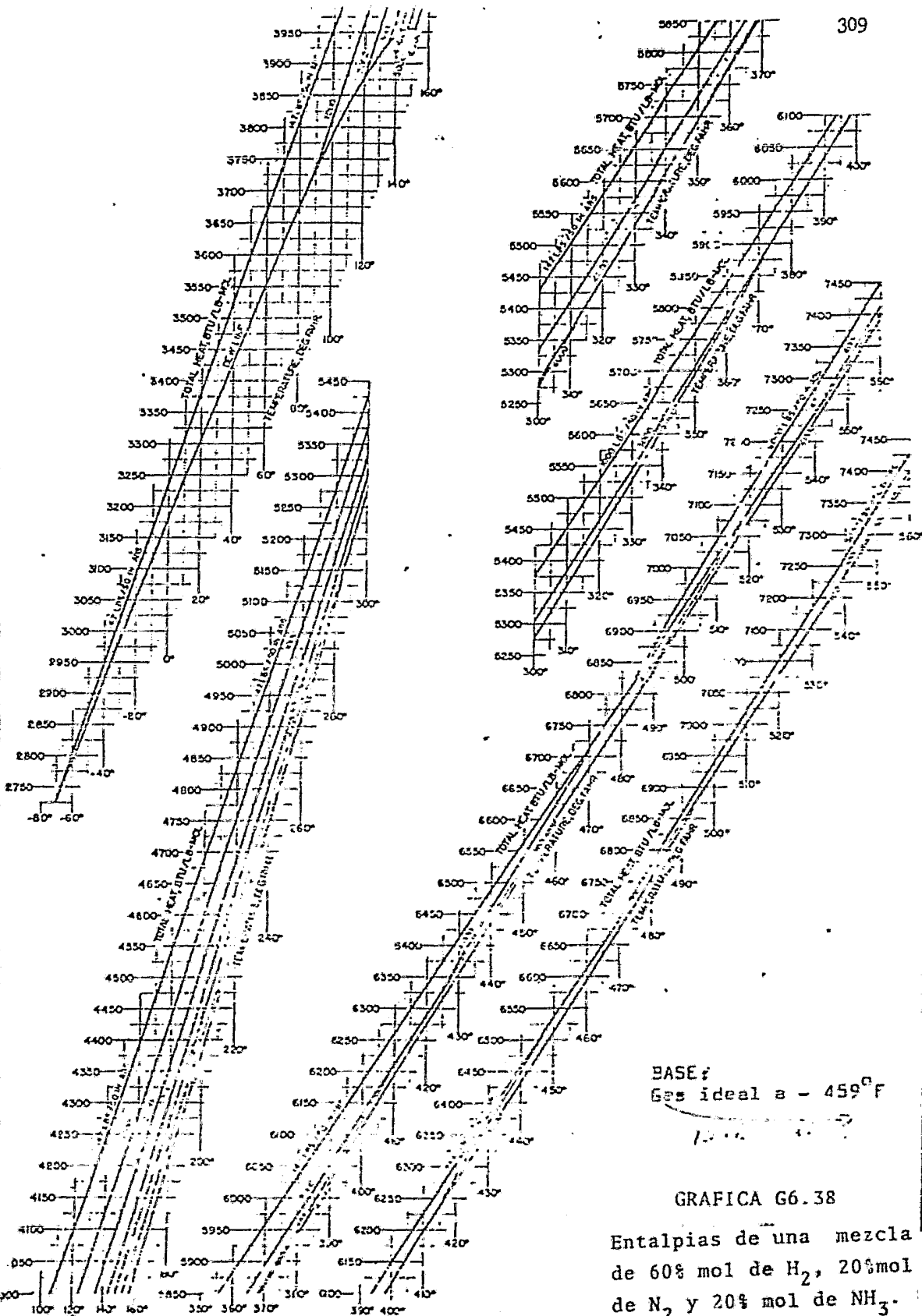
Entalpias de una mezcla
 de 75% mol de H_2 , 25% mol
 de N_2 y 0% mol de NH_3 .

Entalpias de una mezcla
de 67.5%mol de H_2 , 22.5%
mol de N_2 y 10%mol de NH_3 .



Base:
Entalpia del gas ideal
a $-459^{\circ}F = 0$ Btu/Lb Mol.

GRAFICA G6.37



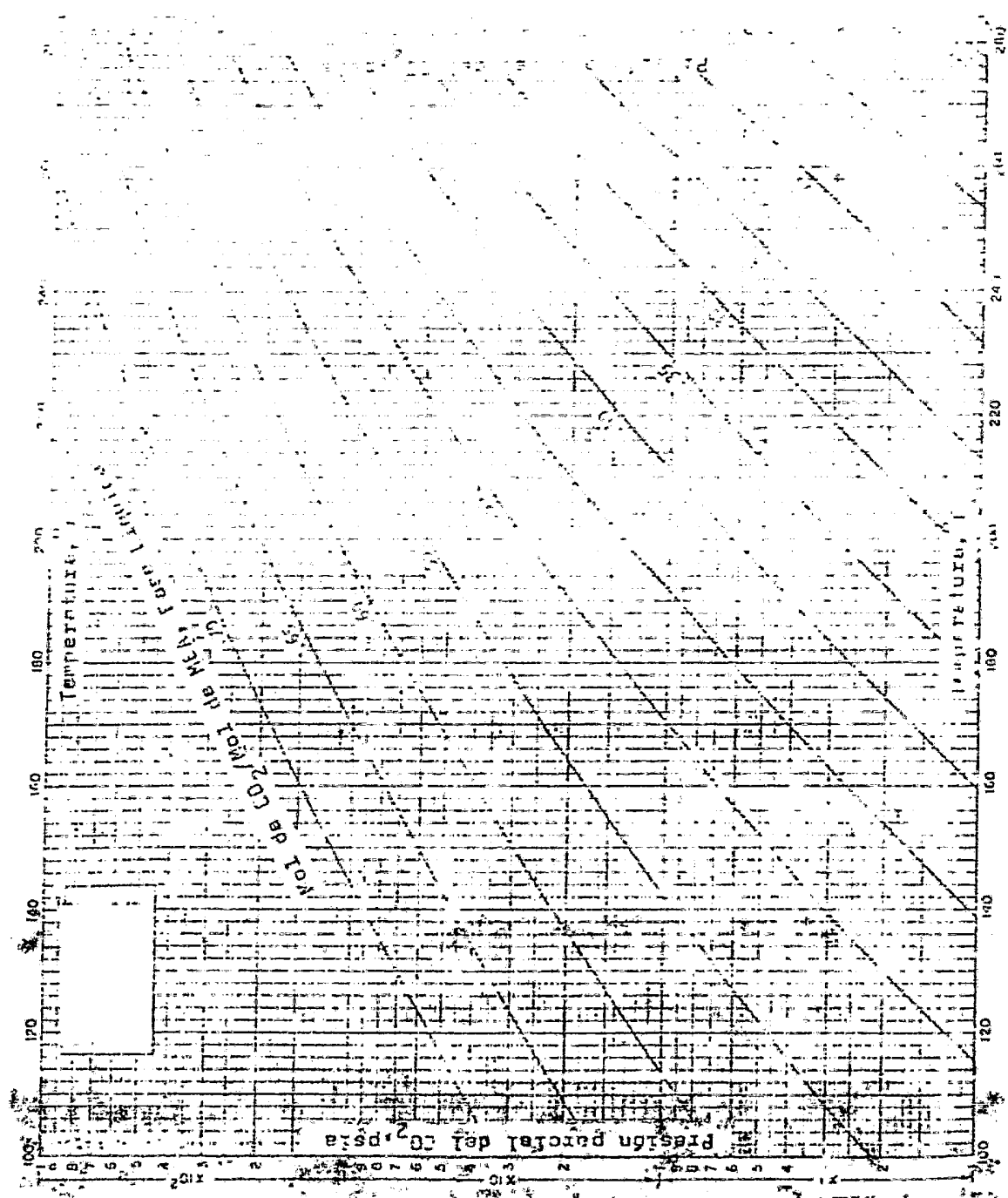
BASE:
Gas ideal a - 459°F

GRAFICA G6.38

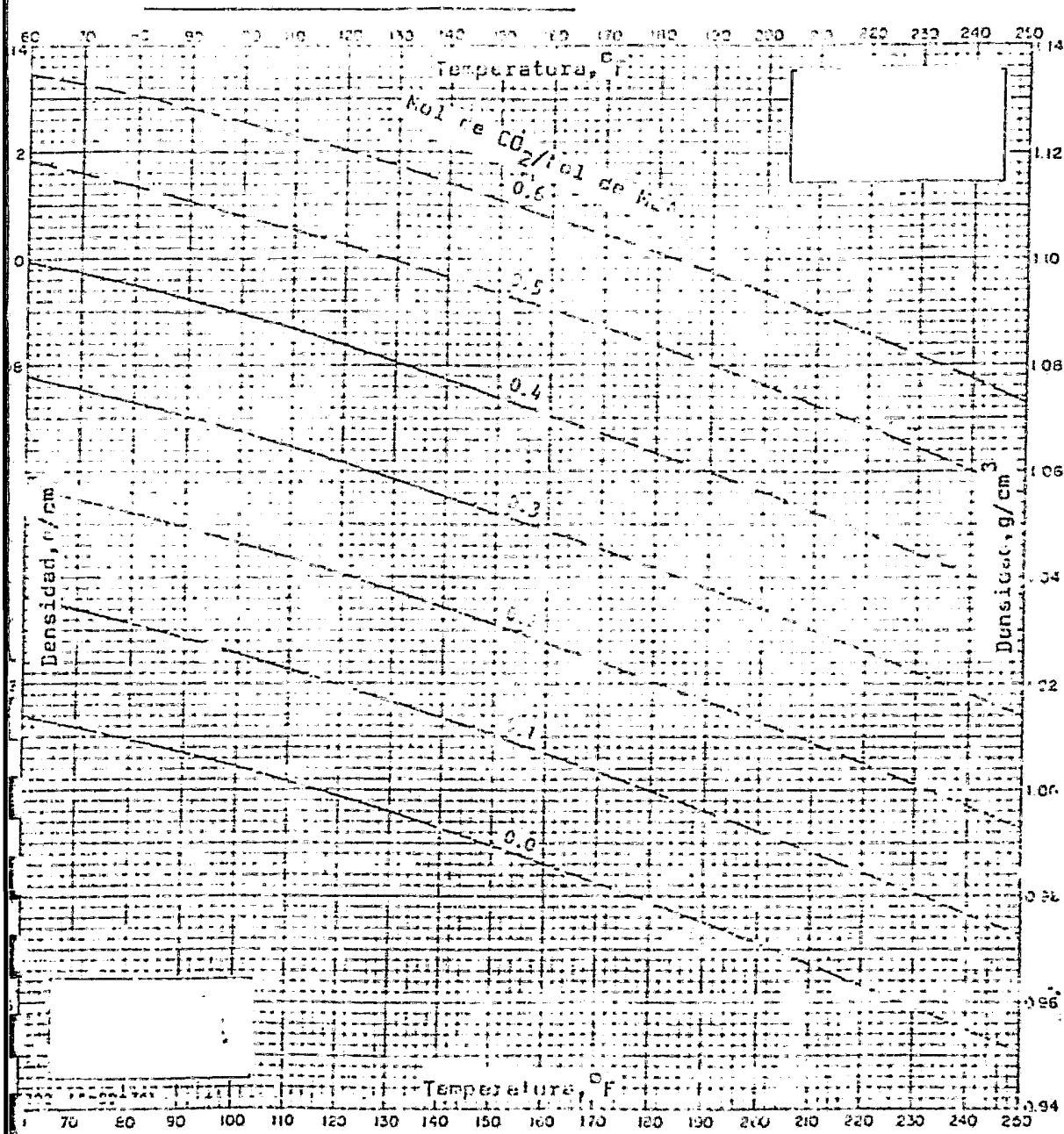
Entalpias de una mezcla
de 60% mol de H₂, 20% mol
de N₂ y 20% mol de NH₃.

MOISTURE-TEMPERATURE-ENTHALPY DIAGRAM

FOR AIR-WATER VAPOR MIXTURES



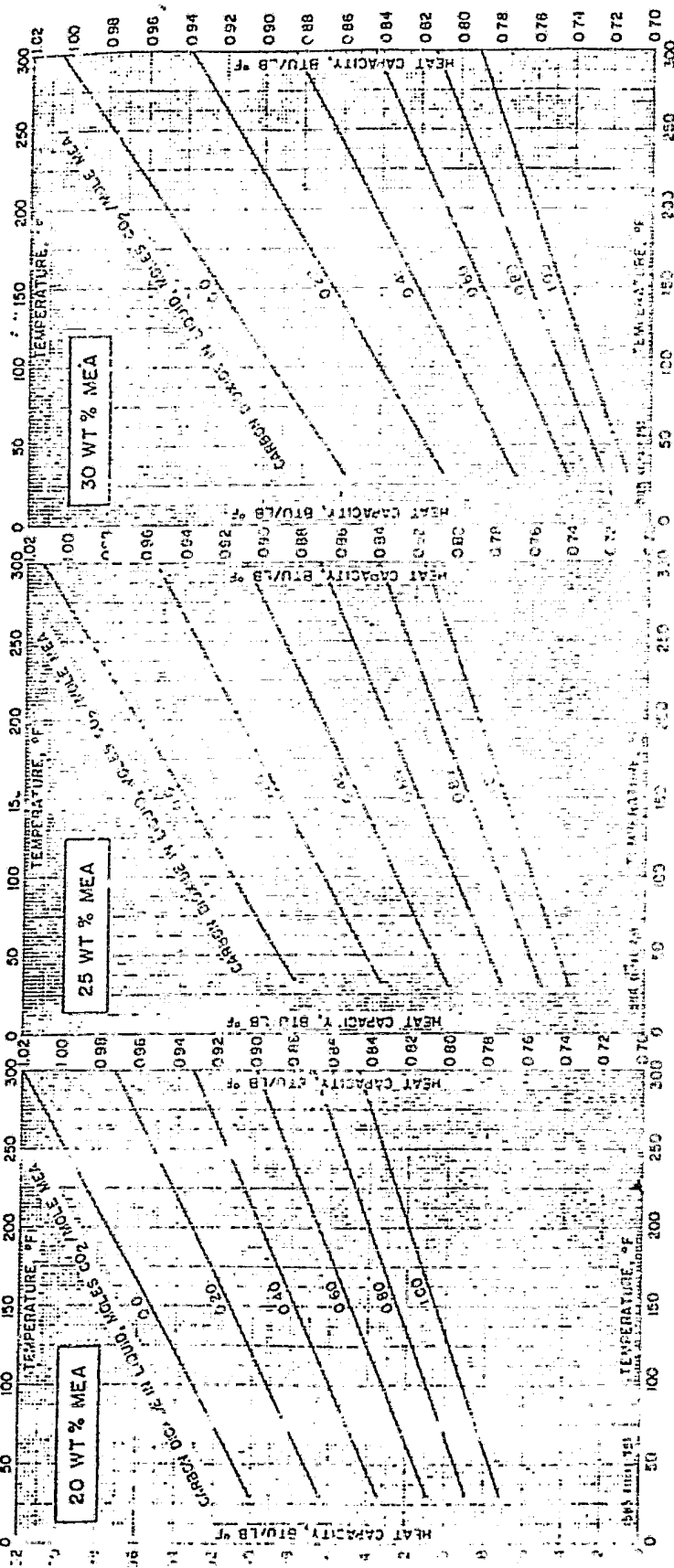
GRAFICA G6.41.-Efecto del CO_2 en la densidad de una solución de 30% en peso de MEA.



REF: RNCIAS:

1. Dingman, J. C., *Hydroxymethyl Process*, 42 (9), 109 (1953).
2. Kohl, A. L., and Riesenfeld, F. C., *Gas Purification*, p. 43, McGraw-Hill Book Co., New York (1960).

SISTEMA MONOETANOLAMINA - AGUA
Capacidad termica.



GRAFICA G6.42

B I B L I O G R A F I A

- 1.- Operating Instructions of Anhydrous Ammonia Plant.
The Lummus Company.
- 2.- Chemical Engineer's Handbook 5th Edition.
Robert H. Perry / Cecil H. Chilton.
Mc Graw Hill Book Company.
- 3.- Chemical Engineering Thermodynamics Second Edition
J.M Smith / H.C Van Ness
International Student Edition.
- 4.- Chemical Process Industries. Third Edition
R. Norris Shereve
Mc. Graw Hill
- 5.- Encyclopedia of Chemical technology Second Edition.
Kirk - Othmer
- 6.- Catalyst Handbook 1970
Springer & Verday New York Inc.
Wolfe scientific Books/London - England
- 7.- Ammonia and Hydrogen
United Catalysts Inc.
Girdler and CCI Catalyst Manufactures.

- 8.- L.J Buividas, J.A Finneran and O.J Quartulli.
"Alternate Ammonia Feedstocks"
Chemical Engineering progress 70, 10,15 pages(oct. 74).
- 9.- O.J Quartulli
"Check List for High Pressure Reforming"
Hydrocarbon processing 44,4, 151-162 (April 1965)
- 10.- O.J Quartulli, J.B Fleming and J.A Finneran.
"Best Pressure For NH₃ Plants"
Hydrocarbon Processing 47,11, 153-161 (Nov. 68).
- 11.- Witurner
"Ten years Of Single Train Ammonia Plants"
Paper Delivered at "AMPO 74"
- 12.- O.J Quartulli and L.J Buividas.
"Some Current and Future Trends in Ammonia Production"
Technology Nitrogen ,100, 60-64(March 1976).
- 13.- Introduction a la Ingenieria Química.
Edward V. Thomson y William H.Ceckler
Mc Graw Hill.
- 14.- Termodinamica Química para Ingenieros.
Richard E. Balzhizer, Michael R. Sa muels and John D. Eliassn
PHI Editorial Prentice /Hall Internacional
- 15.- Introducción a los Procesos Químicos Industriales.
Richard M. Stephenson
C.E.C.S.A