

22
207



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO**

FACULTAD DE QUIMICA



CONSEJO PROFESIONALES
FAC. DE QUIMICA

**EVALUACION TECNOLOGICA DE LOS PROCESOS
PARA LA OBTENCION DE AMONIACO**

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE :

INGENIERA QUIMICA

P R E S E N T A :

TULIA GERTRUDIS CASTRO ALBARRAN



MEXICO, D. F.

1998

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis 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.

TESIS

COMPLETA

JURADO ASIGNADO:

PRESIDENTE: Prof. Ernesto Ríos Montero.

VOCAL: Prof. Alejandro Anaya Durand.

SECRETARIO: Prof. Ricardo Pérez Canucha.

1er SUPLENTE: Prof. Alejandro Rubio Martínez.

2o SUPLENTE: Prof. Mario Valdes Marquez.

Sitio donde se desarrolló el tema:

Fac. Química U.N.A.M.

ASESOR



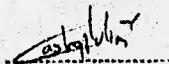
I.Q. Alejandro Anaya D

SUP. TECNICO



I.Q. José Agustín Texera Mena

SUSTENTANTE



Julia Guadalupe Castro Alvarán

* A mi Madre Profra. Evangelina Albarrán Rodríguez:

Por darme su cariño y ser mi guía incondicional en
todo momento.

* A la memoria de mi Padre Dr. Marco Tulio Castro Guevara:

Por su ejemplo de tenacidad y entereza.

* A mis hermanos Juan, Pato y Karla:

Quienes siempre han sido un modelo para mí.

* A mis sobrinos Iolani, Anaclara, Emiliano, Karen, Jadza, Vannya, Gaby,

Carlos Rubén, Alan; y a ti bebé que aún así, conocerte das
alegría por tu llegada: Por hacerme cómplice de sus travesuras y
brindarme su cariño, como un estímulo de estudio y superación.

* A Rubén, Adriana y Socorro

por su cariño y apoyo.

* A mi asesor de tesis, el Ing. Alejandro Anaya D.:

Por sus conocimientos y orientación

* A mi supervisor técnico, el Ing. José Agustín Texta M.:

Por sus consejos y apoyo, sin los cuales no habría
sido posible el desarrollo de este trabajo.

* A todas aquellas personas que de una u otra

forma contribuyeron a mi educación.

* "Emerge tu recuerdo de la noche en que estoy,
el río anuda al mar su lamento obstinado..."

Neruda

INDICE:

INTRODUCCION	1
I GENERALIDADES SOBRE EVALUACION TECNOLOGICA	
I.1 Selección de la tecnología	5
I.1.1 Estudio Interno	8
I.1.2 Estudio Externo	10
II PROCESOS DE OBTENCION DE AMONIACO	
II.1 Introducción	13
II.2 Procesos de hidrógeno electrolítico	20
II.3 Procesos de oxidación parcial	28
II.4 Procesos de reformación con vapor	33
III LICENCIADORES DE TECNOLOGIAS	
III.1 Descripción de cada tecnología	43
III.1.1 Procesos de hidrogeno electrolítico	43
III.1.2 Procesos de oxidación parcial	45
III.1.3 Procesos de reformación con vapor	61
IV COMPARACION Y SELECCION DEL PROCESO MAS VIABLE	
IV.1 Introducción	79
IV.2 Comparación y selección	83
V SECUENCIA Y CRITERIOS DE ANALISIS PARA LA	

EVALUACION DE CADA TECNOLOGIA	92
VI ANALISIS DE TECNOLOGIAS	
VI.1 Análisis de tecnologías	95
VI.2 Análisis de equipo	98
VI.3 Análisis de proceso	101
VI.4 Análisis ecológico	105
VI.5 Análisis energético	108
VI.6 Análisis económico	112
VII SELECCION DE LA TECNOLOGIA MAS VIABLE	116
VIII PERFIL DE INGENIERIA BASICA DE LA SECCION DE REACCION	
VIII.1 Introducción	119
VIII.2 Justificación de la elección de la sección de reacción	129
VIII.3 Bases de diseño	132
VIII.4 Criterios de diseño	152
VIII.5 Descripción de la sección de reacción	160
VIII.6 Lista de equipo	164
VIII.7 Balance de materia y energía	168
VIII.8 Diagrama de flujo de proceso	177
VIII.9 Diagrama de tubería e instrumentación	179
VIII.10 Dimensionamiento de equipo	185
VIII.11 Hojas de datos	206
IX CONCLUSIONES	229

X	APENDICE	
	X.1	Análisis de punto de equilibrio 234
	X.2	Análisis económico 236
	X.3	Programa para el cálculo de condensadores de una mezcla con no condensables 237
XI	BIBLIOGRAFIA 240

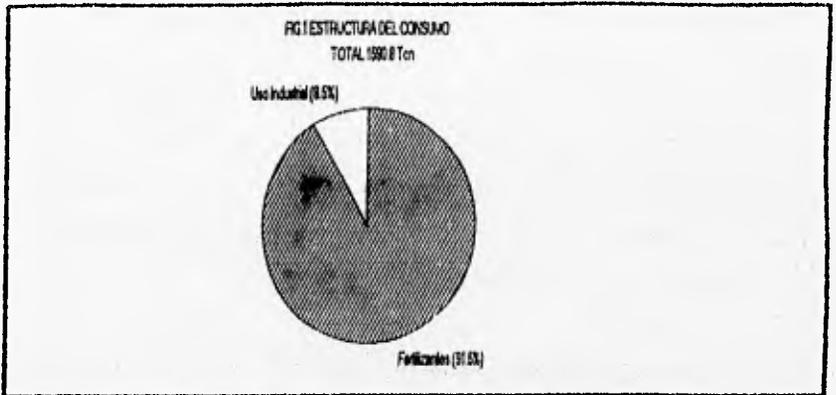
INTRODUCCION.

La Industria Química se encuentra actualmente en una fase de desarrollo, cada día se proponen nuevos procesos, o bien, se modifican los ya existentes, una parte de este desarrollo se ha podido llevar a cabo gracias a las técnicas con las que actualmente se cuentan para la evaluación rápida y eficaz de nuevos enfoques para dichos procesos.

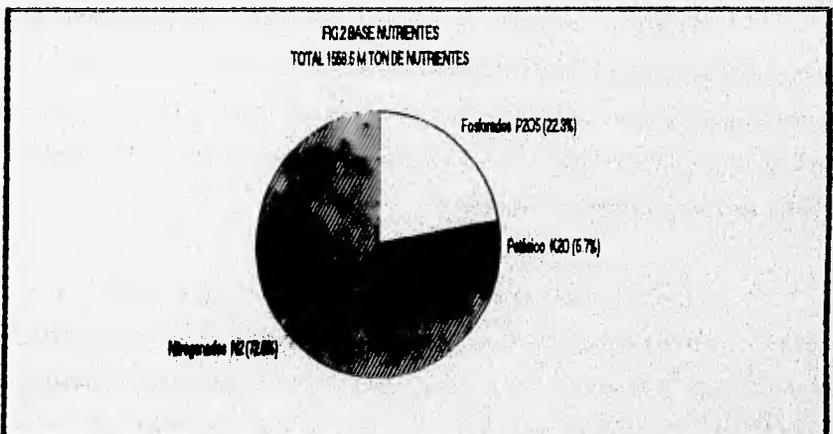
El Amoníaco es uno de los productos de la Química Inorgánica que requiere de mayor producción mundial debido a que muestra la principal estructura productiva que hasta ahora es conocida, como consecuencia de su amplia gama de usos, con la particularidad de ser destinado fundamentalmente a la elaboración de insumos agrícolas, cuya importancia radica en proporcionar los nutrientes necesarios requeridos por las plantas, siendo la agricultura la actividad económica de la cual depende la supervivencia del hombre.

El acelerado crecimiento de la humanidad y la imperiosa necesidad de proporcionarles alimento, obligan al mundo entero a la búsqueda de soluciones; el incremento de la producción en el campo adquiere una relevante importancia, debido a lo cual, el uso de fertilizantes nitrogenados se dispersa por todo el mundo, de tal manera que hoy en día, alrededor de tres cuartas partes del mundo los consumen.

Así pues, los usos que se le dan al amoníaco se pueden corroborar en la Fig. 1^a, donde el 91.5% de su producción es destinado a la fabricación de fertilizantes (ya sea como nitrato de amonio, fosfato de amonio, urea, o bien como amoníaco anhidro), el 8.5% restante, es orientado a usos industriales (como materia prima en la producción de plásticos, resinas, fibras, explosivos y otros productos en menor proporción).



A nivel mundial se consumen tres familias de fertilizantes químicos, (considerando los nutrientes que éstos puedan proporcionarle a la agricultura) los nitrogenados, los fosforados y los potásicos; de entre los cuales, los de mayor demanda como se representa en la Fig.2² son los primeros.



¹ FUENTE: SEMIP.

² FUENTE: "Perfil del Producto".

Debido al continuo crecimiento de esta importante industria, la repercusión se ha manifestado directamente en los proveedores de materias primas, los cuales se han visto en la necesidad de incrementar su producción para satisfacer de esta forma los requerimientos de dicha industria, aumentando con ello su red de distribución.

Dentro de los usos industriales que se le dan al amoníaco podemos encontrar:

EXPLOSIVOS

INDUSTRIA QUIMICA

REFINACION DEL PETROLEO

REFRIGERACION

TINTAS PARA IMPRESION

AGENTE LIMPIADOR

INDUSTRIA TEXTIL

RESINAS SINTETICAS

Como se ha podido observar, las diversas aplicaciones que tiene el amoníaco lo determinan como un producto sumamente imprescindible y vital para la humanidad; es por esto que la presente tesis pretende realizar un estudio técnico profundo de los diferentes procesos para la obtención del mismo.

El presente trabajo se encuentra dividido en once capítulos. En el primer capítulo se da un panorama general sobre evaluación de procesos, cómo se desarrolla, para que sirve, etc. son algunas de las respuestas que se obtienen a lo largo de éste capítulo.

En el capítulo dos se presenta a manera de introducción una breve explicación referente al primer proceso comercial para la síntesis de amoníaco desarrollado por Haber y Bosh,

así como una descripción de los tres tipos de procesos que existen para la obtención de amoníaco, no sin hacer incapié al hecho de que todos los procesos para producir amoníaco tienen los mismos pasos, únicamente varía la forma de generar el hidrógeno requerido para la síntesis dependiendo del tipo de materia prima utilizada.

Dentro del capítulo tres se realiza un breve estudio económico de las principales materias primas empleadas en cada uno de los tres procesos para producir amoníaco, con lo cual se elegirá al que presente un menor costo, pues dependiendo de este resultado, a partir del capítulo cinco y hasta el siete, se habrán de comparar todos los licenciadores de tecnología existentes para el proceso antes elegido y con ello seleccionar el más viable de llevarse a cabo.

El capítulo cuatro explica brevemente las tecnologías licenciadas para cada tipo de proceso.

Como es sabido, una vez que se ha llegado a la determinación de que existe tanto la tecnología como la conveniencia económica para erigir una planta industrial comienzan las actividades de la Ingeniería de Proyectos, de las cuales la primera es la Ingeniería Básica, por lo cual se le dió un lugar dentro de la presente tesis desarrollando, en el capítulo ocho, un perfil de Ingeniería Básica de la sección de reacción del proceso seleccionado; debido a que se trata de la parte medular del proceso.

El capítulo nueve contiene las conclusiones obtenidas a lo largo del desarrollo de este trabajo.

Los capítulos diez y once son destinados al apéndice y bibliografía respectivamente.

Así pues el objetivo principal de la presente tesis es mostrar las técnicas básicas para la evaluación tecnológica de procesos.

I GENERALIDADES SOBRE EVALUACION TECNOLOGICA.

I.1 Selección de la tecnología.

Durante las etapas de selección y evaluación de tecnologías es esencial determinar el proceso más adecuado que se adapte a las necesidades para la obtención de un buen producto.

Generalmente, la selección de oportunidades de desarrollo tecnológico se encuentra asentado en el análisis, integración o diversificación de las ya existentes; a lo que se le conoce con el nombre de "planeación de adentro hacia afuera". Es necesario refinar esta planeación mediante un análisis de las tendencias tecnológicas y económicas en general a través de lo que se conoce como "planeación de afuera hacia adentro", siendo ésta quien enriquece la lista de oportunidades.

La combinación de patentes, normas de operación, control y de seguridad; selección de materiales de construcción, recomendaciones tanto para manejo como almacenaje de productos, prevención de la contaminación, etc., constituye a un proceso industrial.

Así, la evaluación de un proceso industrial regularmente se realiza tomando como base dos aspectos: el técnico y el económico, por medio de los cuales se establece la conveniencia de emplear uno u otro proceso sin utilizar un sólo punto de partida.

En la planeación industrial a nivel nacional, generalmente se emplean criterios macroeconómicos y la gran mayoría de las empresas utilizan criterios financieros. Sin embargo, si el propósito es una selección racional de tecnologías de base, es elemental la necesidad de una combinación (en todos los niveles de planeación) de criterios tecnológicos, macroeconómicos y financieros.

Entonces, una Evaluación Tecnológica es uno de los dos aspectos mencionados anteriormente, empleados para la discriminación y determinación de factibilidad de un proceso. Es una técnica un poco elaborada que selecciona alternativas de manera cuantitativa para el mejoramiento de la toma de decisiones sobre la factibilidad de un proceso.

Se basa principalmente en la elaboración de tablas comparativas, utilizando ciertos criterios que, en algunos casos, son tomados a partir de reglas Heurísticas.

Tomando en cuenta que los proyectos seleccionados son de interés social, se emplea el término "criterios de recomendaciones" para definirlos y diferenciarlos de los "criterios de factibilidad" quienes únicamente funcionan desde el punto de vista económico; es decir, los primeros, se utilizan para hacer una evaluación del impacto social del proyecto.

Generalmente la evaluación de procesos es llevada a cabo mediante dos etapas, una donde se realiza un análisis preliminar (del cual básicamente se tratará en la presente tesis) de acuerdo a la información disponible en literatura abierta, cuyo objetivo es el de definir los procesos que cumplan con ciertas especificaciones y además que sean rentables; y la segunda mediante un reconocimiento basado en la información que se consigue por medio de las cotizaciones formales de las compañías licenciadoras.

Así pues, la primera actividad en el análisis preliminar es el definir las especificaciones del proceso, siendo algunas de las principales especificaciones que se deben cubrir las que a continuación se enumeran:

1.- Análisis de Tecnologías: Donde se establece la comparación entre los procesos a partir de No. de operaciones unitarias, disponibilidad tanto de tecnologías como de información, No. de secciones, etc..

2.- Análisis de Equipo: En este punto se involucran tanto cantidad como tipo de equipos, así como su disponibilidad.

3.- Análisis de Proceso: Es aquí donde se incluyen todos aquellos parámetros que involucran la ruta química llevada a cabo en el proceso.

4.- Análisis Ecológico: Los criterios a seguir en este análisis se basan en el tipo de tratamientos, si es que existen, que se le dan a los efluentes producidos durante el proceso.

5.- Análisis Energético: Existe aprovechamiento de la energía producida en el proceso, consumo de servicios auxiliares, etc..

El primer paso es el de clasificar criterios para cada una de las tablas anteriores. Las alternativas que no satisfacen criterios esenciales se eliminan. El paso siguiente es el dar a cada uno de los criterios elegidos, una jerarquía de prioridad, asignándole una puntuación (del 1 al 10 por ejemplo), la cual tiene que ver con la manera en que éstos se relacionan con el proceso, es decir, si le afecta directa o indirectamente, si un criterio se encuentra intrínsecamente ligado a otro, etc.. Finalmente, a cada proceso o tecnología se le asigna un valor o calificación de acuerdo a la puntuación del criterio. Posteriormente, se suman todas las evaluaciones obtenidas de cada proceso, para con ello hacer una discriminación en base a la mayor puntuación, ya que ésta determina no sólo cuales alternativas son mejores, sino el grado de superioridad.

Una vez que se ha seleccionado una oportunidad de desarrollo, el paso siguiente es el de elegir la tecnología mediante dos etapas principales, las cuales se denominan "Estudio Interno" y "Estudio Externo".

I.1.1 Estudio Interno.

Dentro de este estudio se deben tomar en consideración los siguientes aspectos:

a) **Identificación de Proveedores de tecnologías.** Cuando se ha seleccionado el producto a fabricar, y se ha elaborado su estudio de factibilidad es importante identificar los proveedores potenciales de tecnología, tratando de obtener la mayor cantidad de información posible de cada uno de ellos; para lo cual es recomendable revisar periódicamente: publicaciones en revistas técnicas, publicaciones comerciales de productos, directorios y catálogos de fabricantes de productos (equipos, servicios, firmas de ingeniería y consultoría, guías y manuales de compra), publicaciones de institutos de investigación, así como el registro nacional de transferencia de tecnología (RNTT).

b) **Análisis de diferencias básicas.** Con respecto a los países de donde se deriva la tecnología para capitalizar las oportunidades seleccionadas, México cuenta con diferencias básicas, las cuales es necesario identificarlas para maximizar las que nos favorecen y minimizar las que nos desfavorecen.

Tales diferencias pueden ser numeradas como sigue:

- 1.- Capacidad de producción (demanda, importación-exportación)
- 2.- Materias primas (pureza, disponibilidad)
- 3.- Producto (calidad, especificaciones de pureza)
- 4.- Subproductos (mercado para subproductos)
- 5.- Servicios (disponibilidad)
- 6.- Equipo y material de construcción (disposición local del equipo, costo)
- 7.- Condiciones ambientales (P atmosférica, viento, T)
- 8.- Mano de obra (disponibilidad, calidad)

9.- Regulaciones e incentivos (leyes laborales, exención de impuestos)

c) *Caracterización de la tecnología.* Reiteradamente se cae en el error de pensar que a toda tecnología se le debe dar el mismo tratamiento. Para caracterizar una tecnología es necesario tomar en cuenta los criterios:

I) Establecer, de acuerdo a un módulo de planeación nacional, el aprovechamiento de recursos con los que cuenta el país para el desarrollo tanto tecnológico como industrial.

II) Referente a los tipos de tecnologías, se hace incapié a la dimensión de la misma, es decir, considerando:

A) En función del mercado:

- a) Tecnología para productos de exportación
- b) Tecnología para industria local
- c) Tecnología novedosa para pequeñas y medianas industrias para satisfacer demandas latentes
- d) Tecnología sofisticada indispensable para integrar sectores industriales prioritarios.

B) En función del tipo de tecnología:

- a) Tecnología de equipo o maquinaria
- b) de producto
- c) de proceso
- d) de operación.

C) Considerando el potencial de asimilación, desarrollo y de la magnitud del aporte innovativo:

- a) Tecnología altamente sofisticada

- b) Tecnología de uso orientada a la operación no planeación
- c) Tecnología elemental con un alto contenido administrativo
- d) Tecnología propia, encaminada a satisfacer necesidades latentes.

I.1.2 Estudio Externo.

Para realizar el estudio externo es importante considerar los siguientes puntos:

a) *Obtención de la información de los proveedores.* Ya que se ha recopilado toda la información referente a los proveedores potenciales de tecnología, se procede a concertar comunicación con éstos para iniciar las negociaciones. Una vez que se ha conseguido el contacto, se recomienda tener la mayor cantidad de información, sobre todo de la experiencia en el licenciamiento de tecnología, grado de competitividad, así como cualquier información adicional que permita conocer a fondo la capacidad del licenciente.

Esencialmente, en una etapa preliminar, es necesario darle al licenciente los siguientes elementos:

- 1.- Capacidad de producción
- 2.- Producto deseado
- 3.- Localización y condiciones ambientales y atmosféricas
- 4.- Disponibilidad de servicios (agua, combustible, transporte, vapor energía eléctrica etc.)

Así como es fundamental solicitar al licenciente información referente a:

- 1.- Licenciamiento del proceso

-
- 2.- Especificación de materia prima necesaria
 - 3.- Inversión
 - 4.- Servicios requeridos
 - 5.- Productos
 - 6.- Subproductos
 - 7.- Descripción del proceso
 - 8.- Asistencia técnica
 - 9.- Instalaciones necesarias
 - 10.- Equipo

b) *Evaluación del potencial de adaptación.* Para poder analizar el potencial de adaptación de una tecnología a México, es necesario tomar en consideración los siguientes aspectos: Naturaleza de la industria, Particularidad de los procesos y Condiciones locales. Tales factores permiten el desarrollo de ciertos criterios generales que conllevan a la evaluación de dicho potencial.

- * Disponibilidad de tecnología
- * Costo y estado de desarrollo
- * Sensibilidad a la escala
- * Operación batch o continua
- * Operación con varios productos,
- * Etc.

c) *Evaluación del potencial de asimilación.* El hecho de cimentar una buena negociación y adaptarla a las condiciones locales no es suficiente; también es importante implementar mecanismos para ayudar a confrontar la tecnología adquirida; dichos mecanismos

pueden ser los siguientes:

1.- Promover con los compradores nacionales el desarrollo tecnológico local mediante el empleo de incentivos.

2.- Crear estímulos para las firmas nacionales de ingeniería con la finalidad de que realicen un esfuerzo en el desarrollo de la Ing. Básica.

3.- Generación de fondos para inversiones de riesgos junto con los mecanismos de promoción y estímulo que permitieran el fomento de la investigación.

4.- Reorientación de programas para la formación de recursos humanos encaminados a la selección, negociación, transferencia, adaptación, asimilación y desarrollo de tecnología.

5.- Aprovechamiento del acopio de información técnica disponible de centros de información y de la oficina de patentes, para con ello tener un punto de partida para el desarrollo local o mejoras a la tecnología adquirida.

Una evaluación tecnológica no es el único parámetro que establezca la pauta para la determinación de si un proceso es o no factible de realización, también es necesario conocer un marco general económico-administrativo, basado ya sea en un estudio exhaustivo de mercado, (consumo nacional, importaciones, exportaciones para la variedad de usos que se le den al producto), o bien mediante la realización de análisis sencillos como los que veremos en la presente tesis.

II PROCESOS DE OBTENCION DE AMONIACO.

II.1 Introducción.

Hoy en día, la reacción del Hidrógeno con el Nitrógeno de la atmósfera para formar amoniaco, es la base de la Industria de los fertilizantes nitrogenados. Hasta 1880, se consideraba casi imposible para llevarlo a cabo de una manera práctica, aunque en 1754 investigaciones realizadas por Priestley le condujeron a la obtención de amoniaco a partir de cloruro de amonio y cal. El primer proceso comercial para la síntesis directa del amoniaco fué el desarrollado por Haber y Bosh en Alemania alrededor de 1900's., con el florecimiento de una unidad a escala, capaz de producir 80 g/h de amoniaco con un catalizador de osmio. Uno de los problemas más grandes estriba en encontrar un catalizador que diera una conversión comercialmente considerable abajo de 500° C. El catalizador que se desarrolló eventualmente por Alwin Mittasch en la BASF, consistía de hierro promovido con óxidos metálicos.

Actualmente, las temperaturas en la síntesis de amoniaco se encuentran en el mismo rango que las del proceso primario (400 - 650° C) con algunas variaciones que dependen del proceso específico. Las investigaciones de Fritz Haber convencieron al consejo de la BASF para realizar un trabajo experimental en el proceso de arco eléctrico, sobre el cual trataron de hacerse desarrollos para la síntesis directa a partir del Hidrógeno y Nitrógeno. Contrataron un Ingeniero, Carl Bosch, quién trabajó en los detalles de construcción, erigiéndose la planta piloto en 1911 en Alemania. Más tarde, 1913, la BASF, montó una nueva planta en Oppau, Alemania, con una capacidad de diseño de 30 Ton métricas/día, siendo ésta la primera planta mundial de amoniaco sintético. Este proceso se conoce como el de "Haber-Bosch", y la principal diferencia entre el proceso original y las muchas transformaciones desarrolladas hasta la fecha, son la presión de operación y ligeras variaciones en la temperatura de operación y el catalizador.

En E.U , después de un inicio lento, la industria de la síntesis del amoníaco creció rápidamente durante el final de la Primera Guerra Mundial. Alrededor de esta época, otros procesos tales como "Casale", "Fauser", "Claude" y "Mont Cenís", fueron desarrollados, diferenciándose principalmente del original "Haber-Bosh", con respecto a la presión del loop de síntesis.

El proceso para la producción de amoníaco consiste esencialmente en la reacción del Nitrógeno e Hidrógeno a alta temperatura y presión de acuerdo a lo siguiente:



Básicamente éste consiste de tres pasos:

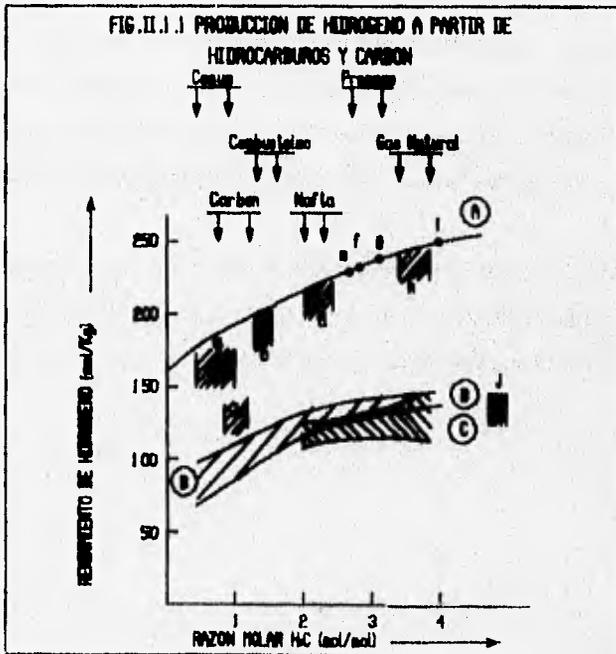
- 1.- Preparación del gas de síntesis.
- 2.- Purificación.
- 3.- Síntesis del amoníaco.

Los dos primeros involucran la generación de hidrógeno, la introducción de nitrógeno en la proporción estequiométrica requerida para la síntesis, y la remoción de venenos para el catalizador, los cuales pudieran ser CO_2 , CO y H_2O . El tercer paso incluye la fijación catalítica del nitrógeno a temperaturas y presiones elevadas y la recuperación del amoníaco. Aunque las condiciones varían grandemente, desde presiones abajo de 100atm., hasta tan altas como 1000atm., la química para la síntesis del amoníaco es común para todos los procesos comerciales.

La investigación más importante en la industria del amoniaco se ha hecho en torno a la obtención del Hidrógeno al más bajo precio posible, cuyas principales fuentes son:

- a) Gas Natural.
- b) Carbón.
- c) Coke.
- d) Hidrocarburos pesados.
- e) Nafta.

Esto se puede apreciar directamente sobre la Fig.II.1.1⁵, en la cual se muestra Rendimiento de Hidrógeno Vs Razón molar de H:C, característica de los hidrocarburos y el carbón.



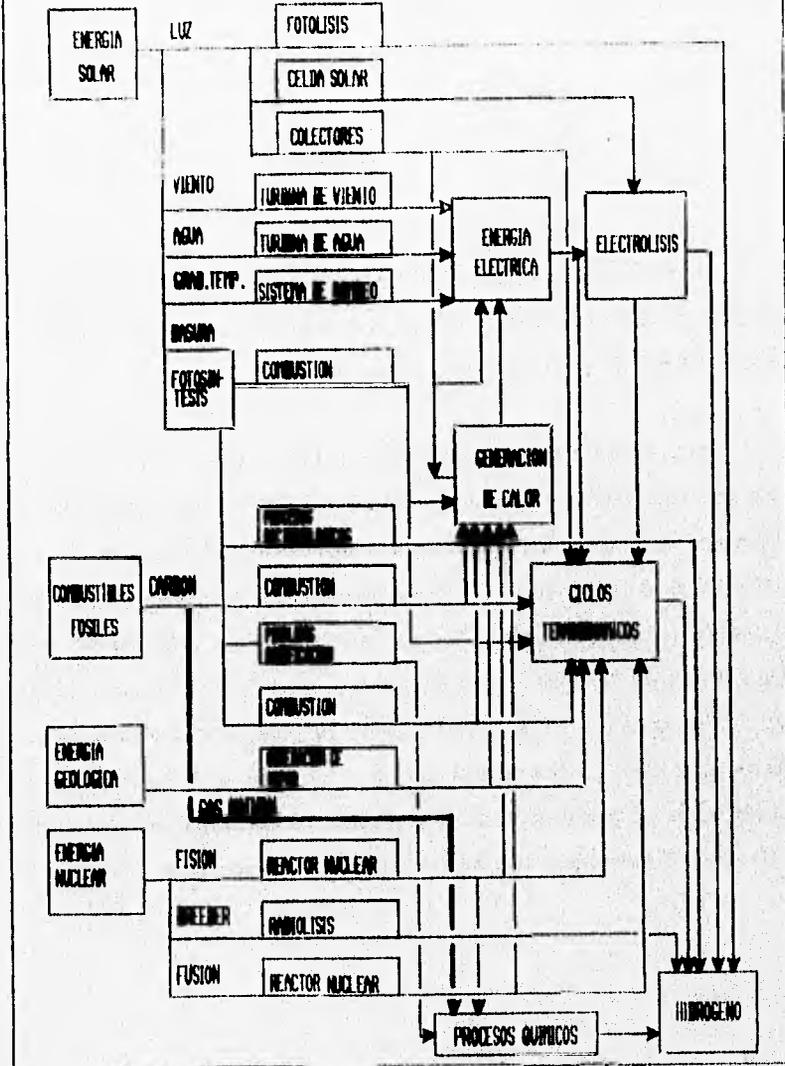
⁵ FUENTE: Ullmann's "Encyclopedia of Industrial Chemistry" VoLA 13.

Los componentes químicamente puros tales como CH_4 y sus homólogos se encuentran situados sobre la línea (A), y son los que dan un máximo rendimiento de Hidrógeno. Las materias primas tales como (a) Carbón, (b) Lignito, y (h) Gas Natural dan un rendimiento bajo de hidrógeno debido a que contienen ciertos componentes inertes tales como S, N_2 , O_2 o minerales etc. Otras fuentes importantes para la producción de hidrógeno son (c) Residuos, (d) Nalla, o gases enriquecidos con H_2 , como por ejemplo (i) Gas de Coke. Debido a que (1) Existe poca diferencia entre los hidrocarburos en base al poder calorífico, (2) El costo de inversión para la producción de H_2 a partir de hidrocarburos ligeros es bajo, y (3) El rendimiento a partir de los hidrocarburos ligeros es tan alto como se observa en la figura, preferiblemente, si se encuentran disponibles, el hidrógeno se produce a partir de éstos.

Hasta la fecha, prácticamente todo el Hidrógeno para la síntesis de amoníaco se obtiene a partir del gas natural o del petróleo, pero existen excepciones de plantas de gas de coke quemado. Generalmente se prefieren Gas Natural y Fracciones de Petróleo para la preparación de hidrógeno, excepto en aquellos países que carecen de fuentes naturales de petróleo o gas natural.

Con la ayuda de una fuente de energía externa, el hidrógeno se puede producir a partir de cualquier fuente exterior o a partir de una mezcla de ellos. La Fig. II.1.2^a muestra la producción de hidrógeno utilizando diferentes fuentes de energía.

FIG. II.1.2 MATERIAS PRIMAS, METODOS DE PRODUCCION, TRANSPORTACION Y GENERACION DE HIDROGENO



Debido a la gran variedad de materias primas susceptibles de sintetizarse para producir hidrogeno para la fabricación de amoniaco se clasifican en tres procesos:

- 1.- Hidrogeno electrolítico
- 2.- Oxidación parcial.
- 3.- Reformado de vapor.

En el primer grupo se incluyen los procesos que utilizan corriente eléctrica para la descomposición del agua, en el segundo, los que parten de hidrocarburos pesados, y en el último, se incluyen los procesos que provienen de hidrocarburos ligeros.

En la Fig.II.1.3⁶ se puede apreciar que, para 1983, los procesos por Reformación con Vapor son los que dominaban el mercado, acumulando más del 83% de la capacidad mundial de producción, y son los únicos que están presentes en todas las regiones del mundo. Por otra parte, el Gas Natural se distingue por ser la materia prima más importante, acumulando el 70% de la oferta mundial, siendo la única que se consume en todas las zonas productoras del orbe. Respecto a los procesos de Oxidación Parcial, contribuyen con el 16.2%, tienen como insumo principal el Carbón de Coke y el Lignito, materias primas que participan dentro de la estructura mundial con un 12.3%. Los procesos electrolíticos son los que tienen menor aceptación a nivel internacional; por lo cual únicamente son utilizados en países donde la energía hidroeléctrica está disponible a bajo costo; su participación es de carácter marginal ya que sólo aporta el 0.7%.

FIG. II.1.3 ESTRUCTURA DE LA CAPACIDAD INSTALADA MUNDIAL
POR RUTAS DE OBTENCION Y MATERIA PRIMA

REGION	REFORMACION CON VAPOR				OXIDACION PARCIAL		ELECTROLISIS DEL AGUA
	GAS NATURAL	NAFTA	GAS DE REFINERIA	BUTANO	CARBON, COQUE LIGNITO	COMBUSTOLEO	
	2296.2	247.5	5.5	---	67.0	---	410.8
	128.7	190.0	46.3	---	---	43.9	15.8
	1539.0	257.8	543.9	---	21.5	1526.2	313.4
	1000.0	28.2	170.7	---	257.4	1078.1	---
	1000.0	28.2	170.7	---	18.2	---	---
	170.7	272.0	531.7	---	546.6	1736.8	134.1
	---	716.4	547.6	---	---	---	14.6
MUN.	90176.8	13072.9	2319.3	531.7	15708.2	4628.1	688.7

La selección del proceso en particular o de la alimentación, depende de la utilidad de la alimentación y de la economía del área en la cual se construirá la planta.

⁶ FUENTE: "Perfil del producto: Amoniaco".

II.2 Procesos de hidrógeno electrolítico.

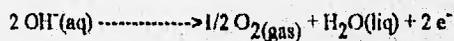
Algunas plantas se han construido para fabricar amoníaco a partir de hidrógeno producido por hidrólisis del agua, debido a la alta pureza con la que éste es obtenido (99.8% H₂ y 99.6% O₂).

El agua purificada es la materia prima, el hidróxido de potasio se agrega para aumentar la conductividad, pero no participa en la reacción. Las celdas comerciales varían en eficiencia, pero, el consumo de energía típico es de 4.3 KWh/m³ de H₂, el cual corresponde a 8600 KWh/ton de amoníaco. Adicionalmente a la energía, se requiere de una planta separadora de aire para la producción del N₂ requerido para el amoníaco. La energía también se utiliza para la compresión de H₂ y N₂ y para la recirculación de la mezcla de gas a través del circuito de síntesis. La energía total requerida es aproximadamente 8632 Kw-Hr/ton de amoníaco (equivalente a cerca de 8.8 MKcal/ton de amoníaco como para una planta sujeta a gas natural).

El proceso de electrólisis es llevado a cabo al aplicar una diferencia de potencial hacia los electrodos de una celda, la cual debe estar cubierta con un electrolito.

Las reacciones que se llevan a cabo son las siguientes:

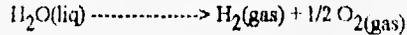
1) En el ánodo ocurre:



2) En el cátodo:



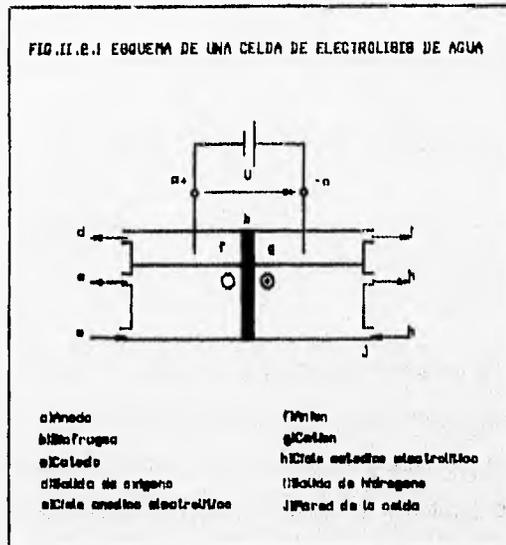
así la reacción neta en la celda es:



La energía eléctrica requerida para descomponer 1 gramo de H_2O es aproximadamente 379Kcal.

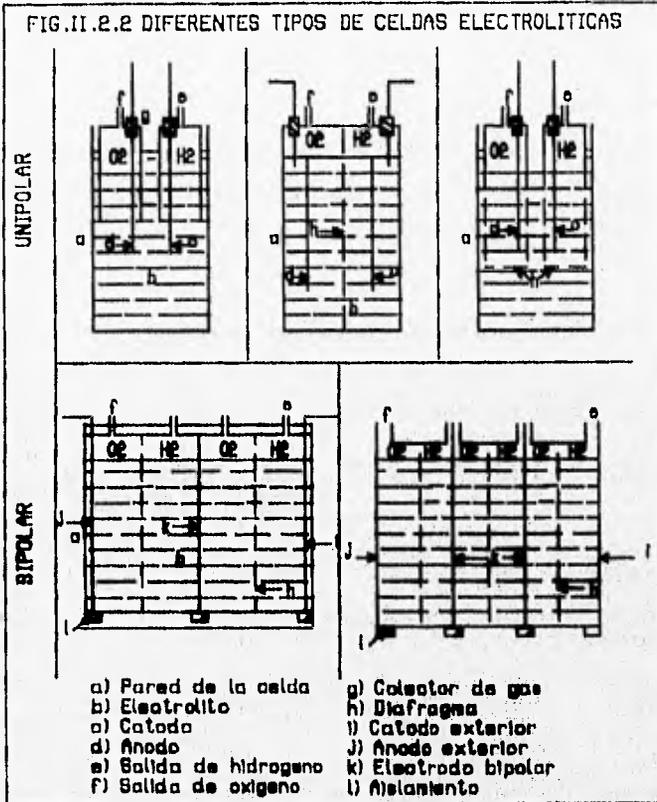
Una celda electrolítica consiste de un contenedor, dos electrodos, una solución electrolítica y un separador. Los electrodos deben ser conductores eléctricos y tener una superficie suficiente para descargar los iones H^+ y OH^- . El electrolito debe tener una alta conductividad iónica, y ser químicamente estable y no volátil. El separador, el cual previene el contacto entre los dos electrodos y la mezcla de hidrógeno y oxígeno, debe ser poroso a la solución electrolítica, resistente a la corrosión y mecánicamente estable.

La Fig.II.2.1 muestra un esquema básico de una celda electrolítica. El ánodo y cátodo están separados por un diafragma, el cual permite el flujo de corriente. También se encuentra cubierta por un electrolito. Como el agua posee una conductividad muy baja no puede ser utilizada como electrolito, por ello es necesario agregarle una sal para incrementar su conductividad y minimizar las pérdidas de resistencia del electrolito, las soluciones comúnmente utilizadas son: KOH, NaOH y NaCl.



Debido a que a temperaturas mayores se encuentra la mayor conductividad específica del electrolito, las unidades de electrólisis operan a una temperatura de 70-90°C.

Dependiendo del arreglo de los electrodos y del diafragma, las celdas pueden ser denominadas unipolares y bipolares (Fig. II.2.2). Las celdas unipolares tienen la característica de que en la parte del ánodo y cátodo están separados de la región de la celda. Las celdas bipolares se caracterizan por que el separador metálico entre dos celdas conectadas en serie sirve de cátodo en una de las celdas y de ánodo en la subsecuente. El arreglo de las celdas bipolares es similar al de los filtros prensa.



MATERIALES: Normalmente, debido a los altos requerimientos en la protección de la corrosión, la electrólisis convencional del H_2O con KOH como electrolito, puede ser llevada a cabo en una celda de acero al carbón, aunque áreas sujetas al ataque de la corrosión son recubiertas con plástico, cerámicas o niquelados. El cátodo usualmente es construido de acero, el ánodo y los electrodos de las celdas bipolares están normalmente elaboradas de níquel o recubiertas con acero al carbón.

ELECTROLISIS CONVENCIONAL DEL AGUA; Como ya se mencionó, un sistema convencional de electrólisis utiliza una solución alcalina como electrolito (normalmente KOH), estos sistemas presentan arreglos unipolares y bipolares. Las condiciones de operación más comunes para este proceso son: Presión ambiente o alta presión (mayor de 30atm.) y 70 a 90° C, Voltaje de la celda de 1.85-2.05 V y densidad de corriente 2-3KA/m². El consumo energético es alrededor de 4-5KWh/m³ de H₂ producido.

La Fig.II.2.3⁷ muestra las condiciones de operación para unidades comerciales electrolíticas.

FIG.II.2.3 CONDICIONES DE OPERACION DE CELDAS ELECTROLITICAS					
PRODUCTOR PAIS	TIPO DE ELECTROLITO	CONCENTRACION PESO DEL ELECTROLITO	PRESION (ATM) TEMPERATURA (C)	DENSIDAD DE CORRIENTE (A/M ²) VOLTAJE DE LA CELDA (V) CONSUMO DE ELECTRICIDAD (KWH/M ³ DE H ₂)	EFECTOS COMERCIALES TIPO DE LAS UNIDADES (M ³ O STP DE H ₂)
BBC AG Suiza	Bipolar Filtro prensa	KOH 25	Atmosferica 80	8000 2.05/4.9	5-300/4-300
Davy-Brown Alemania	Bipolar Filtro prensa	KOH	Atmosferica	4.2-4.5	3-300
Electrolyzer Canada	Unipolar Tanque	KOH 25	Atmosferica 70	1340 1.8/4.3-5.0 2500 1.9/4.4	0.5-100 Plantas grandes
Krebs-Koehn Alemania	Bipolar Filtro prensa	KOH 25	Atmosferica 75	1000-3000 1.8-2/3.9-4.8	20-200
Lurgi (Zdansk-Lenza) Alemania	Bipolar Filtro prensa	KOH 25	225 90	2000 1.88/4.3-4.8	110-750
Norsk Hydro Noruega	Bipolar Filtro prensa	KOH 25	Atmosferica 80	1750 1.75/4.1	
Oronite de Noro Italia	Bipolar Filtro prensa	KOH	Atmosferica 80	1900 1.85-1.95/4.6	5-1000

⁷ FUENTE: Ullmann's "Encyclopedia of Industrial Chemistry" Vol.A 13.

PLANTAS DE HIDROGENO ELECTROLITICO: Además de las unidades de electrólisis, una planta de hidrógeno electrolítico consta de (Fig. II.2.4):

- 1) Una unidad rectificadora, en donde la corriente alterna que es abastecida a la planta se rectifica y se suministra al voltaje requerido,
- 2) Un proceso de desmineralización del agua mediante una unidad de intercambio iónico, con la finalidad de evitar la acumulación de sustancias en la solución electrolítica, ya que éstas envenenan los electrodos o bien promueven la corrosión,
- 3) Una celda electrolítica,
- 4) Un sistema de separación y enfriamiento de los gases, en el cual, debido a que la energía eléctrica que se suministra a la celda electrolítica se pierde en forma de calor, se hace necesario el enfriamiento de las corrientes gaseosas de H_2 y O_2 ,
- 5) Un lavador de gases,
- 6) Un sistema de recirculación del electrolito, el cual garantiza la temperatura de operación del mismo, así como la reposición del electrolito gastado,
- 7) Un sistema de balance, con la finalidad de almacenar temporalmente los gases producidos en la celda electrolítica (H_2 y O_2) para posteriormente suministrarlos a las siguientes unidades de proceso,

8) Un sistema de filtrado, el cual se encarga de remover las impurezas que se encuentran presentes en el gas,

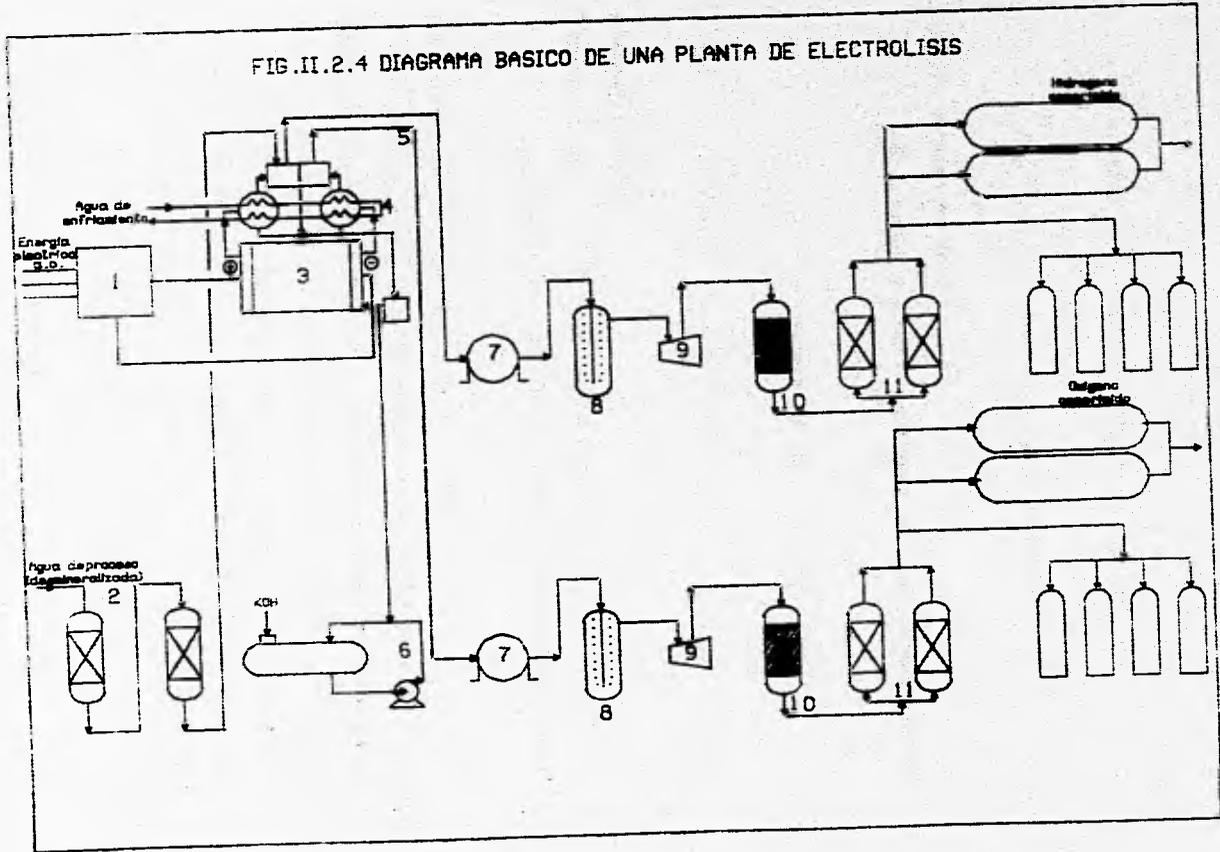
9) Un sistema de compresión, donde se eleva la presión para las condiciones de operación requeridas en la síntesis de amoníaco,

10) Un sistema de purificación de gases, el cual puede consistir desde una simple condensación para remover la humedad presente o de la conversión catalítica del O_2 , y

11) Una etapa de secado por absorción, para eliminar el agua que no se condensó en la etapa anterior, y así proporcionar el H_2 con las condiciones requeridas para la síntesis del amoníaco.

El consumo de agua en una planta de electrólisis es de 0.805 l/m^3 de H_2 producido más pérdidas por evaporación.

FIG.II.2.4 DIAGRAMA BASICO DE UNA PLANTA DE ELECTROLISIS



II.3 Procesos de oxidación parcial.

El hidrógeno es principalmente producido a partir de los procesos de reformación con vapor, sin embargo, existen algunas plantas que lo producen por la oxidación parcial de hidrocarburos. La reformación con vapor estará descrita más adelante como un proceso catalítico y por consiguiente operando a presiones tan bajas que las requeridas para la oxidación parcial no catalítica de aceites pesados. Alimentaciones tales como aceites pesados, aceites residuales y asfaltenos no podrían ser utilizados en los procesos de reformación con vapor debido a los contenidos de azufre y altos puntos de ebullición; por el contrario, la oxidación parcial de hidrocarburos es utilizada en la producción de gas de síntesis.

Mediante los procesos de oxidación parcial, el carbón o los hidrocarburos pueden reaccionar con oxígeno sin la necesidad de un catalizador y así ser "parcialmente quemados" de acuerdo con la reacción:



Con la adición de vapor, el hidrocarburo o el carbón reaccionan para formar hidrógeno y monóxido de carbono.



El proceso es autotérmico; esto significa que no se necesita suministrar energía externa. La temperatura es de alrededor de 1100 a 1500°C.

El proceso de oxidación parcial ofrece las ventajas tanto de contar con una amplia gama de materias primas (ya que se pueden emplear Hidrocarburos más pesados que la Nafta, así como el Gas Natural y la misma Nafta, pero los costos de operación de estas plantas es más alto que por el de reformación con vapor, es por esto que rara vez se emplean materias primas ligeras) como, con una gran tolerancia para las impurezas. La desventaja principal es el alto costo de capital, ya que requiere de una planta de separación de aire para suministrar oxígeno en las etapas de gasificación y Nitrógeno.

El petróleo crudo se puede utilizar, pero la carga más común es el residuo pesado que se obtiene del proceso de refinación del petróleo. Esta fracción puede contener 3.5% de azufre, dependiendo del contenido en el crudo y en el proceso de refinación. La carga típica necesaria es de 0.74 toneladas de residuo por tonelada de amoníaco, en adición, cerca de 0.23 toneladas de petróleo, o su equivalente en otros combustibles, se requiere para la generación de vapor y electricidad.

El gas del horno de coquización contiene alrededor de 55% de hidrógeno, 25% de metano, 8% de monóxido de carbono, 6% de nitrógeno y pequeñas cantidades de hidrocarburos más pesados, CO₂ e impurezas. Presumiblemente el gas de coque podría ser utilizado para producir amoníaco por reformación con vapor, sin embargo, la práctica más usual es la de oxidación parcial.

Por tanto, los procesos de oxidación parcial son empleados normalmente para alimentaciones de carbón o hidrocarburos pesados, los cuales no pueden ser manejados por reformación con vapor.

En años recientes, se ha dado mucha importancia a los procesos de gasificación con carbón, debido a la disminución de las reservas de gas natural y de petróleo así como al incremento en sus precios, sin embargo, la mayor parte de estos esfuerzos ha sido dirigida hacia la fabricación de amoníaco substituyendo gas natural por gas de síntesis, ya que aún se cuenta con el problema de energía y costos elevados.

La oxidación parcial basada en la alimentación de hidrocarburos pesados para la producción de gas de síntesis fue desarrollado después de la Segunda Guerra Mundial. Los dos procesos comerciales mayormente conocidos son los desarrollados por "Shell" y "Texaco". Las condiciones de operación en la generación del gas varían desde 1200 hasta 1370°C, y de 32 hasta 83 atm.

Normalmente, en los procesos de producción de amoníaco por oxidación parcial, el combustible total y los requerimientos de materia prima son de 0.97 toneladas de petróleo pesado por tonelada de amoníaco.

La secuencia en el procesamiento para la producción de gas de síntesis utilizando la oxidación parcial es como sigue (Fig. II.3.1):

- 1) Gasificación de la alimentación con oxígeno y vapor.
- 2) Recuperación de calor a través de la generación de vapor de alta presión.
- 3) Remoción de carbón y cenizas.

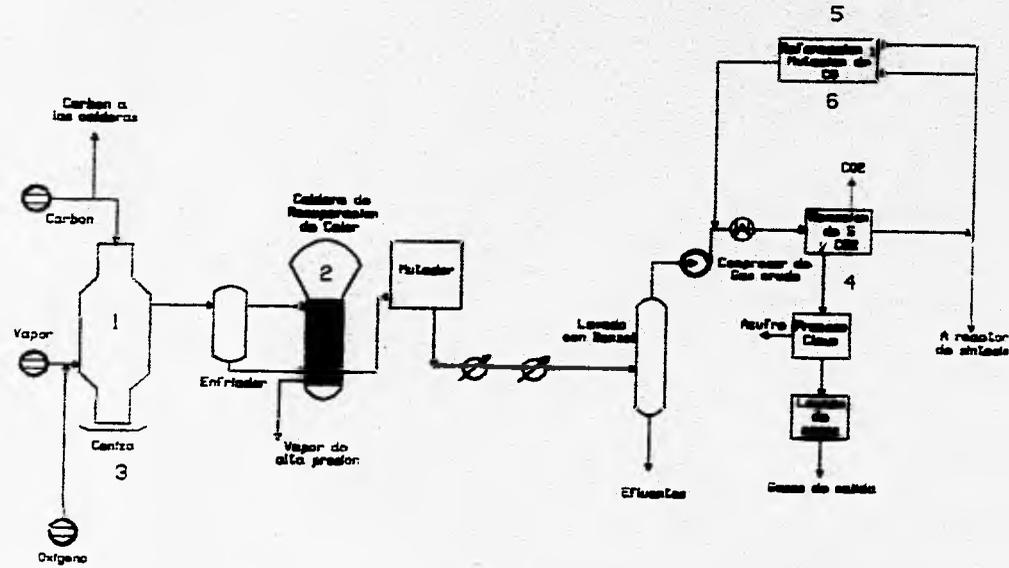
4) Remoción de ácido sulfhídrico y recuperación de azufre.

5) Reacción de cambio de gas de agua para permitir la razón de hidrógeno-monóxido de carbono.

6) Remoción de dióxido de carbono.

7) Metanación de óxidos de carbono.

FIG.II.3.1 DIAGRAMA BASICO DE UNA PLANTA DE OXIDACION PARCIAL



II.4 Procesos de reformación con vapor.

El hidrógeno producido a partir de los procesos de reformación con vapor se lleva a cabo inicialmente con una desulfurización de la alimentación, la cual se hace reaccionar con vapor en un reactor diseñado especialmente y en un horno para producir el gas de síntesis. El CO en el gas de síntesis es convertido y separado como CO₂. El CO y CO₂ residuales en el gas de síntesis se hidrogenan a metano para introducirlo como tal al reactor de síntesis de amoníaco.

Para este proceso, hidrocarburos gaseosos o fácilmente vaporizables pueden convertirse catalíticamente a hidrógeno y monóxido de carbono de acuerdo a la siguiente reacción total:



o, para la materia prima más utilizada, metano:



La reacción es endotérmica. Las altas temperaturas, altas proporciones de vapor-hidrocarburos y bajas presiones favorecen la formación de hidrógeno y monóxido de carbono. Simultáneamente a la reacción de reformación, el equilibrio de la reacción de mutación del gas de agua se alcanza:



Por consiguiente, una mezcla de hidrógeno, monóxido de carbono, dióxido de carbono, agua y metano siempre se tiene.

Generalmente, los requerimientos de calor para la reacción se obtienen por calentamiento indirecto en un reactor tubular empacado con un catalizador de níquel a través del cual pasa el gas. Debido a la sensibilidad al envenenamiento del catalizador, los gases de la materia prima son cuidadosamente desulfurizados. Posteriormente, se mezclan con vapor precalentado (con una proporción de vapor-carbón de 2.5-4.5 mol de H₂O por mol de C), y se pasan a través de una multitud de "tubos de reformado", arreglados verticalmente en un horno. Típicamente éste contiene de 200-400 tubos de 10-12m de longitud, 75-140mm de diámetro interno y 11-18mm de espesor. El horno se arregla de tal manera para calentar los tubos desde el exterior con una gran cantidad de quemadores. El material comúnmente utilizado hoy en día es acero fundido centrifugamente HK40, el cual permite una presión de operación de hasta 39 atm., y temperaturas en la pared del tubo hasta de 950°C. En un diseño nuevo, este tipo de materiales permiten un incremento en la presión y/o temperaturas de operación. La proporción vapor-carbón debe de ser lo suficientemente alta para prevenir el depósito de carbón en los tubos con catalizador del reformador primario, el cual causa manchas calientes que pueden reducir la vida útil tanto del catalizador como de los tubos.

Cuando se utilizan hidrocarburos más pesados (Nafta), una etapa llamada "enriquecimiento del gas" puede utilizarse corriente arriba del reformador primario. En este caso, la mezcla del vapor y el hidrocarburo se transforma a temperaturas relativamente bajas (400-500°C) y la proporción vapor-carbón es menor a 2 en el gas enriquecido en metano. Este gas es convertido en el reformador primario bajo las condiciones normales en el reformado. Para la etapa del gas enriquecido actualmente se dispone de tres procesos comerciales: "British Gas Process", "BASF-Lurgi Process" y "Japan Gasoline Process".

Un proceso de reformado con vapor ha sido desarrollado en Japón en una planta piloto, el cual ha reportado que puede operar sin una previa desulfurización y por lo tanto es capaz de gasificar Nafta, crudo y residuos atmosféricos.

Dependiendo de la presión, temperatura y proporción vapor-carbón, el contenido de metano residual en el gas reformado es normalmente de 7-10%, aunque en algunos casos llega a ser de hasta 30%. En el reformador secundario (autotérmico) se completa satisfactoriamente el reformado primario reduciendo el metano residual tanto como sea posible e introduce el nitrógeno necesario para la síntesis de amoníaco. El gas efluente del reformador primario se encuentra normalmente hasta 830°C, correspondiente a un alto contenido de metano residual de 7.5%. Es entonces combinado con aire precalentado mediante un dispositivo de mezclado de acuerdo a los requerimientos estequiométricos del nitrógeno, posteriormente pasan a través de una cama catalítica de níquel que se encuentra dentro de un reactor refractario (reformador secundario). El oxígeno introducido con el aire quema una proporción del gas de mezcla y eleva la temperatura a la salida del quemador de 1200°C. La conversión de metano entonces procede adiabáticamente, correspondiendo a una cantidad de metano residual de 0.2-0.3%vol. En este proceso la temperatura decrece hasta 1000°C. El reformador secundario y el catalizador de este reformador debe estar libre de sílica, de otra manera, los compuestos volátiles que contiene la sílica se depositan en la superficie de transferencia de calor de la caldera de recuperación de calor.

El nitrógeno ya presente en el gas natural tiende a causar una reducción de la proporción de aire en el reformador secundario y a una reducción de la elevación de la temperatura en el reformador secundario así, para mantener la misma cantidad de metano residual, la temperatura de salida del reformador primario debe incrementarse.

Por otra parte, existen procesos que introducen una gran cantidad de aire al reformador secundario del que corresponde a la estequiometría, por lo que la conversión de metano se realiza en el reformador secundario en lugar del reformador primario. El nitrógeno en exceso debe ser removido del sistema, lo cual puede hacerse antes de que la mezcla de gases entre al loop de síntesis, o incrementando la purga en el mismo.

Los procesos por reformación con vapor acumulan aproximadamente el 83% de la producción mundial de amoníaco. Las diferentes etapas se efectúan a distintos niveles de temperatura, su rango varía de 0 a 1200°C; por tanto, se utiliza combustible para calentar los reactivos. Aunque se pierde una porción importante de calor, se recupera mucho, por ello las plantas de amoníaco basadas en gas natural requieren alrededor de 8.6 millones de Kcal en combustible y materia prima, adicionalmente, se necesita una cantidad substancial de energía eléctrica, aunque la mayor parte de la energía mecánica es suministrada por turbinas impulsadas con vapor generado con el calor recuperado por el proceso.

Las materias primas para la elaboración de amoníaco mediante el proceso de reformación con vapor son las siguientes:

Gas Natural: Es la principal materia prima para la elaboración de amoníaco, actualmente, el 70% de la capacidad instalada mundial utiliza esta materia prima. El gas natural se clasifica en "asociado" y "no asociado"; el primero viene con el petróleo crudo y se libera al disminuir la presión en la planta de separación petróleo-gas, el cual se consideraba con frecuencia un subproducto indeseable en la producción del petróleo; el segundo, proviene de yacimientos.

Metano: El metano de cualquier procedencia se puede utilizar como materia prima para elaborar amoníaco, una fuente prometedora es la descomposición anaeróbica de desperdicios

o de biomasa. La fermentación anaeróbica produce un gas que contiene cerca de 55% de metano, el remanente es únicamente CO_2 que se puede separar con un lavado de monoetanolamina u otros solventes.

Gas Licuado del Petróleo: Contiene únicamente propano y butano. Estos materiales son relativamente caros, pero más baratos que la nafta. El gas natural sintético es prácticamente metano puro, procede del carbón y puede considerarse como una fuente futura en la producción de amoníaco.

Nafta: En aquellas áreas del mundo donde el gas natural no se encuentra disponible, la nafta se vio favorecida para la producción de amoníaco por reformación de vapor, particularmente en el periodo 1950-1974, cuando era relativamente barata y las refinerías de petróleo la producían en exceso. A partir de esta fecha, el precio comenzó a subir y algunas plantas diseñadas originalmente para consumir nafta tuvieron que ser cambiadas a otras materias primas como gas natural, gas natural licuado o gas licuado del petróleo; como resultado, pocas plantas han sido diseñadas para utilizar esta materia prima.

Gases de Refinería: Las refinerías de petróleo producen una variedad de subproductos gaseosos que pueden utilizarse como materia prima. La composición de este gas varía ampliamente, por lo general contiene H_2 , CH_4 , e hidrocarburos pesados que, por reformación con vapor pueden transformarse en amoníaco.

Las etapas de las que consta este tipo de procesos son: desulfurización, reformación primaria y secundaria, conversión del CO , remoción de CO_2 , metanación, compresión, y síntesis del amoníaco.

En la etapa de desulfurización, la pureza de las corrientes de proceso es de particular importancia, ya que el catalizador de níquel es altamente susceptible a envenenamiento con azufre. El método más común es el de adsorción por carbón activado a 15 ó 50^o C, o mediante una reacción con óxido de zinc. Frecuentemente, la regeneración del adsorbente es empleada, y se lleva a cabo por calentamiento y lavado con vapor o gases calientes.

El propósito de la reformación primaria es la de convertir la alimentación a hidrocarburos a hidrógeno y monóxido de carbono por reacción con vapor, con el calor disponible y la adición de aire.

La reformación secundaria tiene como objetivo fundamental el de complementar la conversión de metano a hidrógeno, monóxido de carbono y dióxido de carbono, así como el de suministrar la demanda de nitrógeno para la síntesis del amoníaco; operación que se efectúa adicionando aire en la cantidad requerida.

Con la operación de conversión de CO, la cantidad de éste disminuye en aproximadamente menos del 1%.

Después de la etapa de conversión, el gas puede contener 18% o más de CO₂, dependiendo de la composición de la materia prima, después de enfriarlo, se emplea una solución absorbente para eliminarlo. En los años 40's se empleó agua, las desventajas principales que se presentaron fueron los altos consumos energéticos y pérdidas de hidrógeno y nitrógeno solubles en agua a alta presión. Posteriormente, entre los años 1940 y 1960, se utilizó una solución al 20% de monoetanolamina, después de 1960, en la mayoría de las plantas se utilizó carbonato de potasio con aditivos para promover la absorción e inhibir la corrosión. Actualmente se emplean otros solventes que por regla general son líquidos orgánicos.

En la etapa de metanación las reacciones que se llevan a cabo son el reverso de las de reformación, generalmente se producen a una temperatura de 320 - 400° C, dependiendo del CO+CO₂ contenido en el gas.

Después de la etapa de metanación, el gas debe de ser comprimido a la presión requerida para la síntesis. Dependiendo de la capacidad se emplean compresores centrífugos (con una capacidad mayor de 600 - 1500 tpd), o reciprocantes (plantas pequeñas con menos de 500tpd).

La síntesis del amoníaco se realiza a una temperatura de 400 - 450° C, utilizando un catalizador de fierro y un promotor de potasio y alúmina.

Aunque los convertidores que se utilizan en el presente, están basados en el principio original, - combinación de H₂ y N₂ a alta presión en presencia de un catalizador adecuado - la selección de un tipo particular de convertidor depende de las condiciones locales. En los últimos años se ha desarrollado un nuevo convertidor en Osterrelchische Stickstoffwerke AC en Linz, Austria, el cual tiene varias ventajas sobre los otros convertidores utilizados en la actualidad.

Los más importantes tipos de convertidores que se conocen hoy en día, se pueden clasificar como sigue:

1) Convertidores empacados continuos.

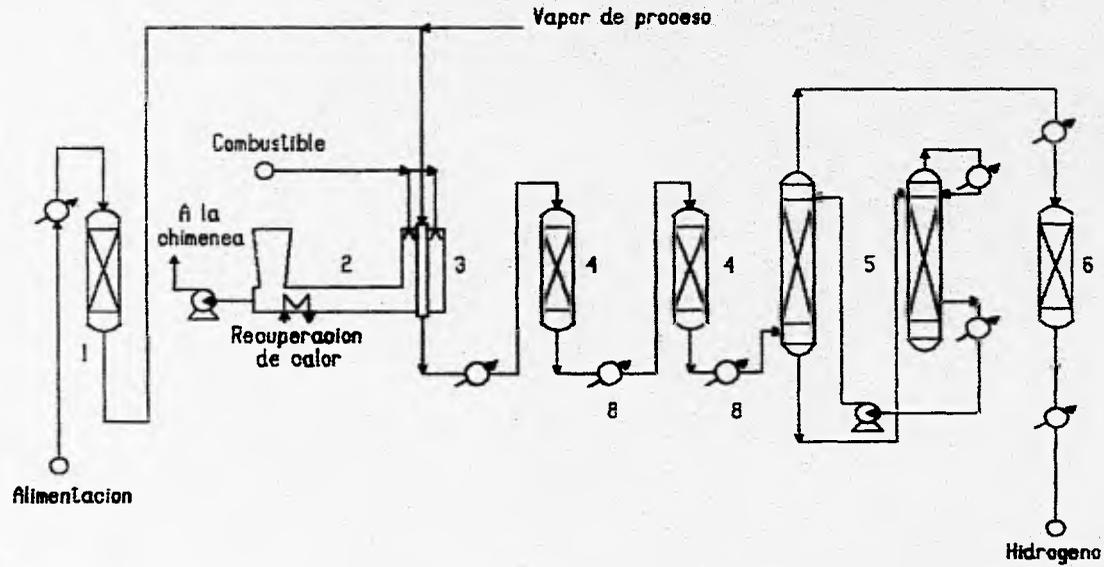
2) Convertidores empacados, subdivididos en varias secciones; el calor de formación de amoníaco, se libera en cada paso empacado. se incrementa la temperatura del gas a una temperatura definida; la temperatura del gas se reduce después por inyección directa de una

mezcla fría de $H_2 \cdot N_2$ entre los espacios libres de cada paso.

Una planta convencional de reformación con vapor incluye las siguientes unidades (Fig.II.4.1):

- 1) Unidad de desulfurización.
- 2) Reformador primario con vapor.
- 3) Reformador secundario con vapor.
- 4) Mutadores de alta y baja temperatura.
- 5) Absorción y remoción de CO_2 .
- 6) Unidad de metanación para remover CO y CO_2 residuales.
- 7) Unidad de síntesis de amoníaco.
- 8) Unidad de separación y enfriamiento de amoníaco.

FIG.II.4.1 DIAGRAMA BASICO DE UNA PLANTA DE REFORMACION CON VAPOR



III LICENCIADORES DE TECNOLOGIAS.

Los licenciadores de los procesos a analizar en la presente Tesis son:

HIDROGENO ELECTROLITICO:

- 1) Fauser.

OXIDACION PARCIAL:

- 1) Casale.
- 2) Claude.
- 3) Haber-Bosh.
- 4) Koppers-Totzek.
- 5) Lurgi.
- 6) Monte Cenis.
- 7) Shell.
- 8) Texaco.
- 9) Winkler.

REFORMACION CON VAPOR:

- 1) AMV Process.
- 2) C.F. Brown & Co.
- 3) Haldor Topsøe A/S.
- 4) Haldor Topsøe.

- 5) LCA Process.
- 6) M.W. Kellogg Co.
- 7) Pritchard Co.
- 8) UHDE GMBH

III.1 Descripción de cada tecnología.

III.1.1 Procesos de Hidrógeno Electrolítico:

1) Fauser.

Este proceso incorpora algunas características específicas. El hidrógeno electrolítico que proviene de las celdas de Fauser, y el nitrógeno que proviene de la unidad de aire líquido o de una unidad de purificación que emplea gases generados en la torre de absorción, son mezclados y comprimidos de 200 a 300 atm. Posteriormente se hacen pasar por un separador de aceite y se envían a un quemador de oxígeno.

En el quemador de oxígeno cualquier cantidad de éste en la mezcla de gas, se combina con el hidrógeno en presencia de un catalizador de cobre.

El agua formada es condensada afuera en un enfriador y es removida en un separador.

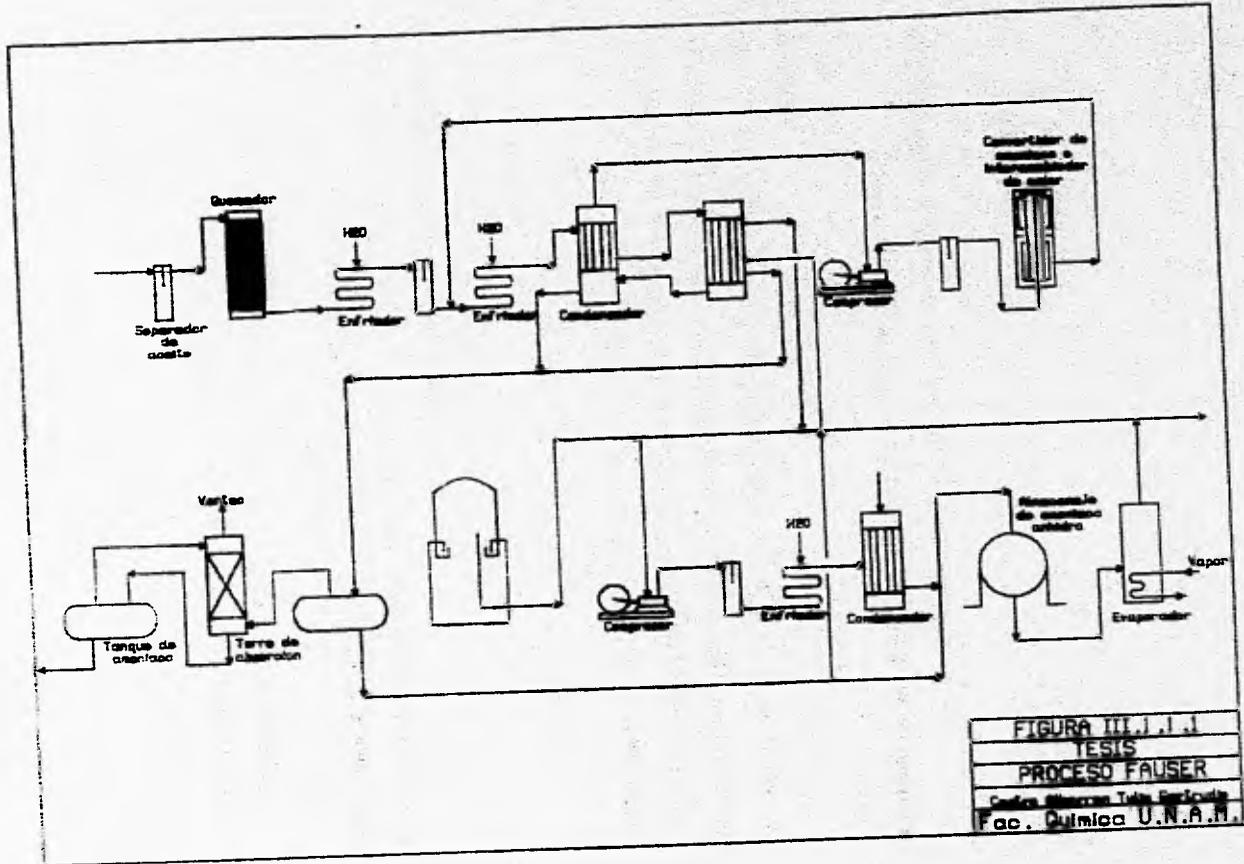


FIGURA III.1.1.1
TESIS
PROCESO FAUSER
Centro de Estudios de Tecnología
Fac. Química U.N.A.M.

III.1.2 Procesos de Oxidación Parcial:

1) Casale.

Opera a presiones de 500 - 900 atm. Las altas presiones permiten la licuefacción del amoníaco a temperaturas que se pueden obtener mediante el uso de agua de enfriamiento.

La base del control del calor en el catalizador es dejar de 2 a 3% de amoníaco en el gas que se alimenta al convertidor, con lo cual se llega a retrasar la razón de formación del amoníaco, y elimina el calor excesivo generado del catalizador.

2) Claude.

Este proceso de síntesis de amoníaco parte del proceso Haber más que cualquier otro. Después de que el amoníaco es recibido en el proceso Claude, el gas residual es eliminado a la atmósfera o es utilizado por su alto contenido calorífico. La gran cantidad de calor involucrado para la conversión de la mezcla hidrógeno-nitrógeno requiere de un diseño especial del convertidor.

En el proceso Claude original, se utiliza hidrógeno purificado por una destilación fraccionada del gas de un horno de coque y nitrógeno de la licuefacción del aire.

3) Haber-Bosh.

En este proceso, el hidrógeno proviene del carbón que se deriva del coke; éste es primero cargado con aire; el calor liberado por la formación de dióxido de carbono aumenta la incandescencia del coke. Los productos de la combustión son venteados hacia la atmósfera.

Posteriormente, el vapor es adicionado, conteniendo la mezcla dióxido de carbono, monóxido de carbono e hidrógeno. El nitrógeno requiendo para la síntesis del amoniaco es suministrado mediante la adición de una cantidad suficiente de productos de combustión provenientes de la carga hacia la corriente de vapor.

El CO presente en el gas es convertido a hidrógeno y dióxido de carbono mediante una reacción con el vapor bajo un catalizador. El gas convertido es comprimido y lavado con una solución amoniacal cuprosa con la finalidad de remover el monóxido de carbono no convertido. Luego, el gas relativamente puro consistiendo de tres partes de hidrógeno y una de nitrógeno es alimentado hacia el loop de síntesis.

El amoniaco es removido de la corriente de efluente mediante un lavado con agua.

4) Koppers-Totzek.

En éste, la gasificación se lleva a cabo a presiones bajas y temperaturas muy altas, lo que asegura esencialmente una alta conversión de hidrocarburos. Una mezcla homogénea de carbón pulverizado, oxígeno y vapor reaccionan produciendo una temperatura de 1480°C , a la cual, todos los hidrocarburos son convertidos a CO , CO_2 y H_2 lo que reduce a 0.1% el nivel de CH_4 . Los gases de salida del gasificador contienen H_2S , mismo que es removido en la etapa de purificación. Dependiendo de la capacidad de los gasificadores pueden tener dos o cuatro cámaras de quemadores. La gasificación por una combustión parcial requiere de un tiempo de residencia en el gasificador de menos de 1 seg. El gas crudo es procesado en una serie de operaciones que

incluyen generación de vapor, lavado, compresión, remoción de CO_2 , lavado con N_2 y síntesis.

El carbón empleado como materia prima para la fabricación de amoníaco mediante este proceso es finamente pulverizado e inyectado con vapor y oxígeno dentro de una cámara de combustión, la cual opera a una temperatura justo arriba del punto de fusión de las cenizas. El gas caliente es introducido en una caldera de recuperación de calor y es enfriado, por la generación de vapor de alta presión, a una temperatura de alrededor de 40°C .

Un lavado con agua remueve las cenizas y el hollín. El gas enfriado es comprimido a aproximadamente 34 atm., para la remoción, mediante un lavado con metanol a -38°C , de H_2S , CS_2 , COS y CO_2 . En el mutador de alta temperatura, el gas desulfurizado contiene alrededor del 58% de CO . Después de la saturación con vapor de agua, el gas es recalentado para la conversión máxima de CO . El gas se comprime hasta 49 atm. y se lava con metanol a -58°C para una nueva remoción de CO_2 . Convencionalmente, esta etapa es seguida por un lavado con N_2 a -190°C , el cual remueve el CO , Ar y CH_4 residuales, siendo este el último paso de purificación del gas.

Después de un ajuste final de la razón $\text{H}_2:\text{N}_2$, el gas es comprimido en un loop de amoníaco.

Debido a la alta pureza, el gas de síntesis fluye directamente al convertidor y la purga se hace innecesaria.

Este proceso se utiliza poco en plantas existentes. A diferencia de la ruta del proceso "Lurgi", produce solamente un problema pequeño de efluentes, pero requiere de una planta de oxígeno de alrededor de tres veces más grande, así como mucho más energía de

compresión. La única ventaja que representa es que al adquirir de 3 a 4 reactores, presente mayor confiabilidad en la conversión.

La gasificación a presión atmosférica es una desventaja considerable para este proceso ya que el tamaño y costo del equipo, así como también los requerimientos de energía eléctrica para la compresión del gas de síntesis se incrementan significativamente.

5) Lurgi.

En este proceso, el carbón es gasificado en un reactor de cama fija, el cual emplea oxígeno y vapor alrededor de 20 - 30 atm, en donde el secado, la volatilización y la gasificación son efectuados a eficiencias térmicas de más del 90%.

Dependiendo de las características de la alimentación, el rango de temperaturas de gasificación son de aproximadamente 560 a 620^o C. A estas presiones y temperaturas, relativamente altas, las cantidades de metano y dióxido de carbono contenidos en el gas crudo son considerablemente mayores que en la reformación convencional (normalmente 10-11%). El gas crudo es tratado posteriormente mediante diversas etapas en las que se incluye recuperación de calor perdido, remoción de alquitranes, fenoles y otros productos, lavado con metanol (Proceso Rectisol), tratamiento para remover azufre y dióxido de carbono, lavado con nitrógeno para producir gas de síntesis de alta pureza, compresión y finalmente síntesis de amoníaco.

En el convertidor, el gas se cambia a H₂ sin la utilización de vapor adicional, alcanzando un contenido residual de CO de aproximadamente 1 a 5%. El gas se enfría en un sistema de recuperación de calor, y se purifica mediante el proceso Rectisol para remover el CO₂, compuestos saturados y otras impurezas. El gas purificado frío se trata mediante un

lavado con N_2 líquido, adicionando el necesario para la síntesis del amoníaco y remoción del CO_2 y CH_4 , los cuales se reciclan hacia una corriente lateral. La fracción de metano producido se reforma con vapor y se recicla a la unidad Rectisol para limpieza general.

Se puede emplear una unidad de separación criogénica del gas, esto en el caso de que se quisieran producir simultáneamente con el amoníaco otra línea de gases de síntesis.

El licor del gas producido en la etapa de gasificación es tratado para remover fenoles mediante un proceso "Pheno Solvan".

6) Monte Cenís.

Este proceso fue originalmente desarrollado para utilizar hidrógeno separado del horno gasificador de coque del proceso de licuación y el nitrógeno es obtenido mediante el uso del mismo proceso. Las características principales de este proceso es que opera a presiones de 100 atm o menores, y a la temperatura del catalizador de alrededor de $400^\circ C$.

La mezcla de hidrógeno y nitrógeno después de comprimirse a 100 atm, es calentada a $330^\circ C$ en intercambiadores; posteriormente se pasa por un purificador de CO, en el cual, mientras se pone en contacto el gas con un catalizador de Ni, el CO y el oxígeno contenidos en pequeñas cantidades en el gas reaccionan con el hidrógeno para formar metano y agua.

7) Shell.

En el proceso Shell, la materia prima es alimentada al reactor por medio de una bomba reciprocante, donde el combustible o una mezcla de fracciones pesadas son

bombeadas en un rango de presiones de 39-99 atm. más altas que las prevaecientes en el reactor (dependiendo del tamaño del reactor), en donde al mezclarse con vapor la alimentación es convertida a carbón, metano y radicales de hidrocarburos durante un tiempo de residencia corto. En seguida, los hidrocarburos reaccionan rápidamente con oxígeno para formar dióxido de carbono, vapor y calor liberado, el cual es nuevamente utilizado para la reacción de hidrocarburos que es altamente endotérmica. Finalmente, los gases producto alcanzan el equilibrio en su composición por medio de la reacción de cambio con el gas de agua. Así, el gas de síntesis producido contiene sulfuro de hidrógeno y carbonil sulfuro que deberán ser removidos antes del mutador de alta. La temperatura de precalentamiento es tal que la viscosidad cinemática del combustóleo sea de $20 \text{ mm}^2 / \text{seg}$ la cual corresponde aproximadamente a la del diesel a temperatura ambiente. En casos excepcionales, la viscosidad de algunos residuos pesados, posiblemente con la adición de hollín, puede ser más alta por lo cual la temperatura de reacción se elevaría debido a una pobre atomización.

La mayoría de los aceites pesados pueden atomizarse abajo de los 300°C , lo cual significa que vapor saturado de hasta 108 atm. puede utilizarse para el precalentamiento. Los calentadores a fuego directo solamente se requerirán para precalentar los aceites residuales de altos puntos de ebullición.

El oxígeno también se precalienta con vapor saturado. Frecuentemente, el vapor de media presión generado en la caldera de recuperación de calor es utilizado directamente como vapor saturado por el vapor de proceso, pero un número de plantas operan con vapor de alta presión en donde se exporta vapor para generación de energía eléctrica y vapor de proceso sobrecalentado lo cual significa un ahorro en los costos.

El vapor se mezcla con el oxígeno y se alimentan al reactor a través de un ánulo que rodea al atomizador del aceite; se debe tener mucho cuidado que la mezcla se homogeneice rápidamente. El quemador, en el cual también se alojan el atomizador y las entradas de oxígeno y vapor, es enfriado por agua. El reactor es refractario, pero se han tenido mejores resultados cuando el material tiene un alto contenido de aluminio.

La mezcla de gases abandonan el reactor a una temperatura de 1350°C. Se enfrían en una caldera de recuperación de calor a unos cuantos grados arriba de la temperatura del vapor saturado; el vapor saturado de hasta 118 atm. se genera a partir del calor sensible del gas.

El hollín es removido en dos etapas. La mayor parte se elimina con un lavado con agua, se recoge en un separador de hollín y se alimenta a la unidad de recuperación de hollín. Durante el lavado del gas, una pequeña cantidad de agua de lavado se evapora y el punto de rocío del gas se incrementa ligeramente. Como una regla, la mayor parte del contenido calórico del gas abajo de su punto de rocío se utiliza también para calentar agua o el condensado de la turbina en un precalentador antes de que se introduzca al lavador de gases. En el lavador, el hollín remanente se remueve hasta un contenido residual de menos de $1\text{mg}/\text{m}^3$. Debido a que el agua que es alimentada al lavador se encuentra fría, el gas se enfría a una temperatura ligeramente superior a la ambiente.

8) Texaco.

Los combustibles en el proceso "Texaco" se precalientan y bombean hacia el gasificador junto con vapor de alta presión y oxígeno proveniente de una unidad de separación de aire. La reacción se lleva a cabo a altas temperaturas desde 1200 hasta 1500°C, y no requiere de catalizador. Las reacciones que se llevan a cabo son complejas, sin

embargo, se considera que el petróleo es desintegrado para formar carbón, metano y otros hidrocarburos gaseosos; estos productos son parcialmente oxidados a CO , CO_2 y H_2O , y parcialmente transformados por vapor e hidrógeno.

La alimentación de carbón es finamente pulverizada y licuada con agua, posteriormente es enviado al gasificador, el cual opera a 39 atm. (sin embargo, es capaz de operar a presiones superiores a 178 atm.), donde es parcialmente quemado con oxígeno a una temperatura tan alta que todos los hidrocarburos líquidos son completamente eliminados. El calor de los gases de salida del gasificador son recuperados mediante la generación de vapor. Las cenizas son removidas vía un sistema cerrado de una tolva de escoria con agua. Después de dejar el gasificador, el gas es lavado para la remoción del carbón que no reaccionó, éste contiene alrededor de 48% de CO , 37% de H_2 y 14% de CO_2 , para una alimentación que contenía 74.2% de C y 5.2% de H_2 .

Posteriormente a la conversión, el gas es enfriado, conteniendo una cantidad baja de metano y es tratado a continuación en el reformador de alta temperatura. El nitrógeno se adiciona justo antes del metanador.

Tanto en el proceso Shell como en el Texaco, se ha incorporado la recuperación de calor de las muy altas temperaturas de los gases efluentes, la remoción de carbón de los gases producto así como el reciclaje del carbón recuperado. Ambos procesos tienen alimentaciones, principios químicos, gases producto y catalizadores resistentes al azufre ($\text{CoO-MoO}_3\text{-Al}_2\text{O}_3$) semejantes, pero difieren en su tecnología. En el proceso Shell, la alimentación de hidrocarburos, el vapor y el oxígeno son precalentados y alimentados al reactor como corrientes separadas las cuales son mezcladas a la salida del quemador, mientras que, en el proceso Texaco la alimentación de hidrocarburos es premezclada con vapor y precalentada.

9) Winkler.

Este proceso emplea una cama fluidizada para la gasificación del carbón. Opera a una presión superior a 3 atm., y consecuentemente, las etapas de procesamiento son similares al proceso "Koppers-Totzek".

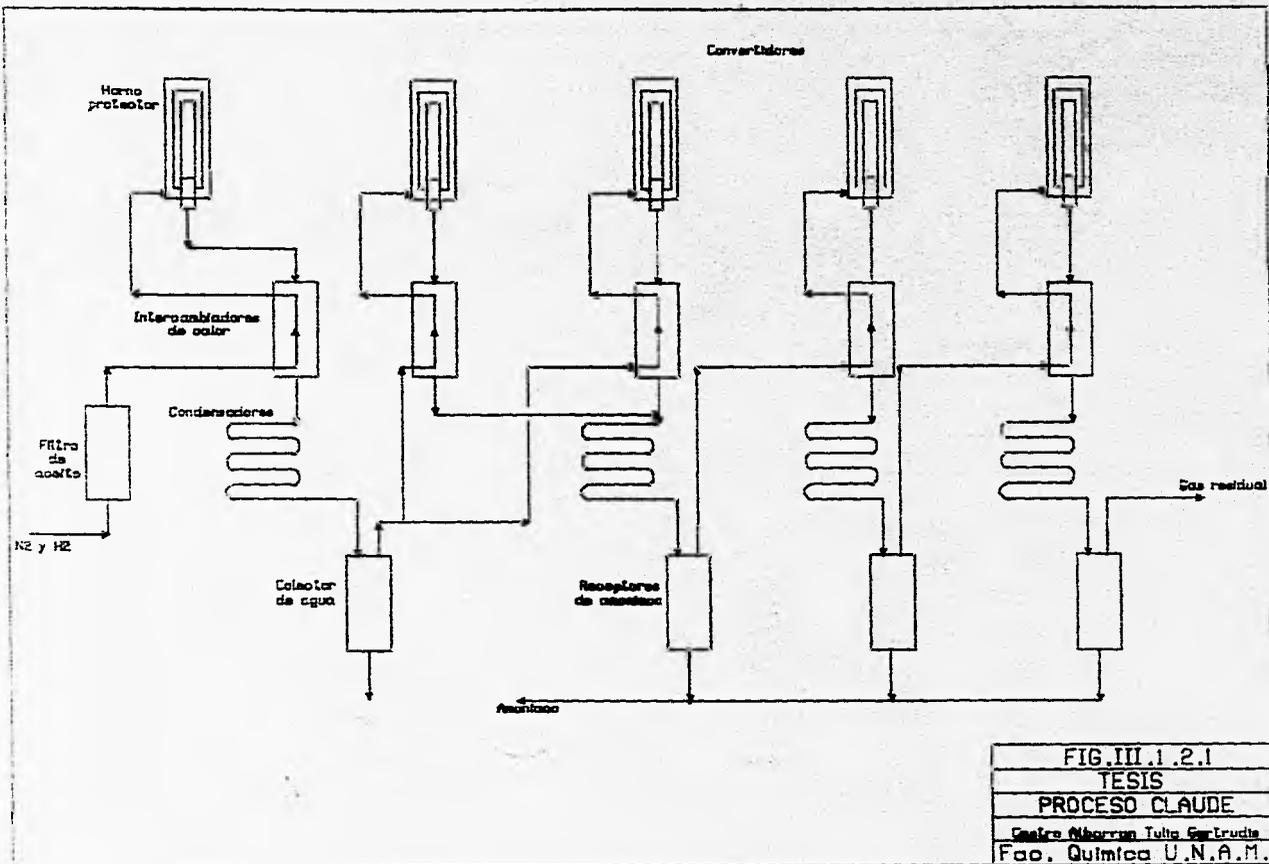


FIG. III.1.2.1
TESIS
PROCESO CLAUDE
Osorio Alvarado Tullio Gerardo
Fac. Química U.N.A.M.

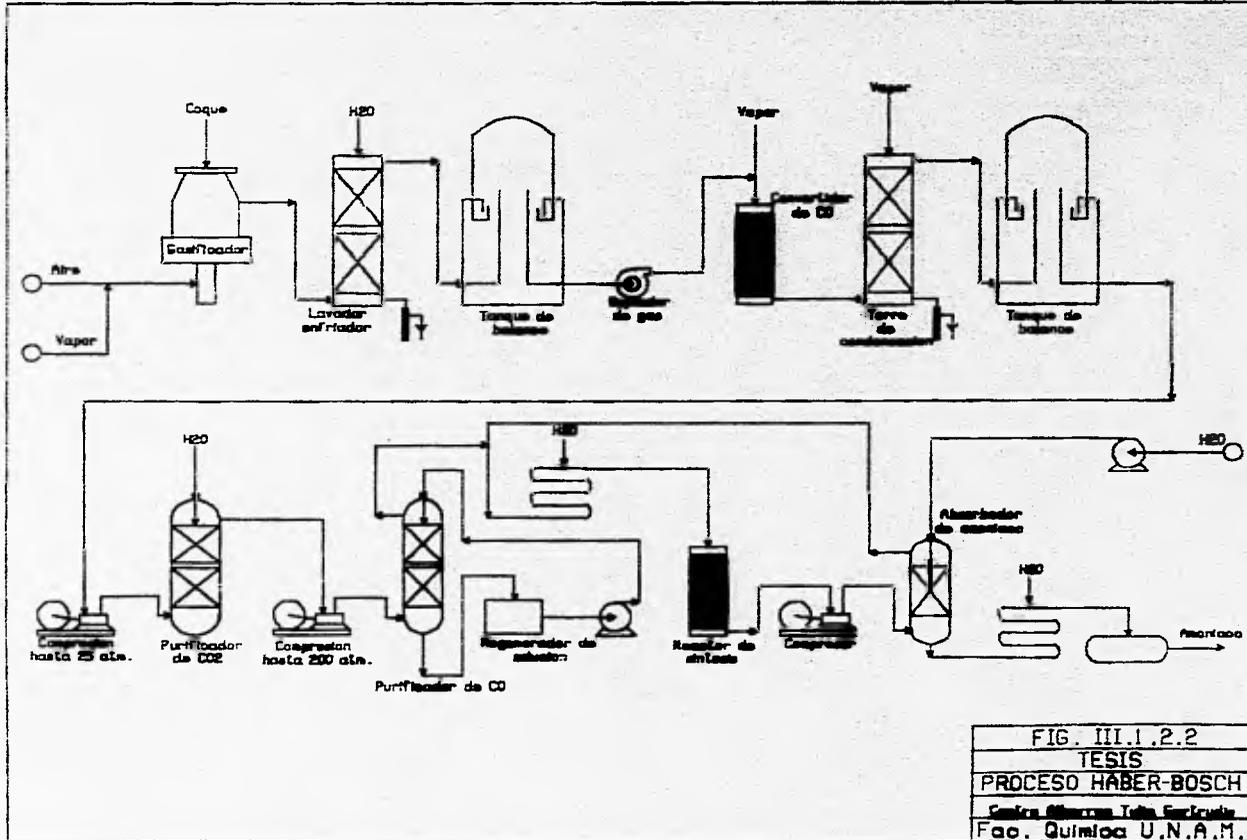


FIG. III.1.2.2
 TESIS
 PROCESO HABER-BOSCH
 Centro de Investigaciones y Estudios Científicos
 Fac. Química U.N.A.M.

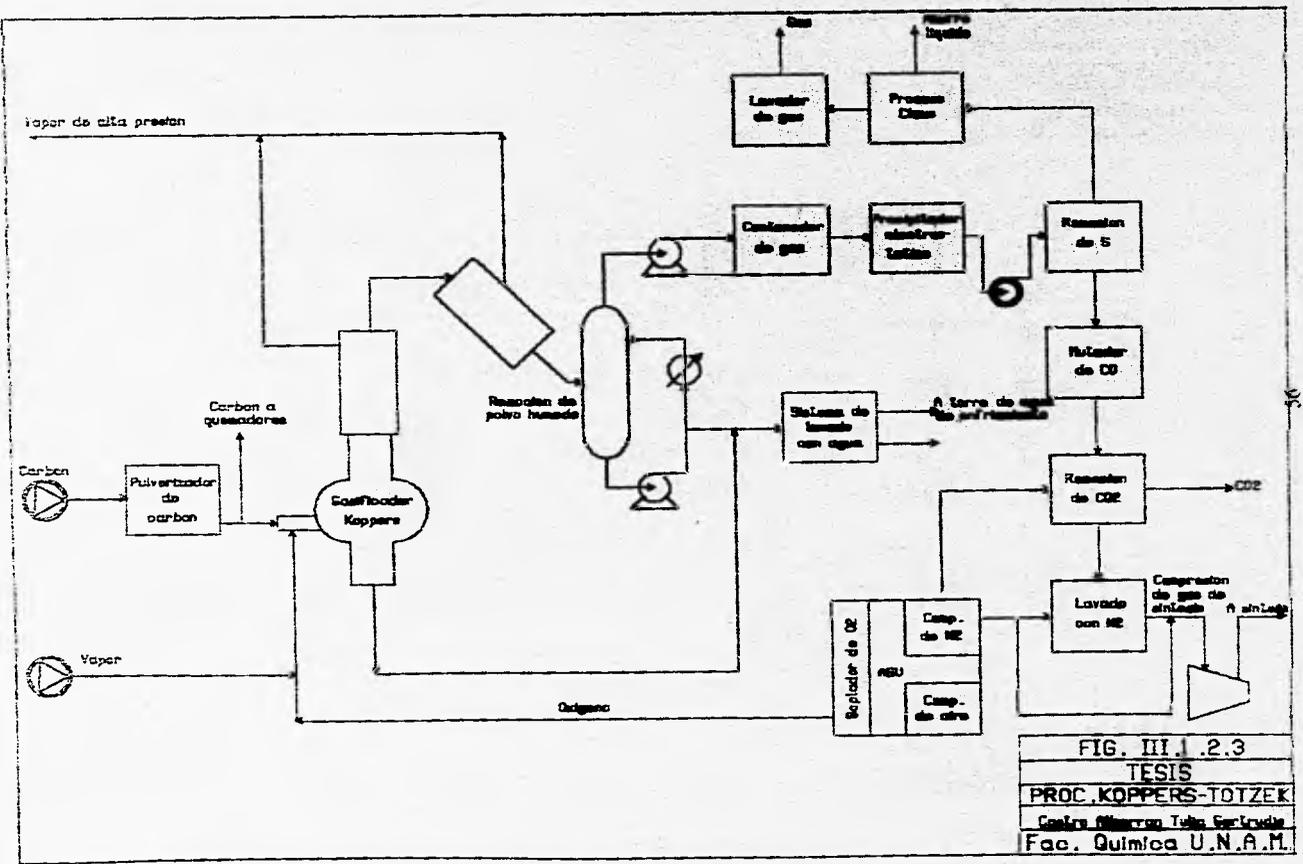


FIG. III.1.2.3
 TESIS
 PROC. KOPPERS-TOTZEK
 Centro de Estudios de Tecnología
 Fac. Química U.N.A.M.

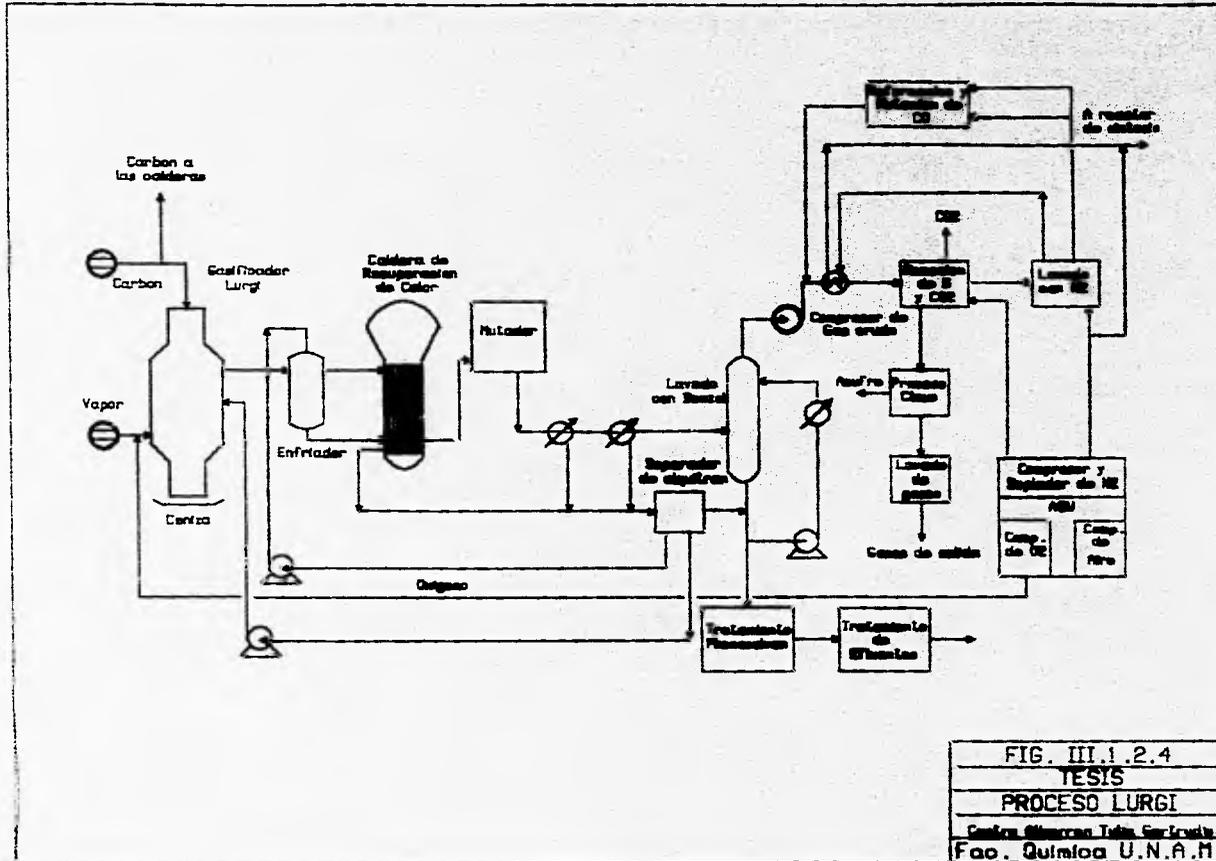


FIG. III.1.2.4
 TESIS
 PROCESO LURGI
 Centro de Investigaciones Químicas
 Fac. Química U.N.A.M.

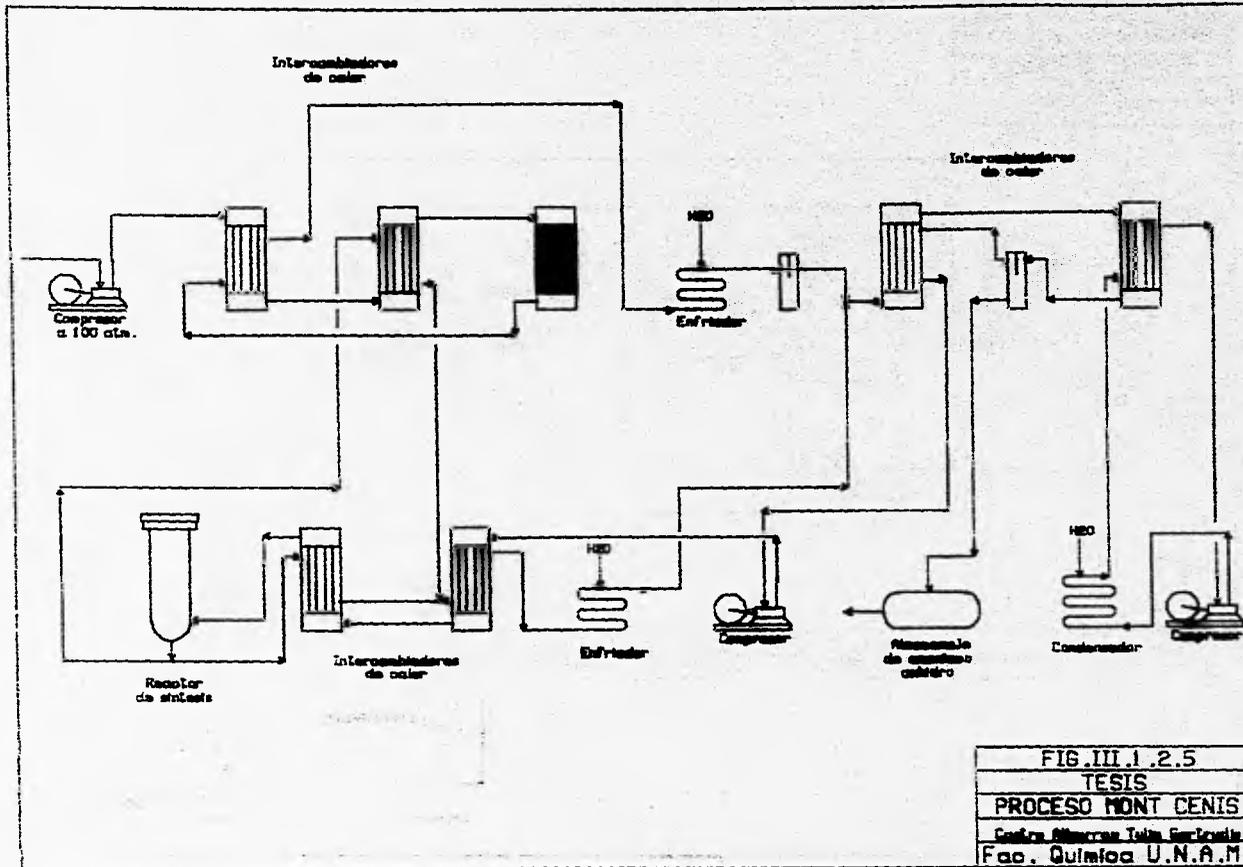
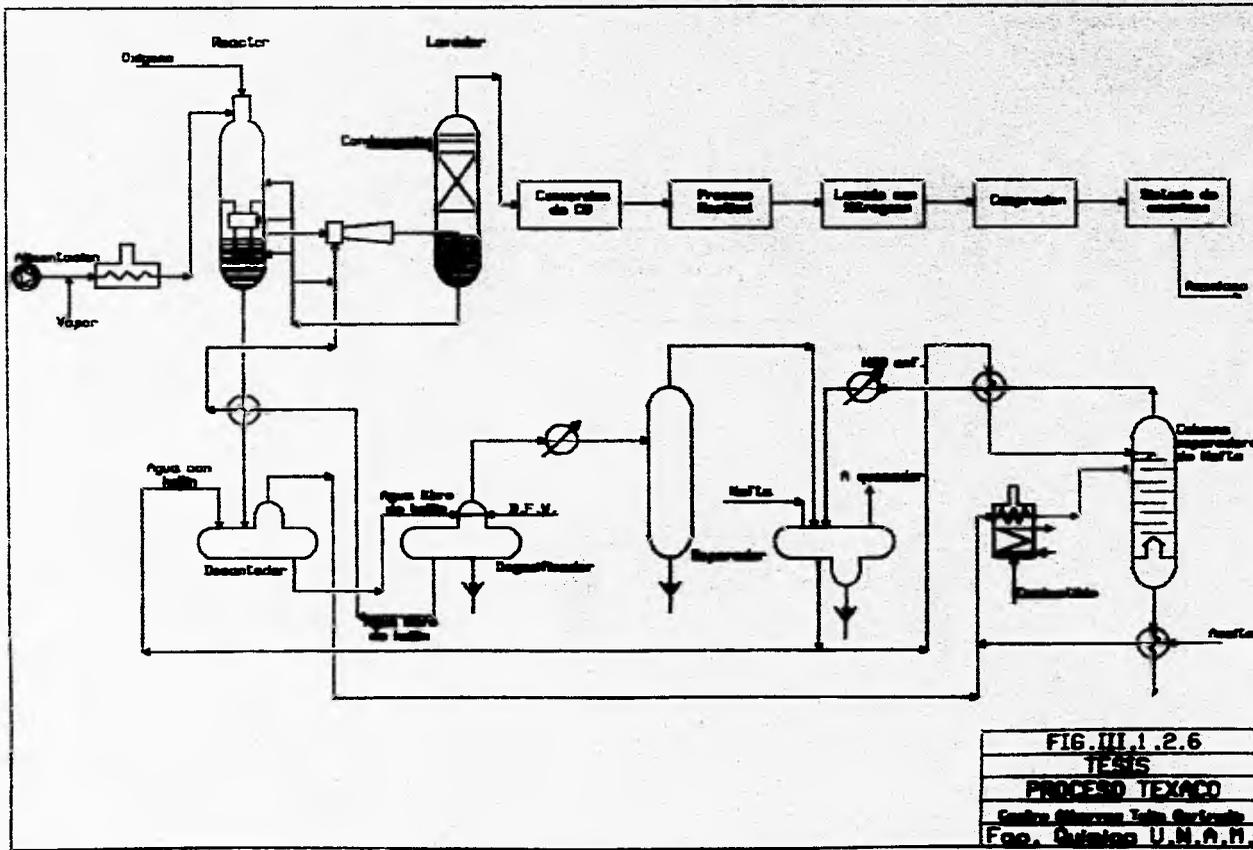


FIG. III.1.2.5
 TESIS
 PROCESO MONT CENIS
 Centro Atómico de Estudios Científicos
 Fac. Química U.N.A.M.



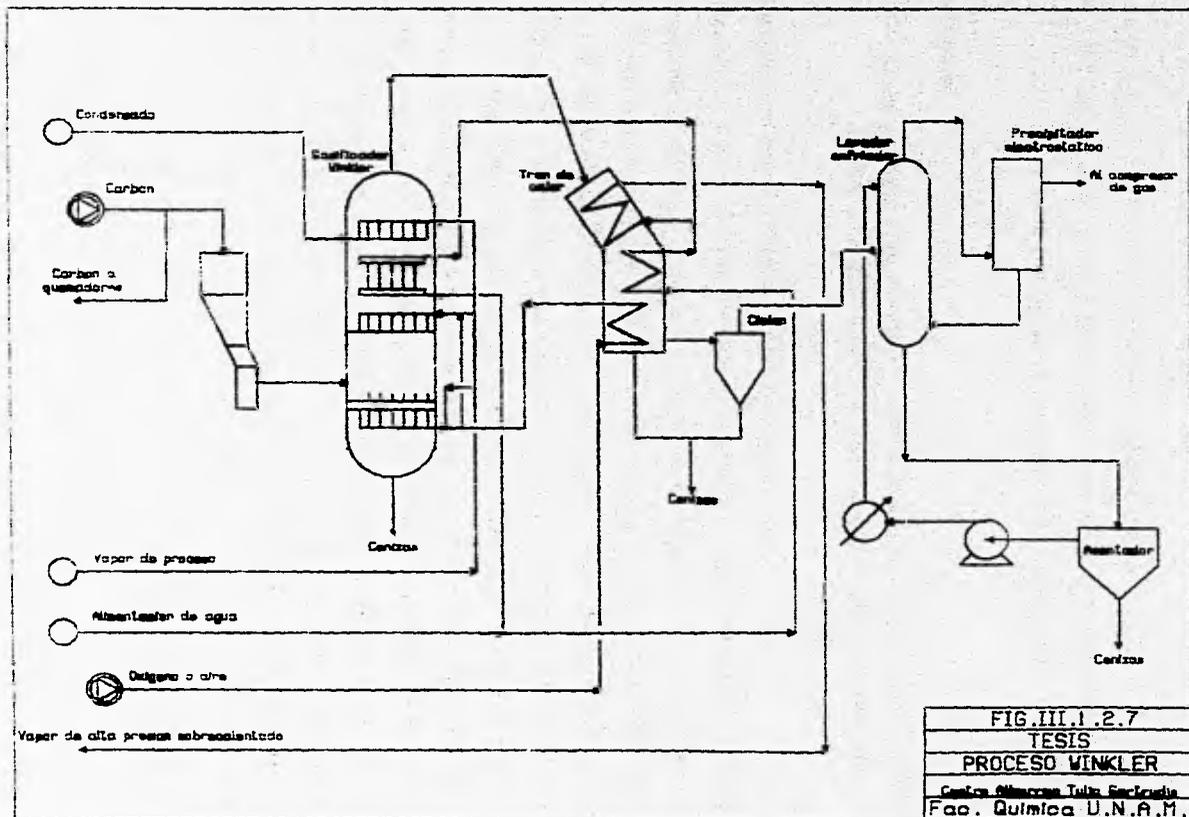


FIG. III.1.2.7
 TESIS
 PROCESO WINKLER
 Centro de Investigaciones Tullio Saccubato
 Fac. Química U.N.A.M.

III.1.3 Procesos de Reformación con Vapor:

1) AMV Process.

El gas natural alimentado se mezcla con H_2 recirculado, se calienta y se desulfuriza. Se enfría por precalentamiento de la alimentación al desulfurizador antes de pasar al saturador de gas, en donde se pone en contacto con condensado caliente de proceso circulante. El gas de alimentación del saturador se mezcla con una cantidad de vapor del horno para dar vapor, la razón del carbono es del orden de 3:1, se precalienta en el ducto de la chimenea de gas y se reforma a 700-800° C y 28-35 atm.. El gas mezclado es entonces alimentado al reformador secundario con un exceso de aire de proceso sin calentar. Este opera a una temperatura de 900-950° C. Un error típico en el reformador secundario es de alrededor de 1%, aunque el nivel óptimo dependerá de los requerimientos económicos de la planta. El gas reformado se enfría por la generación de vapor sobrecalentado de alta presión y entonces se transforma en un convertidor de alta y bajas temperaturas. El enfriamiento del gas reformado entre los convertidores de alta y baja temperaturas es efectuado por un precalentamiento de la alimentación del saturador de gas circulando agua. El calor en el gas que abandona el convertidor de baja temperatura es empleado para precalentar una caldera de agua de alimentación de alta presión.

El gas enfriado del convertidor de baja temperatura es llevado a una planta de remoción de CO_2 de bajo consumo energético. Posteriormente, el gas es comprimido a 69-79 atm. y se metana.

El gas metanado es enfriado, secado y alimentado al loop de síntesis de amoníaco, el cual opera a 69-79 atm.. Luego, el gas circulante del loop de síntesis de amoníaco es mezclado con gas de síntesis seco y se alimenta al circulador. El gas proveniente

del circulador es calentado y pasado por un catalizador nuevo de síntesis de amoníaco de baja presión conocido como "ICI", para producir amoníaco.

El gas caliente que abandona el convertidor de amoníaco es enfriado. El amoníaco se separa del gas parcialmente enfriado utilizando refrigeración mecánica. Los inertes y el exceso de N_2 del loop de síntesis de amoníaco se remueven por la toma de una purga de la circulación, y se envía a un tratamiento en una unidad de recuperación de H_2 , el cual posteriormente se recicla por una succión al recirculador.

2) C.F. Braun & Co.

La alimentación desulfurizada se mezcla con vapor precalentado y se alimenta al reformador primario, en donde el gas y el vapor reaccionan con un catalizador de níquel para formar H_2 y óxidos de carbón. El efluente, conteniendo el 20% de metano sin reaccionar fluye a un reformador secundario a alrededor de $732^\circ C$ y 29 atm..

El aire de proceso es comprimido, precalentado y alimentado al reformador secundario. Del 30 al 50% más de aire es empleado para tener la proporción de 3:1 ($H_2:N_2$) para la síntesis del amoníaco. El exceso del nitrógeno es removido mediante un purificador criogénico.

El efluente del reformador secundario es enfriado para la conversión de 899 a $388^\circ C$ generando vapor. Fluye sobre una cama del convertidor convencional catalítico de baja temperatura. Esencialmente todo el CO_2 es removido por el absorbedor, utilizando una solución de carbonato de potasio con o sin activadores, solventes orgánicos, en los cuales el CO_2 tiene una alta solubilidad.

El gas que sale del absorbedor se precalienta a 600^o F, entonces el metanador remueve las trazas de CO₂ y CO. El efluente del metanador es pasado a través de un tamiz molecular para remover la humedad y otras trazas de compuestos que podrían congelarse a las temperaturas criogénicas utilizadas.

El purificador criogénico trata el gas antes de la síntesis. La alimentación al purificador contiene de un 60 a un 70% de hidrógeno, 30 a 40% de nitrógeno, 2 a 3% de metano y cerca de 0.5% de argón. La alimentación es enfriada a -176^oC y se rectifica. El gas rectificado es una mezcla que aun mantiene una proporción de 3:1 y un 0.2% de argón, y únicamente trazas de metano. El gas de desecho que contiene metano y nitrógeno en exceso es enviado para quemarse.

El gas de síntesis se comprime y se mezcla con el gas recirculado, y posteriormente se alimenta al loop de síntesis. Aquí se precalienta y se pasa a través del convertidor de síntesis, y el producto amoníaco se separa. El gas sin reaccionar es reciclado al compresor. El argón y trazas de metano se purgan y lavan con agua, y posteriormente se recirculan para unirlos con el efluente del metanador y se envían al secador.

3) Haldor Topsoe A/S.

El punto principal de este proceso es la desulfurización de la carga de hidrocarburos por medio de óxido de zinc caliente a 400^o C. En el caso de que la alimentación de hidrocarburos contenga compuestos sulfurados, el paso de la hidrogenación se instala corriente arriba del recipiente de óxido de zinc.

La reformación de la alimentación de hidrocarburos y vapor se realiza en dos pasos, uno es una reformación primaria en un horno tubular, y el segundo una reformación

secundaria autotérmica. El horno Topsoc es diseñado con quemadores de pared radiantes colocados en varios niveles. El contenido de calor sensible en el gas que deja el reformador secundario se utiliza para la generación de vapor de alta presión en una caldera de calor de rechazo, y para precalentar la caldera de alimentación de agua de alta presión.

La conversión de CO del gas reformado toma lugar en dos etapas, la primera de ellas es operada a 210^o C a la entrada y contiene un catalizador de cobre. La segunda etapa de conversión es operada a 180^o C a la entrada y contiene nuevamente un catalizador de cobre de alta actividad. El calor de reacción se utiliza para la caldera de precalentamiento de agua de alta presión. La remoción del CO₂ se basa en la absorción de éste por medios físicos, para lo cual no se necesita calor para la regeneración.

La etapa de metanación se utiliza para la remoción de CO y CO₂ residuales en el gas. El loop de presión se encuentra en el rango de 136-213 atm., dependiendo de las condiciones locales.

El calor de la reacción se utiliza para la generación de vapor de alta presión o para la caldera de precalentamiento de agua de alimentación de alta presión.

4) Haldor Topsoc.

La carga de hidrocarburos se desulfuriza y se mezcla con vapor a la entrada del reformador primario, para reaccionar con un catalizador en base níquel. En el reformador secundario, el gas de proceso se combina con aire precalentado y promueve sobre el catalizador. El gas mezclado reacciona sobre un catalizador de hierro-cromo en el convertidor

a 371°C, para convertir CO a CO₂ y H₂, seguido de una reacción promovida a 221°C, sobre un catalizador cobre-zinc-cromo.

El CO₂ es removido en una unidad de absorción-regeneración convencional de dos etapas. El CO y CO₂ residuales se metanizan con H₂ sobre un catalizador de níquel a 315°C y se enfría antes de ser enviado al loop de síntesis del compresor de gas de composición. Una vez comprimido, es enviado al loop de enfriamiento de amoníaco, donde, después de pasar por un segundo enfriador, el amoníaco líquido es recolectado. El gas reciclado se calienta y se comprime por el reciclamiento, es entonces cuando pasa a través de un cambiador caliente antes de entrar en flujo radial al convertidor.

5) LCA Process.

El gas natural alimentado se desulfuriza a 250°C y se envía a un saturador de gases. El saturador utiliza el condensado caliente del proceso como la primera fuente de vapor de proceso. Una pequeña cantidad de vapor se suministra a la salida del saturador para proporcionar la relación adecuada de vapor-carbón de alrededor de 2.5:1 y se precalienta a 450 °C. Los reactantes se alimentan al Reformador Primario calentado por gas (GHR), el cual opera con una temperatura de salida de 700 a 750°C y a una presión de 30 a 40 atmósferas. La mezcla gaseosa se alimenta a un reformador secundario, el cual utiliza una cantidad mucho mayor de aire de proceso de la requerida por la estequiometría. El efluente del reformador secundario se enfría al utilizarlo como una fuente de calor para la reacción de reformación primaria y para precalentar los reactivos. La reacción de mutación se lleva a cabo en una sola etapa isotérmica.

La mezcla de gases enfriada a 40 °C se pasa por un sistema de purificación presurizado el cual remueve el nitrógeno en exceso, el CO₂ y parte de los inertes. El CO₂ se

puede recuperar del gas de desecho que se libera del sistema de purificación. El gas producto que sale del sistema de purificación se metana, enfría y se seca antes de entrar al loop de síntesis de amoníaco en la succión de la recirculación y se mezcla con el gas recirculado.

La mezcla de gases se calienta y se alimenta al reactor de síntesis, el cual opera a la presión de 80 atmósferas.

El calor generado por la reacción de síntesis de amoníaco se recupera en una caldera que se encuentra a la salida del reactor, la cual opera a 60 atmósferas.

El amoníaco se condensa y separa del efuente del reactor de síntesis al vaporizar el amoníaco producto. El gas sin reaccionar se recircula. La purga del gas del loop de síntesis se reutiliza como gas de síntesis.

6) M.W. Kellogg Co.

El gas natural de alimentación es suministrado a alta presión (44 atm y 15° C) y entra al tambor de separación para la eliminación de los líquidos. El gas que sale por el domo del tambor de separación entra a los desulfurizadores cuyo objetivo es eliminar los compuestos de azufre que lleva el gas a las condiciones de entrada, ya que estos son veneno para los catalizadores que son empleados en los reformadores y los mutadores. Después, entra a un precalentador con la finalidad de aumentar la temperatura hasta 371° C, para posteriormente entrar a un segundo desulfurizador el cual contiene una guarda de óxido de cobalto y óxido de molibdeno que tiene como finalidad el descomponer los compuestos de azufre más pesados que no se eliminaron en la adsorción con carbón activado. En este punto se recibe una corriente de gas de síntesis rica en hidrógeno y sirve para hidrogenar los compuestos de azufre.

Una vez que se han eliminado los compuestos de azufre, la corriente se une con una corriente de vapor de media presión. La mezcla es precalentada para posteriormente pasar a la sección de reacción del reformador primario. La reacción de reformación es fuertemente exotérmica, y el calor es dado por los quemadores que se encuentran en la zona de combustión del horno, los gases de combustión pasan por dos etapas de convección para transferir calor residual a los serpentines de carga mezclada. También se unen los gases de combustión que salen de la caldera auxiliar, la cual se utiliza para generar vapor de alta presión.

El gas parcialmente reformado sale a una temperatura aproximada de 818°C y entra al reformador secundario donde se mezcla con una corriente de aire precalentado, el cual se suministra a una determinada cantidad para que se guarde una relación de $3/1\%$ mol de H_2/N_2 . El calor que se requiere para llevar a cabo la reacción es suministrado por la combustión del gas que salió del reformador primario. La mezcla pasa a través de una cama de catalizador de níquel soportado en alúmina. A la salida el gas tiene una composición de 0.1% de metano y una temperatura de 1004°C . La corriente se divide en dos para generar vapor y ceder calor a otra corriente, la cual entra al mutador de alta temperatura donde se lleva a cabo la conversión de CO a CO_2 empleando un catalizador de hierro.

El gas sale e intercambia calor con otra corriente, para posteriormente entrar al mutador de baja temperatura con 220°C en una cama catalítica de cobre.

El gas de síntesis crudo con bajo contenido de CO y alto en CO_2 es mezclada con condensado de proceso hasta bajar su temperatura hasta su punto de rocío. Posteriormente es llevado hacia la torre absorbidora donde es pasado con una solución de K_2CO_3 , la cual se lleva la mayor parte del CO_2 de la corriente del gas.

El gas que aun posee residuos de CO y CO₂ llega con una temperatura de 300° C a la entrada del reactor de metanación, donde los óxidos de carbono son convertidos a metano.

Una vez que se ha purificado el gas, éste se comprime mediante 4 etapas de compresión, hasta 199 atm. La mezcla de gas de síntesis es enfriada hasta 43° C.

En el convertidor se lleva a cabo la reacción de síntesis de amoníaco a 211 atm. y 450° C. El amoníaco producto es separado y subenfriado para lograr su máxima condensación.

7) Pritchard Co.

La carga de gas se desulfuriza, se mezcla con vapor y se reforma en un reformador primario. Después de la compresión, el aire se precalienta y se mezcla con el gas reformado en el reformador secundario para proveer la estequiometría necesaria de H₂/N₂. El calor de la reacción es utilizado para elevar el vapor a presión suficiente para soplarlo con la alimentación.

La conversión de CO a CO₂ es efectuada en dos etapas: primero en el mutador de alta temperatura y posteriormente en el mutador de baja temperatura. El calor de las corrientes de proceso es nuevamente utilizado para elevar más vapor y proveer calor para el sistema de remoción de CO₂.

La purificación final del gas de síntesis es llevada a cabo por metanación.

El loop de síntesis opera a una presión nominal de 156 atm.

El gas de alimentación comprimido se junta con el gas reciclado y se alimenta al módulo del convertidor de síntesis, el cual consiste de un cambiador alimentación/efluente, tres recipientes que contienen individualmente una cama catalítica y una caldera de rechazo. El vapor en exceso se eleva y es disponible para la exportación.

El amoniaco formado en el convertidor de síntesis se separa en los separadores primario y secundario. La condensación del producto se lleva a cabo por refrigeración.

8) UHDE GMBH.

Es un proceso riguroso para el diseño solamente utilizado en tecnologías probadas. El concepto integra los siguientes elementos:

Aplicación de una turbina de gas integrada al proceso. El compresor de aire del proceso es accionado por la turbina de gas; la descarga de los gases calientes de la turbina se utilizan para la combustión de aire en el reformador primario.

Combinación de generación de vapor/supercalentador en el gas de proceso corriente abajo del reformador secundario.

La combustión de aire de la turbina de gas se precalienta en el banco de convección del reformador primario.

Presiones de reformación más altas aproximadamente de 40 atm. comparados con los 32 atm. de las plantas convencionales con el mismo tiempo de vida esperado de los tubos.

Aplicación de un sistema físico de remoción de CO_2 (Selexol) regenerando principalmente por alivio de presión y no por calor.

Aplicación de una unidad de absorción del tipo de refrigeración. La unidad opera corriente abajo del convertidor de baja temperatura. La carga de refrigeración cubre los requerimientos para la eficiente remoción de CO_2 , síntesis de amoniaco y enfriamiento de amoniaco producto abajo de -33°C .

Síntesis de amoniaco a baja presión de 188 atm, la cual se puede alcanzar utilizando un compresor de solo dos cubiertas.

Enfriamiento indirecto del reactor de síntesis de amoniaco. El reactor de tres camas tiene cambiadores de calor indirectos entre éstas. La concentración de amoniaco se puede incrementar alrededor del 25% a la salida del reactor, resultando en decremento correspondiente de la cantidad de gas reciclado.

La caldera de vapor de alta presión en el loop de síntesis es combinada con el reactor de síntesis de enfriamiento-indirecto.

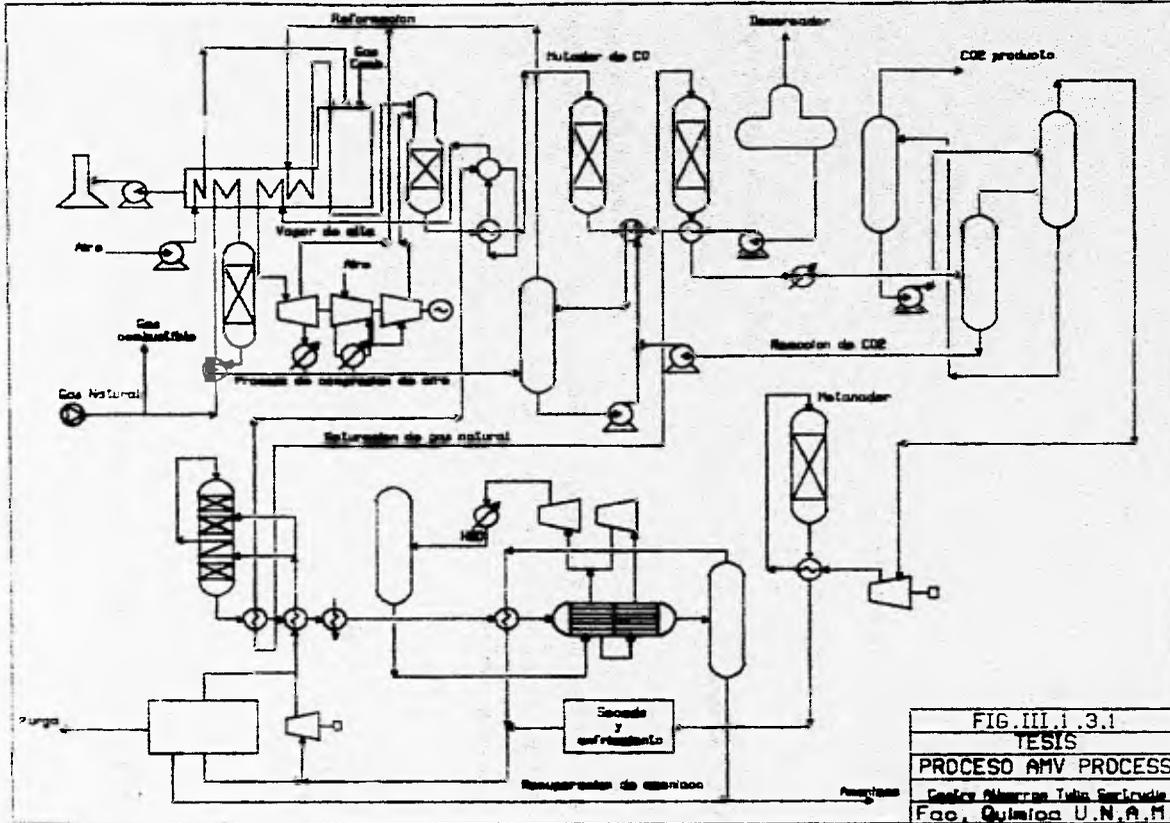


FIG. III.1.3.1
 TESIS
 PROCESO AMV PROCESS
 Centro Almacén Ixta S.C. Ltda.
 Fac. Química U.N.A.M.

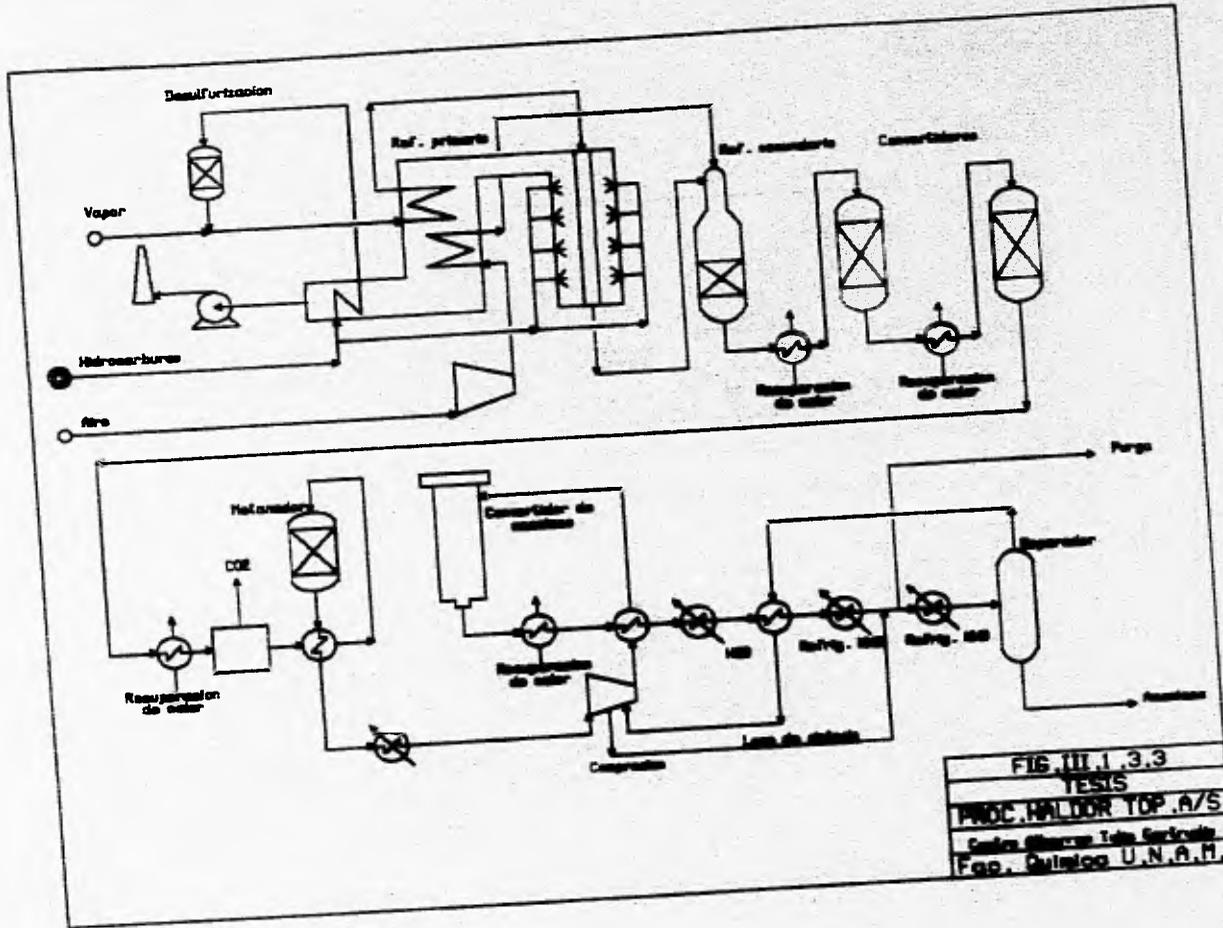


FIG. III.1.3.3
 TESIS
 PROC. HALDOR TOP. A/S
 Centro de Estudios de Ingeniería
 Fac. Química U.N.A.M.

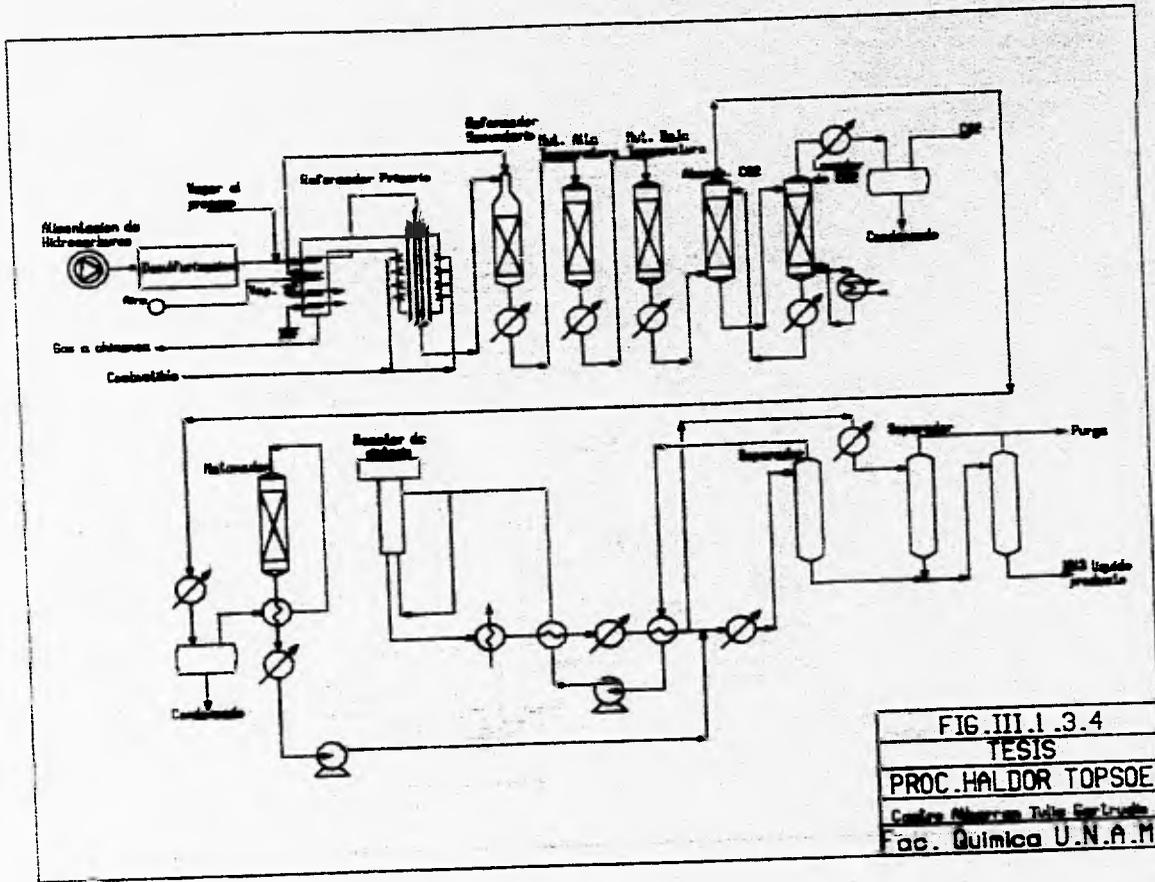


FIG. III.1.3.4
 TESIS
 PROC. HALDOR TOPSOE
 Carlos Alvarado Tellez Espinosa
 Fac. Química U.N.A.M.

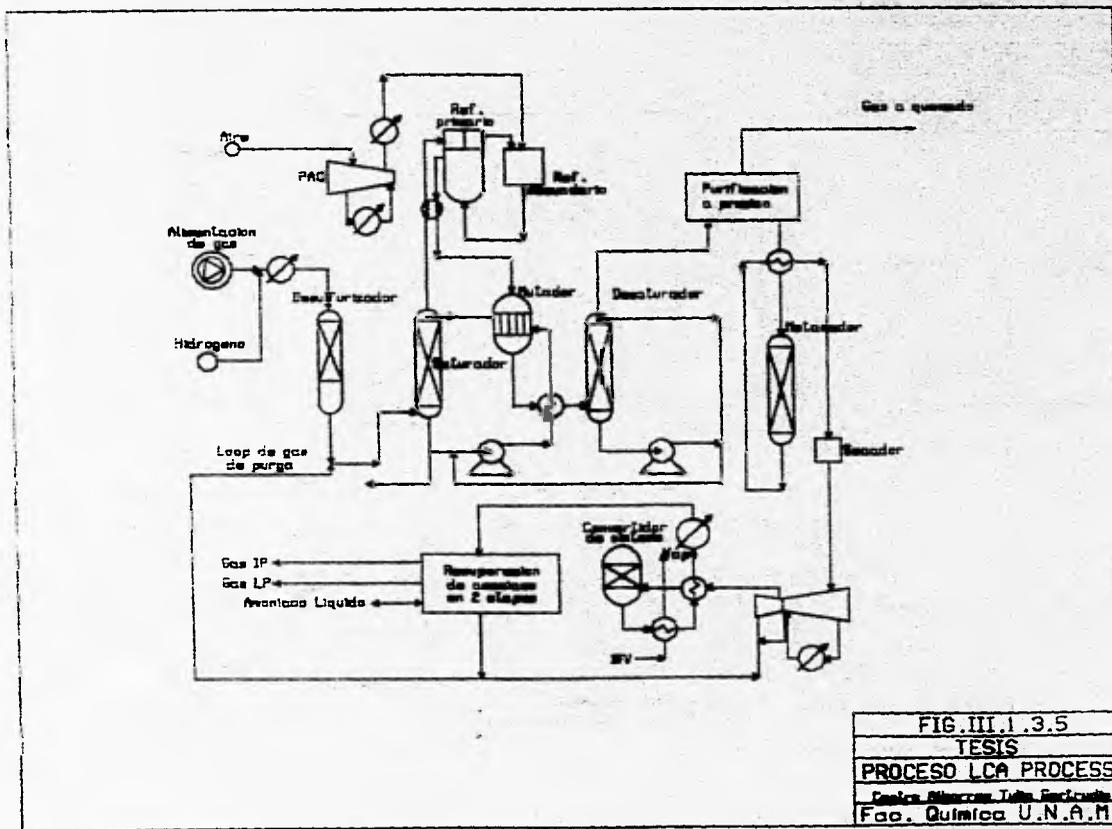


FIG. III.1.3.5
 TESIS
 PROCESO LCA PROCESS
 Centro de Estudios de Tecnología
 Fac. Química U.N.A.M.

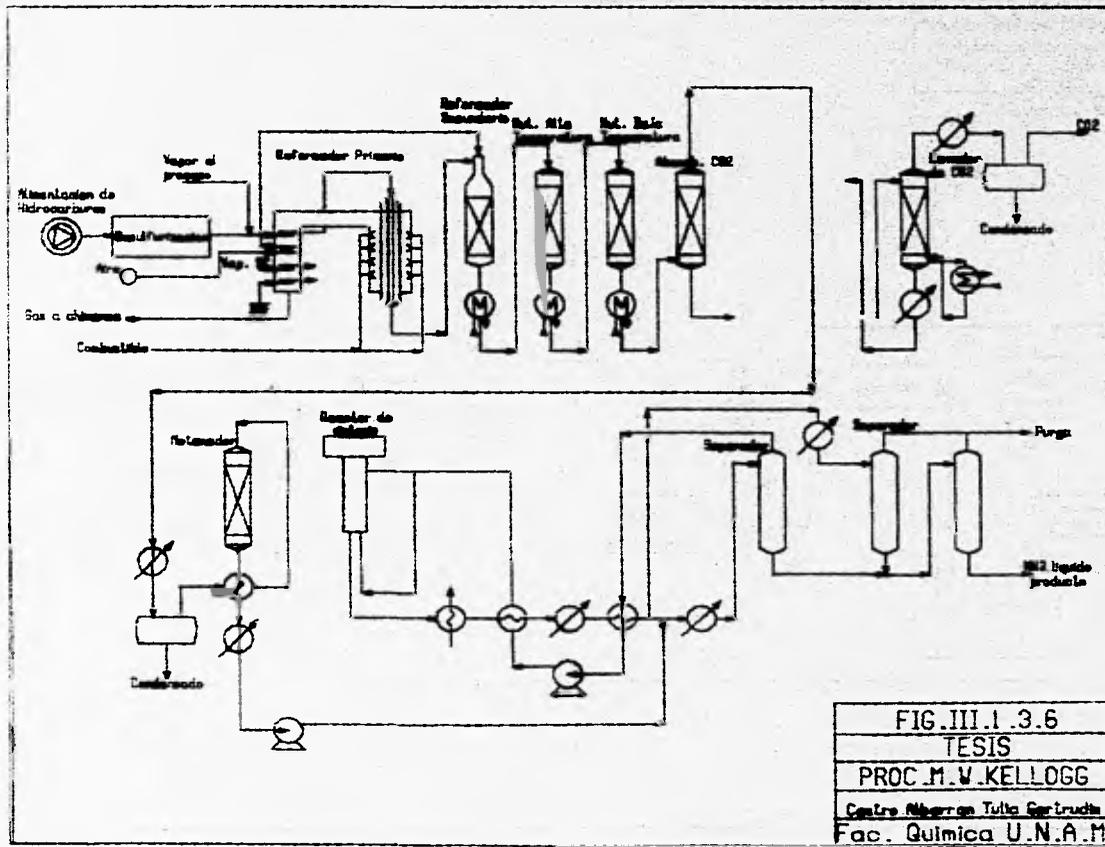


FIG. III.1.3.6
 TESIS
 PROC. M. V. KELLOGG
 Centro de Investigación y Estudios Científicos
 Fac. Química U.N.A.M.

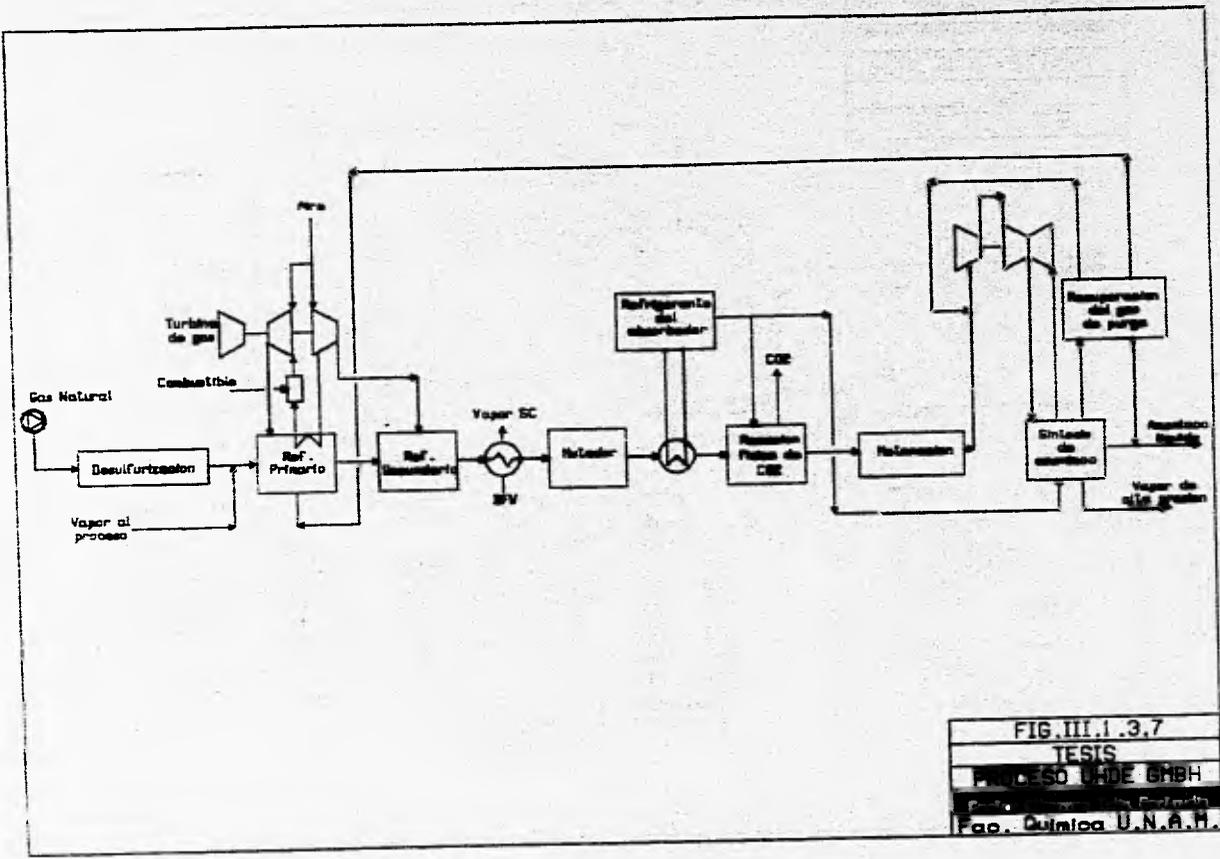
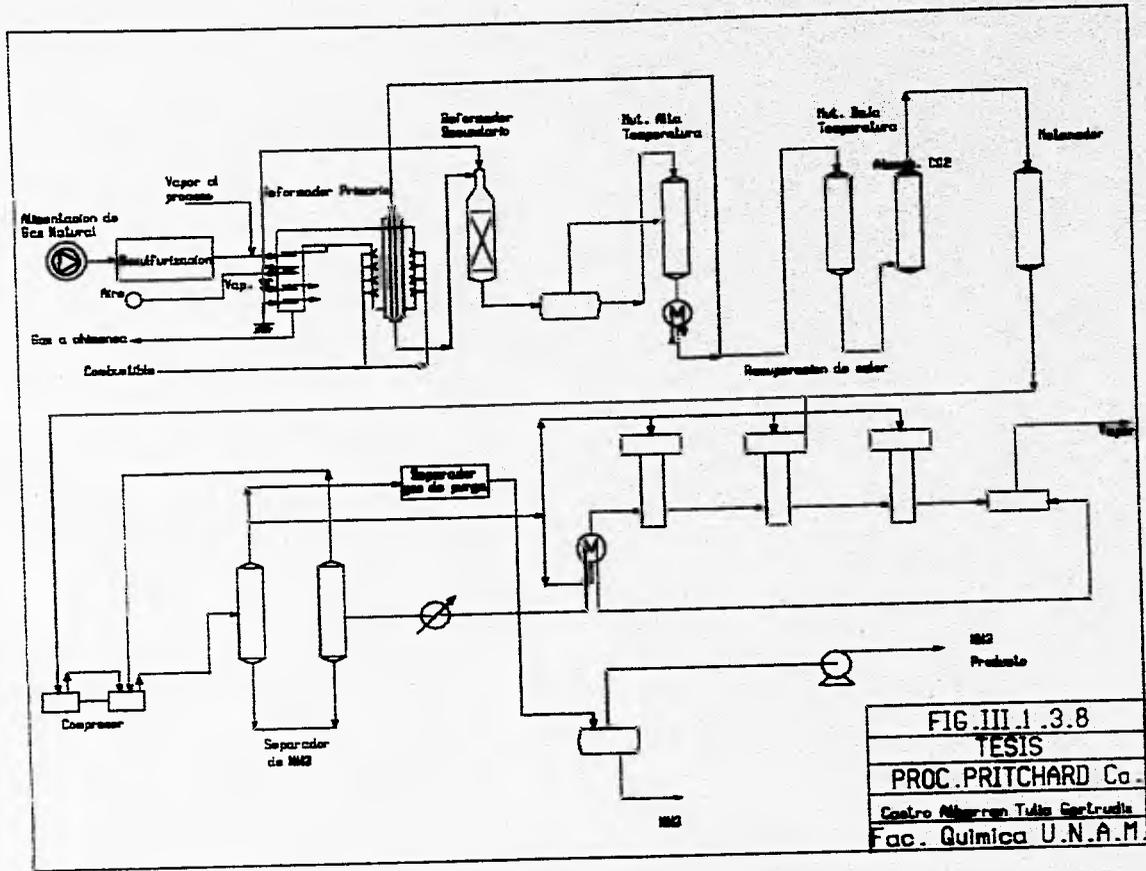


FIG. III.1.3.7
TESIS
PROCESO UDE GMBH
Fac. Quimica U.N.A.H.



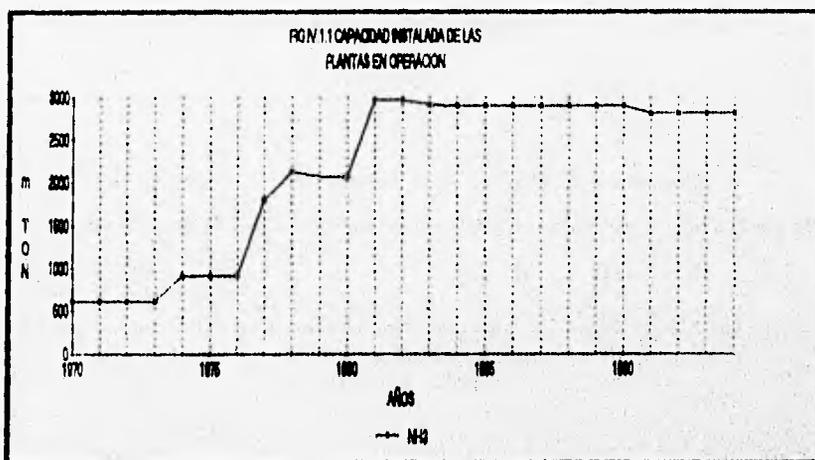
78

FIG. III.1.3.8
 TESIS
 PROC. PRITCHARD Co.
 Centro Misionero Tulla Cartruida
 Fac. Quimica U.N.A.M.

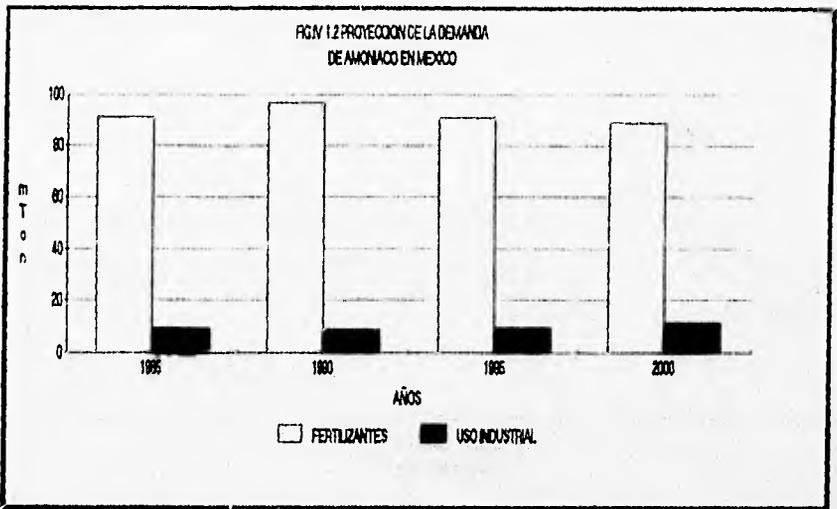
IV COMPARACION Y SELECCION DEL PROCESO MAS VIABLE.

IV.1 Introducción.

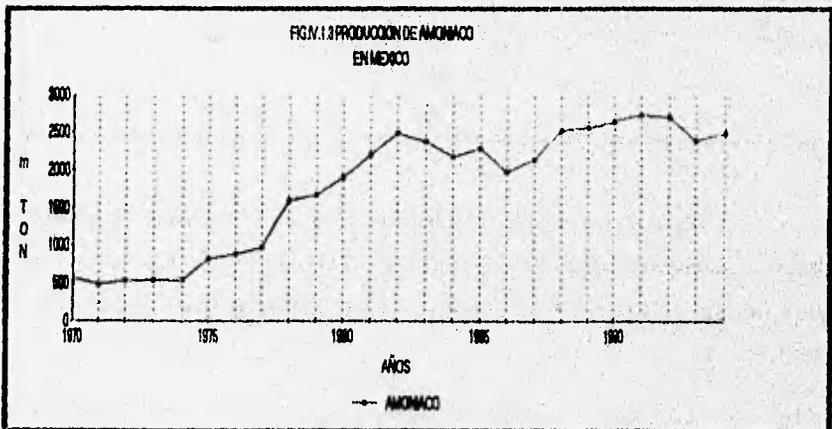
Desde 1984 hasta 1990 la capacidad instalada nacional de las plantas de amoníaco en operación fué de 2812 mTon/año, cantidad que se vio reducida en un 2.7% a finales de 1994 (Fig. IV.1.1)².



Como ya se mencionó anteriormente, el amoníaco representa un producto sumamente importante para la economía de nuestro país debido tanto a sus destinos finales, como por el volumen de consumo que se ha obtenido y se estima alcanzará para el año 2000 (Fig. IV.1.2)²



En nuestro país (Fig.IV.1.3)³ el amoniaco es uno de los pocos productos petroquímicos básicos cuya producción y consumo se van incrementando de manera considerable.



En 1970⁴, la demanda interna de amoníaco se triplicó hasta llegar a la suma de 562.9 mTon. Este incremento se debió a que la fabricación de fertilizantes era su empleo principal; aunque comenzaban a surgir las primeras aplicaciones industriales. PEMEX puso en operación nuevas unidades (una en Camargo en 1967 y otra en Cosoleacaque en 1968), con la finalidad de apoyar el crecimiento industrial del amoníaco en nuestro país.

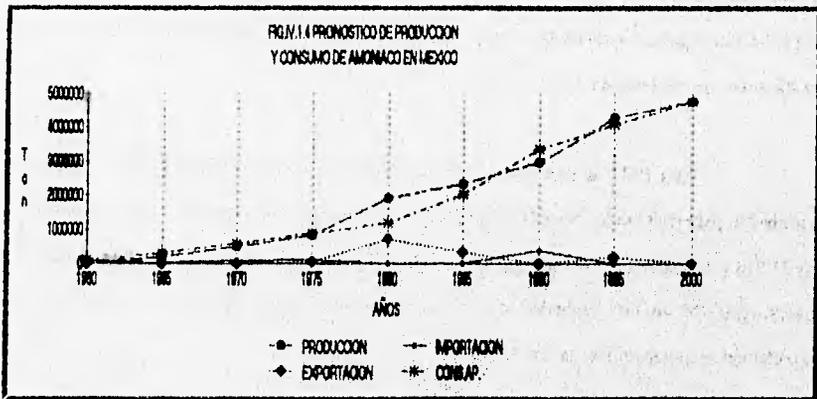
En 1971, la capacidad instalada nacional referente a la fabricación de fertilizantes nitrogenados fué inferior a un millón y medio de toneladas per año, lo que equivalió a 483 mTon/año de amoníaco; el volumen de este producto destinado a la porción agrícola del país se ve complementado con la utilización de amoníaco en aplicación directa, la cual alcanzó la considerable suma de 190 mTon. En este año, no obstante cuando el balance "oferta-demanda" resultaba aún negativo, comenzaba la etapa de exportación con 325 Ton a pesar de las 115 mTon de amoníaco que se recibían del exterior.

Para 1974, se introdujo lo que sería la mayor importación de amoníaco realizada por nuestro país recibiendo 256 mTon; cifra que únicamente participó en el consumo nacional con un 31.9% y a finales de 1977 se registró la última importación de amoníaco que se realiza en nuestro país (65 mTon) logrando que la demanda interna se aproxime a las 990 mTon y la exportación se incremente a más de 40 mTon.

Con la apertura de las nuevas plantas IV y V de Cosoleacaque, Ver. (1977 y 1978 respectivamente) y la segunda del complejo petroquímico en Salamanca, Gto. (1978) se logra un crecimiento de la capacidad instalada de nuestro país, con respecto a la de 1976, de un 131.5% así, de ser importadores a nivel mundial pasamos a convertirnos en exportadores; con lo que se logró que, para 1978 obtuviéramos la autosuficiencia en el país en materia de producción de amoníaco.

Actualmente la demanda interna es satisfactoria, generándose ligeros excedentes para exportación, a futuro será necesario conservar la autosuficiencia que hasta ahora se ha conseguido y elevar la decreciente producción agrícola de nuestro país.

Tomando como referencia el marco teórico anterior, se espera que (siguiendo la proyección que muestra la Fig.IV.1.4⁴), para el año 2000, se alcance una producción nacional de amoníaco de 4772 m Ton sin retornar a la dependencia económica con otros países.



³ FUENTE: "6to. Informe de Gobierno CSG".

⁴ FUENTE: "Perfiles económicos Internacionales".

IV.2 Comparación y Selección.

El proceso y el diseño de una planta de amoniaco está principalmente dictaminado por la disponibilidad de las materias primas y la economía de la región. El gas natural, cuando se encuentra disponible, es la alimentación más económica.

Durante 1960 a 1972 hubo un exceso de nafta y de combustoleo razón por la cual se permitió que fueran costeables como para ser utilizados como combustibles, debido a esto, surgieron las plantas que basaban su alimentación en nafta. Sin embargo, para el proceso de reformación con vapor, el contenido de azufre en la nafta o en el combustoleo se ha tenido que reducir por abajo de 0.5 ppm para prevenir el envenenamiento de los catalizadores. Los niveles tan bajos de azufre en el combustoleo no son económicamente costeables debido a los altos puntos de ebullición.

Durante los sesentas, se vió la necesidad de recurrir a un proceso basado en el combustoleo, pero no existía un catalizador que pudiera funcionar satisfactoriamente en la presencia de azufre. Posteriormente fueron desarrollados tanto un proceso como un catalizador que permiten la reformación con vapor de alimentaciones que contienen azufre cuando estas son económicamente disponibles, logrando con ello eliminar los costos de desulfurización antes del reformador primario. Esto también ilustra el papel tan importante que juega la alimentación en la fabricación de hidrógeno para la producción de amoniaco, así como su interdependencia con los procesos de refinación.

Alimentaciones tales como el gas de coke, las cuales no son dependientes de las operaciones de refinación, se utilizan en China e India. La descomposición electrolítica del

agua unicamente es utilizada en Noruega, Canadá y Egipto, en donde la electricidad es disponible a un menor costo.

La preferencia en la producción del hidrógeno para la obtención del amoníaco es a partir de los hidrocarburos debido al hecho de que la demanda energética, utilizando hidrocarburos, es más baja que la utilizada en la electrólisis del agua. El proceso electrolítico solo se utiliza bajo ciertas condiciones económicas y donde la energía hidroeléctrica se encuentre disponible.

Así pues, la comparación y selección del proceso para la producción de amoníaco será realizada tomando en consideración que, la diferencia entre los tres tipos de procesos está basada fundamentalmente en la preparación del gas de síntesis, ya que las etapas subsecuentes tienen los mismos parámetros de operación.

Como sabemos, el gas de síntesis está compuesto por hidrógeno y nitrógeno con una relación estequiométrica de 3:1. La mayor cantidad de hidrógeno se produce a partir del gas natural y de algunas fracciones del petróleo, ambas como materia prima o también como subproducto. Un pequeño porcentaje se produce electrolíticamente, el cual se obtiene a partir de un proceso electroquímico.

Considerando la fuerte correlación entre los costos de la energía y los costos de los hidrocarburos, es poco probable que el alto porcentaje de los procesos que utilizan hidrocarburos para la elaboración de amoníaco cambien substancialmente en un futuro próximo.

Actualmente, el 77% del hidrógeno producido se obtiene a partir de gas natural, el 18% de fracciones del petróleo, 4% por medio de la electrólisis de soluciones acuosas y el 1% restante a partir de otras fuentes.

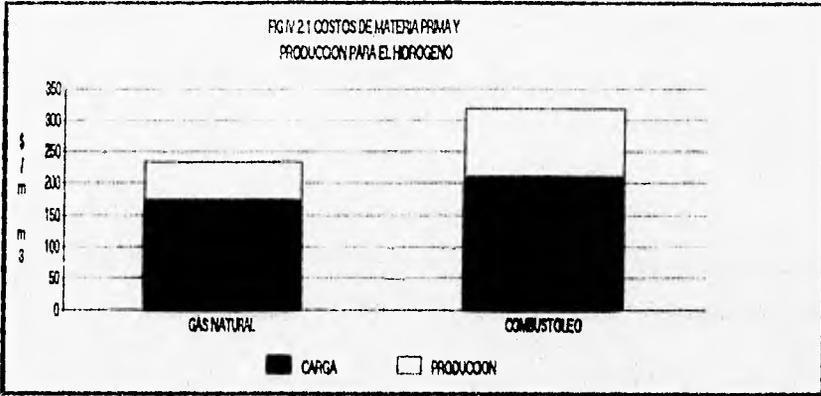
El costo de la producción de hidrógeno utilizando como materia prima el agua por medio del proceso electrolítico, es muy alto debido a la cantidad de energía eléctrica requerida. El consumo se encuentra entre 4 y 5 Kw-Hr/m³ de hidrógeno (STP).

Esto implica que para producir el hidrógeno necesario para 1 Ton de amoníaco se requieran 8632 Kw-Hr, lo que equivale a N\$1515.74. Hay que tomar en cuenta que la energía consumida es únicamente la requerida por el proceso electroquímico, sin tomar en cuenta tanto el equipo de bombeo como compresores y demás equipo que requieran de la electricidad para su funcionamiento.

El alto costo del hidrógeno producido por medio de este proceso hace prohibitivo el utilizarlo como una alternativa para la producción de amoníaco.

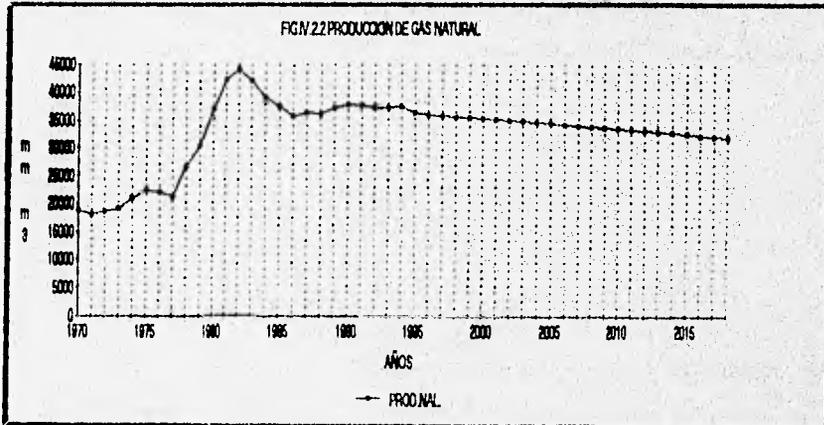
Según Ullmann's, el costo de la producción de hidrógeno (Fig.IV.2.1)⁸ es menor utilizando como materia prima al gas natural.

⁸ FUENTE: Ullmann's "Encyclopedia of Industrial Chemistry" Vol. A 13.



De acuerdo con lo anteriormente desarrollado surge la necesidad de hacer un estudio más específico para el caso de nuestro país, en el cual se toma como bases la producción y las ventas de gas natural y combustóleo.

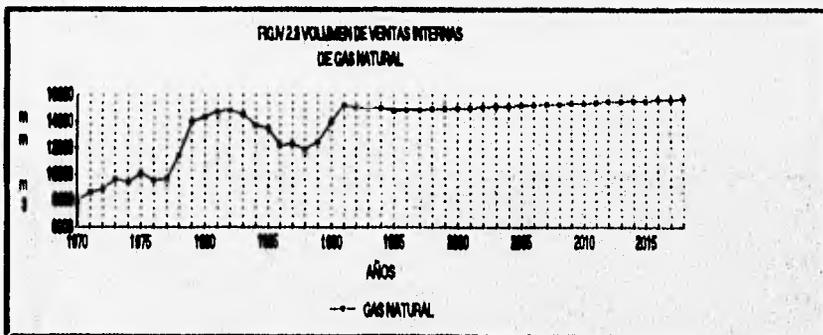
Como se puede observar en la Fig.IV.2.2^o, la producción de gas natural en México llegó a un máximo en el año 1983, a partir del cual comenzó un descenso gradual de la misma. Esto no implica que la producción del gas natural en nuestro país decaiga drásticamente, hecho que se puede corroborar mediante una proyección realizada a partir de 1995 hasta 2018.



Se tomó como fecha de término el año 2018 para esta proyección debido a que se consideró que el lapso de tiempo en el cual se construye y se pone en operación una planta de amoníaco es de alrededor de 3 años, aunando a esto 20 años, los cuales se considerarían como el tiempo de vida útil de la misma.

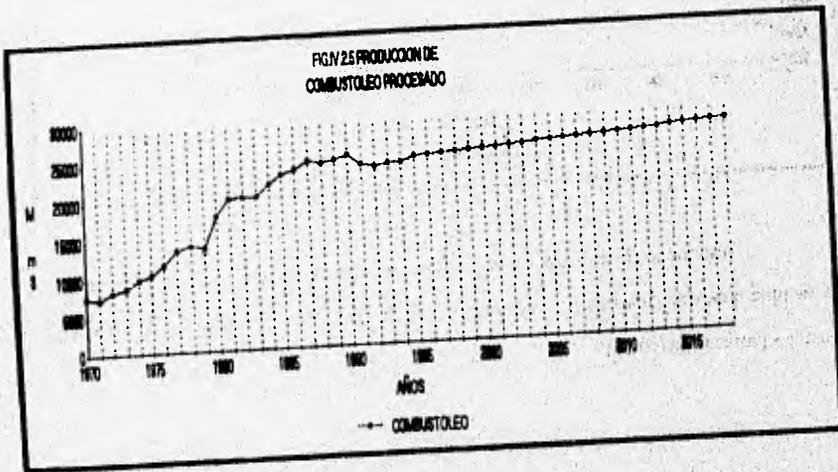
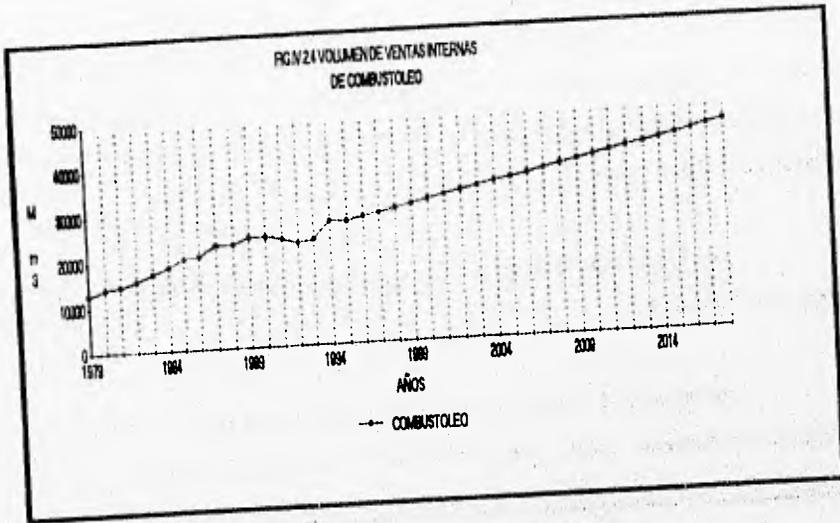
Para el año 2018, se espera que la producción del gas natural sea del orden de $30,000 \text{ mm}^3 \text{ stps}$ al año.

Por otra parte, el volumen de ventas internas de gas natural (Fig.IV.2.3)⁹, tiende a incrementarse gradualmente sin que se espere un descenso en el volumen de las mismas.



Aunque se observe una ligera tendencia de incrementarse el volumen de las ventas, éstas siempre quedarán cubiertas por la producción de gas natural, lo cual hace viable el producir amoníaco a partir de gas natural.

En lo referente al combustible, se observa que la tendencia del volumen de ventas internas (Fig.IV.2.4)⁹ crece a la par con su producción (Fig.IV.2.5)⁹.



⁹ FUENTE: SEMIP.

Después de haber analizado la producción y el volumen de ventas para el combustóleo y gas natural, se realizara un ligero análisis económico para los procesos que tienen como alimentación estas materias primas.

Esta comparación de procesos (Fig.IV.2.6) se basa en consumos e inversiones estimadas para plantas comunes que producen 1000 Ton/día de amoniaco, incluyendo almacenaje de a amoniaco, generación de vapor, recuperación de azufre y 10% por contingencias.

Los consumos son de 6.3 MMKcal de gas natural, 0.96 Ton de combustóleo y 2 Ton de carbón por Ton de amoniaco.

El carbón como materia prima para producir amoniaco, también es analizado en esta comparación, ya que éste puede ser procesado por medio de la oxidación parcial, aunque no se toma como fuente viable ya que este insumo únicamente lo producen dos países Inglaterra y Australia, razón por la cual no es muy conveniente el depender solamente de dos naciones para el suministro de materia prima; ya que el precio quedaria fijado por el país productor y no por el mercado. Para fines de tener un marco de referencia se incluye al carbón como materia prima en esta comparación de procesos.

CAPÍTULO IV

FIG:IV.2.6 Costos de producción de amoníaco utilizando varias alimentaciones (base: 330,000 ton cortas/año; 330 días/año)

Materia prima	Reformación con vapor de Gas Natural	N\$/Ton	Oxidación parcial de Combustoleo	N\$/Ton	Oxidación parcial de Carbon	N\$/Ton
Carbon					2 Ton	177.84
@ 88.92 N\$/Ton						
Combustoleo			0.96 Ton/Ton	310.89		
@ 323.85 N\$/Ton						
Gas Natural	6.3 MMKcal	203.24				
@ 32.25 N\$/MMKcal						
Servicios Auxiliares						
Agua Enf.						
@ 0.30 N\$/m ³	9.56 m ³ /Ton	2.87	22.81 m ³ /Ton	6.90	11.40 m ³ /Ton	3.45
BFW						
@ 0.2 N\$/m ³	181.4 Kg/Ton	0.36	2267.6 Kg/Ton	0.46	2721 Kg/Ton	0.55
Electricidad						
@ 0.18 N\$/Kv-h	20 Kv-h/Ton	3.60	110 Kv-h/Ton	19.80	170 Kv-h/Ton	30.6
Supervision						
@ 8.94 N\$/h	8 Hombres/turno	5.15	11 Hombres/turno	7.08	20 Hombres/turno	12.87
(3 turnos)						
Vapor						
@ 3.8 N\$/MMKcal					5 Ton/Ton	19.00
Catalizadores		6.87		4.96		4.96
Costos directos totales		222.09		350.81		249.30
Inversión del capital						
Planta en L.B.	N\$ 150		N\$ 204		N\$ 210	
Costos fijos, 24% inversión		114.00		155.04		159.60
Costo total de Producción		336.09		505.85		408.90

De los resultados de la comparación se puede observar que los costos totales de producción en N\$/Ton de amoníaco para los tres procesos son:

- * Reformación con vapor de gas natural 336.09
- * Oxidación parcial de carbón 505.85
- * Oxidación parcial de combustóleo 408.90

Para completar esta comparación se realizó un análisis de punto de equilibrio^a de los procesos involucrados, obteniéndose como resultados:

* El proceso de reformación con vapor de gas natural alcanzaría su punto de equilibrio a los 131 días de operación de la planta, por lo que en menos de un año ya se obtendrían utilidades,

* Mientras que, en el proceso de oxidación parcial del combustóleo, empezarían a obtenerse ganancias en un plazo no menor de un año de haber puesto en operación la planta, lo que equivaldría a que su punto de equilibrio se alcanza alrededor de 335 días.

De acuerdo a todo lo anteriormente expuesto, se hace ver que lo más recomendable, dadas las condiciones actuales de nuestro país es el producir hidrógeno mediante la utilización de gas natural como materia prima, descartándose en primera instancia al proceso de hidrógeno electrolítico debido a sus muy altos costos tanto de fabricación como de operación (energéticos, de materia prima, etc.) y al proceso de oxidación parcial que, aun cuando pudiera ser una buena solución para nuestro país si llegara a faltar gas natural, se tendrían que modificar las plantas existentes en su primera etapa (preparación de la carga), elevando con ello los costos de operación de las plantas ya existentes en nuestro país.

^a Ver apéndice X.I.

V SECUENCIA Y CRITERIOS DE ANALISIS PARA EVALUAR CADA TECNOLOGIA.

Como ya es sabido, se tienen tres tipos de procesos para la fabricación de amoníaco (Oxidación Parcial, Reformación con Vapor e Hidrógeno Electrolítico), y cada uno de éstos cuenta con varios licenciadores. En el capítulo anterior, primero se discriminó el tipo de proceso mejor, tomando como base de partida el tipo de alimentación empleada, para que en el capítulo posterior se comparen las distintas tecnologías de cada licenciador y con ello determinar cual es el más viable.

Dentro de éste capítulo se pretende dar una visión de los criterios que serán considerados, así como sus respectivas puntuaciones, para realizar la discriminación dentro de cada análisis; así pues se tienen los siguientes:

* ANALISIS DE TECNOLOGIAS:

- Disponibilidad de información. PUNTUACION: 0 - 10

- Comercialización. PUNTUACION: 0 - 2

- Disponibilidad de tecnologías. PUNTUACION: 0 - 2

- Disponibilidad de materias primas. PUNTUACION: 0 - 5

- Número de operaciones unitarias. PUNTUACION: 0 - 5

* ANALISIS DE EQUIPO:

- Número de equipos. PUNTUACION: 0 - 10

- Equipo critico. PUNTUACION: 0 - 8

- Disponibilidad de equipo. PUNTUACION: 0 - 5

- Equipos especiales. PUNTUACION: 0 - 8

- Materiales especiales. PUNTUACION: 0 - 5

* ANALISIS DE PROCESO:

Los criterios genéricos empleados en esta sección se basan principalmente en algunas reglas Heurísticas:

- Presión: Si no se puede trabajar a presión atmosférica, se puede hacer a presión hasta 20 atm., ya que es mejor que a vacío. PUNTUACION: 0 - 10

* Si no se especifica la presión no se deberá suponer atmosférica.

- Temperatura: Se prefiere Tamb hasta 168°C. PUNTUACION: 0 - 9

- Condiciones especiales: PUNTUACION: 0 - 3

- Información sobre catalizadores. PUNTUACION: 0 - 5

- Complejidad del proceso. PUNTUACION: 0 - 4

- Subproductos con valor comercial. PUNTUACION: 0 - 3

* ANALISIS ECOLOGICO:

- Produce emisiones contaminantes. PUNTUACION: 0 - 10

- Disposición de residuos. PUNTUACION: 0 - 7

- Tratamiento de efluentes. PUNTUACION: 0 - 5

- Reutilización de efluentes. PUNTUACION: 0 - 3

* ANALISIS ENERGETICO:

- Integración térmica del proceso. PUNTUACION: 0 - 10

- Consumo de servicios auxiliares.

- Agua de enfriamiento. PUNTUACION: 0 - 8

- Vapor. PUNTUACION: 0 - 8

- Combustibles. PUNTUACION: 0 - 6

- Gaseosos.

- Líquidos.

- Generación de vapor. PUNTUACION: 0 - 1

Electricidad. PUNTUACION: 0 - 4

VI ANALISIS DE TECNOLOGIAS.

Las tecnologías a analizar, que en el capítulo correspondiente fueron detalladas, son las siguientes:

- 1) AMV Process.
- 2) C.F. Brown & Co.
- 3) Haldor Topsøe A/S.
- 4) Haldor Topsøe.
- 5) LCA Process.
- 6) M.W.Kellogg Co.
- 7) Pritchard Co.
- 8) UHDE GMBH

Para poder entender de una manera más clara los criterios que fueron tomados en cuenta para realizar cada uno de los análisis propuestos en este trabajo, se dará en el presente capítulo y dentro de cada sección, una breve explicación de los puntos analizados y, posteriormente se presentará la tabla correspondiente a cada análisis.

VI.1 Análisis de tecnologías.

Disponibilidad de información: En este punto, se evaluó la cantidad y la calidad de la información; asignándole una mayor puntuación a la tecnología que proporcione la mayor información posible acerca del tipo de proceso, condiciones de operación de la mayoría o en su caso de la totalidad de los equipos, tipo y cantidad de catalizador a utilizarse.

en las operaciones unitarias que lo requieran, consideraciones en el diseño, información sobre el tipo de cinética que se llevará a cabo en los reactores, etc..

La información que se pondrá a consideración en este análisis será del tipo de literatura abierta, es decir de la información que se pueda conseguir en libros, revistas y enciclopedias especializadas.

Comercialización: Para determinar el grado de comercialización para cada tecnología se buscará información acerca de la cantidad de plantas instaladas en el mundo que fueron diseñadas y construidas con cada una de las distintas tecnologías.

La calificación que se le asignará a cada tecnología estará en función de la cantidad de plantas instaladas, esto es, cuanto mayor sea el número de plantas diseñadas con una tecnología en particular, mayor será el número asignado como calificación.

Disponibilidad de tecnología: Este punto se evaluará tomando en cuenta los diseños especiales de algunos equipos críticos para el proceso. Estos diseños al estar patentados por una compañía son reservados y su consulta sólo es posible si se tiene un contrato con el licenciador.

La puntuación que se asignará a cada proceso será mayor para aquellos que presenten menor número de equipos diseñados con una tecnología patentada.

Disponibilidad de materias primas: Para analizar este renglón se investigará para cada tecnología cuales son las materias primas de las que se parte y si el proceso puede trabajar con una materia prima distinta.

Así, a la hora de calificar, el valor numérico estará de acuerdo a la variedad de las materias primas con las que el proceso pueda realizarse, es decir, para las tecnologías que puedan funcionar con dos o más materias primas, el número propuesto será mayor.

Número de operaciones unitarias: Una de las actividades relevantes del Ingeniero Químico es el entrenamiento práctico de la descomposición de un proceso complejo en etapas físicas individuales, las cuales reciben el nombre de operaciones unitarias.

De lo anterior se deduce que al diseñar una planta, la complejidad de la misma disminuirá al tener una cantidad menor de operaciones unitarias, por lo que se calificará con un valor alto a aquella tecnología que tenga una menor cantidad de operaciones unitarias.

TABLA VI.1.1 ANALISIS DE TECNOLOGIAS									
TECNOLOGIAS									
PARAMETRO	1	2	3	4	5	6	7	8	EVAL.
Disp. Informacion	7	8	6	6	6	10	4	3	0 - 10
Comercializacion	0	1	1	1	0	2	0	0	0 - 2
Disp. Tecnologia	1	1	1	1	0	2	1	0	0 - 2
Disp. Mat. Primas	0	2	5	3	0	4	0	0	0 - 5
#Op. Unitarias	2	1	3	4	1	3	5	0	0 - 5
TOTAL	10	13	16	15	7	21	10	3	

VI.2 Análisis de equipo.

Número de equipos: Un proceso se hace más o menos complejo dependiendo de la cantidad de equipos que se requieran para poder llevar a cabo satisfactoriamente la transformación de las materias primas a los productos que necesitamos.

Para calificar este parámetro se estimará el número de equipos necesarios para cada tecnología, asignándosele un número alto a la tecnología que tenga un menor número de equipos.

Equipo crítico: Es aquel equipo que por las características del proceso, efectúa una operación demasiado importante, además de que por sus dimensiones, el material del que esté fabricado, condiciones de operación a las que se encuentre sometido, etc. no se pueda tener en almacén un equipo de repuesto.

Tan importantes son estos equipos para el proceso que muchas veces se selecciona la capacidad mínima de la planta productiva como el 60% de la capacidad del equipo crítico.

Para el análisis que se realizará se tomará en cuenta la cantidad de equipos críticos que tenga cada tecnología, favoreciendo a aquella que presente un menor número de éstos.

Disponibilidad de equipo: Este punto se encuentra intrínsecamente relacionado con el anterior, ya que se considera que un equipo crítico no siempre es muy accesible de adquirir por sus características de fabricación y operación.

Así pues, será nuevamente favorecido el proceso que presente menor cantidad de equipos críticos, ya que con ello se reduciría en gran medida el requerimiento de equipos especiales.

Equipos especiales: Se podrían considerar como aquellos equipos que por sus características únicamente pueden ser diseñados por los especialistas de cada licenciador de tecnología, tal es el caso de la tecnología "Lurgi", que en su proceso requiere de un gasificador especial, el cual únicamente es fabricado por dicho tecnólogo.

Tomando en cuenta la definición anterior, la calificación estará de acuerdo al número de equipos especiales requeridos por cada tecnología, de esta manera, el valor asignado será mayor entre menos sea el número de equipos especiales presentes.

Materiales especiales: Existen ocasiones en las cuales, debido a la naturaleza de las sustancias involucradas en el proceso, los equipos que estarán destinados para su transformación, manejo y almacenaje, requieren ser construidos con materiales distintos a los habituales, por lo que se encarece el costo total del proyecto.

Por lo anteriormente expuesto, se calificará con un valor numérico alto aquellas tecnologías cuyos equipos involucrados en ellas estén construidos con materiales que no sean especiales.

TABLA VI.1.2 ANALISIS DE EQUIPO TECNOLOGIAS									
PARAMETRO	1	2	3	4	5	6	7	8	EVAL.
No. de Equipos	3	5	10	5	10	5	10	X	0 - 10
Equipos Criticos	4	4	4	4	4	8	2	X	0 - 8
Disp. Equipo	5	2	1	1	1	4	2	1	0 - 5
Equipo Especial	8	1	0	0	2	7	2	5	0 - 8
Materiales Esp.	5	1	5	5	5	5	5	5	0 - 5
TOTAL	25	13	20	15	22	29	21	11	

VI.3 Análisis de proceso.

Presión: Este parámetro es importante ya que a partir de él se genera mucha información que es trascendental en el proceso tanto para el Ingeniero de Proceso, quien establecerá bajo ciertas condiciones de operación predeterminadas el equilibrio de una reacción o bien podrá determinar el estado físico de las sustancias involucradas, como para el Ingeniero Mecánico, el cual realiza los cálculos de los esfuerzos a los que estarán sometidos los equipos que se involucren en el proceso.

Para la evaluación de este punto se deberá analizar la cantidad y el tipo de información que de cada tecnología se pueda obtener, siendo aquella tecnología que, además de trabajar a una presión inferior en sus equipos críticos, proporcione la mayor cantidad de presiones de operación de sus equipos restantes, la que será calificada con la mayor puntuación.

Temperatura: Al igual que en el punto anterior, la tecnología calificada con el mayor valor será aquella en la que sus equipos críticos operen a una temperatura menor y que además aporte las temperaturas de operación para los restantes equipos.

Condiciones especiales: Como condiciones especiales entendamos a aquellas que por la naturaleza de las reacciones requiere de cierta atmósfera inerte o temperaturas y presiones que rara vez se presentarán en algún tipo de proceso distinto, así como lavado con sustancias criogénicas o bien, la utilización de procesos adicionales para el adecuado funcionamiento de la planta.

Por este motivo, se aplicará una mayor calificación a aquella tecnología cuyo proceso sea menos complicado, es decir, que requiera menor cantidad de condiciones especiales para una mejor operación del mismo.

Complejidad del proceso: La complejidad de un proceso depende en gran medida de las condiciones de operación, así como del grado de pureza de las materias primas, su estado físico tanto de éstas como de los productos generados por el mismo, etc..

Tomando como punto de referencia lo anterior, se deduce que al diseñar una planta se elige por conveniencia aquella tecnología que presente la menor cantidad de situaciones que compliquen su diseño. De esta manera, en la presente tesis se le asignará un valor numérico alto a aquella tecnología que tenga la menor complejidad posible.

Información sobre los catalizadores: Un catalizador es una sustancia que acelera o retarda la rapidez con que se transforman los reactivos, sin reaccionar o formar parte activa del producto o de la reacción. La información que se posea sobre los catalizadores es de vital importancia para un adecuado diseño de los equipos empleados dentro del proceso (tales como torres reactivas, reactores etc.). Dicha información se refiere al tipo de soporte del catalizador, venenos, tiempo de vida media del catalizador, regenerabilidad, etc..

Se beneficiará en la puntuación aquellas tecnologías que posean mayor cantidad de información de los parámetros anteriormente mencionados.

Subproductos con valor comercial: Todos los procesos en algún o algunos de sus pasos intermedios, generan uno o varios subproductos ya sea, como parte integral del

proceso o bien, como una substancia que ya no será parte del mismo para la obtención del producto final, por lo que deberá ser removida del proceso.

Cuando se trata del primer caso, no se presenta ningún problema ya que el producto intermedio continuará transformándose hasta la obtención del producto final, pero cuando sucede lo del segundo caso, este subproducto se convierte en una substancia indeseable para el proceso ya que repercute en el rendimiento de las reacciones posteriores, y hasta en algunos casos se convierte en un veneno para los catalizadores empleados en el mismo.

Una forma de aminorar un poco esta situación es vender, si se tiene un mercado disponible, los subproductos generados en dichos procesos, así, una tecnología en la cual los subproductos generados tengan un alto valor comercial es más rentable que aquellas en las que los subproductos tengan que ser dispuestos de alguna forma sin que esto conduzca a la generación de una entrada monetaria.

De esta manera, la tecnología en la cual los subproductos generados tengan un valor comercial dentro de algún mercado obtendrán la calificación más alta.

TABLA VI.1.3 ANALISIS DE PROCESO									
TECNOLOGIAS									
PARAMETRO	1	2	3	4	5	6	7	8	EVAL.
Preston	10	X	8	X	5	8	7	6	0 - 10
Temperatura	9	X	X	X	7	8	X	X	0 - 9
Conds.Especiales	3	1	3	3	3	3	3	0	0 - 3
Complejidad	4	2	4	4	2	4	4	4	0 - 4
Inf. sobre los catalizadores	X	2	3	4	X	5	X	X	0 - 5
Subproductos con valor.	3	X	3	X	1	X	3	3	0 - 3
TOTAL	29	5	21	11	18	28	17	13	

VI.4 Análisis ecológico.

Emisiones contaminantes: Actualmente, uno de los puntos más importantes que se deben de tomar en cuenta para la determinación de si un proceso es factible o no de llevarse a cabo es, sin lugar a dudas, el análisis ecológico debido al impacto ambiental sobre el cual repercutirá la puesta en operación de dicha tecnología.

Un proceso que emite demasiados contaminantes hacia la atmósfera es un proceso sucio que está atentando contra el equilibrio ecológico de una comunidad donde se encuentre asentada la planta, es por esto que al análisis ecológico se le dió un lugar dentro de la discriminación realizada para las tecnologías propuestas.

Si bien no se puede contar con un proceso que no emita ninguna clase de contaminantes a la atmósfera, se podrá considerar a aquél que en menor cantidad despidan emisiones hacia ésta, dándosele una mayor calificación que a los procesos que produzcan y emitan mayor cantidad de contaminantes.

Disposición de residuos: Otro punto importante a considerar dentro de este análisis, es el de la disposición de residuos, que muchas veces no tienen un "lugar" específico dentro de un proceso. Estos son también fuentes contaminantes, ya que si no se dispone correctamente de ellos pueden deteriorar el equilibrio ecológico de ríos, mares etc..

Existen procesos que por ejemplo, determinan que sus residuos pasen a tratamiento antes de ser desechados, en estos casos, se calificará con una puntuación mayor que en los que no se mencione el paradero ni el tratamiento específico de los residuos generados durante el proceso.

Reutilización de efluentes: Algunos procesos tienen la oportunidad de reutilizar los efluentes que desalojan reincorporándolos al proceso, ya sea para guardar la relación estequiométrica requerida, o bien, para reducir los costos que implicaría el tener una planta de tratamiento de efluentes de mayor tamaño.

Es por esto que, la evaluación de este punto, se realizará tomando en cuenta la tecnología que facilite la reincorporación de ciertos efluentes a una etapa de proceso dándole con ello una mayor puntuación.

Efluentes: La eliminación de los efluentes de un proceso a menudo es un problema difícil. Las reglamentaciones sobre la contaminación del aire y de los mantos acuíferos se están volviendo cada vez más estrictas.

Los efluentes de un proceso se pueden clasificar básicamente en tres tipos: sólidos, líquidos y gaseosos; debido a esto existe un tratamiento específico para cada uno de éstos. Ciertos efluentes gaseosos pueden ser quemados, siempre que los productos de la combustión no contaminen la atmósfera. Algunos efluentes líquidos pueden ser diluidos y/o neutralizados para luego ser descargados en una corriente en circulación.

Los desechos inertes, insolubles o inmiscibles en agua pueden ser separados en registros de asentamiento, junto con otros contaminantes similares presentes en la corriente.

En nuestra evaluación se favorecerá a aquella tecnología cuyos efluentes de proceso sean lo menos dañinos al ambiente.

TABLA VI.1 .4 ANALISIS ECOLOGICO									
TECNOLOGIAS									
PARAMETRO	1	2	3	4	5	6	7	8	EVAL.
Emisiones a la Atmosfera	10	8	8	7	10	8	10	10	0 - 10
Disposicion de Residuos	5	5	3	6	5	6	X	7	0 - 7
Efluentes	3	3	2	4	3	4	4	5	0 - 5
Reutilizacion de Efluentes	X	X	X	X	X	X	X	3	0 - 3
TOTAL	18	16	13	17	18	18	14	25	

VI.5 Análisis energético.

Integración térmica del proceso: En los procesos industriales, las necesidades de servicios auxiliares (calentamiento y enfriamiento) se encuentran en función del intercambio térmico existente entre las corrientes del proceso. El problema de síntesis de las redes de intercambio térmico se pueden resumir en los siguientes términos: dado un conjunto de corrientes de proceso a enfriar hasta ciertas temperaturas especificadas (corrientes calientes) y de un conjunto de corrientes de proceso a calentar hasta ciertas temperaturas especificadas (corrientes frías), se deberá encontrar una red de equipos para el intercambio de calor cuya suma de costos de operación más el costo de inversión, sea el mínimo.

De esta manera todos aquellos procesos que presenten una mayor integración térmica en sus operaciones unitarias serán evaluados con una mayor puntuación.

Agua de enfriamiento: Se refiere a un tipo de agua que se sometió a un proceso de purificación para evitar precipitación de incrustaciones, corrosión y formación de babazas y algas, para ser introducida a equipos de intercambio térmico, en los cuales se realiza un intercambio de calor entre una corriente del proceso (caliente) y ésta (fría), con la finalidad de que la corriente de proceso adquiera un valor deseado de temperatura.

Una agua de enfriamiento que provenga de una gran fuente inagotable puede ser empleada una sola vez y descartada. El agua sin embargo, es un servicio escaso y es preferible recircularla a través de una torre de enfriamiento y retornarla a los usuarios. En estos sistemas de circulación, el agua se suministra típicamente de 3 a 6 °C mas caliente que la temperatura de bulbo húmedo promedio del lugar en donde se instalará la planta y se retorna a la torre de enfriamiento a un máximo de 49°C.

Un proceso que utilice una menor cantidad de agua de enfriamiento siempre será más recomendado dado que al ser ésta un insumo escaso, el aprovisionamiento de éste podrá realizarse de un modo más operable, por lo que para los efectos de esta evaluación, una tecnología que tenga un consumo de agua de enfriamiento considerablemente menor, será calificada con un valor numérico alto.

Vapor: El vapor no es únicamente una fuente de energía directa para la operación de bombas y turbinas, sino que también es el medio más útil de calentamiento en una planta de proceso. Aunque algunas plantas pueden comprar energía eléctrica, la mayoría de las plantas de proceso generalmente producen vapor.

Un departamento central de calderas puede proporcionar vapor para toda la planta. En plantas grandes puede resultar económico disponer de varios departamentos de calderas que reduzcan los costos de tuberías de distribución.

Básicamente existen tres tipos de vapor que se consideran: vapor de baja presión (menor de 6 Kg/cm²), el cual se emplea generalmente para servicios de calentamiento; vapor de media presión (mayor de 6 y menor de 30 Kg/cm²), utilizado como servicio motriz y en algunos casos, como medio de calentamiento y finalmente vapor de alta presión (mayor de 30 Kg/cm²), destinado únicamente como servicio motriz.

Un proceso que consuma una menor cantidad de vapor de cualquiera de los tres tipos, tiene un ahorro implícito dado que requerirá una cantidad menor de combustible como medio para proporcionarle la energía calorífica requerida, por lo que aquella tecnología que tenga un consumo menor de vapor se le asignará una mayor calificación.

Combustible: En las plantas de proceso los combustibles se usan para calentadores, reactores y evaporadores calentados a fuego directo, hornos, generadores de vapor, turbinas de gas y máquinas de combustión interna. Los combustibles que por lo común se utilizan son: líquidos derivados del petróleo, gas natural, combustibles sólidos, como la hulla y el coke y productos de desecho. La elección del tipo de combustible depende de su poder calorífico, precio de venta, y se encuentra fuertemente relacionada con la economía en la energía comprada.

En base a lo anteriormente expuesto, se evaluará con una calificación más alta a aquella tecnología que requiera menor consumo de combustible.

Energía eléctrica: La electricidad es una de las fuentes primarias de potencia en las plantas de proceso, su empleo se requiere para accionar bombas, compresoras y otros equipos mecánicos, así como para el accionamiento de instrumentos y alumbrado.

El suministro de energía eléctrica se puede hacer, ya sea por medio de un compañía, o bien generada dentro de la misma planta, mediante turbinas accionadas por vapor, o por generadores accionados por motores de combustión interna.

Al igual que los puntos anteriores de este análisis, la tecnología que se favorecerá con la mayor calificación, será aquella cuyo consumo de combustible sea menor.

Generación de vapor: Existen algunas ocasiones en las cuales el proceso genera una cantidad muy importante de calor, por lo que utilizar agua de enfriamiento para enfriar todas las corrientes resultaría un costo demasiado elevado. En estas situaciones existe la posibilidad de generar vapor utilizando dicho calor que sería desechado a la atmósfera.

El vapor generado por el proceso puede ser utilizado como el vapor necesario para el funcionamiento del mismo o bien, se puede vender a alguna planta vecina.

Aquella tecnología cuyo proceso genere vapor ya sea para uso interno de la misma, o para ser exportado, será calificada con una puntuación alta.

PARAMETRO	1	2	3	4	5	6	7	8	EVAL.
Integracion Termica del Proceso	10	8	7	10	10	10	9	9	0 - 10
Consumo de Agua de Enf.	5	X	X	2	X	8	6	5	0 - 8
Vapor	8	X	X	8	X	8	8	8	0 - 8
Combustible	4	X	X	3	6	6	5	2	0 - 6
Electricidad	2	X	X	4	X	3	1	2	0 - 4
Generacion de vapor	0	0	0	0	1	1	1	1	0 - 1
TOTAL	29	8	7	27	17	36	30	27	

VI.6 Análisis económico.

Como se ha mencionado en los primeros capítulos de esta tesis, la evaluación de un proceso consiste en un análisis; tanto de la ingeniería como de la economía del mismo; desarrollando inclusive un cuidadoso análisis de costos como etapa inicial; esto significa que la mayoría de los estudios sobre factibilidad tecnológica van encaminados al aspecto de la posibilidad de obtener una recuperación, y qué tan inmediata, del dinero invertido. Para dar una idea sobre esto, los costos del proceso deben de ser combinados con los de las materias primas, para con ello proporcionar un estimado económico para el prospecto de la operación de manufactura.

En esta sociedad industrial moderna, que se ve tan fuertemente influida por corporaciones tanto nacionales como internacionales, el proponer una mejora por minúscula que ésta sea, en los costos de operación o calidad del producto, puede llevar a una elevada ganancia monetaria. Estos factores deben de ser tomados en cuenta de tal manera que nos acarreen a una evaluación satisfactoria.

Aun cuando el desarrollo de los parámetros económicos sea llevado a cabo por Economistas y no por Ingenieros, generalmente los primeros no se encuentran calificados para el diseño de equipo, definición de la materia prima y evaluación de los costos del proceso, por lo que en la práctica, es más sencillo para los segundos cubrir estas necesidades si aplica las técnicas económicas elementales; así pues el Ingeniero Químico con amplios conocimientos debe de ser capaz de realizar una evaluación económica de cualquier proyecto existente o propuesto.

Existen diversos métodos para determinar la factibilidad económica de una tecnología; en esta tesis se presentan dos alternativas para obtener de una manera muy sencilla

un análisis económico. La primera es basando el análisis en el *parámetro de aceptación de Peters*; la segunda es realizar un cambio de escala a partir de estimaciones previas mediante una relación logarítmica conocida como *factor de seis décimos*.

Para entender mejor lo anterior, la primer alternativa se basa en los requerimientos de materia prima (para cada tecnología), y en el costo del producto por tonelada del mismo, y por medio de la heurística se elige el parámetro de Peters (R) que es el punto que daría la pauta para determinar si es realizable o no determinada tecnología, si se obtiene un valor menor a 0.5 (que se recomienda para México) quiere decir que es factible económicamente de llevarse a cabo dicha tecnología. Esta relación se obtiene al dividir el costo de materia prima entre el costo de producto.

Como se ha podido observar el anterior es un método muy sencillo y rápido, basado en una regla heurística, para determinar la viabilidad de un proceso.

PARAMETRO	1	2	3	4	5	6	7	8
Nº c.r./Ton NH ₃ ^a	242.26	X	X	244.7	238.76	220.27	229.10	241.94
UB ^b	255.36	X	X	252.8	258.86	277.35	268.52	255.68
Param. Peters(R)	0.485	X	X	0.491	0.479	0.442	0.460	0.485

a) c.r. = Costo de reactivo (Gas Natural)
b) UB = utilidad bruta

Ver apéndice X.2.

El segundo método consiste en emplear la forma simple del factor de seis décimas, el cual viene dado por:

$$C_n = r^{0.6} C$$

donde C_n es el costo de la planta nueva

r es la relación de la capacidad nueva a la anterior y,

C es el costo de la planta previa.

Mediante este método únicamente se podrán analizar 5 de las tecnologías debido a que solamente se cuenta con la información de los consumos tanto de materia prima como de servicios auxiliares de éstas; dichos datos se pueden encontrar dentro del apéndice X.2.

TABLA VI.1.7 Costos de producción de amoníaco utilizando el factor de seis décimas					
COSTOS POR TECNOLOGIA (\$/TON)					
	AMV PROCESS	HALDOR TOPSOE	M.V.KELLOGG	PRITCHARD	UHDE
Gas Natural @ 32.26 N\$/MMKcal	223.56	225.82	203.24	211.30	222.59
Servicios Auxiliares					
Agua Enf. @ 0.30 N\$/m ³	2.91	81	2.868	2.952	2.91
BFW @ 0.2 N\$/m ³	0.353	0.3536	0.3628	0.3444	0.3536
Electricidad @ 0.18 N\$/Kv-h	8.64	1.62	3.6	135.9	8.64
Supervisión @ 8.94 N\$/h (3 turnos)	5.15	5.15	5.15	5.15	5.15
Vapor @ 3.8 N\$/MMKcal	1.71	1.71	1.71	1.71	1.71
Catalizadores	6.87	6.87	6.87	6.87	6.87
Costos directos tot.	249.193	322.52	223.50	364.22	248.22
Inversión del cap.					
Planta en L.B.	150.00	150.00	150.00	150.00	150.00
Costos fijos, 24% inv.	114.00	114.00	114.00	114.00	114.00
Costo total de Prod	363.193	436.52	337.80	478.22	362.22
Capacidad anterior	1100	925	1000	1100	750
Capacidad actual	1500	1500	1500	1500	1500
Costo total por el factor de 6 décimas	436.77	583.05	430.83	724.84	485.61

VII SELECCION DE LA TECNOLOGIA MAS VIABLE.

Como se ha podido observar, los métodos anteriormente presentados son muy sencillos y prácticos para la determinación de la factibilidad económica de una tecnología, esto no quiere decir que sean los únicos, a gran escala sería necesario recurrir a otro tipo de métodos más profundos, pero la finalidad de esta tesis no es el desarrollar un análisis económico, sino más bien un análisis tecnológico de los procesos para la fabricación de amoníaco.

Para seleccionar a aquella tecnología que sea la que más se ajuste a las necesidades de nuestro país, los valores obtenidos de las evaluaciones que se realizaron a lo largo de la sección anterior se sumaron, tomando por partes separadas los aspectos que involucran las necesidades del proceso, es decir las cinco primeras evaluaciones (Tabla VII.1) y por otra parte los análisis económicos.

Así pues, se elegirán las tres tecnologías que hubieran obtenido las calificaciones más altas dentro de los parámetros concernientes al proceso, posteriormente, las tres tecnologías serán comparadas por el aspecto económico, el cual determinará aquella que sea la más adecuada.

ANALISIS	1	2	3	4	5	6	7	8
DE TECNOLOGIAS	10	13	16	15	7	21	10	3
DE EQUIPO	25	13	20	15	22	29	21	11
DE PROCESO	29	5	21	11	18	28	17	13
ECOLOGICO	18	16	13	17	18	18	14	25
ENERGETICO	29	8	7	27	17	36	30	27
TOTAL	111	55	77	85	82	132	92	79

En base a los resultados obtenidos anteriormente, se observa que las tecnologías que consiguieron las calificaciones más altas fueron:

Tecnología	puntuación
* AMV Process	111
* M.W.Kellogg Co.	132
* Pritchard Co.	92

Para determinar de entre éstas cual es la más recomendable, se revisarán los factores de aceptación de Peters que se obtuvieron en el análisis económico recordando que, es recomendable que dicho factor sea menor de 0.45,

Tecnología	factor de aceptación
* AMV Process	0.486
* M.W.Kellogg Co.	0.442
* Pritchard Co.	0.460

y el costo de fabricación calculado mediante el factor de seis décimas:

Tecnología	Costos de fabricación \$/Ton
* AMV Process	436.77
* M.W.Kellogg Co.	430.83
* Pritchard Co.	724.84

De los dos análisis económicos realizados coincidieron en que las tecnologías M.W.Kellogg y AMV Process son las mejores económicamente para llevarse a cabo; por lo tanto y tomando en cuenta todos los aspectos desarrollados, se puede deducir que la tecnología más aceptable la M.W. Kellogg Co., quedando como una segunda opción para ser factible de llevarse a cabo la tecnología AMV Process; en cuanto a la tecnología Pritchard Co, aún cuando convenga en el aspecto tecnológico, no conviene económicamente (de acuerdo al factor de seis décimas).

VIII PERFIL DE INGENIERIA BASICA.

VIII.1 Introducción.

Existen dos grandes campos en las actividades que realizan los Ingenieros Quimicos: Uno relacionado con la creación (diseño y construcción) de nuevas plantas industriales, y el segundo que se refiere a la operación de plantas ya existentes.

Para la creación de nuevas plantas se requiere fundamentalmente de la Investigación Tecnológica, ya que es en ésta donde surgen los nuevos procesos y las nuevas plantas. Esta investigación se considera que ha terminado cuando se han determinado tanto las materias primas, como las condiciones de operación (presión y temperatura), rendimientos, recirculaciones y productos finales.

La Investigación tecnológica por si sola, no puede producir una nueva tecnología, también se requiere de la ayuda de la Planeación Económica, ya que, después de haberla realizado correctamente y a fondo, se determina no sólo el momento oportuno en que deberá arrancar una nueva planta, sino también cual es la tecnología más adecuada considerando distintos puntos de vista como son: el económico, el de materias primas, localización, distribución de productos, mano de obra, etc..

Una vez que se ha llegado a la conclusión de que existen tanto la tecnología, como la conveniencia de construir una nueva planta industrial se comienzan las Actividades de Ingeniería de Proyectos, las cuales son:

a) Ingeniería Básica: Es la responsable del dimensionamiento de la planta, de todas las corrientes de materiales que se procesan, del intercambio de calor en todos los puntos donde existen, así como de todos los equipos necesarios para que la planta opere adecuadamente. Así mismo, se especifican tanto las condiciones de operación, presión y temperatura, gastos y niveles en todos los equipos, como las especificaciones de la instrumentación para mantener dichas condiciones.

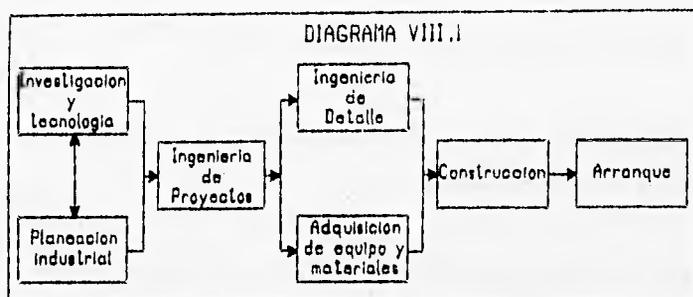
b) Ingeniería de detalle: Esta se refiere a la realización en detalle de todo aquello especificado por quienes desarrollaron la Ingeniería Básica, durante esta etapa se hacen los diseños de torres, recipientes, cambiadores, selección de bombas, compresores y accesorios, así mismo se diseñan las tuberías, cimentaciones, edificios, sistema eléctrico, etc..

c) Compras: Son altamente especializadas, y se encuentran a cargo de Ingenieros especialistas en cada tipo de adquisición.

d) Construcción: Es esta la etapa donde se hacen converger la Ingeniería de Detalle y las Compras, ya que los planos, normas y especificaciones, proporcionan la forma de construir los equipos y materiales adquiridos para erigir una planta que opere bajo las condiciones establecidas en las bases de diseño.

e) Arranque: Es, finalmente, la etapa definitiva de la creación de una nueva planta. Es necesario verificar todos los circuitos, probar de manera individual los equipos e instrumentos para que funcionen bajo las condiciones especificadas, etc..

Estas actividades son desarrolladas por las firmas de Ingeniería, y constituyen el diseño y la construcción de plantas, y son secuenciales, tal y como se puede observar en el siguiente diagrama:



La Ingeniería Básica, como rama de la Ingeniería Química es elaborada por Ingenieros Químicos de Proceso, en conjunto con Ingenieros especialistas de:

- Eléctrica
- Instrumentación
- Mecánica
- Tuberías
- Civil,
- y Arquitectura.

Es ésta la fase inicial de un proyecto industrial, ya que consiste en la elaboración de un conjunto de documentos a partir de una tecnología existente.

Esta serie de documentos comprenden desde la información que permita diseñar una planta operable, segura y bajo control, hasta la Ingeniería del Proceso necesaria para el diseño de los equipos e instalaciones de dicha planta.

DOCUMENTOS QUE CONFORMAN LA INGENIERIA BASICA.

1) BASES DE DISEÑO: Es el documento inicial en el cual se fijan los lineamientos dentro de los cuales se efectúa el diseño de la planta.

2) CRITERIOS DE DISEÑO: En este documento se establecen o informan la aplicación de todos aquellos criterios considerados dentro del diseño del proceso y equipo principal.

3) DESCRIPCION DEL PROCESO: Mediante este documento se pretende dar a conocer las características principales del proceso para poder facilitar la posterior interpretación de los diagramas de flujo de proceso correspondientes.

4) LISTA DE EQUIPO: Dentro de este documento se encuentra el listado, y la información correspondiente (CLAVE, SERVICIO y CARACTERISTICAS), tanto de los equipos de proceso, como de los servicios auxiliares de la planta.

5) BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA: Este documento da a conocer el resultado del balance de materia y energía de la planta, refiriéndose en particular a las corrientes de proceso que se indican en el Diagrama de Flujo de Proceso (entradas, salidas e interconexiones).

6) DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO: Define y describe de una manera esquemática el proceso para el que se está diseñando la planta.

7) REQUERIMIENTO DE SERVICIOS AUXILIARES Y AGENTES QUIMICOS: Se establece, de una manera detallada cada servicio y agente químico, sus características, condiciones de entrada y retorno de la planta, consumos normales y máximos por equipo.

8) INFORMACION COMPLEMENTARIA: Contiene información del proceso proveniente de un análisis previo del mismo, bajo condiciones especiales, teniendo como base el Balance de Materia y Energía para las condiciones normales de operación.

9) DIAGRAMA DE BALANCE DE SERVICIOS AUXILIARES: En este documento, se hace una representación de los equipos mediante bloques, refiriendo los servicios que cada uno de ellos requiere.

10) HOJAS DE DATOS DE EQUIPO DE PROCESO: Es el documento en el cual se presenta la información necesaria que se requiere proporcionar para fines de Diseño y/o Especificación y/o Compra de algún equipo.

11) DIAGRAMAS DE TUBERIA E INSTRUMENTACION DE PROCESO: En este diagrama se incluyen todos los equipos de proceso de la planta, tanto en número como en arreglo definitivos, tubería, válvulas, instrumentos, líneas de servicios auxiliares, válvulas de seguridad, clave, nombre y características más representativas de los equipos de proceso, así como notas aclaratorias y necesarias para la interpretación correcta del diagrama.

12) DIAGRAMAS DE TUBERIA E INSTRUMENTACION DE SERVICIOS AUXILIARES: Se obtienen a partir del diagrama de balance de servicios auxiliares, mostrando la distribución de los distintos servicios a los equipos que así lo requieran, así como su posición relativa de entrada y salida de acuerdo al plano de localización general. Este diagrama no incluye diámetros ni especificaciones de tuberías.

13) LISTA DE LINEAS DE PROCESO: Se presenta un resumen de todas las líneas del proceso, incluyendo en este diámetro, servicio, numeración, especificación, origen y destino de las líneas, así como presión y temperatura máximas de operación.

14) PLANO DE LOCALIZACION GENERAL DE EQUIPO: Es una representación del proceso visto en planta, en él se involucra el arreglo general del equipo, considerando vientos dominantes y reinantes, indicando sus coordenadas, mostrando soportería de tuberías, así como la separación de los equipos con respecto a éstas, áreas de mantenimiento, control, accesos. Como complemento, se presenta la lista de equipo considerada con sus características principales.

15) DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION DE DESFOGUE:
En él se representa de manera esquemática el conjunto de líneas que se envían al sistema de desfogue, sin dimensiones, numeración ni especificaciones. Se prepara de acuerdo a las Diagramas de Proceso y Planos de Localización General de Equipos.

16) INDICE DE SERVICIOS: Es en este documento donde se presentan las condiciones de presión y temperatura de operación máximas de los sistemas de proceso, y, en función de estas condiciones, se refieren las especificaciones de tubería empleadas en el proyecto.

17) INDICE DE INSTRUMENTOS: Es similar al anterior, sólo que en este documento se presenta la información necesaria para la ubicación de todos los instrumentos del proceso, permitiendo de manera rápida la localización y características de cualquier instrumento, y observaciones que ayuden a la localización de algún detalle importante de especificación, instalación o cambio.

18) DIAGRAMAS DE INSTRUMENTACION: En este documento se incluyen los elementos que conforman un circuito, y la manera que van enlazados entre sí, tanto su ubicación, como la información simbólica de los suministros.

Estos diagramas, así como los circuitos lógicos de control, son la base para el entablado y alambrado en campo y en tablero, ya que proporcionan la secuencia que se sigue para las señales de transmisión, control, corte, alarma, etc.

19) HOJAS DE DATOS PARA INSTRUMENTOS: Contienen la información necesaria para el cálculo y especificación de instrumentos, se basan en los datos proporcionados tanto en los Diagramas de Flujo de Proceso, como en las Hojas de Datos. Contienen diámetros, tipo de elemento primario de medición, localización y datos de diseño para medidores y registradores.

20) HOJAS DE ESPECIFICACION DE INSTRUMENTOS: Es un documento que se emite para cada grupo de instrumentos, en el que se describen las características principales para cada instrumento de acuerdo a su servicio, identificación, etc.

21) HOJAS DE DATOS DE VALVULAS DE SEGURIDAD: Indican la localización, materiales, tipo de válvula de seguridad, condiciones de flujo, temperatura de operación y de relevo, presión de operación y de ajuste de la válvula, etc.

22) HOJAS DE DATOS DE VALVULAS DE CONTROL: Se indican en este documento el tipo de válvulas de control, tamaño preliminar del cuerpo, tipo de brida, características del tapón, condiciones de diseño de la válvula, etc.

23) SUMARIO DE ALARMAS, PAROS Y ARRANQUES: En este documento se presenta la información de cada disparo, ya sea de alarma, paro o arranque, así como el resumen de las señales de disparo calculadas para la posterior calibración de los interruptores de monitores o de campo que intervienen en el proceso.

24) CIRCUITOS LOGICOS DE CONTROL: En este documento se presenta la lógica que se deberá seguir para el ejecutamiento de un circuito de protección, indicando que acción deben tener los interruptores, alarmas, válvulas de control, gobernadores, motores, etc.

25) BASES DE DISEÑO DEL TABLERO PRINCIPAL DE CONTROL Y DE TABLEROS LOCALES: En este documento se define las secciones tanto para el tablero principal, como para los tableros locales requeridas, así como su configuración. Se deberá indicar las dimensiones preliminares del cuarto de control y la información necesaria para la especificación y determinación de la capacidad de los sistemas de alimentación neumáticos o eléctricos.

26) FILOSOFIAS BASICAS DE OPERACION: En este documento se analizan los comportamientos generales de la planta, refiriéndose a los lineamientos bajo los cuales operará de forma adecuada tanto en situaciones normales como especiales.

27) PLANO DE NOTAS GENERALES, LEYENDAS Y SIMBOLOS:

Proporciona una lista de todos los planos de localización general de equipos de la unidad de proceso, diagramas de proceso y de servicios auxiliares que integren el paquete de Ingeniería Básica del proyecto, así mismo, las notas generales que se aplican sobre ellos, y la simbología empleada de válvulas, accesorios en tuberías, instrumentos de medición, etc.

28) ESPECIFICACIONES GENERALES Y PRACTICAS DE INGENIERIA: En este documento se presentan las prácticas básicas bajo las cuales se encuentra apoyada la especificación e instalación de instrumentos, dispositivos de protección y construcción de tableros, proporcionando los lineamientos generales que se deberán seguir y/o modificar de acuerdo con los requisitos específicos de cada proyecto, elaborados por el especialista.

El desarrollo de la Ingeniería Básica, y la profundidad a la cual ésta se efectúa, depende principalmente de las necesidades del cliente, y las posibilidades del grupo que realiza dicho trabajo.

Lo anterior hace evidente la necesidad de definir cual será el alcance que tendrá el desarrollo de la Ingeniería Básica de la sección de reacción de la presente Tesis, planteando entonces los siguientes documentos a realizar:

- a) Bases de diseño.
- b) Criterios de diseño.
- c) Descripción de la sección de reacción.
- d) Lista de equipo de la sección de reacción.
- e) Balance de Materia y Energía.
- f) Diagrama de Flujo de Proceso.

- g) Diagrama de Tubería e Instrumentación.
- h) Dimensionamiento de equipo de la sección de reacción.
- i) Hojas de datos de la sección de reacción.

VIII.2 Justificación de la elección de la sección de reacción.

Los procesos químicos industriales manufacturan productos que difieren en la naturaleza química de las alimentaciones del proceso, que son materias primas naturales de los reinos mineral, animal o vegetal, productos intermedios, productos químicos comerciales o residuos.

Un proceso químico comprende diferentes tipos de operaciones que se realizan bien por cargas o en forma continua. Estas operaciones pueden clasificarse en la siguiente forma:

Operaciones clave:

- a) Reacción química.
- b) Separación de productos químicos.
- c) Separación de fases.

Operaciones auxiliares:

- a) Comunicación o retirada de calor.
- b) Comunicación o retirada de trabajo.
- c) Mezcla o división.
- d) Aglomeración de sólidos mediante reducción de tamaños.
- e) Separación de sólidos por tamaños.

En algunos procesos químicos industriales no intervienen reacciones químicas sino únicamente operaciones para la separación de especies químicas y fases, conjuntamente con el equipo auxiliar necesario.

En muchos de los procesos químicos interviene, por lo menos, un reactor químico acompañado de un cierto número de separadores.

En el caso de la producción del amoníaco, las operaciones que intervienen en las etapas de las que consta su elaboración son:

1.- Preparación del gas de proceso.

- a) Desulfurización por adsorción y por reacción.
- b) Reformación primaria con vapor.
- c) Reformación secundaria con adición de nitrógeno.
- d) Conversión de CO a CO₂.

2.- Purificación del gas de síntesis.

- a) Eliminación del CO₂ por absorción con solución K₂CO₃ y aditivos.
- b) Metanación para la conversión del CO y CO₂ a CH₄.

3.- Síntesis del amoníaco.

- a) Compresión del gas de síntesis.
- b) Conversión del gas de síntesis en amoníaco.
- c) Separación por condensación del amoníaco del gas de síntesis.

4.- Purificación del amoníaco producido.

- a) Sistema de refrigeración.

A) GENERALIDADES.**A.1) Antecedentes.**

De acuerdo a las necesidades crecientes mundiales en cuanto a los requerimientos de una mayor producción de alimentos en los campos agrícolas, el amoníaco juega un papel muy importante en la elaboración de insumos agrícolas, por lo que éste tiene un reconocimiento irrefutable de ser un producto petroquímico básico.

Lo anterior arroja como consecuencia la necesidad de realizar la Ingeniería Básica de la sección de reacción de la planta productora de amoníaco dentro del complejo petroquímico Cosoleacaque, Ver.

Para cubrir dichos requerimientos en cuanto a la demanda de amoníaco, el presente trabajo será desarrollado en base a la tecnología Kellog, perteneciente a la empresa líder en la producción de amoníaco anhidro, M.W. Kellog Co.

A.2) Función de la Sección.

La sección de reacción procesará la corriente de gas de síntesis, previamente enfriada, proveniente del metanador para la producción del producto final amoníaco anhidro.

El gas de síntesis se procesará por medio de un convertidor catalítico donde se realizará la síntesis del amoníaco y se condensará para posteriormente ser enviado a la sección de refrigeración, para de esta manera poder almacenarlo en las esferas destinadas para dicho fin.

A.3) Tipo de Proceso.

La sección de reacción estará situada dentro de la planta productora de amoniaco anhidro, la cual utiliza el proceso Kellog, propiedad de la licenciadora M.W. Kellog Co., que consiste en la reformación con vapor del gas natural para producir el gas de síntesis que será utilizado como alimentación para dicha sección.

B) CAPACIDAD, RENDIMIENTO Y FLEXIBILIDAD.**B.1) Factor de Servicio.**

La unidad será diseñada para operar de manera continua durante los 365 días del año.

B.2) Capacidad.**a) Diseño:**

La sección deberá estar diseñada para producir 1500 Ton cortas/día.

b) Normal:

La capacidad normal de la sección será igual a la de diseño.

c) Mínima:

La capacidad mínima de operación de la sección deberá ser del 65% de la capacidad de diseño.

B.3) Flexibilidad.

La sección no operará a falla de electricidad, vapor, agua de enfriamiento o aire de instrumentos, pero deberá contar con ciertas facilidades para poder efectuar un paro ordenado, seguro y bajo control.

C) ESPECIFICACION DE LAS ALIMENTACIONES.

Corriente: Alimentación al compresor de gas de síntesis.

Componente	Composición (lbmol/hr)
CH ₄	178.0
N ₂	3979.1
H ₂ O	39.6
H ₂	12297.0
Ar	50.9

D) ESPECIFICACION DE LOS PRODUCTOS.

Corriente: Efluente del tambor separador de amoníaco.

Componente	Composición (lbmol/hr)
CH ₄	3.1
N ₂	1.1

Componente	Composición (lbmol/hr)
H ₂	2.2
Ar	0.3
NH ₃	7344.2

Corriente: Vapor total a quemador.

Componente	Composición (lbmol/hr)
CH ₄	174.2
N ₂	254.1
H ₂	762.4
Ar	50.5
NH ₃	31.5

E) CONDICIONES DE LA ALIMENTACION EN LIMITES DE BATERIA.

Alimentación	Procedencia	Edo. Físico.	Presión psig	Temperatura °F	Forma de recibo
Gas de síntesis	metanador	gas	382	100	tubería

F) CONDICIONES DE LOS PRODUCTOS EN LIMITES DE BATERIA.

Producto	Edo. Físico.	Presión psig	Temperatura °F	Forma de recibo	Destino
Amoniaco	liquido	355	-8	tubería	refrigeración
Gas de purga	gas	253	12	tubería	a quemador

G) ELIMINACION DE DESECHOS.

G.1) Normas y requerimientos.

Se aplicarán las normas técnicas ecológicas vigentes de la Secretaría de Desarrollo Social. (SEDESOL).

G.2) Sistemas seleccionados para los tratamientos de desechos.

- a) Incinerador de gases.
- b) Fosa de quemado de condensados y aceites.
- c) Planta de tratamiento de aguas.
- d) Drenajes pluvial, aceites y sanitario por separado.

H) INSTALACIONES REQUERIDAS DE ALMACENAMIENTO.

No se dispone de almacenamiento para alimentación y productos dentro del límite de batería comprendido dentro de la sección de reacción.

I) SERVICIOS AUXILIARES.

I.1) Vapor.

I.1.1) Vapor de alta presión.

Fuente de suministro	sistema de la planta
Presión en L.B.	600 psig
Temperatura en L.B.	600 °F
Disponibilidad	la requerida

I.2) Retorno de condensados.

Presión en L.B.	39 psig
Temperatura en L.B.	266 °F

I.3) Agua de enfriamiento.

Fuente de suministro	torre de enfriamiento
Presión en L.B.	60 psig
Presión de retorno en L.B. (mín.)	25 psig
Temperatura en L.B.	90 °F
Temperatura de retorno en L.B. (máx.)	120 °F
Disponibilidad	la requerida

I.4) Agua para servicios y usos sanitarios.

Fuente de suministro	sistema de la planta
Presión en L.B.	30 psig
Temperatura en L.B.	ambiente
Disponibilidad	la requerida

I.5) Agua potable.

Se suministrará en garrafones.

I.6) Agua contra incendio.

Presión en L.B. (mín) 100 psig
 Temperatura en L.B. ambiente
 Disponibilidad la requerida

I.7) Aire de instrumentos.

Presión en L.B. 100 psig
 Punto de rocío 100 °F
 Humedad 0%

I.8) Aire de planta.

Presión en L.B. 100 psig
 Punto de rocío 100 °F

I.9) Combustible.

I.9.1) Gas.

Fuente de suministro red del complejo petroquímico
 Naturaleza gas natural

Peso molecular	18.0 lb/lbmol
Densidad relativa	0.625
Poder calorífico bajo	889 BTU/ft ³
Presión en L.B.	50 psig
Temperatura en L.B.	ambiente
Disponibilidad	la requerida

I.10) Electricidad.

I.10.1) Energía para alumbrado e instrumentos.

Fuente de suministro	sistema de la planta
Tensión alumbrado	220 V
Tensión instrumentos	120 V
Fases	1

I.10.2) Alimentación a motores.

Fuente de suministro	sistema de la planta
Tensión	440 V
Fases	3
Frecuencia	60 ciclos
Factor de potencia mínimo	0.85

I.10.3) Alimentación de energía eléctrica de emergencia.

Se contará con un sistema de fuerza ininterrumpida para tener un paro ordenado y seguro de la sección.

I.11) Teléfonos.

Otros.

I.12) Desfogue.

Se diseñará un sistema de desfogue de la sección de acuerdo a la contrapresión mínima en quemador, la cual será de 7.5 psig.

J) AGENTES QUIMICOS.

J.1) Catalizadores.

No. catalizador	Concentración de los componentes primarios (%peso)						
	FeO	Al ₂ O ₃	K ₂ O	CaO	SiO ₂	MgO	TiO ₂
1	32.6	4.1	0.9	1.4	0.7	---	0.7
2	36.6	2.9	1.0	2.8	0.9	---	---
3	35.5	4.3	0.4	3.4	0.8	4.1	---
4	36.0	3.0	1.0	2.3	0.2	---	---
5	26.3	2.2	0.8	1.7	0.4	0.3	---

K) SISTEMAS DE SEGURIDAD.

K.1) Sistemas contraincendio.

Los criterios empleados para definir las áreas de riesgo y de protección contra incendio de la sección, serán basados en las especificaciones del N.F.P.A.

K.2) Protección personal.

Su diseño será basado en los criterios dispuestos por la N.F.P.A.

L) LOCALIZACION DE LA PLANTA.

La localización de la planta de amoniaco es en el complejo petroquímico de Cosoleacaque, en el Estado de Veracruz, en el municipio de Cosoleacaque, situado entre los 18° 00' de latitud Norte y los 94° 38' de longitud Oeste, que limita al Norte con el Golfo de México, al Noreste con Coatzacoalcos, al Este con Izhuatlán del Sureste, al Sureste con Minatitlán, al Sur con Río Coatzacoalcos y al Oeste con Chinameca y Oteapan, en zona de clima cálido húmedo con influencia marina.

La elevación con respecto al nivel del mar es de 50 m.

M) BASES DE DISEÑO CIVIL.

M.1) Regulaciones de viento y sismos.

Se acepta el manual de diseño de obras civiles de la C.F.E.

M.2) Nivel de piso terminado .

Pendiente.

M.3) Nivel freático.

Los datos y bases topográficos se realizarán por la compañía encargada de la Ingeniería Civil.

M.4) Información general sobre el tipo de suelo.

El estudio geológico del suelo será realizado por la compañía encargada de la Ingeniería Civil.

M.5) Edificios y construcciones dentro de L.B.

Cuarto de control.

N) BASES DE DISEÑO ELECTRICO.

N.1) Código de clasificación de áreas.

Se acepta la utilización de los códigos N.E.M.A. y N.E.C.

N.2) Resistividad eléctrica del terreno.

Será proporcionada de acuerdo al estudio de mecánica de suelos proporcionados por la compañía encargada de la Ingeniería Civil.

N.3) Características de la alimentación a motores.

Potencia HP	Volts	Fases	Hz
de 0 a 3/4	120	1	60
de 1 a 100	480	3	60
> 2000	2300	-	--

N.4) Corriente para alumbrado.

Deberá suministrarse a 220 V y una fase.

N.5) Corriente para instrumentos de control.

La tensión será de 120 V y una fase.

N.6) Tipo de acometida dentro de I.B.

La acometida de la sección será la misma que se empleó en las demás secciones de la planta.

N.7) Alumbrado de emergencia.

Se contará con sistemas de emergencia que proporcionarán luz eléctrica y respaldo a los sistemas de cómputo y control por el tiempo que se interrumpa el suministro principal.

O) BASES DE DISEÑO PARA TUBERIAS.

O.1) Codigos de diseño y normas.

Se aplicarán todas las normas A.N.S.I., A.S.T.M y A.S.M.E.

O.2) Soportes de tuberías y trincheras.

Los soportes serán de concreto armado. No se permitirá la utilización de trincheras.

O.3) Drenajes.

Los drenajes que se utilizarán deberán cumplir con los siguientes requisitos:

- A) Drenaje industrial. Conducirá los desechos químicos acuosos que requieran tratamiento posterior a la planta de tratamiento de agua.
- B) Drenaje sanitario. Será el propio para proporcionar éste servicio en la sección.
- C) Drenaje pluvial. Exclusivo para el desalojo de agua de lluvia y lavado del área.
- D) Drenaje aceitoso. Manejará los aceites, alquitranes y otros orgánicos que requieran tratamiento antes de su disposición final.

O.4) Maquetas y dibujos.

No se requieren.

P) BASES DE DISEÑO PARA EQUIPO.

P.1) Compresores.

Tipo preferido	Centrífugo
Accionador	Turbina
Sobrediseño	10%

P.2) Bombas.

Tipo preferido	Centrífugo
Accionadores	Motor eléctrico
Sobrediseño	10%

P.3) Cambiadores de calor.

Factor de incrustación de diseño	0.003
Sobrediseño	10%

P.4) Recipientes.

La presión de diseño será 10% ó 30 psig arriba de la presión máxima de operación, la que resulte mayor.

Q) BASES DE DISEÑO PARA INSTRUMENTACION.

Q.1) Tablero de control.

Será del tipo gráfico.

Q.2) Tipo de instrumentación.

La instrumentación será electrónica para el fácil procesamiento de datos.

Q.3) Grado de instrumentación de la sección.

Deberá ser automática con control distribuido.

Q.4) Calibración de instrumentos.

Las unidades de calibración deberán ser:

Presión lb/in²

Temperatura °F

Flujos ft³/hr

R) NORMAS CODIGOS Y ESPECIFICACIONES.

R.1) Códigos de diseño y normas para tuberías.

Dimensiones: A.S.M.E. y A.N.S.I.

Tuberías de fuerza y servicios.

Tuberías de proceso en refinerías.

Refrigeración.

Manuales A.S.T.M.

Tubería y accesorios de acero parte 1

Acero: recipientes a presión parte 2

(forjas, refuerzas, estructural etc..)

Materiales: A.S.T.M.

Petróleos Mexicanos: Norma T101 Requisitos generales de diseño para tuberías de proceso y servicios auxiliares.

R.2) Códigos de diseño y normas para cambiadores de calor de coraza y tubos.

Diseño T.E.M.A.

Selección de materiales A.S.T.M.

Fabricación A.S.M.E

Soldadura A.W.S.

Prueba A.S.T.M.

R.3) Códigos de diseño y normas para recipientes a presión.

Diseño A.S.M.E.

Selección de materiales A.S.T.M.

Fabricación A.S.M.E

Soldadura A.W.S.

Prueba A.S.T.M.

Estructuras A.I.S.C.

R.4) Códigos de diseño y normas para reactores.

Diseño A.S.M.E.

Selección de materiales A.S.T.M.

Fabricación A.S.M.E

Soldadura A.W.S.

Prueba A.S.T.M.

Estructuras A.I.S.C.

VIII.4 Criterios de diseño.

Este documento tiene como objetivo primordial el establecer e informar acerca de todos aquellos lineamientos, criterios y normas, tanto del proceso como de equipo, que deberán cumplirse para el diseño de la sección de reacción de la planta de amoníaco.

Dichos criterios deberán de ajustarse al máximo a lo especificado en el documento anterior (Bases de diseño), y se describirán en base a flexibilidad de la planta, criterios de sobrediseño de equipo, accionadores y equipo de relevo, flujo y especificaciones de productos, diseño térmico, expansiones futuras, etc., en cada uno de los casos, los criterios de diseño particulares sean lo más apegados a los criterios generales, a excepción en donde claramente se especifique.

A) CRITERIOS GENERALES.

A.1) Alimentación a la sección.

La alimentación al compresor de gas de síntesis deberá ser la especificada en las bases de diseño.

A.2) Operación de la sección.

La sección se operará en régimen estacionario, de tal manera que se produzcan 547,500 Ton de amoníaco anhidro/año durante los 365 días, con un factor de servicio de 1, operándose las 24 hrs al día. La producción de amoníaco por día será de 1500 Ton.

La sección podrá trabajar con una capacidad mínima de hasta un 65% de la capacidad total de diseño. Lo anterior significa 355,875 Ton anuales o un total de 975 Ton diarias.

A.3) Productos.

Únicamente se obtendrá amoníaco anhidro.

A.4) Ampliaciones futuras.

No se tienen contempladas ampliaciones futuras, ni modificaciones que permitiera operar la sección para obtener otro producto diferente del especificado en las bases de diseño.

A.5) Sobrediseño.

Todos los equipos se sobrediseñarán en un 10%. Si algún equipo requiere de un sobrediseño mayor, éste se especificará en los criterios de diseño particulares de los equipos.

El sobrediseño no se extenderá para el manejo de flujos diferentes o mayores a los especificados. Todos los sobrediseños tendrán como finalidad el darle flexibilidad a la sección.

B) CRITERIOS GENERALES DE DISEÑO DE PROCESO.

B.1) Reacción.

Las altas temperaturas incrementan la razón de la reacción, pero disminuyen la cantidad de amoníaco en el equilibrio, intensificando la degradación térmica del catalizador, por lo que la temperatura de operación de la sección de reacción no deberá de ser mayor a 842 °F.

El porcentaje de amoníaco en el gas efluente del convertidor disminuye cuando se incrementa el espacio velocidad, debido a esto, el rango en el cual se operará normalmente la sección será de 8,000 a 60,000 hr^{-1} .

La proporción óptima de $\text{H}_2:\text{N}_2$, para que la sección opere satisfactoriamente, deberá ser de 3:1.

La actividad del catalizador aumenta con partículas más pequeñas de éste, debido a que la razón de área superficial del catalizador a su volumen de incrementa, por este motivo, el tamaño del catalizador que se utilizará será de 6 a 10 mm.

B.2) Condensación.

Para loops de síntesis de alta presión, la temperatura con la cual el amoníaco se puede condensar es fácilmente obtenible con aire o agua de enfriamiento.

Para presiones un poco más bajas en el loop de síntesis se requieren temperaturas por debajo de la ambiente para obtener una separación satisfactoria. Como una regla, el amoníaco vaporizado en cambiadores de calor es utilizado para obtener dichas temperaturas bajas.

En un sistema de refrigeración de multietapas, el compresor de refrigeración tendrá varios niveles de succión los cuales corresponderán a las distintas presiones de evaporación. De acuerdo a la temperatura que se quiera obtener como medio de enfriamiento, el compresor de amoníaco descargará a una presión de 176 a 220 psig.

B.3) Compresión.

Para plantas con capacidades de 1,200 a 1,500 Ton/día, la presión nominal de síntesis será de alrededor de 3000 psig.

Siempre que el diseño lo permita, la compresión de la recirculación se efectuará conjuntamente con el servicio de compresión del gas de síntesis.

B.4) Flujo de fluidos.

Se considerará que las velocidades en las tuberías no excedan, para gases 100 ft/seg y para líquidos 12 ft/seg.

Los límites en las velocidades aseguran que los diámetros que se obtendrán por el diseño, serán muy cercanos al mínimo económico, además de garantizarnos que el patrón de flujo será turbulento.

Se utilizarán tuberías de diámetro comercial en cuanto los diseños de los equipos lo permitan, procurando evitar al máximo el empleo de tubería especial.

B.5) Transferencia de calor.

Se le dará preferencia a los arreglos de intercambio térmico que presenten una mayor integración térmica. Esto asegura que la utilización de servicios auxiliares sea la mínima posible.

C) CRITERIOS GENERALES PARA EL DISEÑO DE EQUIPO.

C.1) Bombas.

Se buscará especificar bombas cuyo diámetro del impulsor sea una vez menor al diámetro máximo del mismo, esto con la finalidad de darle una mayor flexibilidad al sistema.

El máximo de revoluciones por minuto permitido será de 1700, ya que una velocidad mayor tendría un alto consumo energético.

Se deberá buscar siempre una distribución de tal manera que se logre una Cabeza de Succión Positiva Efectiva adecuada con la finalidad de asegurar un correcto funcionamiento de la bomba.

La Cabeza de Succión Efectiva Disponible deberá ser de por lo menos mayor en 1m a la requerida por el equipo impulsor.

Se buscará que los equipos al arrancar, la operación se lleve a cabo a descarga bloqueada, con la finalidad de facilitar pruebas, arranque de la sección y mantenimiento.

C.2) Compresores.

La relación de compresión no deberá exceder de 7, de lo contrario será necesario realizar la operación en múltiples etapas que cumplan con este requisito.

En el caso de que se requiera el empleo de varias etapas, la diferencia entre las relaciones de compresión de éstas no debe ser muy grande.

La temperatura de salida de los gases no debe exceder de los 350 a 400°F, de lo contrario deberá ser utilizado equipo especial.

Se dará preferencia a compresores centrífugos para plantas con capacidades de 1,200 a 1,500 Ton/día, de lo contrario, se emplearán compresores reciprocantes.

Los compresores centrífugos deberán ser capaces de manejar flujos de 4.9MM a 6.2MM ft³/hr @STP de gas de síntesis, cuya eficiencia deberá ser como mínimo del 76%.

La carga mínima del compresor será del 65% de la carga normal.

Se preferirán compresores cuya carcasa se encuentre provista de 4 boquillas cuando el efluente del convertidor se enfríe con el producto recuperado antes de pasar a la recirculación de compresión.

C.3) Cambiadores de calor.

Con la finalidad de evitar el diseño de cambiadores de calor muy complejos, se dará preferencia al arreglo de cambiadores 1-2, ya sea en serie o en paralelo, permitiéndose si así lo requiriera el diseño, más pasos únicamente por los tubos.

El factor de ensuciamiento será considerado con un valor máximo de 0.003.

La longitud máxima permitida de los tubos deberá estar comprendida dentro del rango 16-20 ft, cuyo diámetro externo deberá ser de 3/4 in., estos valores pueden modificarse siempre y cuando exista una situación extraordinaria que lo exiga en el diseño.

El diámetro interno máximo permitido de la coraza deberá ser de 42 in., salvo que alguna consideración extraordinaria en el diseño exija algún valor mayor del permitido.

Para fluidos corrosivos, incrustantes o de muy alta presión su diseño se realizará por el lado de los tubos, los fluidos viscosos o condensantes deberán ir por el lado de la coraza.

La caída de presión permisible para líquidos en punto de ebullición será de 1.5 a 3 lb/in², para otros servicios será de 3 a 10 lb/in².

La diferencial mínima de acercamiento de temperaturas será de 20°F para servicios normales.

C.4) Reactores.

Para producciones de amoniaco que se encuentren dentro del rango de 1,000 a 1,800 Ton/día se deberá emplear convertidores del tipo "quench", formado por múltiples camas catalíticas, las cuales cuentan con un intercambiador que tiene la finalidad de remover el calor generado por la reacción.

Se seleccionará aquél convertidor cuyo intercambiador de calor se encuentre localizado arriba y afuera de la coraza presurizada.

Deberá mantenerse la relación estequiométrica de 3:1, para evitar que la eficiencia de conversión decaiga drásticamente.

El porcentaje de amoniaco en la corriente de recirculación al convertidor tendrá que estar comprendida entre 1.5 a 5.0%.

La temperatura en el reactor no debe de exceder de 842°F debido a que el catalizador sufre una descomposición térmica a temperaturas más altas que ésta.

La presión de síntesis se encuentra en función de los requerimientos de compresión.

VIII.5 Descripción de la sección de reacción.

Incluye la información más relevante del proceso (P y T) que nos permita conocer las características y condiciones de operación de los equipos involucrados en el mismo.

A) COMPRESION DEL GAS DE SINTESIS.

El gas purificado y libre de condensado de proceso que llega al Límite de Batería, sin residuos de CO y CO₂, con 1.09 de CH₄ y una relación de H₂:N₂ de 3:1^{amol}, se comprime en el Compresor de Síntesis GB-101, hasta 764 psig dentro de la primera etapa de compresión, posteriormente el gas es enfriado hasta 100°F en dos etapas: la primera por intercambio de calor en el Enfriador de la Primera Etapa de Compresión EA-101 contra la carga al Metanador y la segunda con agua de enfriamiento en el Condensador de la Primera Etapa de Compresión EA-102, donde parte del agua se condensa. La mezcla pasa al Tanque de Separación de la Primera Etapa de Compresión FA-101, en donde el agua separada fluye al drenaje mediante el controlador indicador de nivel LIC-101. El gas entra a la segunda etapa de compresión del compresor GB-101 para ser comprimido hasta 1441 psig.

El gas es nuevamente enfriado en dos etapas: la primera por intercambio térmico con el Enfriador de la Segunda Etapa de Compresión EA-103 hasta 100°F y la segunda con amoníaco producto en el Condensador de la Segunda Etapa de Compresión EA-104 hasta 46°F. Este condensa la mayor parte del agua remanente, misma que se separa en el Tanque de Separación de la Segunda Etapa de Compresión FA-102 y fluye al drenaje mediante el controlador indicador de nivel LIC-102. Los pasos de remoción de agua aseguran mayor vida del catalizador y un amoníaco producto de alta pureza.

El gas libre de humedad entra a la tercera etapa de compresión en el compresor GB-101, donde la presión se incrementa hasta 3028 psig, posteriormente el gas que sale del compresor GB-101 se une con el gas de recirculación antes de pasar a la etapa final de compresión.

La mezcla de gas de síntesis, que consta aproximadamente de 4 partes de recirculación y 1 parte de carga fresca, es enfriada, con agua de enfriamiento, en el Enfriador de Gas de Síntesis EA-105 AB hasta obtener una temperatura de 109°F, a continuación, la mezcla enfriada es separada en dos corrientes paralelas con la ayuda del controlador indicador de flujo FIC-101, de las cuales una de ellas constando de aproximadamente el 65 % del flujo, pasa a través del tren de refrigeración, quien se encuentra constituido por el Primer Enfriador Refrigerante de Amoníaco EA-106, el Segundo Enfriador Refrigerante de Amoníaco EA-107 AB y por el Tercer Enfriador Refrigerante de Amoníaco EA-108 AB, la otra corriente con el 35% restante, intercambia calor en el Intercambiador de Calor de Proceso EA-109 AB. Ambas corrientes son recombinadas antes de pasar al Refrigerante de Amoníaco de Baja Temperatura EA-110, en donde se baja la temperatura hasta -9°F, con lo que se debe lograr remover aproximadamente el 90% de amoníaco dentro del Tambor de Separación de Amoníaco FA-103. El gas proveniente del tambor FA-103 es recalentado hasta 60°F en el intercambiador EA-109 AB, para regresar al compresor GB-101 para la última etapa de compresión que incrementa la presión del gas hasta 3234 psig. Esta corriente se calienta primero contra la corriente efluente del Convertidor de Síntesis DC-101, en el Precalentador de Carga del Convertidor EA-111, para posteriormente también calentarse en el interior del convertidor DC-101 contra la misma corriente en el Intercambiador de Calor del Convertidor de Síntesis EA-112.

Es en este punto donde el gas de síntesis contiene H_2 y N_2 con una relación de 3:1, junto con un 12% de CH_4 y Ar, y cerca de 3% de NH_3 .

B) CONVERSION DEL GAS DE SINTESIS A AMONIACO.

En el convertidor DC-101, el gas de síntesis es dispersado a través del catalizador de Fe_3O_4 con promotores, a una temperatura aproximada de 842°F y una presión de 3205 psig. Es en estas condiciones en las que se lleva a cabo la conversión a amoníaco mediante la reacción:



El efluente del convertidor DC-101, con una temperatura de 583°F y aproximadamente 15% de amoníaco y 14% de inertes, es enfriado hasta 109°F primero por intercambio de calor con agua de enfriamiento en el Enfriador del Efluente del Reactor EA-113 y luego contra la carga de alimentación al convertidor DC-101 en el intercambiador EA-111.

El flujo proveniente del intercambiador EA-111 se combina con la carga fresca de la primera etapa de compresión y se enfría en el intercambiador EA-105 AB, dividiéndose el flujo en dos corrientes paralelas las cuales pasan por el tren de refrigeración como ya se describió anteriormente.

Una corriente ramificada proveniente del intercambiador EA-111 se enfría en un tren de enfriamiento para el gas de purga, el cual consiste de el Primer Enfriador del Gas de Purga EB-101 y el Segundo Enfriador del Gas de Purga EA-114, antes de enviarse al Tanque Separador de Gas de Purga FA-105. Todo el amoníaco condensado que se acumula en el separador FA-105 se conduce al tanque separador FA-104 por medio del controlador indicador de nivel LIC-104. Los gases incondensables enfriados en el intercambiador EB-101 se conducen al sistema de gas de purga. El controlador indicador de flujo FIC-102

regula el flujo de gas de purga del domo del separador FA-105. El objetivo de la purga es evitar que la concentración de los inertes (CH_4 y Ar) se incrementen, lo cual se reflejaría en una disminución de la conversión de amoníaco.

El convertidor DC-101 está equipado con un Calentador de Arranque BA-101. Este calentador se utiliza para que el convertidor alcance la temperatura de la reacción durante el arranque de la sección. La carga al calentador BA-101 proviene de la línea que alimenta de gas de síntesis al convertidor DC-101. La salida del calentador BA-101 se alimenta a la parte superior del convertidor en el límite de las camas catalíticas.

C) SEPARACION POR CONDENSACION DE AMONIACO DEL GAS DE SINTESIS.

El amoníaco producto que es separado en el tambor FA-103 es subenfriado para lograr una máxima condensación de amoníaco. Dicho subenfriamiento, que es llevado a cabo a una presión de 2911 psig, conduce a que una fracción del gas, que contiene H_2 , N_2 , CH_4 y Ar, sea disuelto en el líquido dando como resultado un amoníaco producto contaminado. Es por esta razón que es necesario pasar al gas a un Segundo Tambor de Separación de Amoníaco FA-104, utilizando para este propósito el controlador indicador de nivel LIC-103, manteniendo la temperatura constante, pero bajando la presión hasta 63 psig, logrando con lo anterior la separación de la mayor parte de los gases disueltos en el amoníaco. La porción separada de H_2 , N_2 , CH_4 y Ar se unen con una corriente de gas de purga de la salida del convertidor DC-101 que sirve para conservar la concentración de los inertes dentro del circuito de síntesis.

El amoníaco recuperado en el segundo tambor FA-104 es dirigido al Límite de Batería.

VIII.6 Lista de equipo.

En la lista de equipo se nos presenta una relación de los nombres de los equipos, que describan la función que desempeñan dentro del proceso.

Adyacente a cada renglón del nombre del equipo se debe proporcionar cierta información esencial como lo es la clave en la cual, por medio de un par de letras se hace referencia a un equipo en particular, o bien, las dimensiones globales y las principales características de operación.

Estas anotaciones deben proporcionar de una manera precisa los datos requeridos para un prediseño de los equipos empleados.

Se ha sugerido las siguientes claves para diferentes equipos de proceso tales como:

- BA- Hornos o calentadores a fuego directo.
- DA- Torres o columnas.
- DC- Reactores.
- EA- Cambiadores de calor de haz y envolvente.
- EB- Cambiadores de calor de tubos concéntricos.
- ED- Serpentes.
- EG- Solcaires.
- FA- Recipientes de proceso.
- FB- Recipientes para alimentación.
- GA- Bombas.
- GB- Compresores.
- GC- Agotadores.

A todas las unidades de proceso se les debe asignar un número individual que deberá aparecer junto a la clave del equipo del que se trate. La unidad de dicho número se refiere a la cantidad de unidades existentes de un mismo equipo, las centenas se refieren a la sección de la planta, ya que como es muy común, una planta puede estar constituida por diferentes secciones. Las últimas letras indican el número de equipos que realizan la misma función dentro del proceso y/o que presentan las mismas características.

Como se mencionó, también se debe proporcionar una lista con la información más relevante del equipo tal como:

Intercambiadores de calor:

Servicio
Diámetro
Longitud
Carga térmica

Bombas:

Servicio
Flujo de diseño
NPSH
AP

Recipientes:

Servicio
Diámetro
Altura
Espesor

Compresoras:

Servicio
Flujo de diseño
BHP
de pasos

Reactores:

Servicio
Diámetro
Longitud

CLAVE	SERVICIO	CARAC.
BA-101	Calentador de arranque	
DC-101	Convertidor de síntesis	L=58'4" D=9'
EA-101	Enfriador de la primera etapa de compresión	Q=5.82 MM BTU/Hr L=16' D=31"
EA-102	Condensador de la primera etapa de compresión	Q=9.53 MM BTU/Hr L=16' D=37"
EA-103	Enfriador de la segunda etapa de compresión	Q=15.38 MM BTU/Hr L=16' D=31"
EA-104	Condensador de la segunda etapa de compresión	Q=3.06 MM BTU/Hr L=16' D=21.25"
EA-105 AB	Enfriador de gas de síntesis	Q=20.77 MM BTU/Hr L=16' D=35"
EA-106	Primer enfriador refrigerante de amoniaco	Q=13.33 MM BTU/Hr L=16' D=38"
EA-107 AB	Segundo enfriador refrigerante de amoniaco	Q=33.67 MM BTU/Hr L=20' D=37"
EA-108 AB	Tercer enfriador refrigerante de amoniaco	Q=22.4 MM BTU/Hr L=16' D=36"
EA-109 AB	Intercambiador de calor de proceso	Q=40.31 MM BTU/Hr L=20' D=37"
EA-110	Refrigerante de amoniaco de baja temperatura	Q=19.6 MM BTU/Hr L=20' D=39"
EA-111	Precalentador de carga del convertidor	Q=108.57 MM BTU/H L=52' D=56.12"

EA-112	Intercambiador de calor del convertidor de síntesis	$Q=187.2 \text{ MM BTU/Hr}$ $L=22'$ $D=39''$
EA-113	Enfriador del effluente del reactor	$Q=149.98 \text{ MM BTU/H}$ $L=50'$ $D=56''$
EA-114	Segundo enfriador del gas de purga	$Q=2.00 \text{ MM BTU/Hr}$ $L=16'$ $D=15.25''$
EB-101	Primer enfriador del gas de purga	$Q=0.12 \text{ MM BTU/Hr}$ $L_{\text{Horquillas}}=16'$ $D=3''/2''$
FA-101	Tanque de separación de la primera etapa de compresión	$Di=5'6''$ $Lt-t=16'6''$
FA-102	Tanque de separación de la segunda etapa de compresión	$Di=7'$ $Lt-t=21'$
FA-103	Tambor de separación de amoniaco	$Di=6'6''$ $Lt-t=19'6''$
FA-104	Segundo tambor de separación de amoniaco	$Di=4'$ $Lt-t=13'6''$
FA-105	Tanque separador de gas de purga	$Di=1'6''$ $Lt-t=6'$
GB-101	Compresor de Síntesis	$G=23.36 \text{ MM SCFH}$ $BHP=31.632 \text{ 4 etapas}$

VIII.7 Balance de materia y energía.

El balance de materia y energía es indispensable para la elaboración de un proceso, ya que no se conoce una planta química que hubiese sido diseñada sin éstos por lo que se constituye como piedra angular de la Ingeniería Química.

En esencia, para realizar correctamente los cálculos del balance de materia y energía, se necesita utilizar las leyes de conservación de masa y energía para determinar los requerimientos, tanto de materia como de energía, para el diseño de un proceso.

La información proporcionada a partir del balance de materia y energía se puede resumir como:

a) Balance de Materia:

- Flujos mássicos, volumétricos y molares
- Flujos y composiciones para cada componente

b) Balance de Energía:

-Incluye carga térmica, mediante diferencias de entalpías para cada paso del proceso en donde exista ya sea adición, remoción o bien, generación de calor.

c) Propiedades termofísicas:

-Propiedades y características de los fluidos del proceso necesarias para el dimensionamiento y especificación de equipo, tuberías e instrumentación.

Para el desarrollo de éste importantísimo documento se empleó el simulador ASPEN PLUS, el cual es una herramienta de gran ayuda que se emplea para minimizar la

carga de trabajo que representa el desarrollo del balance de materia y energía; éste simulador se basa en un enfoque modular secuencial, es decir la resolución del balance se realiza a partir de módulos mediante un seguimiento de la secuencia del flujo del proceso utilizando una rutina de cálculo a través de la cual se obtienen los valores de las variables de salida como una función de las de entrada, partiendo de las corrientes de alimentación al proceso.

Para realizar el cálculo del proceso es imprescindible identificar en primer lugar los ciclos de recirculación, así como el asignar valores "supuestos" a las corrientes de corte de manera tal que se inicie un ciclo iterativo; es necesario hacer converger en un mismo bloque estableciendo la secuencia de cálculo del sistema cuando existan múltiples corrientes de corte.

Otra ventaja que posee el simulador ASPEN PLUS es el de que cuenta con una estructura para el almacenamiento de variables, la cual es capaz de acumular grandes cantidades de información, así como manejar distintas fases dentro de una misma corriente de proceso e introducir nuevos modelos.

CORRIENTE:	S-1	S-2	S-3	S-4	S-5	S-6	S-7	S-8	S-9
DE:	L.B.	GB-101	S.P*	EA-101	EA-101	EA-102	FA-101	FA-101	GB-101
A:	GB-101	EA-101	EA-101	S.P*	EA-102	FA-101	GB-101	---	EA-103
FASE:	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	MEZCLA	VAPOR	LIQUIDO	VAPOR
COMPONENTES: lbmol/hr									
CO2	0.00	0.00	16.59	16.59	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CH4	177.86	177.86	60.67	60.67	177.86	177.86	177.86	1.015E-05	177.86
N2	3979.04	3979.04	3979.15	3979.15	3979.04	3979.04	3979.04	2.278E-05	3979.04
H2O	39.45	39.45	185.33	185.33	39.45	39.45	32.75	16.76	22.75
CO	0.00	0.00	100.60	100.60	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H2	1.193E+04	1.193E+04	1.267E+04	1.267E+04	1.193E+04	1.193E+04	1.193E+04	2.429E-04	1.193E+04
Ar	50.89	50.89	50.89	50.89	50.89	50.89	50.89	6.250E-06	50.89
H3N	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
FLUJO TOTAL:									
lbmol/hr	1.618E+04	1.618E+04	1.706E+04	1.706E+04	1.618E+04	1.618E+04	1.616E+04	1.670E+01	1.616E+04
lb/hr	1.411E+05	1.411E+05	1.495E+05	1.495E+05	1.411E+05	1.411E+05	1.408E+05	3.008E+02	1.409E+05
cuft/hr	2.565E+05	1.566E+05	2.754E+05	2.989E+05	1.450E+05	1.331E+05	1.334E+05	5.725E+00	8.796E+04
VARIABLES DE ESTADO:									
TEMPERATURA: F	100.00	231.00	158.00	206.00	180.00	100.00	100.00	100.00	231.00
PRESION: PSI	382.00	779.00	414.00	414.00	779.00	740.00	740.00	740.00	1409.00
VFRAC	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	0.99	1.00	0.00	1.00
LFRAC	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.01	0.00	1.00	0.00
ENTALPIA:									
BTU/lbmol	-462.73	454.29	-1171.51	-833.24	94.64	-494.56	-367.76	-1.23E-05	557.94
BTU/lb	-53.04	52.07	-133.76	-95.14	10.84	-56.69	-42.20	-6835.67	64.00
BTU/hr	-7.48E+06	7.348E+06	-2.01E+07	-1.43E+07	1.531E+06	-8.00E+06	-5.94E+06	-2.06E+06	9.016E+06
ENTROPIA:									
BTU/lbmol-R	-5.16	-5.12	-4.38	-3.85	-5.66	-6.55	-6.51	-39.22	-6.33
BTU/lb-R	-0.59	-0.58	-0.50	-0.44	-0.65	-0.75	-0.75	-2.18	-0.73
DENSIDAD:									
lbmol/cuft	6.320E-02	1.032E-01	6.198E-02	5.748E-02	1.115E-01	1.215E-01	1.214E-01	2.916E-00	1.838E-01
lb/cuft	0.55	9.009E-01	5.428E-01	5.000E-01	9.727E-01	1.060E+00	1.055E+00	5.254E+01	1.602E+00
PESO MOL. PROMEDIO:	8.72	8.72	8.76	8.76	8.72	8.72	8.71	18.01	8.72

10

CORRIENTE:	S-10	S-11	S-12	S-13	S-14	S-15	S-16	S-17	S-18
DE:	EA-103	EA-104	FA-102	FA-102	GB-101	MIXER	EA-105	FSPLIT	FSPLIT
A:	EA-104	FA-102	GB-101	—	MIXER	EA-105	FSPLIT	EA-106	EA-109
FASE:	MEZCLA	MEZCLA	VAPOR	LIQUIDO	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR
COMPONENTES: lbmol/hr									
CO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CH4	177.86	177.86	177.86	7.61E-06	177.86	5633.18	5633.18	3605.18	2027.92
N2	3979.04	3979.04	3979.04	1.44E-05	3979.04	1.569E+04	1.569E+04	1.004E+04	5647.67
H2O	22.75	22.75	0.00	22.75	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H2	1.193E+04	1.193E+04	1.193E+04	1.563E-04	1.193E+04	4.845E+04	4.845E+04	3.101E+04	1.744E+04
Ar	50.89	50.89	50.89	6.17E-06	50.89	1818.84	1818.84	1163.74	654.60
H3N	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	9134.04	9134.04	5846.77	3288.24
FLUJO TOTAL:									
lbmol/hr	1.616E+04	1.616E+04	1.614E+04	22.75	1.614E+04	8.073E+04	8.073E+04	5.167E+04	2.906E+04
lb/hr	1.408E+05	1.408E+05	1.388E+05	409.50	1.388E+05	8.000E+05	8.000E+05	5.120E+05	2.880E+05
cuft/hr	7.141E+04	6.813E+04	6.431E+04	6.97	4.799E+04	1.822E+05	1.716E+05	1.098E+05	6.176E+04
VARIABLES DE ESTADO:									
TEMPERATURA: F	100.00	75.00	46.00	46.00	298.00	142.00	110.00	110.00	110.00
PRESION: PSI	1400.00	1400.00	1400.00	1400.00	2945.00	2945.00	2940.00	2940.00	2940.00
VFRAC	0.99	0.99	1.00	0.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
LFRAC	0.01	0.01	0.00	1.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
ENTALPIA:									
BTU/lbmol	-393.77	-583.21	-627.48	-1.30E+05	1202.38	-4328.57	-4592.34	-4592.34	-4592.34
BTU/lb	-45.19	-66.93	-72.95	-7.05E+03	139.77	-436.65	-463.26	-463.26	-463.26
BTU/hr	-6.36E+06	-9.42E+06	-1.01E+07	-2.85E+06	1.934E+07	-3.49E+08	-3.62E+08	-2.32E+08	1.30E+08
ENTROPIA:									
BTU/lbmol-R	-7.85	-8.20	-8.61	-52.60	-7.23	-12.11	-12.56	-12.56	-12.56
BTU/lb-R	-0.90	-0.94	-1.00	-2.58	-0.84	-1.22	-1.27	-1.27	-1.27
DENSIDAD:									
lbmol/cuft	2.610E-01	2.370E-01	2.508E-01	3.26	3.362E-01	4.428E-01	4.704E-01	4.704E-01	4.704E-01
lb/cuft	1.971E+00	2.066E+00	2.158E+00	58.68	2.892E+00	4.390E+00	4.663E+00	4.663E+00	4.663E+00
PESO MOL. PROMEDIO:	8.71	8.71	8.60	18.00	8.60	9.91	9.91	9.91	9.91

CORRIENTE:	S-19	S-20	S-21	S-22	S-23	S-24	S-25	S-26	S-27
DE:	EA-106	EA-107	EA-108	EA-109	MIXER	EA-110	FA-103	FA-103	EA-109
A:	EA-107	EA-108	MIXER	MIXER	EA-110	FA-103	EA-109	FA-104	GB-101
FASE:	VAPOR	MEZCLA	MEZCLA	MEZCLA	MEZCLA	MEZCLA	VAPOR	LIQUIDO	VAPOR
COMPONENTES: lbmol/hr									
CO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CH4	3605.18	3605.18	3605.18	2027.92	5633.18	5633.18	5566.71	66.36	5566.71
N2	1.004E+04	1.004E+04	1.004E+04	5647.67	1.569E+04	1.569E+04	1.566E+04	29.53	1.566E+04
H2O	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H2	3.101E+04	3.101E+04	3.101E+04	1.744E+04	4.845E+04	4.845E+04	4.839E+04	51.78	4.839E+04
Ar	1663.74	1663.74	1663.74	654.60	1818.84	1818.84	1803.52	14.82	1803.52
H3N	5845.77	5845.77	5845.77	3288.24	9134.04	9134.04	1899.59	7234.41	1899.59
FLUJO TOTAL:									
lbmol/hr	5.216E+04	5.216E+04	5.216E+04	2.906E+04	8.073E+04	8.073E+04	7.332E+04	7.397E+03	7.332E+04
lb/hr	5.170E+05	5.170E+05	5.170E+05	2.800E+05	8.000E+05	8.000E+05	6.731E+05	1.255E+05	6.731E+05
cuft/hr	1.045E+05	9.505E+04	8.849E+04	4.892E+04	1.368E+05	1.308E+05	1.279E+05	3.368E+03	1.498E+05
VARIABLES DE ESTADO:									
TEMPERATURA: F	79.00	42.00	14.00	10.00	12.00	-6.00	-10.00	-10.00	60.00
PRESION: PSI	2940.00	2925.00	2925.00	2925.00	2925.00	2925.00	2885.00	2885.00	2885.00
VFRAC	1.00	0.94	0.92	0.92	0.92	0.91	1.00	0.00	1.00
LFRAC	0.00	0.06	0.08	0.08	0.08	0.09	0.00	1.00	0.00
ENTALPIA:									
BTU/lbmol	-4851.16	-5524.08	-5968.39	-5978.95	-5972.19	-6221.00	-3814.39	-3.00E+04	-3263.56
BTU/lb	-489.34	-557.25	-602.07	-603.13	-602.45	-627.55	-415.32	-1767.63	-355.35
BTU/hr	-2.45E+08	-2.79E+07	-3.01E+08	-1.70E+08	-4.70E+08	-4.90E+08	-2.72E+08	-2.21E+08	-2.33E+08
ENTROPIA:									
BTU/lbmol-R	-13.03	-14.31	-15.22	-15.26	-15.23	-15.77	-12.55	-47.72	-11.41
BTU/lb-R	-1.31	-1.44	-1.54	-1.54	-1.54	-1.59	-1.37	-2.81	-1.24
DENSIDAD:									
lbmol/cuft	5.021E-01	5.487E-01	5.892E-01	5.938E-01	5.896E-01	6.170E-01	5.728E-01	2.190E+00	4.893E-01
lb/cuft	4.947E+00	5.459E+00	5.842E+00	5.887E+00	5.846E+00	6.117E+00	5.261E+00	3.725E+01	4.494E+00
PESO MOL. PROMEDIO:	9.91	9.91	9.91	9.91	9.91	9.91	9.18	16.96	9.18

CORRIENTE:	S-28	S-29	S-30	S-31	S-32	S-33	S-34	S-35	S-36
DE:	GB-101	EA-111	FSPLIT	FSPLIT	BA-101	FSPLIT	FSPLIT	DC-101	EA-113
A:	EA-111	FSPLIT	BA-101	FSPLIT	DC-101	DC-101	DC-101	EA-113	EA-111
FASE:	VAPOR								
COMPONENTES: lbmol/hr									
CO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CH4	5566.71	5566.71	4119.37	1447.35	4119.37	781.56	665.78	5566.71	5566.71
N2	1.566E+04	1.566E+04	1.158E+04	4071.19	1.158E+04	2.198E+03	1.873E+03	1.195E+04	1.195E+04
H2O	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H2	4.839E+04	4.839E+04	3.581E+04	1.258E+04	3.581E+04	6.794E+03	5.788E+03	3.727E+04	3.727E+04
Ar	1803.52	1803.52	1334.61	468.92	1334.61	253.21	215.70	1803.53	1803.53
H3N	1899.59	1899.59	1405.70	493.89	1405.70	166.70	227.19	9239.04	9239.04
FLUJO TOTAL:									
lbmol/hr	7.139E+04	7.139E+04	5.283E+04	1.856E+04	5.283E+04	1.002E+04	8.538E+03	6.397E+04	6.397E+04
lb/hr	6.556E+05	6.556E+05	4.852E+05	1.705E+05	4.852E+05	9.205E+04	7.842E+04	6.556E+05	6.556E+05
cuft/hr	1.429E+05	1.940E+05	1.436E+05	5.044E+05	1.455E+05	2.724E+04	2.320E+04	2.427E+05	1.839E+05
VARIABLES DE ESTADO:									
TEMPERATURA: F	89.00	281.00	281.00	281.00	290.00	281.00	281.00	583.00	307.00
PRESION: PSI	3184.00	3148.00	3148.00	3148.00	3142.00	3148.00	3148.00	3116.00	2985.00
VFRAC	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
LFRAC	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
ENTALPIA:									
BTU/lbmol	-3043.16	-1558.34	-1558.34	-1558.34	-1491.89	-1558.34	-1558.34	-1.80E+03	-4.09E+03
BTU/lb	-331.35	-169.68	-169.68	-169.68	-162.44	-169.68	-169.68	-175.38	-399.14
BTU/hr	-2.17E+08	-1.11E+08	-8.23E+07	-2.89E+07	-7.88E+07	-1.56E+07	-1.33E+07	-1.15E+08	-2.62E+08
ENTROPIA:									
BTU/lbmol-R	-11.18	-8.86	-8.86	-8.86	-8.77	-8.86	-8.86	-8.59	-11.05
BTU/lb-R	-1.22	-0.96	-0.96	-0.96	-0.95	-0.96	-0.96	-0.84	-1.08
DENSIDAD:									
lbmol/cuft	4.997E-01	3.679E-01	3.679E-01	3.679E-01	3.631E-01	3.679E-01	3.679E-01	2.635E-01	3.479E-01
lb/cuft	4.590E+00	3.379E+00	3.379E+00	3.379E+00	3.335E+00	3.379E+00	3.379E+00	2.701E+00	3.566E+00
PESO MOL. PROMEDIO:	9.18	9.18	9.18	9.18	9.18	9.18	9.18	10.25	10.25

CORRIENTE:	S-37	S-38	S-39	S-40	S-41	S-42	S-43	S-44	S-45
DE:	EA-111	FSPLIT	FSPLIT	EA-114	EA-115	FA-105	FA-105	EA-114	FA-104
A:	FSPLIT	MIXER	EA-114	EA-115	FA-105	EA-114	FA-104	MIXER	MIXER
FASE:	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	MEZCLA	VAPOR	LIQUIDO	VAPOR	VAPOR
COMPONENTES: lbmol/hr									
CO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CH4	5566.71	5455.31	111.33	111.33	111.33	109.53	1.80	109.53	27.15
N2	1.195E+04	1.170E+04	238.85	238.85	238.85	238.20	0.63	238.20	25.43
H2O	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H2	3.727E+04	3.652E+04	745.24	745.24	745.24	744.09	1.13	744.09	48.91
Ar	1803.53	1767.46	36.07	36.07	36.07	35.66	0.41	35.66	8.07
H3N	9239.04	9054.25	186.41	186.41	186.41	30.86	155.55	30.86	9.34
FLUJO TOTAL:									
lbmol/hr	6.397E+04	6.269E+04	1.279E+03	1.279E+03	1.279E+03	1.120E+03	1.592E+02	1.120E+03	1.100E+02
lb/hr	6.556E+05	6.425E+05	1.311E+04	1.311E+04	1.311E+04	1.041E+04	2.699E+03	1.041E+04	1.393E+03
cuft/hr	1.314E+05	1.288E+05	2.629E+03	2.573E+03	2.076E+03	1.910E+03	7.252E+01	1.968E+03	1.460E+03
VARIABLES DE ESTADO:									
TEMPERATURA: F	110.00	110.00	110.00	100.00	9.00	-10.00	-10.00	2.00	-8.00
PRESION: PSI	2975.00	2975.00	2975.00	2965.00	2945.00	2945.00	2945.00	2925.00	355.00
VFRAC	1.00	1.00	1.00	1.00	0.88	1.00	0.00	1.00	1.00
LFRAC	0.00	0.00	0.00	0.00	0.12	0.00	1.00	0.00	0.00
ENTALPIA:									
BTU/lbmol	-5.75E+03	-5.75E+03	-5.75E+03	-5.83E+03	-7.40E+03	-4.48E+03	-3.00E+04	-4.38E+03	-1.01E+04
BTU/lb	-560.78	-560.78	-560.78	-569.21	-721.73	-481.75	-1767.99	-471.14	-796.26
BTU/hr	-3.68E+08	-3.60E+08	-7.35E+06	-7.46E+06	-9.46E+06	-5.02E+06	-4.77E+06	-4.91E+06	-1.11E+06
ENTROPIA:									
BTU/lbmol -R	-13.55	-13.55	-13.55	-13.71	-16.72	-12.95	-47.65	-12.73	-11.89
BTU/lb -R	-1.32	-1.32	-1.32	-1.34	-1.63	-1.39	-2.81	-1.37	-0.94
DENSIDAD:									
lbmol/cuft	4.867E-01	4.867E-01	4.867E-01	4.972E-01	6.161E-01	5.865E-01	2.195E+00	5.640E-01	7.539E-02
lb/cuft	4.989E+00	4.989E+00	4.989E+00	5.097E+00	6.315E+00	5.452E+00	3.722E+01	5.290E+00	9.542E-01
PESO MOL. PROMEDIO:	10.25	10.25	10.25	10.25	10.25	9.30	16.95	9.30	12.66

CORRIENTE:	S-46	S-47	S-48	S-49	S-50	S-51	S-52	S-53	S-54
DE:	FA-104	MXER	S.R.*	EA-104	S.R.*	EA-106	S.R.*	EA-107	S.R.*
A:	L.B.	L.B.	EA-104	S.R.*	EA-106	S.R.*	EA-107	S.R.*	EA-108
FASE:	LIQUIDO	VAPOR	LIQUIDO	MEZCLA	LIQUIDO	MEZCLA	LIQUIDO	MEZCLA	LIQUIDO
COMPONENTES: lbmol/hr									
CO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CH4	4.10	172.95	0.87	0.87	9.90	9.90	5.980E-02	5.980E-02	7.413E-02
N2	0.91	268.40	1.962E-02	1.962E-02	2.265E-01	2.265E-01	2.091E-04	2.091E-04	1.166E-03
H2O	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H2	4.40	797.04	1.135E-02	1.135E-02	1.200E-01	1.200E-01	6.617E-05	6.617E-05	5.001E-04
Ar	1.15	50.38	9.400E-02	9.400E-02	1.07	1.07	3.754E-03	3.754E-03	7.027E-03
H3N	7381.64	38.56	736.77	736.77	8363.32	8363.32	9358.51	9358.51	6479.08
FLUJO TOTAL:									
lbmol/hr	7.392E+03	1.230E+03	7.418E+02	7.418E+02	8.420E+03	8.420E+03	9.409E+03	9.409E+03	6.485E+03
lb/hr	1.258E+05	1.181E+04	1.263E+04	1.263E+04	1.434E+05	1.434E+05	1.603E+05	1.603E+05	1.104E+05
cuft/hr	3.403E+03	1.611E+04	3.686E+02	1.378E+04	4.184E+03	5.732E+04	4.515E+03	2.936E+05	3.004E+03
VARIABLES DE ESTADO:									
TEMPERATURA: F	-8.00	12.00	58.00	69.00	59.00	69.00	32.00	32.00	0.00
PRESION: PSI	355.00	253.00	126.00	116.00	126.00	116.00	62.00	52.00	30.00
VFRAC	0.00	1.00	0.00	0.44	0.00	0.15	0.00	0.38	0.00
LFRAC	1.00	0.00	1.00	0.56	1.00	0.85	1.00	0.62	1.00
ENTALPIA:									
BTU/lbmol	-3.04E+04	-4.89E+03	-2.92E+04	-2.50E+04	-2.92E+04	-2.76E+04	-2.97E+04	-2.61E+04	-3.03E+04
BTU/lb	-1785.59	-509.51	-1712.94	-1470.62	-1712.94	-1621.94	-1743.95	-1532.25	-1779.74
BTU/hr	-2.26E+08	-6.02E+06	-2.16E+07	-1.86E+07	-2.46E+08	-2.33E+08	-2.79E+08	-2.46E+08	-1.97E+08
ENTROPIA:									
BTU/lbmol-R	-48.00	-8.81	-45.55	-37.74	-45.55	-42.61	-46.63	-39.30	-47.91
BTU/lb-R	-2.82	-0.92	-2.67	-2.22	-2.67	-2.50	-2.74	-2.31	-2.81
DENSIDAD:									
lbmol/cuft	2.17	7.635E-02	2.013E+00	5.382E-02	2.013E+00	1.468E-01	2.084E+00	3.205E-02	2.159E+00
lb/cuft	36.98	7.327E-01	3.427E+01	9.165E-01	3.427E+01	2.501E+00	3.549E+01	5.458E-01	3.676E+01
PESO MOL. PROMEDIO:	17.02	9.60	17.03	17.03	17.03	17.03	17.03	17.03	17.03

CORRIENTE:	S-55	S-56	S-57	S-58	S-59	S-60
DE:	EA-108	S.R.*	EA-110	S.R.*	EA-115	S.R.*
A:	S.R.*	EA-110	S.R.*	EA-115	S.R.*	MIXER
FASE:	MEZCLA	LIQUIDO	MEZCLA	LIQUIDO	MEZCLA	VAPOR
COMPONENTES: lbmol/hr						
CO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CH4	7.413E-02	8.121E-02	8.121E-02	2.526E-03	2.526E-03	36.27
N2	1.166E-03	1.086E-03	1.086E-03	3.971E-05	3.971E-05	4.80
H2O	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H2	5.001E-04	3.962E-04	3.962E-04	1.704E-05	1.704E-05	4.38
Ar	7.027E-03	7.607E-03	7.607E-03	2.397E-04	2.397E-04	6.65
H3N	6479.08	5919.22	5919.22	220.96	220.96	254.27
FLUJO TOTAL:						
lbmol/hr	6.485E+03	5.919E+03	5.919E+03	220.97	220.97	282.28
lb/hr	1.104E+05	1.008E+05	1.008E+05	3.763E+03	3.763E+03	4.755E+03
cuft/hr	3.648E+05	2.673E+03	5.916E+05	1.024E+02	3.244E+04	5.906E+03
VARIABLES DE ESTADO:						
TEMPERATURA: F	0.00	-28.00	-28.00	-0.50	-0.50	98.00
PRESION: PSI	20.00	15.00	5.00	30.00	25.00	253.00
VFRAC	0.35	0.00	0.32	0.00	0.92	1.00
LFRAC	0.65	1.00	0.68	1.00	0.08	0.00
ENTALPIA:						
BTU/lbmol	-2.69E+04	-3.08E+04	-2.75E+00	-3.03E+04	-2.13E+04	-2.09E+04
BTU/lb	-1576.91	-1808.90	-1614.47	-1779.74	-1248.28	-1239.84
BTU/hr	-1.74E+08	-1.82E+08	-1.63E+08	-6.70E+06	-4.70E+06	-5.90E+06
ENTROPIA:						
BTU/lbmol -R	-40.39	-49.02	-41.37	-41.91	-28.21	-26.85
BTU/lb -R	-2.37	-2.88	-2.43	-2.81	-1.66	-1.59
DENSIDAD:						
lbmol/cuft	1.778E-02	2.215E+00	1.001E-02	2.159E+00	6.813E-03	4.780E-02
lb/cuft	3.027E-01	3.772E+01	1.704E-01	3.676E+01	1.160E-01	8.051E-01
PESO MOL. PROMEDIO:	17.03	17.03	17.03	17.03	17.03	16.85

VIII.8 Diagrama de flujo de proceso.

Los diagramas de flujo de proceso (D.F.P.) contienen la descripción gráfica de la secuencia lógica de operaciones y procesos unitarios de los cuales consta la planta. Es una representación gráfica de todos aquellos equipos que participan en el proceso tales como reactores, torres de destilación, recipientes, cambiadores de calor, calentadores a fuego directo, bombas y compresores etc., así como su interrelación, claves de los mismos, numerando las corrientes principales que los interconectan, comenzando por las alimentaciones y productos, así como condiciones de operación más representativas de cada una de éstas.

Además, este documento debe incluir la siguiente información:

- a) Instrumentación básica de control del proceso
- b) Sumario de balances de materia y energía
- c) Lista de equipo con características y dimensiones de diseño

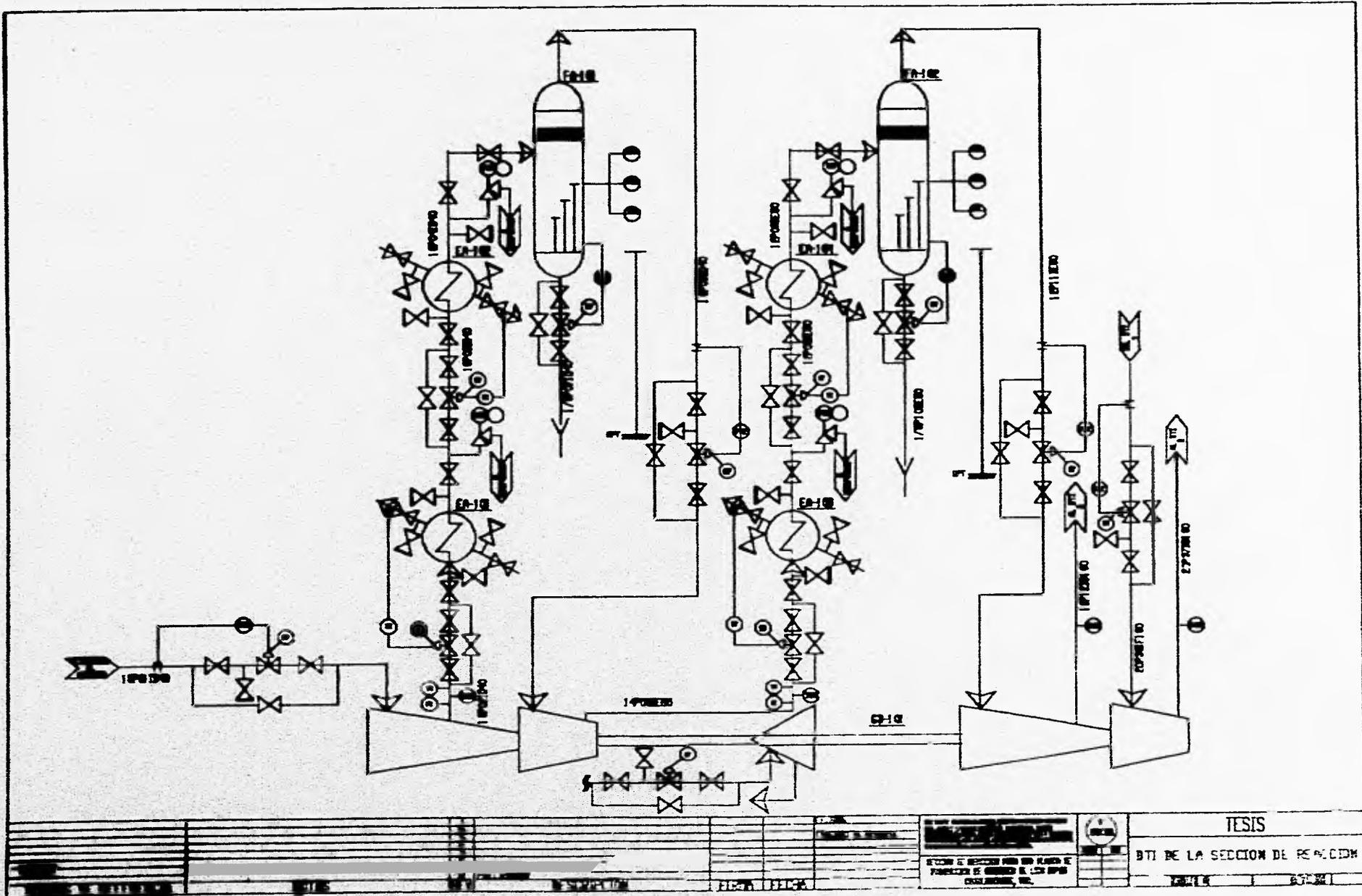
Los D.F.P. son así la descripción fundamental de la planta y constituyen al documento base para las actividades posteriores de la Ingeniería Básica.

VIII.9 Diagrama de tubería e instrumentación.

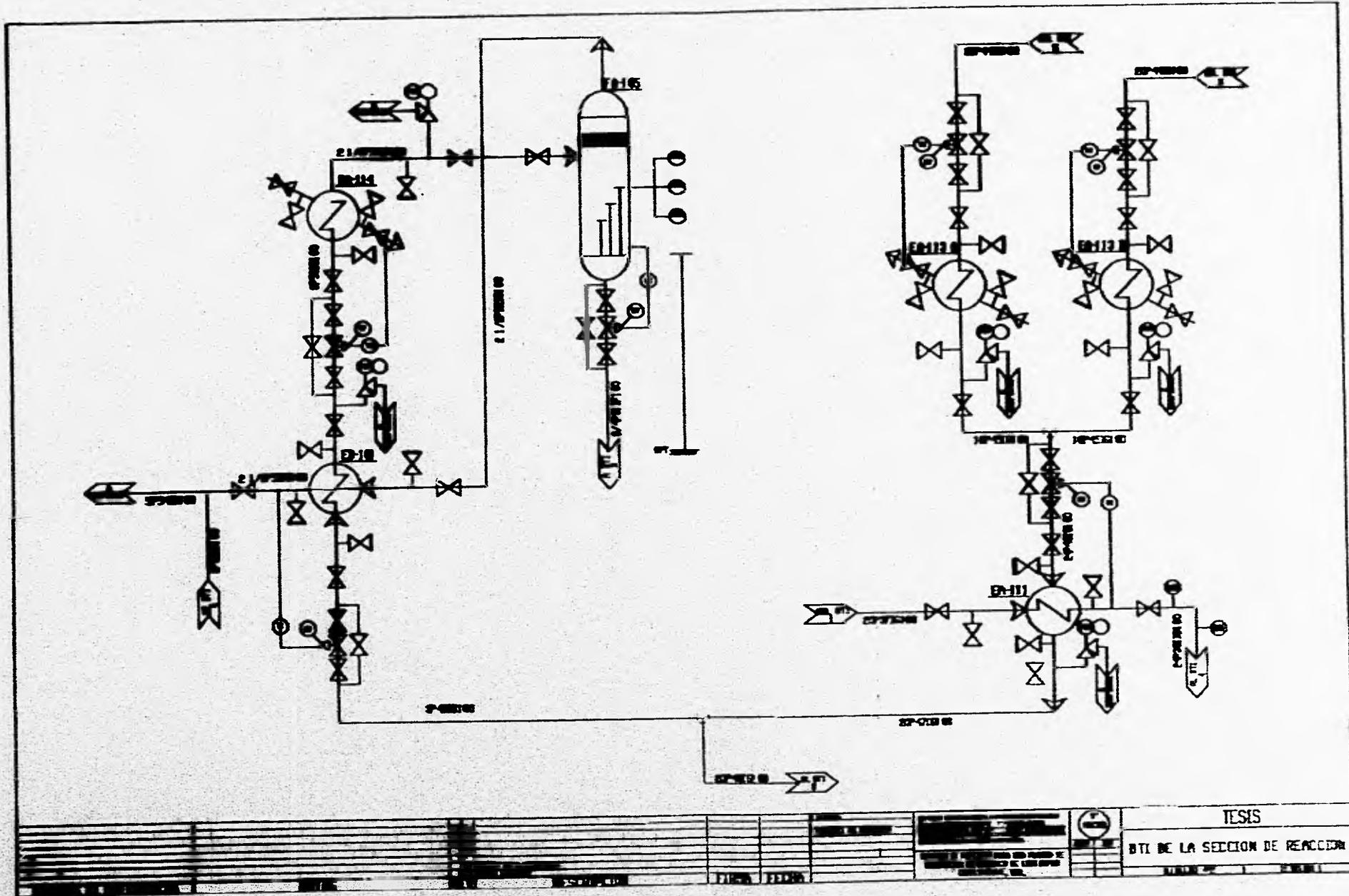
Como se estableció en el documento anterior, el D.F.P. es una base importante para la realización de los documentos subsecuentes de la Ingeniería Básica, tal es el caso del diagrama de tubería e instrumentación (D.T.I.), el cual no sería posible sin el apoyo del D.F.P.

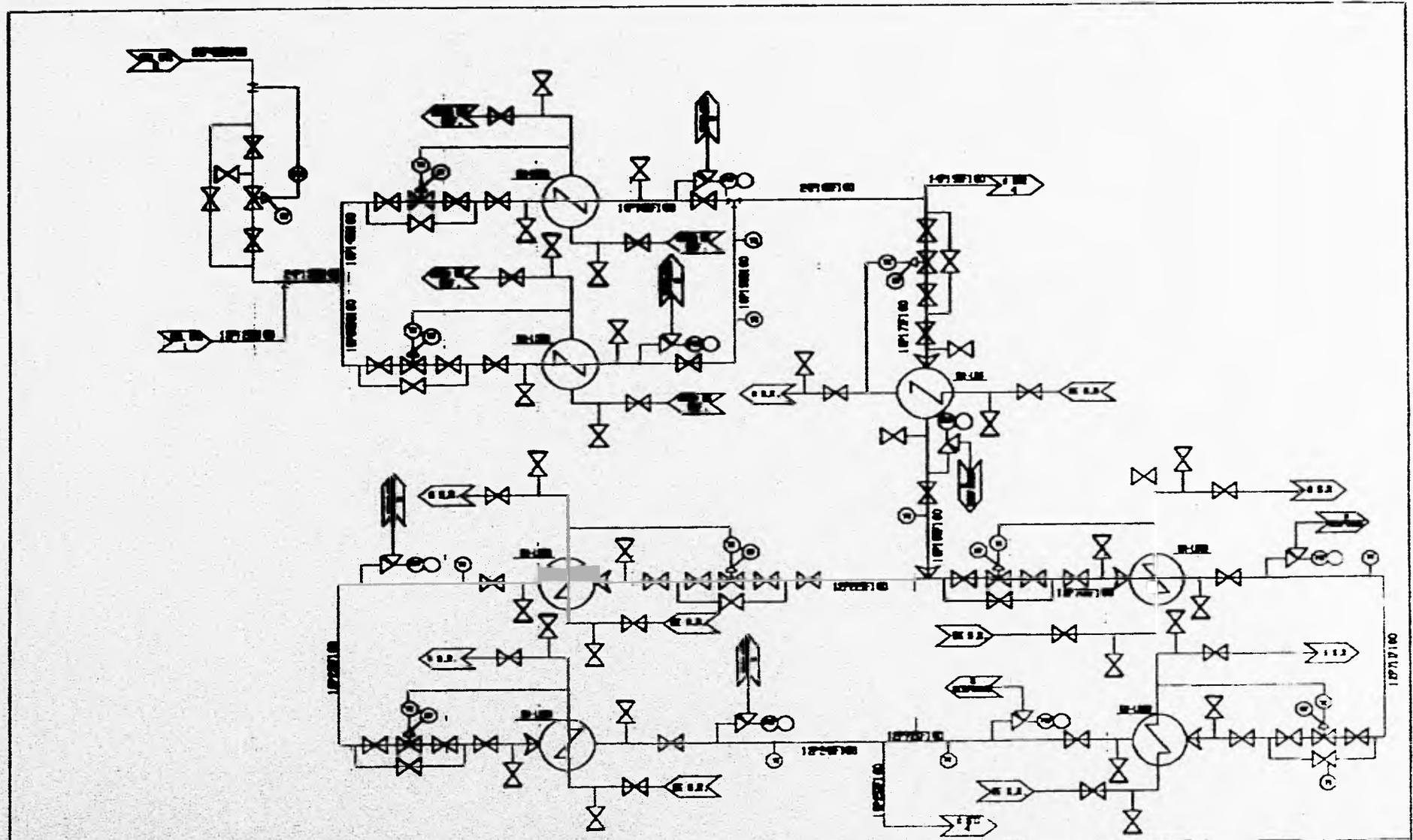
En un D.T.I. se muestran absolutamente todos los equipos que se involucran en el proceso, así mismo equipos de relevo o bien algunos equipos que por su tamaño sea necesario recurrir a varios que presenten las mismas características y reorganizarlos para formar una batería, así mismo en este tipo de diagramas se representan todas las líneas del proceso identificándolas mediante una clave en la que se involucra: diámetro, servicio, número y especificación, incluyendo los accesorios necesarios para su correcta operación.

Las estaciones de control muestran su arreglo, indicando tamaños de las válvulas de bloqueo y de desvío, la posición de las válvulas de control a falla de aire, así como las válvulas de seguridad indicando diámetros de entrada y salida. Se presenta también la altura de los equipos que lo requieran, así como los niveles mínimo, normal y máximo de operación y las notas para diseño de tubería que requieran de consideraciones especiales.



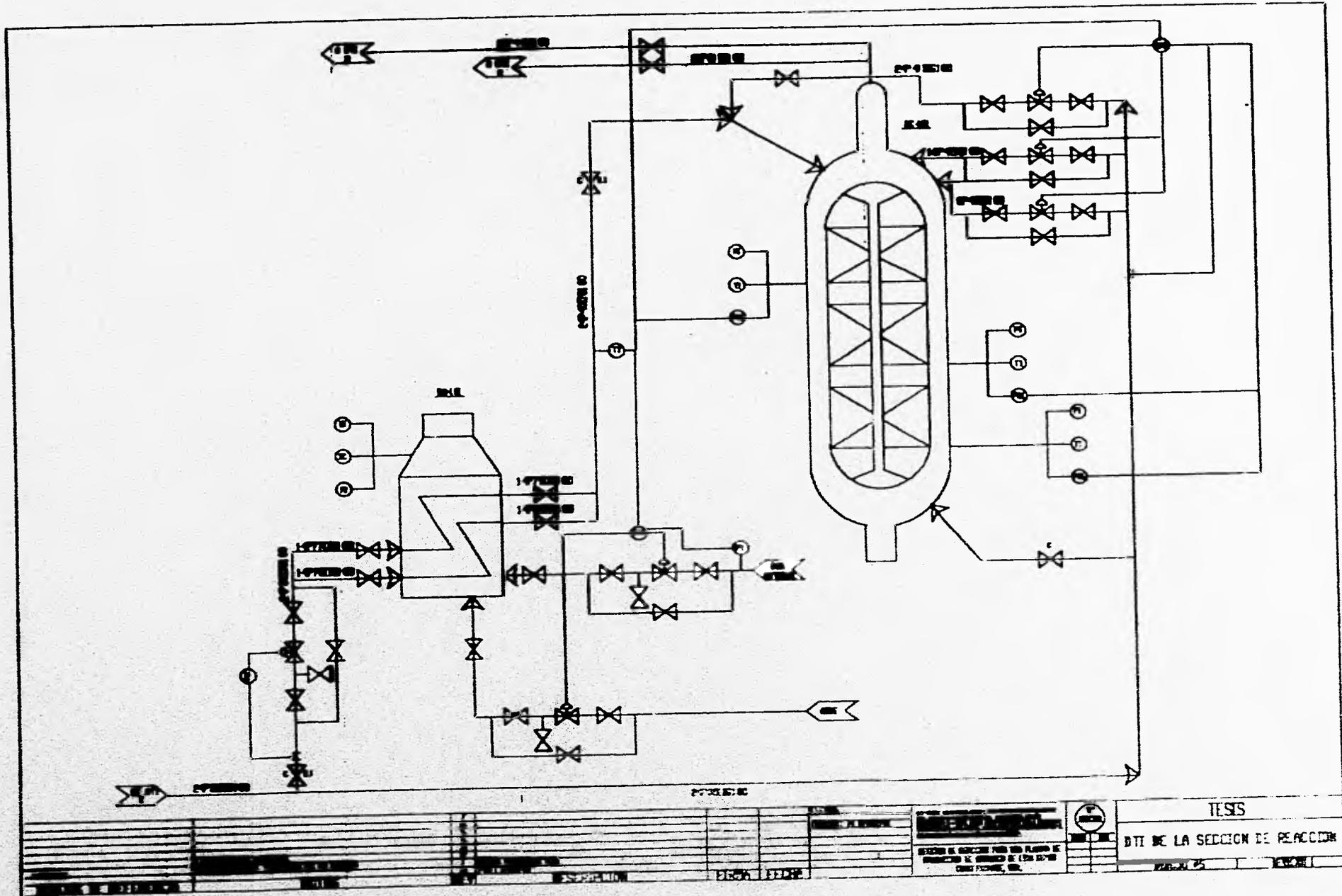
TESIS
 BTI DE LA SECCION DE REACCION





										TESIS	
										DPTO DE LA SECCION DE REACCION	
										FECHA: 04	
										Escri	

CAPITULO VIII



VIII.10 Dimensionamiento de equipo.

En esta sección se presentan las memorias de cálculo que permiten el dimensionamiento de los equipos requeridos en la sección de reacción, sin embargo no se presentarán para todos los equipos similares, es decir únicamente se realizará un cálculo representativo para cada equipo.

DC-101 Convertidor de síntesis.

- Condiciones de entrada: Presión 3148 psi

Temperatura 290° F

Flujo 729914.0 lb/Hr

73325.3 lbmol/Hr

% Amoníaco 2.59

% Inertes 10.05

- Condiciones de salida: Presión 3116 psi

Temperatura 583° F

Flujo 729914.0 lb/Hr

73325.3 lbmol/Hr

El convertidor de síntesis se especificó utilizando valores típicos para convertidores con apagado proporcionados por "Technology and manufacture of ammonia" de Samuel Strelzoff.

Capacidad (Ton cortas)	1500
Presión (psig)	3200

Composición del gas de entrada (%):	
Amoniaco	3
Inertes	10
Flujo de gas alimentado (MM scfh)	24.5
Volumen del catalizador (ft ³)	2385
Diámetro interno (in)	108
Longitud (ft)	700

EA-101 Enfriador de la primera etapa de compresión.

$T_1 = 231^\circ \text{ F}$

$t_1 = 158^\circ \text{ F}$

$T_2 = 180^\circ \text{ F}$

$t_2 = 231^\circ \text{ F}$

$T_{\text{Media}} = 205^\circ \text{ F}$

$t_{\text{Media}} = 182^\circ \text{ F}$

$\text{LMTD} = 23.47^\circ \text{ F}$

$W = 141,100 \text{ lb/Hr}$

$w = 150,600 \text{ lb/Hr}$

$Q = 5,816,400 \text{ BTU/Hr}$

$U = 149.69 \text{ BTU/Hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{R}$

$$A = \frac{5,816,400}{(149.69)(23.47)} = 1655.71 \text{ ft}^2$$

$$N_{\text{Tubos}} = \frac{1655.71}{(16)(0.2618)} = 396 \text{ tubos}$$

De lo anterior se tiene:

Carraza:**Tubos:**

$\phi_e = 31 \text{ in}$

$\phi_1 = 1 \text{ in}$

$\text{BWG} = 12$

$\text{E.M.} = 8 \text{ in}$

$\phi_1 = 0.782 \text{ in}$

$N_1 = 398$

$\text{Pasos} = 1$

$a't = 0.749 \text{ in}^2$

$\text{Pt} = 1 \frac{1}{4} \text{ in (cuad.)}$

$a'' = 0.2618 \text{ ft}^2/\text{ft}_{\text{lin}}$

$C' = 0.25 \text{ in}$

$L_1 = 16 \text{ in}$

$\text{Pasos} = 2$

Nota: Como se trata de una mezcla, se tuvieron que calcular los valores de las propiedades medias de Cp, μ y k.

Propiedades medias:

FLUIDO FRIO

$$C_p = 2.586 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0.0179 \text{ cp}$$

$$k = 6.46 \cdot 10^{-2} \text{ BTU/Hr ft } ^\circ\text{F}$$

$$\rho = 1.0163 \text{ lb/ft}^3$$

FLUIDO CALIENTE

$$C_p = 2.655 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0.0176 \text{ cp}$$

$$k = 5.84 \cdot 10^{-2} \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\rho = 0.5214 \text{ lb/ft}^3$$

CORAZA

Gas del metanador (fluido frio)

$$a_s = \frac{(31)(0.25)(8)}{(144)(1.25)} = 0.3444 \text{ ft}^2$$

$$G_s = \frac{141100}{0.3444} = 409645.16 \text{ lb/Hr ft}^2$$

$$D_{eq} = \frac{0.99 \text{ (Fig. 28)}}{12} = 0.0825 \text{ ft}$$

TUBOS

Gas de síntesis (fluido caliente)

$$a_1 = \frac{(398)(0.497)}{(144)(2)} = 0.6619 \text{ ft}^2$$

$$G_1 = \frac{150600}{0.6619} = 227509 \text{ lb/Hr ft}^2$$

$$D_1 = \frac{0.782}{12} = 6.51 \cdot 10^{-2} \text{ ft}$$

$$Re_1 = \frac{(0.0825)(409645.16)}{(0.0179)(2.42)} = 7.8 \cdot 10^5$$

$$J_H = 600 \text{ (Fig.28)}$$

$$Pr = \frac{(2.586)(0.0179)(2.42)}{6.46 \cdot 10^{-2}} = 1.73$$

$$Pr^{1/3} = (1.73)^{1/3} = 1.2$$

$$h_o = \frac{(600)(0.0646)(1.2)}{0.0825} = 563.78 \text{ BTU/Hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Coefficiente total limpio:

$$U_c = \frac{(600.21)(563.78)}{600.21 + 563.78} = 290.71 \text{ BTU/Hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Area de transferencia de calor:

$$Re_1 = \frac{(0.0651)(227509.15)}{(0.0176)(2.42)} = 3.4 \cdot 10^5$$

$$J_H = 690 \text{ (Fig.24)}$$

$$Pr = \frac{(2.655)(0.0176)(2.42)}{5.84 \cdot 10^{-2}} = 1.93$$

$$Pr^{1/3} = (1.93)^{1/3} = 1.24$$

$$h_i = \frac{(690)(0.0584)(1.24)}{0.0651} = 768 \text{ BTU/Hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$h_{io} = \frac{(768)(0.782)}{1} = 600.21 \text{ BTU/Hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$A = (0.2618)(16)(398) = 1667.14 \text{ ft}^2$$

Coefficiente de diseño:

$$U_D = \frac{5816400}{(1667.14)(23.47)} = 148.66 \text{ BTU/Hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Factor de obstrucción:

$$R_d = \frac{290.71 - 148.66}{(290.71)(148.66)} = 0.00328 \text{ Hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/BTU}$$

Caída de presión:

CORAZA

$$Re_c = 7.8 \cdot 10^5$$

$$f_c = 0.00092 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \text{ (Fig. 29)}$$

$$\# \text{Cruces (N+1)} = \frac{(12)(16)}{8} = 24$$

8
31

TUBOS

$$Re_t = 3.4 \cdot 10^5$$

$$f_t = 0.00011 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \text{ (Fig. 26)}$$

$$\Delta P_t = \frac{(1.1 \cdot 10^{-4})(227509.15)^2(16)(2)}{(5.22 \cdot 10^{10})(0.0651)(0.5214)}$$

$$\Delta P_t = 0.1028 \text{ lb/in}^2$$

$$D_s = \dots = 2.58 \text{ ft}$$

12

$$G_t = 227509 \text{ lb/Hr ft}^2$$

$$\Delta P_s = \frac{(9.2 \cdot 10^{-2})(409645.16)^2(24)(2.58)}{(5.22 \cdot 10^{10})(0.0825)(1.0163)}$$

$$\frac{V^2}{2g'} = 0.0068 \text{ lb/in}^2 \text{ (Fig. 27)}$$

$$\Delta P_s = 2.18 \text{ lb/in}^2$$

$$(4)(2)(0.0068)$$

$$\Delta P_r = \frac{\dots}{0.5214} = 0.1043 \text{ lb/in}^2$$

0.5214

$$\Delta P_{\text{perm. s}} = 10 \text{ lb/in}^2$$

$$\Delta P_{Tt} = 0.1028 + 0.1043 = 0.21 \text{ lb/in}^2$$

$$\Delta P_{\text{perm. t}} = 10 \text{ lb/in}^2$$

EA-102 Condensador de la primera etapa de compresión.

$$T_1 = 184^\circ \text{ F}$$

$$t_1 = 90^\circ \text{ F}$$

$$T_2 = 100^\circ \text{ F}$$

$$t_2 = 120^\circ \text{ F}$$

$$T_{\text{Media}} = 142^\circ \text{ F}$$

$$t_{\text{Media}} = 105^\circ \text{ F}$$

$$\text{LMTD} = 29.09^\circ \text{ F}$$

$$Q = 9,530,600 \text{ BTU/Hr}$$

$$U = 149.69 \text{ BTU/Hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{R}$$

$$A = \frac{9,530,600}{(149.69)(29.09)} = 2188.68 \text{ ft}^2$$

$$N_{\text{Tubos}} = \frac{2188.68}{(16)(0.1963)} = 970 \text{ tubos}$$

De lo anterior se tiene:

Coraza:

Tubos:

$$\phi_s = 37 \text{ in}$$

$$\phi_t = 3/4 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 12$$

$$\text{E.M.} = 7.4 \text{ in}$$

$$\phi_1 = 0.532 \text{ in}$$

$$N_t = 1044$$

$$\text{Pasos} = 1$$

$$a't = 0.223 \text{ in}^2$$

$$\text{Pt} = 1 \text{ in (trian.)}$$

$$a'' = 0.1963 \text{ ft}^2/\text{ft}_{\text{lin}}$$

$$C' = 0.25 \text{ in}$$

$$L_t = 16 \text{ in}$$

$$\text{Pasos} = 2$$

Nota: Para el cálculo de los condensadores, dado que se tratan de condensadores de una mezcla de vapor no condensable, se utilizó un programa de computación (incluido en el apéndice X.3), el cual consiste en calcular por medio de intervalos el intercambiador para posteriormente realizar una integración de éstos y conocer el área total requerida para la condensación, con ello determinar los coeficientes de transferencia de calor limpio y de diseño, y finalmente el factor de obstrucción.

Dentro del programa se obtienen los valores de la caída de presión tanto para el lado de la coraza como de los tubos, al igual que las propiedades medias a cada intervalo; que como se mencionó anteriormente, dentro del apéndice se incluyen las propiedades de cada componente a las temperaturas requeridas para todos los intercambiadores.

Además de los datos anteriores, el programa requiere de:

$$D_{eq} = 0.73 \text{ (Fig.28)}$$

$$P_{total} = 779 \text{ psi}$$

$$W = 141,065.53 \text{ lb/Hr}$$

$$w = 317,686.67 \text{ lb/Hr}$$

$$D_{ab} = 1.47 \cdot 10^{-2} \text{ ft}^2/\text{Hr}$$

$$PM_{mezcla} = 8.72 \text{ lb/lbmol}$$

$$\rho_{H_2O} = 61.84 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_{mezcla} = 1.060 \text{ lb/ft}^3$$

$$m_{H_2O} = 39.45 \text{ mol}$$

$$m_{CH_4} = 177.86 \text{ mol}$$

$$m_{N_2} = 3979.04 \text{ mol}$$

$$m_{H_2} = 11930 \text{ mol}$$

$$m_{Ar} = 50.89 \text{ mol}$$

Intervalos:

a) 184 - 170

b) 170 - 156

- c) 156 - 142
- d) 112 - 128
- e) 128 - 114
- D) 114 - 100

Sumario:

Punto	T _g	T _c	UDT	(UDT) _p	q	A=q/(UDT) _p	DT	(DT) _p	q/(DT) _p
a	184.0	183.6	23603.96	-----	-----	-----	64.0	-----	-----
b	120.0	119.5	8074.11	15839	7397279.0	467.03	23.3	43.63	159487.40
c	116.0	115.5	7341.04	7707.6	618007.0	80.18	21.2	22.26	27763.12
d	112.0	111.5	6303.92	6822.5	675132.0	98.96	17.4	19.32	34944.72
e	108.0	107.5	5717.56	6010.7	726815.6	126.92	15.9	16.63	43705.00
f	104.0	103.5	5100.93	5409.2	773507.0	142.99	14.0	14.93	51826.00
g	100.0	99.5	4236.56	4668.7	815624.0	174.69	10.0	12.00	67968.00

$$\Sigma q = 11,006,366 \text{ BTU/Hr}$$

$$\Sigma A = 1084.77 \text{ ft}^2$$

$$\Sigma q/(\Delta T)_p = 395,695.26 \text{ BTU/Hr } ^\circ\text{F}$$

$$(\Delta T)_{\text{total}} = \frac{11,006,366}{395,695.26} = 27.81 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Coficiente total limpio:

$$U_C = \frac{11,006,366}{(1084.77)(27.81)} = 290.71 \text{ BTU/Hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Area de transferencia de calor disponible:

$$A = (0.1963)(16)(1044) = 3278.99 \text{ ft}^2$$

Coefficiente de diseno:

$$U_D = \frac{11,006,366}{(3278.99)(27.81)} = 180.82 \text{ BTU/Hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

Factor de obstrucción:

$$R_d = \frac{364.84 - 180.82}{(364.84)(180.82)} = 0.0028 \text{ Hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F/BTU}$$

Caida de presión:

Coraza:

$$\Delta P_s = 0.087 \text{ lb/in}^2$$

$$\Delta P_{\text{perm. s}} = 10 \text{ lb/in}^2$$

Tubos:

$$\Delta P_{T1} = 0.2622 \text{ lb/in}^2$$

$$\Delta P_{\text{perm. t}} = 10 \text{ lb/in}^2$$

EB-101 Primer enfriador del gas de purga.

$$T_1 = 110^\circ \text{F}$$

$$t_1 = -10^\circ \text{F}$$

$$T_2 = 100^\circ \text{F}$$

$$t_2 = 2^\circ \text{F}$$

$$T_{\text{Media}} = 105^\circ \text{F}$$

$$t_{\text{Media}} = -4^\circ \text{F}$$

$$\text{LMTD} = 108.99^\circ \text{F}$$

$$W = 13,110 \text{ lb/Hr}$$

$$w = 10,410 \text{ lb/Hr}$$

$$Q = 113,428 \text{ BTU/Hr}$$

$$U = 149.69 \text{ BTU/Hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{R}$$

$$A = \frac{113,428}{(149.69)(108.99)} = 6.9524 \text{ ft}^2$$

Se utilizarán horquillas de 16 ft de longitud

Tubería IPS 3"/2"

Cd. 40

De lo anterior se tiene:

Arulo:

$$\phi_1 = 3.068 \text{ in}$$

$$\phi_2 = 3.50 \text{ in}$$

Tubos:

$$\phi_1 = 2.067 \text{ in}$$

$$\phi_2 = 2.38 \text{ in}$$

$$L_1 = 16 \text{ ft}$$

Propiedades medias:

FLUIDO FRIO

FLUIDO CALIENTE

$$C_p = 0.478 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F}$$

$$C_p = 0.52 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0.0112 \text{ cp}$$

$$\mu = 0.0138 \text{ cp}$$

$$k = 0.1779 \text{ BTU/Hr ft } ^\circ\text{F}$$

$$k = 3.16 \cdot 10^{-2} \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\rho = 5.37 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho = 5.04 \text{ lb/ft}^3$$

ANULO

TUBOS

Flash gas (fluido frio)

Gas de purga (fluido caliente)

$$3.068$$

$$2.067$$

$$D_2 = \frac{\quad}{12} = 0.2556 \text{ in}$$

$$D = \frac{\quad}{12} = 0.1722 \text{ in}$$

$$12$$

$$12$$

$$2.38$$

$$(3.1416)(0.1722)^2$$

$$D_1 = \frac{\quad}{12} = 0.1983 \text{ in}$$

$$a_1 = \frac{\quad}{4} = 0.0233 \text{ ft}^2$$

$$12$$

$$4$$

$$a_A = \frac{(3.1416)\{(0.2556)^2 - (0.1983)^2\}}{4} = 0.0204 \text{ ft}^2$$

$$G_1 = \frac{13110 \text{ lb}}{0.0233 \text{ Hr ft}^2} = 562660.94$$

$$D_{eq} = \frac{(0.2556)^2 - (0.1983)^2}{0.1983} = 0.1311 \text{ ft}^2$$

$$Re_1 = \frac{(0.1722)(562660.94)}{(0.0138)(2.42)} = 2.9 \cdot 10^6$$

$$G_a = \frac{10410}{0.0204} = 510294.11 \text{ lb/Hr ft}^2 \quad J_H = 1000$$

$$Nu_a = \frac{(0.1311)(510294.11)}{(0.0112)(2.42)} = 2.4 \cdot 10^6 \quad Pr = \frac{(0.52)(0.0138)(2.42)}{3.16 \cdot 10^{-2}} = 0.55$$

$$J_H = 1000 \text{ (Fig. 24)} \quad Pr^{1/3} = (0.55)^{1/3} = 0.82$$

$$Pr = \frac{(0.478)(0.0112)(2.42)}{1.779 \cdot 10^{-1}} = 0.072 \quad hi = \frac{(1000)(0.82)(0.0316)}{0.1722} = 150 \text{ BTU/Hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$Pr^{1/3} = (0.072)^{1/3} = 0.41 \quad hio = \frac{(150)(2.067)}{3.38} = 130.52 \text{ BTU/Hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$ho = \frac{(1000)(0.417)(0.1779)}{0.1311} = 565.86 \text{ BTU/Hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Coefficiente total limpio:

$$U_C = \frac{(565.86)(130.52)}{565.86 + 130.52} = 106.05 \text{ BTU/Hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Area total:

$$(2)(16) = 32 \text{ ft por lo tanto } A = (32)(0.622) = 19.90 \text{ ft}^2$$

Nuevo coeficiente de diseño:

$$U_D = \frac{113428}{(108.99)(19.90)} = 52.29 \text{ BTU/Hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Factor de obstrucción:

$$R_d = \frac{106.05 - 59.29}{(105.05)(59.29)} = 0.0096 \text{ Hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/BTU}$$

Caida de presión:

ANULO

TUBOS

$$Re_g = 1 \cdot 10^6$$

$$Re_g = 2.9 \cdot 10^6$$

$$0.264$$

$$0.264$$

$$f_a = 0.0035 + \frac{0.264}{(1 \cdot 10^6)^{0.42}} = 4.26 \cdot 10^{-3} \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$f_t = 0.0035 + \frac{0.264}{(2.6 \cdot 10^6)^{0.42}} = 4.4 \cdot 10^{-3} \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$\Delta F_a = \frac{(4.26 \times 10^{-3})(510294.11)^2(32)(4)}{(4.18 \times 10^8)(0.058)(5.37)^2(2)}$$

$$\Delta F_a = 101.54 \text{ ft}$$

$$\Delta F_p = \frac{(4.4 \times 10^{-3})(562660.94)^2(3)}{(4.18 \times 10^8)(0.172)(5.04)^2}$$

$$\Delta F_p = 44.37 \text{ ft}$$

$$V = \frac{510294.11}{(3680)(5.37)} = 26.39 \text{ ft/seg}$$

$$\Delta P_p = \frac{(44.37)(5.04)}{144} = 1.55 \text{ lb/in}^2$$

$$F_r = \frac{8(26.39)^2}{2(32.2)} = 86.51 \text{ ft}$$

$$\Delta P_{\text{perm. t}} = 10 \text{ lb/in}^2$$

$$\Delta P_a = \frac{(101.54 + 86.51)(5.37)}{144} = 7.01 \text{ lb/in}^2$$

$$\Delta P_{\text{perm. s}} = 10 \text{ lb/in}^2$$

FA-101 Tanque de separación de la primera etapa de compresión.

$$W = 141,100 \text{ lb/Hr}$$

$$Q^\circ = 36.95 \text{ ft}^3/\text{seg}$$

$$T = 100 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$P = 740 \text{ lb/in}^2$$

$$V_{\text{frac}} = 0.99$$

$$L_{\text{frac}} = 0.01$$

$$W_V = 39.154 \text{ lb/seg}$$

$$W_L = 0.043 \text{ lb/seg}$$

$$\rho_V = 1.0585 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_L = 52.5376 \text{ lb/ft}^3$$

$$140954.78$$

$$\text{-----} = 908.1$$

$$155.22$$

Como $W_V/W_L > 1$, se emplea un tanque vertical.

PASO 1: Se calcula el factor de separación vapor-liquido.

$$0.043$$

$$\text{-----} * \text{SQR}(1.0585/52.5376) = 0.00015$$

$$39.154$$

$$k_V = 0.25$$

PASO 2: Calcular la velocidad de vapor máxima de diseño.

$$(U_V)_{max} = 0.25 * SQR[(52.5376 - 1.0585)/1.0585] = 1.743 \text{ ft/seg}$$

PASO 3: Calcular el área mínima de la sección transversal del recipiente.

$$A_{min} = \frac{36.95}{1.743} = 21.2 \text{ ft}^2$$

PASO 4: Determinar el diámetro del recipiente.

$$D_{min} = SQR\{(4)(21.2)/3.1416\} = 6.19 \text{ ft}$$

$$D = 5 \text{ ft } 6 \text{ in}$$

PASO 5: Diámetro de la boquilla de entrada para la mezcla vapor-líquido basado en criterios de velocidad.

$$(V_{max}) = 100 * SQR(\rho_{mez})$$

$$(V_{min}) = 60 * SQR(\rho_{mez})$$

$$\rho_{mez} = 1.0607 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Por lo tanto se tiene } (V_{max}) = 100 * SQR(1.0607) = 103 \text{ ft/seg}$$

$$(V_{min}) = 60 * SQR(1.0607) = 62 \text{ ft/seg}$$

$$\text{ahora bien, } \frac{36.954 \text{ ft}^3/\text{seg}}{103 \text{ ft/seg}} = 0.35878 \text{ ft}^2 \text{ y } \frac{36.954 \text{ ft}^3/\text{seg}}{62 \text{ ft/seg}} = 0.59603 \text{ ft}^2$$

de donde se obtiene un diámetro de 10 in.

PASO 6: Dimensionamiento preliminar del recipiente.

Diámetro 5 ft 6 in

Longitud tangente a tangente 16 ft 6 in.

FA-104 Segundo tambor de separación de amoníaco.

$$W = 125,260 \text{ lb/Hr}$$

$$Q^\circ = 0.9339 \text{ ft}^3/\text{seg}$$

$$T = -10 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$P = 2885 \text{ lb/in}^2$$

$$W_V = 0.3869 \text{ lb/seg}$$

$$W_L = 35.155 \text{ lb/seg}$$

$$\rho_V = 0.9542 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_L = 36.9786 \text{ lb/ft}^3$$

$$\frac{0.3869}{35.155} = 0.01$$

Como $W_V/W_L < 1$, se emplea un tanque horizontal

PASO 1: Se calcula el factor de separación vapor-líquido.

$$\frac{35.155}{0.3869} \cdot \text{SQR}(0.9542/36.9786) = 14.6$$

$$k_V = 0.02 \text{ de donde para recipientes horizontales se tiene } k_H = 1.25(0.02) = 0.025$$

PASO 2: Calcular la velocidad de vapor máxima de diseño.

$$(U_V)_{\text{máx.}} = 0.025 \cdot \text{SQR}[(36.9786 - 0.9542)/0.9542] = 0.1536 \text{ ft/seg}$$

PASO 3: Calcular el Área mínima de la sección transversal del recipiente.

$$A_{\min} = \frac{0.405}{0.1536} = 2.64 \text{ ft}^2$$

PASO 4: Determinar el diámetro del recipiente.

$$D_{\min} = 4.09 \text{ ft}$$

$$D = 4 \text{ ft } 6 \text{ in}$$

PASO 5: Diámetro de la boquilla de entrada para la mezcla vapor-líquido basado en criterios de velocidad.

$$(V_{\max}) = 100 \cdot \text{SQR}(\rho_{\text{mez}})$$

$$(V_{\min}) = 60 \cdot \text{SQR}(\rho_{\text{mez}})$$

$$\rho_{\text{mez}} = 37.237 \text{ lb/ft}^3$$

Por lo tanto se tiene $(V_{\max}) = 100 \cdot \text{SQR}(37.237) = 610.22 \text{ ft/seg}$

$$(V_{\min}) = 60 \cdot \text{SQR}(37.237) = 366.133 \text{ ft/seg}$$

ahora bien,

$$\frac{0.9339 \text{ ft}^3/\text{seg}}{610.22 \text{ ft/seg}} = 0.00153 \text{ ft}^2 \text{ y } \frac{0.9339 \text{ ft}^3/\text{seg}}{366.133 \text{ ft/seg}} = 0.00255 \text{ ft}^2$$

de donde se obtiene un diámetro de 3/4 in.

PASO 6: Dimensionamiento preliminar del recipiente.

Diámetro 4 ft 6 in

Longitud tangente a tangente 13 ft 6 in

VIII.11 Hojas de datos.

Las hojas de datos es el documento en el cual se proporciona información que se requiere aportar para propósitos de diseño y/o especificación de equipo. Dicha información consiste principalmente en:

- 1.- Datos de flujos
- 2.- Condiciones de entrada y salida
- 3.- Propiedades del fluido que se maneja
- 4.- Recomendaciones de los materiales de construcción
- 5.- Capacidad
- 6.- Condiciones de diseño
- 7.- Dibujos esquemáticos con dimensiones principales,
- 8.- Etc..

A continuación se presentan las hojas de datos de equipos de la sección de reacción.

HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA CAMBIADORES DE CALOR				
PLANTA:	SECCION DE REACCION		HOJA:	DE: 15
LOCALIZACION:	COSOLEACAQUE, VER.		CONTRATO No.:	TESIS
CLAVE DE LA UNIDAD:	EA-101		FECHA:	1996
SERVICIO DE LA UNIDAD: ENFRIADOR DE LA PRIMERA ETAPA DE COMPRESION.				
NUMERO DE UNIDADES:	UNA	SUPERFICIE POR UNIDAD:	129.8	ft ²
TAMAO:	31 in • 1.92 in	ENVOLVENTE POR UNIDAD:	UNA	
TIPO:	AEU	SUPERFICIE POR ENVOLVENTE:	129.8	ft ²
POSICION:	HORIZONTAL	ARREGLO DE ENVOLVENTES:	---	
CONDICIONES DE OPERACION POR UNIDAD				
	ENVOLVENTE		TUBOS	
FLUIDO CIRCULADO	GAS AL METANADOR		GAS DE SINTESIS	
TOTAL ENTRADA (lb/Hr)	14100		15000	
	ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
LIQUIDO (lb/Hr)				
DENSIDAD ESPECIFICA				
COND. TERMICA (BTU/H•FT ²)				
CALOR ESPEC. (BTU/lbF)				
VISCOSIDAD (lb/ft•Hr)				
PESO MOLECULAR (lb/lbmol)				
VAPOR (lb/Hr)	14100	14100	15000	15000
CALOR LATENTE (BTU/lbF)				
COND. TERMICA (BTU/H•FT ²)	6.45•10 ⁻²	10.07•10 ⁻²	5.84•10 ⁻²	0.1116
CALOR ESPEC. (BTU/lbF)	2.585	2.95	2.95	3.4
VISCOSIDAD (lb/ft•Hr)	4.39•10 ⁻²	15.74•10 ⁻³	1.78•10 ⁻²	1.84•10 ⁻²
DENSIDAD (lb/ft ³)	1.0163	0.5214	0.6009	0.8727
TEMPERATURA (F)	150	208	23	180
PRESSION (lb/in ²)	4.4	404	770	708
No. PASOS	1		2	
CAIDA DE PRESSION (lb/in ²)	PERMITIDA: 10	CALCULADA: 2.2	PERMITIDA: 10	CALCULADA: 0.2
LARGO CORREGIDA (F)	23.5			
CARGA TERMICA (BTU/Hr)	58640			
COEF. TRANS. (BTU/H•FT ² •F)	LIMPIO: 230.7		SERVICIO: 140.7	
Rd (H•FT ² •F/BTU)	0.0033			
PRESSION DISEO (lb/in ²)	455		457	
TEMPERATURA DISEO (F)	200		200	
CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE				
ESPACIAMIENTO ENTRE NAPPAS (in):	8	% DE CORTE:	25	FLUIDO: ARRIBA Y ABAJO
No. TUBOS:	308	D ext. (in):	1	BWG: 12
				LONG. (in): 182
				ARR. A: 1/4 in CARRADO
Di (in) ENVOLVENTE:	31			
HAZ DE TUBOS (lb):	7259	PESO ENVOLVENTE Y HAZ DE TUBOS (lb): 7849		
NOTAS:	ESQUEMA:			

HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA CAMBIADORES DE CALOR				
PLANTA:	SECCION DE REACCION		HOJA:	2 DE 15
LOCALIZACION:	COSOLECAQUE, VER.		CONTRATO No.:	TESIS
CLAVE DE LA UNIDAD:	EA-102		FECHA:	1996
SERVICIO DE LA UNIDAD: CONDENSADOR DE LA PRIMERA ETAPA DE COMPRESION.				
NUMERO DE UNIDADES:	UNA	SUPERFICIE POR UNIDAD:	155	ft ²
TAMAO:	37in * 192in	ENVOLVENTE POR UNIDAD:	UNA	
TIPD:	AEU	SUPERFICIE POR ENVOLVENTE:	155	ft ²
POSICION:	HORIZONTAL		ARREGLO DE ENVOLVENTES:	---
CONDICIONES DE OPERACION POR UNIDAD				
	ENVOLVENTE		TUBOS	
FLUIDO CIRCULADO	AGUA DE ENFRIAMIENTO		GAS DE SINTESIS FRESCO	
TOTAL ENTRADA (lb/Hr)	317605		141065	
	ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
LIQUIDO (lb/Hr)	317605	317605		178
GRAVEDAD ESPECIFICA	1.0	1.0		1
COND. TERMICA (BTU/Hr-ft ²)	0.356	0.372		1.13*10 ⁻²
CALOR ESPEC. (BTU/lbF)	1.0	1.0		0.44
VISCOSIDAD (lb/ft ² Hr)	1.83	1.44		1.04*10 ⁻²
PEMO MOLECULAR (lb/lbmol)	18	18		18
VAPOR (lb/Hr)			141065	140887
CALOR LATENTE (BTU/lbF)				
COND. TERMICA (BTU/Hr-ft ²)			5.07*10 ⁻²	3*10 ⁻²
CALOR ESPEC. (BTU/lbF)			3.5	3.5
VISCOSIDAD (lb/ft ² Hr)			1.87*10 ⁻²	1.5*10 ⁻²
DENSIDAD (lb/ft ³)			0.873	1.05
TEMPERATURA (F)	80	180	100	100
ENTRADA (lb/in ²)	45	45	768	740
No. PASOS	1		2	
CALDA DE PRECION (lb/in ²) PERMITIDA:	10		CALCULADA:	0.08
PERMITIDA:	10		CALCULADA:	0.86
ALTA CONECTADA (F)	89.00			
CARGA TERMICA (BTU/Hr)	830800			
CORF. TRANS. (BTU/Hr-ft ² -F)	LIMPIO:	364.84	SERVICIO:	160.82
R4 (H-ft ² -F/BTU)	0.0028			
PRECION DISEO (lb/in ²)	40		846	
TEMPERATURA DISEO (F)	132		802	
CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE				
ESPACIAMIENTO ENTRE MANRIANAS (in):	7.4	ZDE CORTE:	45	FLUIDO: ANILIN Y AGUA
No. TUBOS:	1064	D ext. (in):	3/4	DNV: 12
		DNV: 12	DNV: 12	ARREGLO: 1 in TRIANGULAR
				3 in ENVOLVENTE
PEMO POR TUBOS (lb):	13286	PEMO ENVOLVENTE Y HAZ DE TUBOS: (lb) 14123		
NOTAS:	ESQUEMA:			
CODIGO T.E.M.A.				

HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA CAMBIADORES DE CALOR				
PLANTA:	SECCION DE REACCION		HOJA: 3 DE: 15	
LOCALIZACION:	COSOLEACAQUE, VER.		CONTRATO No.,	TESIS
CLAVE DE LA UNIDAD:	EA-103		FECHA:	1996
SERVICIO DE LA UNIDAD: ENFRIADOR DE LA SEGUNDA ETAPA DE COMPRESION				
NUMERO DE UNIDADES:	UNA		SUPERFICIE POR UNIDAD:	129.85 ft ²
TAMANO:	31 x 192 in		ENVOLVENTE POR UNIDAD:	UNA
TIPO:	AEU		SUPERFICIE POR ENVOLVENTE:	129.85 ft ²
POSICION:	HORIZONTAL		ARREGLO DE ENVOLVENTES:	---
CONDICIONES DE OPERACION POR UNIDAD				
	ENVOLVENTE		TUBOS	
FLUIDO CIRCULADO	AGUA DE ENFRIAMIENTO		GAS DE SINTESIS FRESCO	
TOTAL ENTRADA (lb/Hr)	51401.9		140820	
	ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
LIQUIDO (lb/Hr)	512600	512600		106
GRAVEDAD ESPECIFICA				1
COND. TERMICA (BTU/H-ft ² F)	0.366	0.372		0.362
CALOR ESPEC. (BTU/lbF)				
VISCOSIDAD (lb/ft ² Hr)	1.984	1.452		1.767
PESO MOLECULAR (lb/lbmol)	18	18		18
VAPOR (lb/Hr)			140820	140814
CALOR LATENTE (BTU/lbF)			890	990
COND. TERMICA (BTU/H-ft ² F)			5.87 x 10 ⁻²	3 x 10 ⁻²
CALOR ESPEC. (BTU/lbF)			3.5	3.5
VISCOSIDAD (lb/ft ² Hr)			4.26 x 10 ⁻²	3.70 x 10 ⁻²
DENSIDAD (lb/ft ³)			1.802	1.971
TEMPERATURA (F)	90	120	231	100
PRESION (lb/in ²)	75	65	1409	1406
No. PASOS	1		2	
CAIDA DE PRESION (lb/in ²)	PERMITIDA: 1.0	CALCULADA: 1.2	PERMITIDA: 3	CALCULADA: 0.2
LARGO CORREGIDA (F)	42			
CARGA TERMICA (BTU/Hr)	1537000			
COEF. TRANS. (BTU/H-ft ² F)	LIMPIO: 599	SERVICIO: 125		
Rd (H-ft ² F/BTU)	0.003			
PRESION DISEÑO (lb/in ²)	105		1550	
TEMPERATURA DISEÑO (F)	140		281	
CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE				
ESPACIAMIENTO ENTRE MANIFANOS (in):	6.2	% DE CORTE:	25	FLUJO: ARRIBA Y ABAJO
No. TUBOS: 022	D. ext. (in): 3/4	BVG: 12	LONG. (ft): 16	ARREGLO: TRIANGULAR 15/16
D1 (in) ENVOLVENTE: 31				
PESO HAZ DE TUBOS (lb): 10745		PESO ENVOLVENTE Y HAZ DE TUBOS (lb): 11331		
NOTAS:	ESQUEMA:			
CODIGO, T. E. M. A.				

HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA CAMBIADORES DE CALOR				
PLANTA:	SECCION DE REACCION		HOJA: 4	DE: 15
LOCALIZACION:	COSOLEACAQUE, VER.		CONTRATO No.:	TESIS
CLAVE DE LA UNIDAD:	EA-104		FECHA:	1996
SERVICIO DE LA UNIDAD: CONDENSADOR DE LA SEGUNDA ETAPA DE COMPRESION				
NUMERO DE UNIDADES:	UNA	SUPERFICIE POR UNIDAD:	89	ft ²
TAMAO:	21 1/4 in	ENVOLVENTE POR UNIDAD:	UNA	
TIPO:	AEU	SUPERFICIE POR ENVOLVENTE:	89	ft ²
POSICION:	HORIZONTAL	ARREGLO DE ENVOLVENTES:	---	
CONDICIONES DE OPERACION POR UNIDAD				
	ENVOLVENTE		TUBOS	
FLUIDO CIRCULADO	AMONIACO ANHIDRO		GAS DE SINTESIS FRESCO	
TOTAL ENTRADA (lb/Hr)	12998		140920	
	ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
LIIQUIDO (lb/Hr)	12998	7223	106	195
GRAVEDAD ESPECIFICA	0.55	0.55	1	1
COND. TERMICA (BTU/Hr-ft ² -F)	0.29	0.29	0.362	0.348
CALOR ESPEC. (BTU/lb-F)	1.5	1.5	1	1
VISCOSIDAD (lb/ft-Hr)	0.29	0.267	1.767	2.42
PESO MOLECULAR (lb/lbmol)	17.03	17.03	18	18
VAPOR (lb/Hr)		5675	14084	140765
CALOR LATENTE (BTU/lb-F)		500	950	940
COND. TERMICA (BTU/Hr-ft ² -F)		1.399*10 ⁻²	3*10 ⁻²	2.306*10 ⁻²
CALOR ESPEC. (BTU/lb-F)		0.5	3.5	3.49
VISCOSIDAD (lb/ft-Hr)		2.42*10 ⁻²	3.703*10 ⁻²	3.0*10 ⁻²
DENSIDAD (lb/ft ³)		0.965	1.97	2.066
TEMPERATURA (F)	58	69	100	75
PRESION (lb/in ²)	126	124	1400	1398
No. PASOS				2
CAIDA DE PRESION (lb/in ²)	PERMITIDA: 2	CALCULADA: 0.1	PERMITIDA: 2	CALCULADA: 0.4
LONG. CORREDORA (F)	23.3			
CARGA TERMICA (BTU/Hr)	3061090			
CARGA TERMICA (BTU/Hr-ft ² -F)	LIMPIO: 165	SERVICIO: 145		
RAZON DE TIPO (BTU/Hr-ft ² -F)	0.003			
PRESION OPERAD (lb/in ²)	156	1540		
TEMPERATURA ANHIDRO (F)	119	150		
CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE				
EMPAQUEAMIENTO ENTRE ANIMARRAS (in):	4.85	% DE CORTE:	25	FLUIDO: ARRIBA Y ABAJO
No. TUBOS:	0 ext., 11 int. 3/4	Ø IN:	1.2	LONG. (ft): 16
Ø (in) ENVOLVENTE:	Ø 1/4	ARREGLO: TRIANGULAR 1 in		
PESO HAZ DE TUBOS (lb):	3046	PESO ENVOLVENTE Y HAZ DE TUBOS: (lb) 4950		
NOTAS:	ESQUEMA:			
CODIGO T.E.M.A.				

HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA CAMBIADORES DE CALOR				
PLANTA:	SECCION DE REACCION		HOJA:	5 DE 15
LOCALIZACION:	COSOLECAQUE, VER.		CONTRATO No.:	TESIS
CLAVE DE LA UNIDAD:	EA-05 AB		FECHA:	1996
SERVICIO DE LA UNIDAD: ENFRIADOR DE GAS DE SINTESIS				
NUMERO DE UNIDADES:	UNA	SUPERFICIE POR UNIDAD:	293.2	ft ²
TAMANO:	35*1.92 in	ENVOLVENTE POR UNIDAD:	DDS	
TIPO:	NEU	SUPERFICIE POR ENVOLVENTE:	146.6	ft ²
POSICION:	HORIZONTAL	ARREGLO DE ENVOLVENTES:	PARALELO	
CONDICIONES DE OPERACION POR UNIDAD				
	ENVOLVENTE		TUBOS	
FLUIDO CIRCULADO	AGUA DE ENFRIAMIENTO		GAS DE SINTESIS MAS RECIRCULACION	
TOTAL ENTRADA (lb/Hr)	346.84		388998	
	ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
LIQUIDO (lb/Hr)	346.84	346.84		
GRAVEDAD ESPECIFICA	1	1		
COND. TERMICA (BTU/Hr-ft ² -F)	0.356	0.372		
CALOR ESPEC. (BTU/lb-F)	1	1		
VISCOSIDAD (lb/ft-Hr)	1.984	1.452		
PESO MOLECULAR (lb/lbmol)	18	18		
VAPOR (lb/Hr)			388998	388998
CALOR LATENTE (BTU/lb-F)				
COND. TERMICA (BTU/Hr-ft ² -F)			3.82*10 ⁻²	3.74*10 ⁻²
CALOR ESPEC. (BTU/lb-F)			2.4	2.4
VISCOSIDAD (lb/ft-Hr)			3.05*10 ⁻²	3.84*10 ⁻²
DENSIDAD (lb/ft ³)			4.39	4.83
TEMPERATURA (F)	80	120	142	110
PRESION (lb/in ²)	75	65	205	203
No. PASOS				2
CAIDA DE PRESION (lb/in ²)	PERMITIDA: 10	CALCULADA: 0.6	PERMITIDA: 2	CALCULADA: 0.2
LARGO CORTEADA (F)		8		
CARGA TERMICA (BTU/Hr)		1008900		
COR. TRANS. (BTU/H-ft ² -F)	LIMPIO: 307		SERVICIO: 485	
RA (lb-ft ² -F/RTU)		0.003		
PRESION DISEÑO (lb/in ²)	105		2075	
TEMPERATURA DISEÑO (F)	170		192	
CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE				
ESPACIAMIENTO ENTRE MANPARAS (in):	8.75	ZDE CORTE:	65	FLUIDO: ARRIBA Y ABAJO
No. TUBOS: LONG	0 exL (in): 3/4	BWG: 12	LONG (ft): 16	ARREGLO: TRIANGULAR 15/16 in
DI (in) ENVOLVENTE:	35			
PESO HAZ DE TUBOS (lb):	1398	PESO ENVOLVENTE Y HAZ DE TUBOS (lb):	1402	
NOTAS:	ESQUEMA:			
CODIGO T.E.M.A.				

HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA CAMBIADORES DE CALOR				
PLANTA:	SECCION DE REACCION		HOJA:	6 DE 15
LOCALIZACION:	COSOLEACAQUE, VER.		CONTRATO No.:	TESTIS
CLAVE DE LA UNIDAD:	EA-105		FECHA:	1996
SERVICIO DE LA UNIDAD: PRIMER ENFRIADOR REFRIGERANTE DE AMONIACO				
NUMERO DE UNIDADES:	UNA	SUPERFICIE POR UNIDAD:	163.4 ft ²	
TAMAÑO:	39" x 92" in	ENVOLVENTE POR UNIDAD:	UNA	
TIPO:	AEU	SUPERFICIE POR ENVOLVENTE:	163.4 ft ²	
POSICION:	HORIZONTAL	ARREGLO DE ENVOLVENTES:	---	
CONDICIONES DE OPERACION POR UNIDAD				
	ENVOLVENTE		TUBOS	
FLUIDO CIRCULADO	GAS DE SINTESIS MAS RECIRCULACION		AMONIACO ANHIRO	
TOTAL ENTRADA (lb/Hr)	512007		142620	
	ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
LIQUIDO (lb/Hr)		33721	142620	121227
GRAVEDAD ESPECIFICA		0.55	0.55	0.55
COND. TERMICA (BTU/Hr-ft ² F)		0.29	0.29	0.29
CALOR ESPEC. (BTU/lb-F)		1.5	1.5	1.5
VISCOSIDAD (lb/ft-Hr)		0.242	0.2904	0.2652
PESO MOLECULAR (lb/lbmol)		17	17.03	17.03
VAPOR (lb/Hr)	512007	478286		21393
CALOR LATENTE (BTU/lb-F)		480		500
COND. TERMICA (BTU/Hr-ft ² F)	0.0324	2.163 x 10 ⁻²		1.399 x 10 ⁻²
CALOR ESPEC. (BTU/lb-F)	2.4	2.44		0.5
VISCOSIDAD (lb/ft-Hr)	3.29 x 10 ⁻²	2.71 x 10 ⁻²		2.42 x 10 ⁻²
DENSIDAD (lb/ft ³)	4.663	4.947		0.9165
TEMPERATURA (F)	110	79	59	68
PRESION (lb/in ²)	2940	2906	126	121
No. PASOS				2
CAIDA DE PRESION (lb/in ²) PERMITIDA:	2	CALCULADA:	0.1	PERMITIDA: 5 CALCULADA: 0.1
LMTD CORREGIDA (F)			29.25	
CARGA TERMICA (BTU/Hr)			13333700	
COEF. TRANS. (BTU/Hr-ft ² F)	LIMPIO: 2498		SERVICIO: 276	
Rd (Hr-ft ² °F/BTU)			0.0002	
PRESION DISEÑO (lb/in ²)	3234		156	
TEMPERATURA DISEÑO (F)	160		119	
CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE				
ESPACIAMIENTO ENTRE MAMPARAS (in):	9.75	% DE CORTE:	25	FLUJO: ARRIBA Y ABAJO
No. TUBOS:	108	D. ext. (in):	3/4	RVG: 12 LONG. (ft): 16 ARREGLO: CUADRADO 1 in
Di (in) ENVOLVENTE:	39			
PESO MAZ DE TUBOS (lb):	13386	PESO ENVOLVENTE Y MAZ DE TUBOS (lb):	14123	
NOTAS:	ESQUEMA:			
CODIGO: T.E.M.A.				

HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA CAMBIADORES DE CALOR				
PLANTA:	SECCION DE REACCION		HOJA:	7 DE 15
LOCALIZACION:	COSOLEACAQUE, VER.		CONTRATO No.:	TESTIS
CLAVE DE LA UNIDAD:	EA-107 AB		FECHA:	1936
SERVICIO DE LA UNIDAD: SEGUNDO ENFRIADOR REFRIGERANTE DE AMONIACO				
NUMERO DE UNIDADES:	UNA	SUPERFICIE POR UNIDAD:	387.4	ft ²
TAMARO:	37" x 240 in	ENVOLVENTE POR UNIDAD:	DOS	
TIPO:	AEU	SUPERFICIE POR ENVOLVENTE:	193.7	ft ²
POSICION:	HORIZONTAL	ARREGLO DE ENVOLVENTES:	PARALELO	
CONDICIONES DE OPERACION POR UNIDAD				
	ENVOLVENTE		TUBOS	
FLUIDO CIRCULADO	GAS DE SINTESIS MAS RECIRCULACION		AMONIACO ANHIDRO	
TOTAL ENTRADA (lb/Hr)	256003.5		79688	
	ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
LIQUIDO (lb/Hr)	16860.5	22904	79688	49407
GRAVEDAD ESPECIFICA	0.55	0.57	0.58	0.58
COND. TERMICA (BTU/Hr-ft ² F)	0.29	0.29	0.29	0.29
CALOR ESPEC. (BTU/lbF)	1.5	1.5	1.5	1.5
VISCOSIDAD (lb/ft-Hr)	0.242	0.3380	0.363	0.363
PESO MOLECULAR (lb/lbmol)	17	17	17.03	17.03
VAPOR (lb/Hr)	239143	233099.5	30821	
CALOR LATENTE (BTU/lbF)	480	510	530	
COND. TERMICA (BTU/Hr-ft ² F)	2.163 x 10 ⁻²	1.668 x 10 ⁻²	1.28 x 10 ⁻²	
CALOR ESPEC. (BTU/lbF)	2.44	2.49	0.5	
VISCOSIDAD (lb/ft-Hr)	2.711 x 10 ⁻²	2.614 x 10 ⁻²	2.178 x 10 ⁻²	
DENSIDAD (lb/ft ³)	4.947	5.439	0.546	
TEMPERATURA (F)	79	42	32	32
PRESION (lb/in ²)	2925	2923	62	60
No. PASOS			2	
CADA DE PRESION (lb/in ²)	PERMITIDA: 2	CALCULADA: 0.2	PERMITIDA: 2	CALCULADA: 0.2
LITO CORREGIDA (F)	22.9			
CARGA TERMICA (BTU/Hr)	16834050			
COEF. TRANS. (BTU/Hr-ft ² F)	LIMPIO: 980	SERVICIO: 249		
Rd (Hr-ft ² /BTU)	0.003			
PRESION DISEÑO (lb/in ²)	321.8	82		
TEMPERATURA DISEÑO (F)	129	82		
CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE				
ESPACIAMIENTO ENTRE MANPARAS (in):	7.4	% DE CORTE:	5	FLUJO: ARRIBA Y ABAJO
No. TUBOS: 1800	D ext. (in): 3/4	AVG: 12	LONG. (ft): 2	ARREGLO: TRIANGULAR 15/16 in
D (in) ENVOLVENTE:	37			
PESO HAZ DE TUBOS (lb):	19608	PESO ENVOLVENTE Y HAZ DE TUBOS (lb) 20482		
NOTAS:	ESQUEMA:			
CODIGO T. E. M. A.				

HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA CAMBIADORES DE CALOR				
PLANTA:	SECCION DE REACCION		HOJA:	8 DE: 15
LOCALIZACION:	COSOLEACAQUEVER.		CONTRATO No.:	TESIS
CLAVE DE LA UNIDAD:	EA-108 AB		FECHA:	1996
SERVICIO DE LA UNIDAD:	TERCER ENFRIADOR REFRIGERANTE DE AMONIACO			
NUMERO DE UNIDADES:	UNA	SUPERFICIE POR UNIDAD:	293.2	ft ²
TAMAÑO:	35x192 in	ENVOLVENTE POR UNIDAD:	DOS	
TIPD:	AEU	SUPERFICIE POR ENVOLVENTE:	146.6	ft ²
POSICION:	HORIZONTAL	ARREGLO DE ENVOLVENTES:	PARALELO	
CONDICIONES DE OPERACION POR UNIDAD				
	ENVOLVENTE		TUBOS	
FLUIDO CIRCULADO	GAS DE SINTESIS MAS RECIRCULACION		AMONIACO ANHIRO	
TOTAL ENTRADA (lb/Hr)	256003.5		55170	
	ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
LIQUIDO (lb/Hr)	22904	25677	55170	35860.5
GRAVEDAD ESPECIFICA	0.55	0.58	0.59	0.59
COND.TERMICA (BTU/Hr-ft ²)	0.29	0.29	0.22	0.22
CALOR ESPEC. (BTU/lb-F)	1.5	1.5	1.5	1.5
VISCOSIDAD (lb/ft-Hr)	0.3388	0.4114	0.484	0.484
PESO MOLECULAR (lb/lbmol)	17	17	17.03	17.03
VAPOR (lb/Hr)	233099.5	200326.5		19009.5
CALOR LATENTE (BTU/lb-F)	510	550		560
COND.TERMICA (BTU/Hr-ft ²)	1.66x10 ⁻²	6.812x10 ⁻²		1.18x10 ⁻²
CALOR ESPEC. (BTU/lb-F)	2.49	2.49		0.5
VISCOSIDAD (lb/ft-Hr)	2.614x10 ⁻²	2.537x10 ⁻²		2.057x10 ⁻²
DENSIDAD (lb/ft ³)	5.439	5.842		0.3027
TEMPERATURA (F)	42	13	0	0
PRESION (lb/in ²)	2920	2918	30	28
No. PASOS				2
CAIDA DE PRESION (lb/in ²)	PERMITIDA: 2	CALCULADA: 0.1	PERMITIDA: 2	CALCULADA: 0.1
LITRO CORREGIDA (F)			24.73	
CARGA TERMICA (BTU/Hr)			11200000	
COEF.TRANS. (BTU/Hr-ft ² -F)	LIMPIDO: 1066		SERVICIO: 205	
Rd (Hr-ft ² /BTU)		0.004		
PRESION DISEÑO (lb/in ²)	3212		60	
TEMPERATURA DISEÑO (F)	92		50	
CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE				
ESPACIAMIENTO ENTRE MAMPARAS (in):	7	ZOE CORTE:	25	FLUJO: ARRIBA Y ABAJO
No. TUBOS: 1068	D ext. (in): 3/4	BVG: 12	LONG.(ft): 16	ARREGLO: TRIANGULAR 15/15
DI (in) ENVOLVENTE:	35			
PESO HAZ DE TUBOS (lb):	13961	PESO ENVOLVENTE Y HAZ DE TUBOS (lb):	14622	
NOTAS:	ESQUEMA:			
CODIGO:T.E.M.A.				

HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA CAMBIADORES DE CALOR				
PLANTA:	SECCION DE REACCION		HOJA:	9 DE 15
LOCALIZACION:	COSOLECAQUE, VER.		CONTRATO No.:	TESTIS
CLAVE DE LA UNIDAD:	EA-109 AB		FECHA:	1996
SERVICIO DE LA UNIDAD: INTERCAMBIADOR DE PROCESO				
NUMERO DE UNIDADES:	UNA	SUPERFICIE POR UNIDAD:	387.4 FL ²	
TAMANO:	37x240 in	ENVOLVENTE POR UNIDAD:	DDS	
TIPO:	AEU	SUPERFICIE POR ENVOLVENTE:	190.7 FL ²	
POSICION:	HORIZONTAL	ARREGLO DE ENVOLVENTES:	PARALELO	
CONDICIONES DE OPERACION POR UNIDAD				
	ENVOLVENTE		TUBOS	
FLUIDO CIRCULADO	GAS DE SINTESIS SIN AMONACO		GAS DE SINTESIS MAS RECIRCULACION	
TOTAL ENTRADA (lb/Hr)	336538		14994.5	
	ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
LIQUIDO (lb/Hr)				14626
GRAVEDAD ESPECIFICA				0.58
COND. TERMICA (BTU/Hr-FL ² F)				0.29
CALOR ESPEC. (BTU/lbF)				1.5
VISCOSIDAD (lb/ft ² Hr)				0.414
PESO MOLECULAR (lb/lbmol)				17
VAPOR (lb/Hr)	336538	336538	14994.5	129368.5
CALOR LATENTE (BTU/lbF)			460	550
COND. TERMICA (BTU/Hr-FL ² F)	2.896x10 ⁻²	1.745x10 ⁻²	3.24x10 ⁻²	6.812x10 ⁻²
CALOR ESPEC. (BTU/lbF)	2.52	2.47	2.4	2.49
VISCOSIDAD (lb/ft ² Hr)	2.444x10 ⁻²	2.525x10 ⁻²	3.294x10 ⁻²	2.514x10 ⁻²
DENSIDAD (lb/ft ³)	5.261	4.494	4.663	5.887
TEMPERATURA (F)	-10	60	110	10
PRESION (lb/in ²)	2940	2935	2940	2938
Nº. PASOS				2
CAIDA DE PRESION (lb/in ²)	PERMITIDA: 5	CALCULADA: 4.2	PERMITIDA: 2	CALCULADA: 0.1
LARGO CORREGIDA (F)	32.74			
CARGA TERMICA (BTU/Hr)	20171150			
COEF. TRANS. (BTU/Hr-FL ² F)	LIMPIO: 31.52	SERVICIO: 153		
Rd (Hr-FL ² F/BTU)	0.007			
PRESION DISEÑO (lb/in ²)	3234		3234	
TEMPERATURA DISEÑO (F)	110		160	
CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE				
ESPACIAMIENTO ENTRE MAMPARAS (in):	7.4	ZDE CORTE:	25	FLUID: ARRIBA Y ABAJO
Nº. TUBOS: 1200	Ø ext. (in): 3/4	BWG: 18	LONG. (ft): 20	ARREGLO: TRIANGULAR (5/16 in)
Di (in) ENVOLVENTE:	37			
PESO HAZ DE TUBOS (lb):	9624		PESO ENVOLVENTE Y HAZ DE TUBOS (lb): 10498	
NOTAS:	ESQUEMA:			
CODIGO T. E. M. A.				

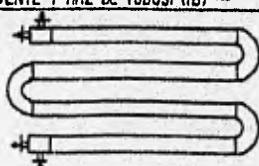
HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA CAMBIADORES DE CALOR				
PLANTA:	SECCION DE REACCION		HOJA:	10 DE 15
LOCALIZACION:	COSOLEACAQUE, VER.		CONTRATO No.:	TESIS
CLAVE DE LA UNIDAD:	EA-110		FECHA:	1996
SERVICIO DE LA UNIDAD: REFRIGERANTE DE AMONIACO DE BAJA TEMPERATURA				
NUMERO DE UNIDADES:	UNA	SUPERFICIE POR UNIDAD:	204.2	ft ²
TAMAÑO:	39*240 in	ENVOLVENTE POR UNIDAD:	UNA	
TIPO:	AEU	SUPERFICIE POR ENVOLVENTE:	204.2	ft ²
POSICION:	HORIZONTAL	ARREGLO DE ENVOLVENTES:	---	
CONDICIONES DE OPERACION POR UNIDAD				
	ENVOLVENTE		TUBOS	
FLUIDO CIRCULADO	GAS DE SINTESIS MAS RECIRCULACION		AMONIACO ANHIDRO	
TOTAL ENTRADA (lb/Hr)	799996		100600	
	ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
LIQUIDO (lb/Hr)	80606	84420	100600	68544
GRAVEDAD ESPECIFICA	0.58	0.60	0.61	0.61
COND. TERMICA (BTU/Hr.Ft.F)	0.29	0.29	0.29	0.29
CALOR ESPEC. (BTU/lb.F)	1.5	1.5	1.5	1.5
VISCOSIDAD (lb/ft.Hr)	0.414	0.484	0.5808	0.5808
PESO MOLECULAR (lb/lbmol)	17	17	17.03	17.03
VAPOR (lb/Hr)	719090	715576		32256
CALOR LATENTE (BTU/lb.F)	550	580		570
COND. TERMICA (BTU/Hr.Ft.F)	6.81*10 ⁻²	3.054*10 ⁻²		1.097*10 ⁻²
CALOR ESPEC. (BTU/lb.F)	2.49	2.54		0.5
VISCOSIDAD (lb/ft.Hr)	2.57*10 ⁻²	2.444*10 ⁻²		1.936*10 ⁻²
DENSIDAD (lb/ft. ³)	5.846	6.12		0.17
TEMPERATURA (F)	12	-6	-28	-28
PRESION (lb/in. ²)	2924	2922	15	13
No. PASOS			2	
CAIDA DE PRESION (lb/in. ²)	PERMITIDA: 2	CALCULADA: 0.9	PERMITIDA: 2	CALCULADA: 0.1
LIMITO CORREGIDA (F)	30.10			
CARGA TERMICA (BTU/Hr)	1960000			
COEF. TRANS. (BTU/Hr.Ft. ² F)	LIMPIO: 144	SERVICIO: 133		
Rd (Hr.Ft. ² Btu)	0.0006			
PRESION DISEÑO (lb/in. ²)	32.6	75		
TEMPERATURA DISEÑO (F)	62	22		
CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE				
ESPACIAMIENTO ENTRE MAMPARAS (in):	7.8	% DE CORTE:	25	FLUIDO: ARRIBA Y ABAJO
No. TUBOS:	130	D ext. (in):	3/4	BWG: 12
		LONG. (ft):	20	ARREGLO: TRIANGULAR 15/16 ft
DI (in) ENVOLVENTE:	39			
PESO HAZ DE TUBOS (lb):	21732	PESO ENVOLVENTE Y HAZ DE TUBOS (lb):	22653	
NOTAS:	ESQUEMA:			
CODIGO: T. E. M. A.				

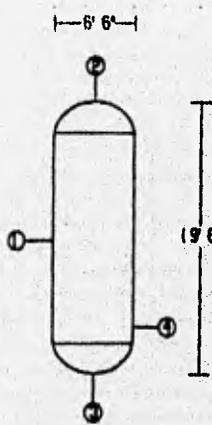
HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA CAMBIADORES DE CALOR				
PLANTA:	SECCION DE REACCION		HOJA:	11 DE 15
LOCALIZACION:	COSOLECAQUE, VER.		CONTRATO No.:	TESIS
CLAVE DE LA UNIDAD:	EA-111		FECHA:	1996
SERVICIO DE LA UNIDAD: PRECALENTADOR DE CARGA DEL CONVERTIDOR DE SINTESIS				
NUMERO DE UNIDADES:	UNA	SUPERFICIE POR UNIDAD:	750.4	ft ²
TAMAÑO:	55.12*624 in	ENVOLVENTE POR UNIDAD:	UNA	
TIPO:	AEU	SUPERFICIE POR ENVOLVENTE:	750.4	ft ²
POSICION:	HORIZONTAL	ARREGLO DE ENVOLVENTES:	---	
CONDICIONES DE OPERACION POR UNIDAD				
	ENVOLVENTE		TUBOS	
FLUIDO CIRCULADO	EFLUENTE DEL CONVERTIDOR		GAS DE SINTESIS	
TOTAL ENTRADA (lb/Hr)	674750		673076	
	ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
(LÍQUIDO (lb/Hr))				
GRAVEDAD ESPECIFICA				
COND. TERMICA (BTU/H-ft ² -F)				
CALOR ESPEC. (BTU/lb-F)				
VISCOSIDAD (lb/ft-Hr)				
PESO MOLECULAR (lb/lb-mol)				
VAPOR (lb/Hr)	674750	674750	673076	673076
CALOR LATENTE (BTU/lb-F)				
COND. TERMICA (BTU/H-ft ² -F)	4.696*10 ⁻²	2.767*10 ⁻²	2.573*10 ⁻²	5.39*10 ⁻²
CALOR ESPEC. (BTU/lb-F)	2.32	2.3	2.55	2.55
VISCOSIDAD (lb/ft-Hr)	3.296*10 ⁻²	4.46*10 ⁻²	3.29*10 ⁻²	2.617*10 ⁻²
DENSIDAD (lb/ft ³)	3.566	4.989	4.59	3.379
TEMPERATURA (F)	307	110	69	291
PRESION (lb/in ²)	2965	2979	3146	3146
No. PASOS				2
CADA DE PRESION (lb/in ²) PERMITIDA: 10	CALCULADA: 6	PERMITIDA: 10	CALCULADA: 0.3	
LÍMITE CORREGIDA (F)	23.4			
CARGA TERMICA (BTU/Hr)	108574000			
COEF. TRANS. (BTU/H-ft ² -F)	LIMPIO: 229	SERVICIO: 136		
Rd (H-ft ² -F/BTU)	0.003			
PRESION DISEÑO (lb/in ²)	3254	3153		
TEMPERATURA DISEÑO (F)	357	351		
CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE				
ESPACIAMIENTO ENTRE PAMPARAS (in):	11	ZDE CORTE:	25	FLUJO: ARRIBA Y ABAJO
No. TUBOS:	5000	D ext. (in):	1/2	BVG: 18
		LONG. (ft):	52	ARREGLO: TRIANGULAR 11/16 in
Di (in) ENVOLVENTE:	55.12			
PESO HAZ DE TUBOS (lb):	67000	PESO ENVOLVENTE Y HAZ DE TUBOS (lb):	70464	
NOTAS:	ESQUEMA:			
CODIGO: T.E.M.A.				

HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA CAMBIADORES DE CALOR				
PLANTA:	SECCION DE REACCION		HOJA: 12 DE: 15	
LOCALIZACION:	COSOLEACAQUE, VER.		CONTRATO No. 1 TESIS	
CLAVE DE LA UNIDAD:	EA-112		FECHA: 1996	
SERVICIO DE LA UNIDAD:	INTERCAMBIADOR DE CALOR DEL CONVERTIDOR DE SINTESIS			
NUMERO DE UNIDADES:	UNA	SUPERFICIE POR UNIDAD:		224.6 ft ²
TAMANO:	39" x 264 in	ENVOLVENTE POR UNIDAD:		UNA
TIPO:	AEU	SUPERFICIE POR ENVOLVENTE:		224.6 ft ²
POSICION:	HORIZONTAL	ARREGLO DE ENVOLVENTES: ---		
CONDICIONES DE OPERACION POR UNIDAD				
	ENVOLVENTE		TUBOS	
FLUIDO CIRCULADO	ALIMENTACION AL CONVERTIDOR		EFLUENTE DEL CONVERTIDOR	
TOTAL ENTRADA (lb/Hr)	655600		674750	
	ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
LIQUIDO (lb/Hr)				
GRAVEDAD ESPECIFICA				
COND. TERMICA (BTU/Hr-ft ² -F)				
CALOR ESPEC. (BTU/lb-F)				
VISCOSIDAD (lb/ft-Hr)				
PESO MOLECULAR (lb/lbmol)				
VAPOR (lb/Hr)	655600	655600	674750	674750
CALOR LATENTE (BTU/lb-F)				
COND. TERMICA (BTU/Hr-ft ² -F)	5.380 x 10 ⁻²	13.43 x 10 ⁻²	14.91 x 10 ⁻²	9.307 x 10 ⁻²
CALOR ESPEC. (BTU/lb-F)	2.58	2.31	2.56	2.33
VISCOSIDAD (lb/ft-Hr)	2.817 x 10 ⁻²	5.05 x 10 ⁻²	4.96 x 10 ⁻²	4.453 x 10 ⁻²
DENSIDAD (lb/ft ³)	3.379	2.70	3.4	2.70
TEMPERATURA (F)	294	750	918	583
PRESION (lb/in ²)	3070	3038	3005	3000
No. PASOS				2
CAIDA DE PRESION (lb/in ²)	PERMITIDA: 10	CALCULADA: 32	PERMITIDA: 10	CALCULADA: 0.5
ALTA CORREGIDA (F)	227.24			
CARGA TERMICA (BTU/Hr)	187200000			
COEF. TRANS. (BTU/Hr-ft ² -F)	LIMPIO: 617	SERVICIO: 143		
Rd (Hr-ft ² -F/BTU)	0.005			
PRESION DISEÑO (lb/in ²)	3377		3306	
TEMPERATURA DISEÑO (F)	825		1010	
CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE				
ESPACIAMIENTO ENTRE MAMPARAS (in):	9	X DE CORTE: 25		FLUJO: ARRIBA Y ABAJO
No. TUBOS: 1330	0 ext. (in): 3/4	BVG: 12	LONG. (ft): 22	ARREGLO: TRIANGULAR 15/16 in
Di (in) ENVOLVENTE:	39			
PESO HAZ DE TUBOS (lb):	23905	PESO ENVOLVENTE Y HAZ DE TUBOS (lb):		24918
NOTAS:	ESQUEMA:			
CODIGO: T. E. M. A.				

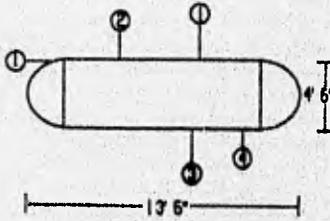
HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA CAMBIADORES DE CALOR				
PLANTA:	SECCION DE REACCION		HOJA: 13 DE: 15	
LOCALIZACION:	COSOLEACAQUE, VER.		CONTRATO No.: TESIS	
CLAVE DE LA UNIDAD:	EA-113 AB		FECHA: 1996	
SERVICIO DE LA UNIDAD:	ENFRIADOR DEL EFLUENTE DEL REACTOR			
NUMERO DE UNIDADES:	UNA	SUPERFICIE POR UNIDAD:	816.8	ft ²
TAMANO:	39" x 40 in	ENVOLVENTE POR UNIDAD:	DOS	
TIPO:	AEU	SUPERFICIE POR ENVOLVENTE:	408.4	ft ²
POSICION:	HORIZONTAL	ARREGLO DE ENVOLVENTES:	PARALELO	
CONDICIONES DE OPERACION POR UNIDAD				
	ENVOLVENTE		TUBOS	
FLUIDO CIRCULADO	AGUA PARA CALDERA		EFLUENTE DEL CONVERTIDOR	
TOTAL ENTRADA lb/Hr	227546		674750	
	ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
LIQUIDO (lb/Hr)	227546	227546		
GRAVEDAD ESPECIFICA	0.88	0.85		
COND. TERMICA (BTU/Hr-ft ² -F)	0.402	0.391		
CALOR ESPEC. (BTU/lb-F)	1.10	1.07		
VISCOSIDAD (lb/ft-Hr)	0.5868	0.2286		
PESO MOLECULAR (lb/lbmol)	18	18		
VAPOR (lb/Hr)			674750	674750
CALOR LATENTE (BTU/lb-F)				
COND. TERMICA (BTU/Hr-ft ² -F)			9.307 x 10 ⁻²	4.698 x 10 ⁻²
CALOR ESPEC. (BTU/lb-F)			2.33	2.32
VISCOSIDAD (lb/ft-Hr)			4.453 x 10 ⁻²	4.116 x 10 ⁻²
DENSIDAD (lb/ft ³)			2.701	3.566
TEMPERATURA (F)	240	548	583	307
PRESSION (lb/in ²)	311.6	311.4	1600	1598
No. PASOS				2
CAIDA DE PRESSION (lb/in ²)	PERMITIDA: 2	CALCULADA: 0.6	PERMITIDA: 2	CALCULADA: 0.2
LIMTO CORREGIDA (F)		49.28		
CARGA TERMICA (BTU/Hr)		74990000		
COEF. TRANS. (BTU/Hr-ft ² -F)	LIMPIDO: 417		SERVICIO: 232	
Rd (Hr-ft ² -F/BTU)		0.001		
PRESSION DISENO (lb/in ²)	3428		1750	
TEMPERATURA DISENO (F)	603		64	
CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE				
ESPACIAMIENTO ENTRE MAMPARAS (in):	7.8	ZDE CORTE: 25	FLUJO: ARRIBA Y ABAJO	
No. TUBOS: 1300	Ø ext. (in): 3/4	BWG: 12	LONG. (ft): 40	ARREGLO: TRIANGULAR 15/16 in
Di (in) ENVOLVENTE:	39			
PESO MAZ DE TUBOS (lb):	43464	PESO ENVOLVENTE Y MAZ DE TUBOS (lb):	45307	
NOTAS:	ESQUEMA:			
CODIGO: T.E.N.A.				

HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA CAMBIADORES DE CALOR				
PLANTA:	SECCION DE REACCION		HOJA:	14 DE 15
LOCALIZACION:	COSOLEACAQUE VER.		CONTRATO No.:	TESTIS
CLAVE DE LA UNIDAD:	EA-11.4		FECHA:	1996
SERVICIO DE LA UNIDAD: SEGUNDO ENFRIADOR DEL GAS DE PURGA				
NUMERO DE UNIDADES:	UNA	SUPERFICIE POR UNIDAD:	63.9	ft ²
TAMAÑO:	15 1/4" x 92 in	ENVOLVENTE POR UNIDAD:	UNA	
TIPO:	AEU	SUPERFICIE POR ENVOLVENTE:	63.9	ft ²
POSICION:	HORIZONTAL	ARREGLO DE ENVOLVENTES:	---	
CONDICIONES DE OPERACION POR UNIDAD				
FLUIDO CIRCULADO	ENVOLVENTE		TUBOS	
	AMONIACO ANHIDRO		GAS DE PURGA	
TOTAL ENTRADA (lb/Hr)	3763		13508	
	ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
LIQUIDO (lb/Hr)	3763	301		1764
GRAVEDAD ESPECIFICA	0.59	0.59		0.59
COND. TERMICA (BTU/Hr-ft ² -F)	0.29	0.29		0.29
CALOR ESPEC. (BTU/lb-F)	1.5	1.5		1.5
VISCOSIDAD (lb/ft-Hr)	0.484	0.484		0.4235
PESO MOLECULAR (lb/lbmol)	17.03	17.03		17
VAPOR (lb/Hr)		3462	13508	11744
CALDR LATENTE (BTU/lb-F)		560		550
COND. TERMICA (BTU/Hr-ft ² -F)		1.18 x 10 ⁻²	2.70 x 10 ⁻²	6.73 x 10 ⁻²
CALOR ESPEC. (BTU/lb-F)		0.5	2.496	2.462
VISCOSIDAD (lb/ft-Hr)		2.057 x 10 ⁻²	4.361 x 10 ⁻²	8.525 x 10 ⁻²
DENSIDAD (lb/ft ³)		0.116	5.097	6.315
TEMPERATURA (F)	0	0	100	9
PRESION (lb/in ²)	30	20	2965	2963
No. PASOS				2
CAIDA DE PRESION (lb/in ²)	PERMITIDA: 2	CALCULADA: 0.1	PERMITIDA: 2	CALCULADA: 0.1
LIMD CORREGIDA (F)		38.57		
CARGA TERMICA (BTU/Hr)		2000000		
COEF. TRANS. (BTU/Hr-ft ² -F)	LIMPIO: 100		SERVICIO: 60	
Rd (Hr-ft ² -F/BTU)		0.006		
PRESION DISEÑO (lb/in ²)	75		3262	
TEMPERATURA DISEÑO (F)	50		150	
CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE				
ESPACIAMIENTO ENTRE MAMPARAS (in):	3.05	% DE CORTE:	25	FLUJO: ARRIBA Y ABAJO
No. TUBOS:	138	D ext. (in):	3/4	BVG: 12
		LONG. (ft):	16	ARREGLO: TRIANGULAR 1 in
DI (in) ENVOLVENTE:	15 1/4			
PESO HAZ DE TUBOS (lb):	1804	PESO ENVOLVENTE Y HAZ DE TUBOS (lb):	2092	
NOTAS:	ESQUEMA:			
CODIGO: T E M A				

HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA CAMBIADORES DE CALOR				
PLANTA:	SECCION DE REACCION		HOJA:	15 DE 15
LOCALIZACION:	COSOLEACAQUE, VER.		CONTRATO No.:	TESTS
CLAVE DE LA UNIDAD:	EB-10		FECHA:	1996
SERVICIO DE LA UNIDAD: PRIMER ENFRIADOR DE GAS DE PURGA				
NUMERO DE UNIDADES:	UNA	SUPERFICIE POR UNIDAD:	50.3 ft ²	
TAMANO:	3/2 * 192 in	ENVOLVENTE POR UNIDAD:	---	
TIPO:	DOBLE TUBO	SUPERFICIE POR ENVOLVENTE:	---	
POSICION:	HORIZONTAL	ARREGLO DE ENVOLVENTES:	---	
CONDICIONES DE OPERACION POR UNIDAD				
	ANULO		TUBO	
FLUIDO CIRCULADO	FLASH GAS		GAS DE PURGA	
TOTAL ENTRADA (lb/Hr)	10773		13508	
	ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
LIQUIDO (lb/Hr)				
GRAVEDAD ESPECIFICA				
COND. TERMICA (BTU/Hr-ft ² -F)				
CALOR ESPEC. (BTU/lb-F)				
VISCOSIDAD (lb/ft-Hr)				
PESO MOLECULAR (lb/mol)				
VAPOR (lb/Hr)	10773	10773	13508	13508
CALOR LATENTE (BTU/lb-F)				
COND. TERMICA (BTU/Hr-ft ² -F)	0.1179	0.0806	0.0316	0.0316
CALOR ESPEC. (BTU/lb-F)	2.50	2.55	2.3	2.3
VISCOSIDAD (lb/ft-Hr)	2.71 * 10 ⁻²	2.66 * 10 ⁻²	3.33 * 10 ⁻²	2.71 * 10 ⁻²
DENSIDAD (lb/ft ³)	4.989	5.097	5.452	5.290
TEMPERATURA (F)	-10	2	110	100
PRESION (lb/in ²)	2945	2308	2975	2973
No. PASOS			2	
CAIDA DE PRESION (lb/in ²)	PERMITIDA: 10	CALCULADA: 7	PERMITIDA: 2	CALCULADA: 1.6
LMTD CORREGIDA (F)	108.99			
CARGA TERMICA (BTU/Hr)	113428			
COEF. TRANS. (BTU/Hr-ft ² -F)	LIMPIO: 106		SERVICIO: 80	
Rd (Hr-ft ² -BTU)	0.0096			
PRESION DISEÑO (lb/in ²)	3240		3273	
TEMPERATURA DISEÑO (F)	52		160	
CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE				
ESPACIAMIENTO ENTRE MAMPARAS (in):	---	% DE CORTE:	---	FLUJO:
No. TUBOS:	---	D ext. (in):	---	BWG:
Di (in) ENVOLVENTE:	---	LONG. (ft):	---	ARREGLO:
PESO HAZ DE TUBOS (lb):	---	PESO ENVOLVENTE Y HAZ DE TUBOS (lb) ---		
NOTAS:	ESQUEMA:			
				

HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA RECIPIENTES				
PLANTA:	SECCION DE REACCION	HOJA: 3	DE: 5	
LOCALIZACION:	COSOLECAQUE, VER.	CONTRATO No.:	TESTIS	
CLAVE DE LA UNIDAD:	FA-103	FECHA:	1996	
SERVICIO DE LA UNIDAD: TAMBOR DE SEPARACION DE AMONIACO				
NUMERO DE UNIDADES: UNA				
POSICION: VERTICAL				
TIPO DE FLUIDO: GAS DE SINTESIS MAS RECIRCULACION				
FLUJO (ft ³ /seg):	36.3	DENSIDAD (lb/ft ³):	6.117	
CONDICIONES DE OPERACION POR UNIDAD				
TEMPERATURA DE OPERACION (F):	-10	MAXIMA (F):	-10	
		DISEÑO (F):	40	
PRESION OPERACION (lb/in ²):	2885	MAXIMA (lb/in ²):	2885	
		DISEÑO (lb/in ²):	3174	
LONGITUD TANGENTE A TANGENTE: 19' 6"				
DIAMETRO: 6' 6"		CAPACIDAD TOTAL (ft ³): 791		
NIVEL NORMAL (in):	140	NIVEL MAXIMO (in):	180	
		NIVEL MINIMO (in):	6	
ALARMA ALTO NIVEL (in):		ALARMA BAJO NIVEL (in):	PARD (in): 6	
MATERIAL CARCASON: ACERO AL CARBON		MATERIAL CABEZAS: ACERO AL CARBON		
CORROSION PERMITIDA CARCASON (in):		1/8	CORROSION PERMITIDA CABEZAS (in):	
AISLAMIENTO: SI		RECUBRIMIENTO INTERNO: NO		
BOQUILLAS			ESQUEMA: 	
No.	CANTIDAD	DIAM. NOMINAL		SERVICIO
1	1	6 in		ALIMENTACION
2	1	6 in		VALVULA VAPOR
3	1	8 in		VALVULA LIQUIDO
4	1	10 in		SERVICIO
NOTAS:				

HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA RECIPIENTES				
PLANTA:	SECCION DE REACCION		HOJA: 4 DE: 5	
LOCALIZACION:	COSOLEACAQUE, VER.		CONTRATO No.: TESIS	
CLAVE DE LA UNIDAD:	FA-104	FECHA: 1986		
SERVICIO DE LA UNIDAD: SEGUNDO TAMBO DE SEPARACION DE AMONIACO				
NUMERO DE UNIDADES: UNA				
POSICION: HORIZONTAL				
TIPO DE FLUIDO: AMONIACO ANHIRO				
FLUIDO (lb/3.00g): 0.96		DENSIDAD (lb/ft ³): 37.26		
CONDICIONES DE OPERACION POR UNIDAD				
TEMPERATURA DE OPERACION (F): -8		MAXIMA (F): -8	DISEÑO (F): 42	
PRESION OPERACION (lb/in ²): 355		MAXIMA (lb/in ²): 355	DISEÑO (lb/in ²): 391	
LONGITUD TANGENTE A TANGENTE: 13' 6"				
DIAMETRO: 4' 6"		CAPACIDAD TOTAL (ft ³):		
NIVEL NORMAL (in): 21	NIVEL MAXIMO (in): 42	NIVEL MINIMO (in): 6		
ALARMA ALTO NIVEL (in):	ALARMA BAJO NIVEL (in):	PARO (in): 6		
MATERIAL CASCARON: ACERO AL CARBON		MATERIAL CAEZAS: ACERO AL CARBON		
CORROSION PERMITIDA CASCARON (in): 1/8		CORROSION PERMITIDA CAEZAS (in): 1/8		
AISLAMIENTO: SI		RECUBRIMIENTO INTERNO: NO		
BOQUILLAS			ESQUEMA.	
No.	CANTIDAD	DIAM. NOMINAL		SERVICIO
1	2	2/4 in		ALIMENTACION
2	1	1 in		SALIDA VAPOR
3	1	1 in		SALIDA LIQUIDO
4	1	8 in		SERVICIO
NOTAS:				



HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA COMPRESORES DE CUATRO ETAPAS					
PLANTA:	SECCION DE REACCION			HOJA:	1 DE 1
LOCALIZACION:	COROLEACQUE, VER.			CONTRATO No.:	TESIS
CLAVE DE LA UNIDAD:	68-101			FECHA:	1988
SERVICIO DE LA UNIDAD:	COMPRESOR DE SINTESIS				
NUMERO DE UNIDADES:	UNA				
CONDICIONES DE PROCESO POR ETAPA					
PRIMERA ETAPA			SEGUNDA ETAPA		
FLUIDO COMPRIMIDO	GAS DE SINTESIS FRESCO		FLUIDO COMPRIMIDO	GAS DE SINTESIS	
CORROSIVO/NO CORROSIVO	CORROSIVO		CORROSIVO/NO CORROSIVO	CORROSIVO	
FLUIDO COMPR. (FL ³ /Hr)	6400		FLUIDO COMPR. (FL ³ /Hr)	13000	
TERCERA ETAPA			CUARTA ETAPA		
FLUIDO COMPRIMIDO	GAS DE SINTESIS		FLUIDO COMPRIMIDO	G. SINT. + RECIRCULACION	
CORROSIVO/NO CORROSIVO	CORROSIVO		CORROSIVO/NO CORROSIVO	CORROSIVO	
FLUIDO COMPR. (FL ³ /Hr)	6400		FLUIDO COMPR. (FL ³ /Hr)	14000	
CONDICIONES DE OPERACION POR ETAPA					
PRIMERA ETAPA			SEGUNDA ETAPA		
	ENTRADA	DESCARGA		ENTRADA	DESCARGA
PRESION (lb/in ²)	302	710	PRESION (lb/in ²)	740	1.000
TEMPERATURA (F)	100	60	TEMPERATURA (F)	100	60
DENSIDAD (lb/FL ³)	0.95	0.90	DENSIDAD (lb/FL ³)	1.00	1.00
VISCOSIDAD (lb/FLseg)	0.0008	0.0008	VISCOSIDAD (lb/FLseg)	0.0008	0.0008
TERCERA ETAPA			CUARTA ETAPA		
PRESION (lb/in ²)	1.000	2.000	PRESION (lb/in ²)	2.000	3.000
TEMPERATURA (F)	60	60	TEMPERATURA (F)	60	60
DENSIDAD (lb/FL ³)	2.150	2.000	DENSIDAD (lb/FL ³)	1.000	1.000
VISCOSIDAD (lb/FLseg)	0.0008	0.0008	VISCOSIDAD (lb/FLseg)	0.0008	0.0008
NOTAS:					

IX CONCLUSIONES.

- El amoníaco, objeto de estudio de la presente tesis, es un producto petroquímico básico que en nuestro país va tomando cada día mayor importancia debido a que presenta una gran cantidad de aplicaciones siendo de éstas la que alcanza un alto grado de comercialización el de la elaboración de insumos agrícolas. Se pudo observar que afortunadamente México logró, a partir de 1978, autosuficiencia en lo que se refiere a la producción de amoníaco, manteniendo una demanda interna satisfactoria y generando un ligero excedente para exportación.

- Básicamente, los tres procesos para la obtención del amoníaco constan de los mismos pasos, la diferencia entre ellos radica en la preparación del gas de síntesis y del tipo de materia prima empleada para tal efecto, ya que de ésta se obtiene el hidrógeno requerido, así que la elección de una carga con respecto a otra han sido enfocada hacia la que proporcione un mayor rendimiento de hidrógeno al más bajo precio posible.

Los procesos antes mencionados y a partir de quienes se realizó la evaluación son: Hidrógeno electrolítico; cuya materia prima es el agua a partir de la cual y por medio de un proceso electroquímico se separa obteniendo hidrógeno y oxígeno de alta pureza, Oxidación parcial; cuya carga se basa principalmente en carbón o hidrocarburos pesados quienes son gasificados con oxígeno para con la posterior adición de vapor formar hidrógeno y monóxido de carbono, y finalmente Reformación con vapor; donde se emplean hidrocarburos ligeros o fácilmente vaporizables que al reaccionar con vapor produce el gas de síntesis.

Del primer análisis que se realizó para discriminar el tipo de proceso, se consideró la materia prima empleada así como su disponibilidad, siendo éstas: agua para hidrógeno electrolítico, combustóleo para oxidación parcial y gas natural para reformación con vapor. Inmediatamente se descartó el empleo del primer proceso tan sólo por el elevado consumo de energía eléctrica, ya que para

CONCLUSIONES

producir 1 tonelada de amoníaco se requieren 8632 Kw-hr. es por esto que este tipo de procesos abarca únicamente el 0.7% de la capacidad mundial de producción y es empleado en países como Noruega, Canadá y Egipto pues es aquí donde se encuentra la electricidad disponible a menor costo.

Al realizar la discriminación para los otros dos procesos restantes, se consideró de igual forma que la materia prima se encontrara disponible en nuestro país, analizando para ello tanto la producción como las ventas internas del gas natural y del combustóleo no sólo en el presente, sino que se proyectó hasta el año 2018 debido a que se considera un tiempo razonable entre la puesta en operación de la planta y el tiempo de vida útil de la misma, de este estudio se observó que aún al incrementarse ligeramente las ventas del gas natural estas siempre quedarán cubiertas por su producción, no así para el caso del combustóleo quien requiere más de lo que produce.

Aunado a este análisis se desarrollaron dos más como factores determinantes para seleccionar aquél proceso que fuera adecuado, se compararon nuevamente pero ahora en base a consumos e inversiones estimadas para una planta común que produce 330000 ton/día de amoníaco, obteniéndose como resultados:

- * Reformación con vapor de gas natural 336.09
- * Oxidación parcial de carbón 505.85
- * Oxidación parcial de combustóleo 408.90

De estos valores se concluye que el producir amoníaco vía reformación con vapor del gas natural cuesta 17.80% menos que el producirlo vía oxidación parcial con combustóleo y 33.55% menos que el producirlo vía oxidación parcial con carbón.

Para completar esta comparación se realizó un análisis de punto de equilibrio de los procesos involucrados, obteniéndose como resultados:

a) El proceso de reformación con vapor de gas natural alcanzaría su punto de equilibrio a los 131 días de operación de la planta,

b) En el proceso de oxidación parcial del combustóleo, se empezarían a obtener ganancias alrededor de un año, es decir aproximadamente 335 días de haber puesto en operación la planta, tomando como base 330 días de operación de la misma.

Por lo tanto, el proceso que posee las características económicas más adecuadas es el de reformación con vapor utilizando como materia prima gas natural.

- Considerando ahora el proceso de reformación con vapor del gas natural, se analizaron todas y cada una de las tecnologías tomando como base cinco tipos de análisis diferentes los cuales únicamente involucran aspectos referentes al proceso tales como de tecnologías (es decir disponibilidad de información, comercialización, número de secciones, etc.), de equipo (utilizando criterios como # de equipos, equipo crítico, disponibilidad, etc.), de proceso (criterios genéricos como presión, temperatura, # de reacciones, fase de la/s reacciones catalizador, etc.), ecológico (produce emisiones contaminantes al ambiente, tratamiento de efluentes, reciclaje, etc.), energético (empleando criterios como integración térmica tanto del proceso como con otras plantas, consumo de servicios auxiliares, etc.). En base a los resultados obtenidos a partir del total de los cinco anteriores, se observa que las tecnologías que consiguieron las calificaciones más altas fueron:

Tecnología	puntuación
* AMV Process	111
* M.W.Kellogg Co.	132
* Pritchard Co.	92

Al agregar a los resultados anteriores el análisis económico realizado, donde se consideraron tanto el factor de aceptación de Peters, como el factor de seis décimas se obtuvieron los siguientes resultados:

Tecnología	factor de aceptación
* AMV Process	0.486
* M.W.Kellogg Co.	0.442
* Pritchard Co.	0.460

Tecnología	factor de 6 décimas
	\$/Ton
* AMV Process	436.77
* M.W.Kellogg Co.	430.83
* Pritchard Co.	724.84

Por lo tanto se concluye que la tecnología más aceptable es la M.W. Kellogg, quedando como una segunda alternativa de selección la AMV Process, ya que la tecnología Pritchard Co. Aún cuando pareciera tener un aceptable factor de Peters y conviniera en cuanto al aspecto tecnológico, el factor de seis décimas, donde se involucran costos de materia prima y servicios auxiliares, indica que se trata de un proceso altamente costoso, por lo cual queda eliminado inmediatamente.

- Como se ha podido apreciar, una evaluación tecnológica es una herramienta muy útil para el desarrollo de un proceso, ya que a partir de ésta se puede (utilizando adecuados criterios) inferir o determinar si un proceso o tecnología se encuentra lo suficientemente calificado para llevarse a cabo, debido a que se analizan los aspectos más importantes involucrados dentro del mismo. Esto no quiere decir que sea un factor determinante para la elección de un proceso, porque también debe de tomarse en cuenta que económicamente sea viable, ya que aún cuando se cuente con un excelente proceso que

reúna las mejores características tanto del proceso, de tecnología, ecológicas, energéticas, de seguridad, etc., si su análisis económico resulta muy elevado, muy probablemente éste proceso no pueda llevarse a gran escala.

- El alcance de la tesis fue más allá de lo esperado ya que se logró desarrollar u poco de Ingeniería Básica y presentar en perfil de la misma para una de las secciones más importantes de la planta; siendo ésta la sección de reacción; con ello se abarcó no sólo una evaluación tecnológica sino también el campo de la Ingeniería propiamente dicha.

X APENDICE.

X.1 Análisis del punto de equilibrio.

Los cálculos del punto de equilibrio pueden llevarse a cabo algebraicamente mediante:

$$Q = \frac{F}{(P - v)}$$

Donde:

Q = Punto de equilibrio en cantidad.

F = Costos fijos en operación.

P = Precio de venta por unidad.

v = Costos variables por unidad.

Así, para el caso del Gas Natural se tiene que:

$$Q = \frac{3.598E+7}{(497.62 - 222.09)} = 1.306E+5 \text{ ton}$$

si se producen 330,000 ton/año; 330 días/año se tiene:

$$1.306E+5 \text{ ton} \cdot \frac{1 \text{ año}}{330,000 \text{ ton}} \cdot \frac{330 \text{ días}}{1 \text{ año}} = 131 \text{ días de operación}$$

Lo que indica que en menos de medio año de operación ya se tendrían utilidades.

Para el caso del Combustóleo:

$$Q = \frac{4.896E+7}{(497.62 - 350.81)} = 3.333E+5 \text{ ton}$$

si se producen 330,000 ton/año; 330 días/año se tiene:

$$3.333E+5 \text{ ton} \cdot \frac{1 \text{ año}}{330,000 \text{ ton}} \cdot \frac{330 \text{ días}}{1 \text{ año}} = 335 \text{ días de operación}$$

Es decir, hasta ligeramente pasado un año se obtendrían utilidades.

X.2 Análisis económico.

Los consumos^b para cada tecnología son:

CONSUMO	AMV	H TOPSOE	KELLOGG	PRITCHARD	UHDE
GAS NATURAL (Kcal/Ton)	6.93E+6	7.00E+6	6.30E+6	6.55E+6	6.90E+6
ENERGIA ELECTRICA (Kv-Hr/Ton)	48	9	20	755	48
VAPOR (Ton/Ton)	0.450	0.450	0.450	0.450	0.450
H2O ENFRIAMIENTO (m ³ /Ton)	9.70	270	9.56	9.84	9.70
BFV (m ³ /Ton)	1.768	1.768	1.814	1.722	1.768

^b FUENTE: "Hydrocarbon Processing"

X.3 Programa para el cálculo de condensador de una mezcla con no condensables.

```

CLE
1 PRINT "***CALCULO DE CONDENSADORES PARCIALES CON NO CONDENSABLES***"
2 REM "COEFICIENTE HI (TUBOS)"
4 PRINT "***CALCULO DEL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE LOS TUBOS***"
5 INPUT "Nº DE TUBOS="; Nt
6 INPUT "Nº DE PASOS POR LOS TUBOS="; Np
7 INPUT "ÁREA DE FLUJO POR TUBO="; At
8 INPUT "GASTO DEL FLUIDO FRIO="; Ft
9 INPUT "GASTO DEL FLUIDO CALIENTE="; Wc
10 INPUT "DENSIDAD DEL FLUIDO FRIO="; D
11 INPUT "DIAMETRO INTERNO DEL TUBO="; Di
12 INPUT "DIAMETRO EXTERNO DEL TUBO="; De
13 INPUT "DIAMETRO EQUIVALENTE (FIG 29)="; Deq
14 INPUT "LONGITUD DE LOS TUBOS="; L
15 A = (Nt * At) / (144 * Np)
16 Gt = Ft / A
17 V = Gt / (3600 * D)
18 PRINT "VELOCIDAD POR LOS TUBOS="; V
19 INPUT "COEFICIENTE hio (FIG 25)="; hi
20 Hio = hi * (Di / De)
21 PRINT "hio="; Hio
22 INPUT "DIAMETRO DE LA CORAZA="; Dc
23 INPUT "CLARO="; CL
24 INPUT "ESPACIAMIENTO ENTRE MAMPARAS="; EM
25 INPUT "PITCH="; Pit
26 INPUT "DENSIDAD DE LA MEZCLA="; DM
27 INPUT "DIFUSIVIDAD DEL VAPOR EN EL GAS="; Dab
28 INPUT "PRESION TOTAL DE ENTRADA DEL VAPOR="; Pt; Pt = (Pt + 14.7) / 14.7
29 INPUT "HOLES DE VAPOR A LA ENTRADA="; H
30 INPUT "CUANTOS COMPONENTES CONFORMAN EL GAS="; N
31 DIM G(N); Mq = 0; DIM Y(N); MNC = 0; CPM = 0; KN = 0; VM = 0; Wnc = 0
35 FOR I = 1 TO N
40 PRINT "HOLES DEL GAS("; I; ")="; INPUT G(I)
45 Mq = Mq + G(I)
50 NEXT I
51 REM "CALCULO DE PROPIEDADES DEL NO CONDENSABLE"
52 PRINT "***CALCULO DE LAS PROPIEDADES DE LOS NO CONDENSABLES***"
55 MT = Mq + M; Yv = M / MT
56 INPUT "PESO MOLECULAR DE LA MEZCLA="; P
57 INPUT "Cp DEL VAPOR="; Cpv
58 INPUT "VISCOSIDAD DEL VAPOR="; Vv
59 INPUT "K DEL VAPOR="; Kv
60 INPUT "PESO MOLECULAR DEL VAPOR="; PMv
61 FOR I = 1 TO N
65 Y(I) = G(I) / MT
66 PRINT "Cp DEL COMPONENTE i("; I; ")="; INPUT C(I)
67 PRINT "VISCOSIDAD DEL COMPONENTE i("; I; ")="; INPUT VI(I)
68 PRINT "CONDUCTIVIDAD TERMICA DEL COMPONENTE i("; I; ")="; INPUT K(I)
69 PRINT "PESO MOLECULAR DEL COMPONENTE i("; I; ")="; INPUT Pm(I)
70 MNC = MNC + G(I)

```

```

71 Wnc = (Y(I) * Pm(I) + Wnc) * 2.4
72 PF = (F + Wc) / MT
73 ZZ = PF / Wnc
74 UM = (Y(I) * Pm(I) / V(I)) + UM
75 CPM = C(I) * Y(I) + CPM
76 KM = Y(I) * K(I) - KM
77 NEXT I
78 W = (F / (UM + (CV * (M / MT)))) * 2.4
80 PRINT "MOLES TOTALES="; MT: PRINT "MOLES DE NO CONDENSABLES="; MNC
81 PRINT "VISCOSIDAD DE LOS NO CONDENSABLES="; ZZ
82 PRINT "CG DE LOS NO CONDENSABLES="; CPM
83 PRINT "CONDUCTIVIDAD TERMICA DE LOS NO CONDENSABLES="; KM
85 REM "CALCULO DE PRESIONES DE VAPOR Y CARGA TERMICA"
90 PRINT "***CALCULO DE PRESIONES DE VAPOR Y CARGA TERMICA***"
91 INPUT "*TEMPERATURA DE INICIO="; T1
94 INPUT "*INTERVALO DE TEMPERATURA="; T
95 DT = T1 - T
100 U = 6.15717 - (2147.46 / (T1 + 460))
105 UU = 6.15717 - (2147.46 / (T + 460))
110 Pvi = (10 ^ U) / 14.7: Pvt = (10 ^ UU) / 14.7
115 Pgi = Pt - Pvi: Pgt = Pt - Pvt
120 PRINT "PRESION DE VAPOR AL INICIO="; Pvi
125 PRINT "PRESION DE VAPOR AL INTERVALO="; Pvt
130 PRINT "PRESION DEL GAS AL INICIO="; Pgi
135 PRINT "PRESION DEL GAS AL INTERVALO="; Pgt
140 REM "MOLES DE VAPOR A LA SALIDA Y MOLES DE CONDENSADO"
142 PRINT "***CALCULO DE LAS MOLES DEL VAPOR A LA SALIDA Y MOLES DE CONDENSADO***"
145 Mst = Mq * (Pvt / Pgt)
150 Mct = M - Mst
156 PRINT "MOLES DE VAPOR REMANENTE AL FINAL DEL INTERVALO="; Mst
165 PRINT "MOLES DE VAPOR CONDENSADO AL INTERVALO="; Mct
168 PRINT "***CALCULO DE CALOR TOTAL EN EL INTERVALO***"
170 INPUT "*CALOR LATENTE DE VAPORIZACION A LA TEMPERATURA DEL INTERVALO="; L
175 Qc = Mct * PMV * L + Cpv * DT * Mct * PMV
180 Qvnc = Mst * PMV * Cpv * DT
190 Qg = Wnc * CPM * DT
200 Qt = Qc + Qvnc + Qg
210 PRINT "CALOR DE CONDENSACION EN EL INTERVALO="; Qc
220 PRINT "CALOR DEL VAPOR NO CONDENSADO EN EL INTERVALO="; Qvnc
230 PRINT "CALOR DE LOS NO CONDENSABLES EN EL INTERVALO="; Qg
240 PRINT "CALOR TOTAL EN EL INTERVALO="; Qt
250 REM "DETERMINACION DE U DT POR PRUEBA Y ERROR"
260 PRINT "***CALCULO DEL COEFICIENTE DE LA CORAZA PARA LA MEZCLA DE GAS QUE ENTRA***"
320 A = Ds * CL * (EM / (144 * P1))
330 Gs = Wc / A
340 Re = (Gs * (Deq / 12)) / W
350 PRINT "No DE REYNOLDS="; Re
360 INPUT "*Jh (FIG2B)="; Jh
370 Pr = ((CPM * (M / MT) * Cp) * W) / (KM + (Kv * (M / MT))) ^ (1 / 3)
380 Ho = Jh * (KM + (Kv * (M / MT))) / (Deq / 12) * Pr

```

```

590 Dr = (((CPH + (H / HT) * Cp) * W) / (KH + (Kv * (H / HT)))) * (2 / 3)
595 CTE = (W / (D * Dab)) * (2 / 3)
400 Kg = (Ho * Dr) / ((CPH + (H / HT) * Cp) * P * CTE)
450 PRINT "CALCULO DE UDT POR FRUERA Y ERROR"
500 INPUT "TEMPERATURA DE SALIDA DEL FLUIDO FRIO="; Tf
410 Dtf = Ti - Tf
615 INPUT "TEMPERATURA SUPUESTA DE CONDENSACION="; Tc
618 INPUT "CALOR LATENTE A LA TEMPERATURA SUPUESTA="; LA
620 Pc = 6.1597 - (2147.46 / (Tc + 460)); Pci = (10 * Pc) / 14.7
625 Pg = Pt - Pci
630 Pgf = (Pg - Pgi) / (2.3 * LOG(Pg / Pgi))
635 X = (Ho * (Ti - Tc)) + (Kg * Phv * LA * (Pvi - Pci))
640 Z = Ho * (Tc - Tf)
642 PRINT "ECUACION (13.32a)="; X
644 PRINT "ECUACION (13.32b)="; Z
645 IF (X - Z) <= 1000 OR (X - Z) >= -1000 THEN GOTO 650 ELSE GOTO 615
650 UDT = (X + Z) / 2
655 Ut = UDT / (Ti - Tf)
700 PRINT "COEFICIENTE TOTAL DE TRANSFERENCIA="; Ut
725 PRINT "DESEAS CALCULAR OTRO INTERVALO? (SI = 1 / NO = 2)"; INPUT XX
730 IF XX = 1 THEN GOTO 30
750 REM "CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION"
800 PRINT "***CAIDA DE PRESION POR CORAZA***"
850 PRINT "REYNOLDS POR CORAZA="; Re
900 INPUT "FACTOR DE FRICCION (FIG 29)="; Ff
950 NU = 12 * Lt / EM
1000 DPS = (Ff * (Gs ^ 2) * (Ds / 12) * NU) / (2 * 5.22E+10 * Deq * DH)
1100 PRINT "CAIDA DE PRESION POR LA CORAZA="; DPS
1110 PRINT "***CAIDA DE PRESION POR TUBOS***"
1120 Rt = Gt * D1 / W
1125 PRINT "REYNOLDS POR TUBOS="; Rt
1130 INPUT "FACTOR DE FRICCION POR TUBOS (FIG26)="; Fft
1135 Dft = (Fft * (Gt ^ 2) * L * 2) / (5.22E+10 * (D1 / 12) * D)
1140 PRINT "MASA VELOCIDAD POR TUBOS="; Gt
1145 INPUT "(U^2/2gc)="; Cv
1150 DPR = (8 / D) * Cv
1155 DF = Dft + DPR
1160 PRINT "CAIDA DE PRESION POR LOS TUBOS="; DP
1165 GOTO 1

```

XI BIBLIOGRAFIA.

- Brown, Frank. "Make ammonia from coal"
Hydrocarbon Processing November 1977 pp.361-366
- Buividas, L.J. et al. "Advanced ammonia technology"
Hydrocarbon Processing April 1972 pp.127-130
- Camacho Guerrero, Miguel A. Tesis "Desarrollo de la Ingeniería básica y DTI para un sistema criogénico para almacenar y distribuir amoníaco líquido"
Facultad de Química UNAM 1985 pp.1-2
- Espinosa Escobar, Jesús M. Tesis "Modificaciones al sistema de enfriamiento del equipo de refrigeración de amoníaco en Salina Cruz, Oaxaca"
Facultad de Química UNAM 1975 pp.1-2
- Franzen, E. Johannes. et al. "Gasify coal for petrochemicals"
Hydrocarbon Processing November 1976 pp.134-138
- Hess, Martin. "Ammonia: Coal versus gas"
Hydrocarbon Processing November 1976 pp.97-101
- Kern, Donald. "Procesos de transferencia de calor"
Editorial C.E.C.S.A. México 1990
- Kirk & Othmer. "Encyclopedia of Chemical Technology"
Vol.2 Ammonia.
- Kirk & Othmer. "Encyclopedia of Chemical Technology"
Vol.12 Hydrogen.
- Licenciadores de tecnologías. Hydrocarbon Processing.
 - Ammonia, November 1969 pp.150-151
 - Ammonia, March 1993 pp.164
 - AMV Process, November 1983 pp.60
 - AMV Process, November 1985 pp.121

-
- C.F.Braun & Co., November 1971 pp.129
- Grande Paroisse, November 1979 pp.124
- Haldor Topsoe A/S, November 1983 pp.79
- Haldor Topsoe, November 1975 pp.111
- Lurgi Co., November 1979 pp.126
- M.W.Kellogg Co., November 1985 pp.122
- Pritchard Co., November 1979 125
- Pullman Kellogg, November 1977 pp. 129
- UHDE GMBH, November 1981 pp.132
- McKetta. "Encyclopedia of Chemical Processing and Design"
Vol.2 Ammonia.
- McKetta. "Encyclopedia of Chemical Processing and Design"
Vol.26 Hydrogen.
- Netzer, David. et al. "Ammonia from coal"
Chemical Engineering October 1977 pp.129-132
- PEMEX "Anuario estadístico 1995"
- PEMEX "Memorias de labores 1994"
Marzo 1995
- Rae H. F. & Barrow M. H. "Ingeniería de proyectos para plantas de proceso"
Editorial C.E.C.S.A. México 1988.
- Salinas de Gortari, Carlos. "Sexto Informe de Gobierno 1994"
Año
- Strelzoff, Samuel. "Make ammonia from coal"
Hydrocarbon Processing October 1974 pp.133-135
- Strelzoff, Samuel. "Technology and Manufacture of Ammonia"
Wiley Interscience Publication. USA 1981

-
- Subdirección Comercial: Coordinación de Mercadotecnia y Planeación Comercial. "Perfil del Producto: Amoniaco"

Julio 1985 pp.14-34

- Subdirección de Planeación y Coordinación de Estudios Económicos "Amoniaco"

PEMEX Petroquímica Internacional 1985

- "T.E.M.L.A." 5a ed. 1968

- Ullmann's "Encyclopedia of Industrial Chemistry"

Vol.A2 Ammonia.

- Ullmann's "Encyclopedia of Industrial Chemistry"

Vol.A12 Gas Production.

- Ullmann's "Encyclopedia of Industrial Chemistry"

Vol.A13 Hydrogen.

- Ulrich, G. D. "Procesos de Ingeniería Química"

Editorial McGraw-Hill

México 1992.