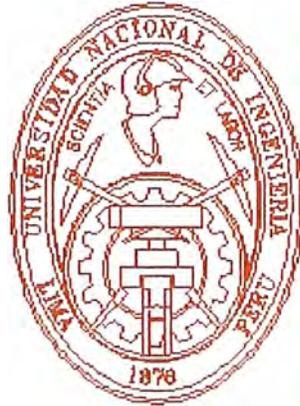


**UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA**  
**FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y MANUFACTURERA**



**"PROYECTO DE DISEÑO DE UNA PLANTA DE AMONIACO**  
**A PARTIR DEL GAS NATURAL"**

**TESIS**

**PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL DE:**

**INGENIERO QUIMICO**

**JOSE ATILIO QUEVEDO ENRIQUEZ**

**PROMOCIÓN 98 II**

**ANGEL RAPAHHEL QUISPE LAGUNA**

**PROMOCIÓN 98 I**

**LIMA - PERÚ**  
**2002**

*DEDICATORIA:*

*A NUESTROS PADRES*

## PROLOGO

El presente trabajo recopila información acerca de los diferentes procesos de producción de amoniaco, resultando en la selección de uno de ellos. En forma aproximada se logra desarrollar el proceso de Linde Ammonia Concept (LAC) que básicamente divide una planta de amoniaco en tres subplantas, de las cuales dos son totalmente autónomas, siendo estas las de materia prima.

La información que hemos extraído del autor Max Appl, ha sido sin lugar a dudas importante en el desarrollo del presente trabajo, en cuanto a los detalles referentes al proceso de formación de amoniaco y selección del proceso. Sin embargo, en cuanto a las plantas de hidrógeno y nitrógeno, la información ha sido recopilada de plantas similares, en la actualidad operativas, pero de diferente capacidad.

Cabe resaltar el aporte de nuestra Facultad al permitirnos el uso del Software DESIGN II en el desarrollo de los balances de materia y energía, como herramienta de simulación. La cual, pese a que no está totalmente desarrollada, ayudó en la simplificación de los cálculos de proceso y de equipos. Creemos que es muy necesario incentivar el uso de este tipo de simuladores durante el aprendizaje de la especialidad, debido a que se convierte en una exigencia en el saber de las nuevas generaciones para que estén a la par con los avances tecnológicos.

El aporte de nuestro asesor, Ing. Jaime Santillana, fue sin duda muy significativo, ya que nos guió en la toma de algunas condiciones del proceso, pero sobre todo en la evaluación económica, donde nos facilitó y colaboró en la determinación del entorno económico. También fue determinante al analizar desde otra perspectiva, el mercado de exportación hacia países vecinos.

Esperamos, que nuestro aporte y puntos de vista sean favorables para los lectores y que mejor sería ver en un futuro no muy lejano, un proyecto de estas características hecho realidad en el Perú para beneplácito de todos.

Marzo del 2002

Los Autores

## INDICE

## CAPITULO I

INTRODUCCIÓN	1
1.1 Generalidades	1
1.2 Justificación del estudio del proyecto: Demanda de Amoniacó	1
1.3 Justificación de la selección de las materias primas para el proyecto: “Gas Natural”	3
1.4 Determinación de la capacidad de la planta	4
1.5 Determinación de la localización de la planta	5
1.5.1 Método para determinar la localización	6
1.5.2 Procedimiento del método de evaluación	6
1.5.3 Localización por zonas (Macro localización)	7
1.5.4 Localización por ciudades (Micro localización)	13

## CAPITULO II

DESCRIPCIÓN DE LA INGENIERIA QUÍMICA EN EL PROCESO	20
2.1 Diferentes tipos de procesos para la producción de amoniacó	20
2.2 Justificación de la selección del proceso para el proyecto	21
2.3 Química del Proceso	25
2.3.1 Química de la producción de hidrógeno	25
2.3.1.1 Mecanismos y Cinética del Reformado con Vapor	30
2.3.1.2 Catalizadores de Reformadores Primarios	32
2.3.1.3 Bases de diseño del reformador primario	35
2.3.1.3.1 Tubos de reformación	35

2.3.2	Química de la producción de nitrógeno	37
2.3.2.1	Concepto	37
2.3.2.2	Descripción del proceso	37
2.3.3	Química de la producción de amoniaco	39
2.3.3.1	Configuraciones de la síntesis de amoniaco	41
2.3.3.2	Formación de amoniaco en el convertidor	43
2.3.3.3	Bases de diseño del convertidor	47
2.3.3.3.1	Convertidores comerciales de amoniaco	50
2.3.3.3.2	Convertidores Multilecho con enfriamiento indirecto	51
2.3.3.3.3	Cinética de reacción del amoniaco	54
2.3.3.3.4	Catalizador para la síntesis de amoniaco	57
2.3.3.3.5	Catalizadores comerciales de rutenio	59
2.3.3.3.6	Tamaño y forma del catalizador	62

### CAPITULO III

DISEÑO DE LA PLANTA	67
3.1 Balance de masa	67
3.1.1 Balance de masa y energía de la planta de hidrógeno	67
3.1.2 Balance de masa y energía de la planta de nitrógeno	71
3.1.3 Balance de masa y energía de la planta de amoniaco	75
3.2 Diseño de los equipos principales y secundarios de la planta de hidrógeno	76
3.2.1 Diseño de los reactores del proceso	76
3.2.1.1 Diseño de los reactores de desulfurización	76
3.2.1.2 Diseño del reactor de reformación	77
3.2.1.3 Diseño del reactor de Conversión de CO a Alta Temperatura	79
3.2.2 Diseño de los equipos principales de intercambio de calor	80
3.2.3 Diseño de la válvula compresor	94
3.2.4 Diseño de los ventiladores succionadores de gas de combustión del reformador	95
3.2.5 Diseño de los separadores de agua	96

3.2.6	Diseño de la unidad de purificación de hidrógeno PSA, Pressure Swing Adsorption	96
3.2.7	Diseño de los elementos auxiliares	100
3.2.7.1	Chimeneas	100
3.2.7.2	Tanques	100
3.2.7.3	Bombas	102
3.2.7.4	Sistema de tratamiento de agua	102
3.2.8	Diseño del compresor de producto	103
3.3	Diseño de los equipos principales y secundarios de la planta de nitrógeno	104
3.3.1	Diseño del filtro de aire	104
3.3.2	Diseño del compresor	104
3.3.3	Diseño del enfriador de aire	107
3.3.4	Diseño de los tamices moleculares	109
3.3.5	Diseño de la caja fría	110
3.3.5.1	Intercambiadores de Calor y Condensadores	110
3.3.5.2	Columna de Separación	116
3.3.5.3	Compander	117
3.3.5.4	Condensador secundario	118
3.3.5.5	Adsorbedores de Hidrocarburos	119
3.3.6	Diseño del compresor de producto	119
3.3.7	Diseño de otros intercambiadores de calor	120
3.3.8	Diseño de separadores	122
3.4	Diseño de los equipos principales y secundarios de la planta de amoniaco	122
3.4.1	Diseño del compresor de alimentación del gas	122
3.4.2	Diseño del compresor de recicló	126
3.4.3	Diseño de los intercambiadores de calor	127
3.4.4	Diseño de los separadores flash	131
3.4.5	Diseño de los convertidores	133
3.4.6	Diseño de los elementos auxiliares	135
3.4.6.1	Bombas	135

3.4.6.2	Tanques de almacenamiento	135
3.4.6.3	Chimeneas	137
3.5	Diseño de los equipos de servicios	137
3.5.1	Turbina	137
3.5.2	Diseño del calentador de fuego	138
3.5.3	Intercambiador de calor	138
3.5.4	Bombas	139
CAPITULO IV		
EVALUACIÓN ECONOMICA DEL PROYECTO		140
4.1	Análisis de la inversión	140
4.1.1	Generales	140
4.1.2	Mercado	156
4.1.3	Período del proyecto	162
4.1.4	Variables económicas	163
4.1.5	Deuda	164
4.1.6	Materia prima	164
4.2	Análisis económico	164
CAPITULO V		
APLICACIONES DE LOS PRODUCTOS Y SUBPRODUCTOS		
5.1	Aplicaciones del amoniaco	188
5.2	Aplicaciones de los subproductos de las plantas	189
CAPITULO VI		
CONCLUSIONES		191
CAPITULO VII		
BIBLIOGRAFÍA		194

ANEXO A

DESARROLLO DE LOS BALANCES DE MASA Y ENERGIA USANDO EL  
SIMULADOR DE PROCESOS DESIGN II.

A.1 Planta de hidrógeno

A.2 Planta de nitrógeno

A.3 Planta de amoniaco

A.4 Planta de servicios

## INDICE DE FIGURAS

Figura 1: Desarrollo de la producción de amoniaco y la población del mundo	2
Figura 2: Red de distribución del gas de Camisea	14
Figura 3: Visión de largo plazo del gas en el Perú	19
Figura 4: Diagrama de bloques planta de amoniaco con reformación por vapor	23
Figura 5: Planta convencional de amoniaco – Proceso Linde LAC	24
Figura 6: Equilibrio del metano versus temperatura a diferentes ratios S/C	28
Figura 7: Equilibrio del metano versus temperatura a diferentes presiones de reformación	28
Figura 8: Diagramas de flujo de síntesis de amoniaco típicas	41
Figura 9: Performance del convertidor en función a la presión de operación y diferentes velocidades espaciales	43
Figura 10: Performance del convertidor en función al contenido de gases inertes a diferentes velocidades espaciales	45
Figura 11: Performance del convertidor en función al contenido de O <sub>2</sub>	46
Figura 12: Conversión del amoniaco en función al ratio H <sub>2</sub> /N <sub>2</sub> a diferentes velocidades espaciales	46
Figura 13: Ratio de reacción en $m^3 NH_3 / (m^3 \text{ catalizador.s})$ en función a la temperatura y concentración de amoniaco a 20 MPa	49
Figura 14: Convertidor multilecho con enfriamiento indirecto y dos lechos radiales	53

Figura 15: Ratio de reacción para la síntesis de amoniaco en función a la concentración de amoniaco a diferentes presiones	54
Figura 16: Ratio de reacción para la síntesis de amoniaco en función de la temperatura a diferentes presiones	55
Figura 17: Efecto reversible de actividad del catalizador al incrementar concentración del vapor de agua en el gas de síntesis y la disminución de temperatura	59
Figura 18: Efecto del ratio H/N sobre actividad del Ru y el catalizador de Fe <sub>3</sub> O <sub>4</sub>	61
Figura 19: Inhibición del amoniaco sobre el catalizador de Ru y Fe <sub>3</sub> O <sub>4</sub>	62
Figura 20: Influencia del tamaño de partícula sobre el volumen de NH <sub>3</sub>	63
Figura 21: Coeficientes de transferencia para la evaporación del agua	85
Figura 22: Factor de corrección para estimar el aumento de temperatura del aire	88
Figura 23: Factor de corrección del MLTD para flujo cruzado de un paso	89
Figura 24: Factor de corrección del MLTD según su disposición	91
Figura 25: Requerimiento poder aproximados de ventiladores para air coolers	93
Figura 26: Rangos de operación de flujos de succión de compresores tipo VK	105
Figura 27: Compresor centrifugo de 4 etapas VK – 78	107
Figura 28: Intercambiador plate fin heat exchanger	114
Figura 29: Rango de aplicación de flujos de succión para compresores CVK	120
Figura 30: Compresor centrifugo de 4 etapas RR – 150	125
Figura 31: Rango de aplicación del flujo de succión del compresor RR – 150	125
Figura 32: Rango de aplicación del flujo de succión del compresor SEZ – 320	127

## INDICE DE TABLAS

Tabla 1: Costo de producción de amoniaco para diferentes materias primas	3
Tabla 2: Localización por zonas	11
Tabla 3: Localización por ciudades	16
Tabla 4: Parámetros de operación de plantas modernas de amoniaco	44
Tabla 5: Efecto del tamaño del catalizador sobre el volumen de catalizador	65
Tabla 6: Contenido de amoniaco en el equilibrio (%mol) a diferentes condiciones de presión y temperatura	66
Tabla 7: Calores de combustión de componentes principales del gas reformación	68
Tabla 8: Poder calorífico del gas de desecho del PSA	68
Tabla 9: Aporte calorífico del gas de desecho del PSA	69
Tabla 10: Flujo de aire necesario del PSA	69
Tabla 11: Calor aportado por el gas de desecho del PSA	70
Tabla 12: Aire necesario para los gases de desecho del PSA	71
Tabla 13: Coeficientes globales de transferencia de calor para intercambiadores de calor planta de hidrógeno	81
Tabla 14: Eficiencia del coeficiente de transferencia de calor peculiar	84
Tabla 15: Coeficientes globales de transferencia de calor para air coolers	83
Tabla 16: Dimensiones de tubos según superficies de tubos desnudos	92

Tabla 17: Áreas de transferencia de intercoolers y aftercoolers de la planta N2	106
Tabla 18: Áreas de transferencia de calor para el Cold Box	115
Tabla 19: Coeficientes globales típicos de transferencia de calor para intercambiadores de coraza y tubo	116
Tabla 20: Coeficientes globales de transferencia calor para condiciones específicas	121
Tabla 21: Energía requerida para el compresor de alimentación de la planta de amoniaco	124
Tabla 22: Áreas de transferencia de calor de los intercoolers del compresor de alimentación de la planta de amoniaco	124
Tabla 23: Áreas de transferencia de calor de la planta de amoniaco	129
Tabla 24: Dimensiones de los separadores flash	132
Tabla 25: Volúmenes de catalizador en los reactores de la planta de amoniaco	134
Tabla 26: Áreas de transferencia de calor de la planta de servicios	139
Tabla 27: Energía requerida de las bombas de la planta de servicios	139

## **CAPÍTULO I**

### **INTRODUCCIÓN**

#### **1.1 Generalidades**

En los países industrializados la producción de amoníaco es uno de los principales indicadores del nivel de desarrollo industrial alcanzado. Cerca del 1.6% del consumo de la energía fósil mundial (a excepción de la madera) se destina a la producción de amoníaco.

#### **1.2 Justificación del estudio del proyecto: Demanda de Amoníaco.**

Como el 85% del consumo de nitrógeno mundial es destinado a fertilizantes, puede esperarse que la producción de amoníaco debiera desarrollarse aproximadamente en proporción al crecimiento de la población mundial.

De acuerdo a las proyecciones de crecimiento de la población y de demanda de amoníaco mostradas en la figura 1, se pronostica un crecimiento rápido de la demanda, y posiblemente se esté haciendo uso del 82% de la capacidad mundial de amoníaco. Esto implica la necesidad de mejorar la eficiencia de plantas antiguas y el desarrollo de nuevos proyectos basados en el gas natural como materia prima, con mucha más razón siendo Camisea una realidad en nuestro país.

El estado peruano con la ley de promoción y desarrollo de la industria del gas natural fomenta la inversión a los proyectos industriales que usen el gas natural ya sea como combustible o materia prima.

Además según estudios que realizó la SHELL tenemos reservas energéticas mucho mayores a las de Brasil, Colombia, Ecuador y Chile, siendo estos países importadores de amoníaco de países lejanos a sus fronteras, por lo cual su costo es alto, y de implantarse la industria del amoníaco en nuestro país estos países vecinos serían clientes potenciales.

Estudios hechos por el CECAM garantizan la factibilidad de la industria del nitrato de amonio dependiendo del precio del amoníaco, y como se demostrará en el proyecto, el precio del amoníaco usando gas natural como materia prima es mucho menor que el obtenido con el uso de petróleo o carbón, por lo cual la industria del nitrato de amonio aparece como opción para el incremento de la demanda de amoníaco en nuestro país.

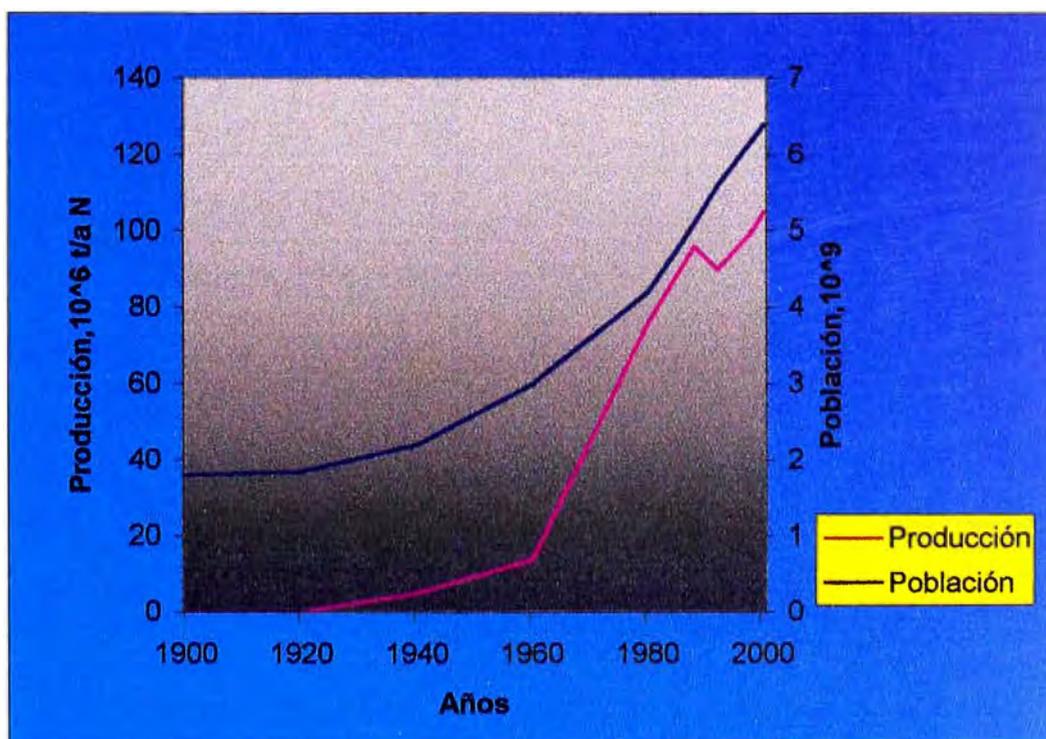


Figura 1. Desarrollo de la producción de amoníaco y la población del mundo.

### 1.3 Justificación de la selección de la materia prima para el proyecto: “Gas Natural”

Tal como lo mencionan muchas fuentes bibliográficas, el gas natural constituye por una marcada diferencia la materia prima más económica, obteniendo el consumo más bajo de energía y requiriendo la menor inversión. La tabla siguiente da un estimado de los costos de producción de amoniaco para diferentes fuentes de materia prima, como gas natural, petróleo residual, carbón.

Tabla 1. Costos de producción de amoniaco para diferentes materias primas.

Materia prima (Procesos)	Gas natural (Reformación vapor)	Petróleo residual (Oxidación parcial)	Carbón (Oxidación parcial)
Precio materia prima, US\$/10 <sup>6</sup> Btu	2.8	1.8	1.5
Energía total consumida, 10 <sup>6</sup> Btu/t	27	36	45.5
Costo de m.p y energía US\$/t NH <sub>3</sub>	75.6	64.8	68.3
Otros costos efectivos, US\$/t NH <sub>3</sub>	29	41	59
Costos total efectivo US\$/t NH <sub>3</sub>	104.6	105.8	127.3
Costo relativo de capital, US\$/t NH <sub>3</sub>	68.4	100.3	143.3
Costo total, US\$/t NH <sub>3</sub>	173.0	206.1	270.6
Capital total, 10 <sup>6</sup> US\$	250	350	500

En el presente, es obvio que no hay alternativa para otras fuentes de materia prima que pueda competir con la reformación del gas natural con vapor. Sólo bajo circunstancias especiales, por ejemplo, en cooperación con una refinería, podría justificarse la oxidación parcial de los residuos pesados.

En nuestro país, tenemos una fuente de gas natural que estará siendo transportado a la costa en los próximos 3 años. Es muy importante para nuestra economía, el equilibrar nuestra balanza comercial y además, generar puestos de trabajo; de otro lado, se estaría dando un valor agregado al gas natural, aprovechándolo en un proceso productivo, en lugar de simplemente convertirlo en energía eléctrica. Nuestra balanza comercial se vería beneficiada en vista del cese de importaciones de fertilizantes y del inicio de exportaciones de amoníaco y derivados al exterior.

En nuestro país no tenemos otra fuente de hidrocarburos tan considerable y barata como el Gas Natural de Camisea, y deberá ser nuestro objetivo el aprovecharlo al máximo económicamente.

Además el estado peruano con la ley 27133 de promoción del desarrollo de la industria del gas natural aprobada por el decreto supremo N° 040 – 99 – EM incentiva el desarrollo de nuevas industrias teniendo como uso el gas natural, por lo cual en el contrato suscrito con el inversionista, el estado le obliga garantizar el abastecimiento del gas al sector nacional por 20 años, para que esté pueda exportar.

Además el estado garantiza tarifas diferenciadas para el gas tanto para generadores eléctricos como para las diferentes industrias durante el periodo de garantía establecida en el contrato.

#### 1.4 Determinación de la capacidad de la planta.

De acuerdo a las referencias bibliográficas (Max Appl) y a las informaciones obtenidas de plantas existentes, el tamaño promedio económico de una planta de amoníaco está entre 1200 – 1800 TPD, además los más bajos costos de capital y consumo de energía son obtenidos cuando se usa el proceso de reformación del gas natural con vapor. Se pueden reducir significativamente los costos de consumo de energía si la planta se establece en un complejo industrial donde puede intercambiar vapor, energía y /o subproductos.

Además, comercialmente existen plantas ofrecidas por empresas constructoras en estos tamaños, tal como Krupp Uhde, Linde, Lurgi y otras.

El tamaño seleccionado para la planta es de 1500 TPD; tamaño que de acuerdo a lo mencionado se encuentra en el promedio, esto para darnos una idea de la magnitud del proyecto.

### 1.5 Determinación de la localización de la planta.

La elección de la localización apropiada consta de dos etapas:

- Macrolocalización.
- Microlocalización

La macrolocalización implica la elección del lugar, que puede ser una región o zona de una amplitud considerable, aquí se evalúan criterios de tipo económico, social y político, de acuerdo al tipo de proyecto.

La microlocalización implica la elección precisa del terreno o lugar específico donde se instalará y operará la planta.

Para la selección de la localización se tienen en cuenta factores cualitativos y cuantitativos que tengan que ver directamente con la ejecución del proyecto.

Para decidir la localización de una planta, este se inicia como en todo proyecto con el estudio de mercado, ya que es este el determinante de su factibilidad.

Si el mercado se estima inadecuadamente y en el momento de producir no hay compradores, es lógico que el proyecto no va a ser factible simplemente porque no se puede vender si no hay mercado y no se puede producir si no hay consumidores.

En cuanto a la localización conviene instalar la planta en un lugar que tenga las facilidades máximas de adquisición del gas natural por ser este la materia prima principal y donde exista un alto mercado consumidor del amoníaco, nuestro producto principal; así como también tener en cuenta los factores cualitativos y cuantitativos. Es indispensable que la planta tenga acceso a un puerto de embarque para realizar labores de carga a buques, que

permita una exportación del producto en grandes volúmenes; cabe resaltar que nuestro país se encuentra en una región geopolíticamente privilegiada ya que hasta el mercado asiático puede ser accesible.

Cabe recalcar que el proyecto tiene como fin exportar el producto final ya que en el mercado local su consumo es menor a la producción de la planta.

#### 1.5.1 Método para determinar la localización.

Partiendo de la premisa que la localización más adecuada de un proyecto debe orientarse hacia la obtención de la máxima tasa de rentabilidad, se procederá primero a seleccionar en que región del Perú estará localizada la planta y luego la ciudad específica de la región elegida.

Existen numerosas técnicas para la localización de una planta entre ellos tenemos:

- Análisis de costos.
- Puntajes ponderados.
- Evaluación por puntos.
- Modelo potencial.
- Modelo gravitacional.

Para nuestro proyecto usaremos el método de evaluación por puntos, que consiste en determinar los factores que afectan la ubicación del proyecto, y a cada uno se le asigna un puntaje basado en su importancia relativa para la ubicación del proyecto.

#### 1.5.2 Procedimiento del método de evaluación.

- Determinar las alternativas de localización.
- Establecer el puntaje máximo para el proyecto de localización. (1000 puntos).
- Establecer los factores que afectan la ubicación del proyecto.
- Asignar el puntaje máximo para cada factor y la suma de estos debe ser igual a 1000.
- Realizar una valoración en cada factor.

- Valorar cada factor dentro de cada alternativa.
- Encontrar la suma de las valoraciones en cada alternativa.
- Determinar la alternativa optima: Alternativa con mayor valoración.

Los factores a analizar serán:

- Mercado.
- Materia prima.
- Costo del transporte.
- Mano de obra.
- Energía y combustible.
- Tributación.
- Agua.
- Características de la región.

### 1.5.3. Localización por zonas. (Macrolocalización)

Para determinar la localización de la zona donde deberá estar ubicada la planta, evaluaremos todos los factores antes mencionados y siguiendo los procedimientos del método propuesto.

- Mercado

En este punto tendremos en cuenta la disponibilidad de mercado, ubicación de la competencia en cada región del país (norte, centro y sur), así como también de los productos sustitutos del amoniaco, aunque el mayor porcentaje de la producción total está designada al mercado internacional (exportación) debido a que el consumo aquí en el país es limitado.

El costo unitario del amoniaco a partir de gas natural es mucho menor a los realizados por los métodos y materias primas tradicionales como lo vimos en la tabla 1, por lo cual la industria de productos derivados del amoniaco se verían favorecidos ya que la gran mayoría importa dichos productos.

Hay que tener en cuenta que el uso del amoniaco es principalmente en la industria de los fertilizantes (85%) como nitratos, sulfatos ó fosfatos de amonio, y en menor proporción para otro tipo de industrias como los plásticos, explosivos y refrigerantes. Teniendo en cuenta todos estos puntos, la información del Ministerio de Industrias muestra una demanda significativa de derivados de amoniaco que es cubierta por importaciones.

Para tener una referencia, en Lurín tenemos una gran industria de explosivos como es EXSA, gran consumidor de nitrato de amonio.

- **Materia prima**

Considerando al gas de Camisea como la materia prima principal, en nuestro proyecto tendría una gran ventaja ubicar la planta en la región más cercana al lugar donde se encuentra el gas (City Gate); que es la región sur del país.

En este punto se tiene que tener en cuenta el costo, disponibilidad, calidad y ubicación de las fuentes de materia prima para el análisis total de la ubicación de la región más factible.

- **Costo de transporte**

Consideraremos aquí los costos de materia prima y del producto elaborado.

Analizando el punto de vista que, mientras más cerca de la planta esté el proveedor de las materias primas más barato será el costo de transporte, habrá ventajas entre una y otra región.

Se debe tener en cuenta el costo de los fletes al transportar los insumos secundarios y producto terminado en el interior y exterior del país en cada región por vía terrestre y fluvial, así como también el costo del gas natural por el pipeline hasta el lugar específico de la planta.

En este aspecto es más ventajoso que la planta este localizada en la zona sur por ser el lugar donde se encontrará el City Gate.

- Mano de obra

Debemos tener en cuenta la disponibilidad de personal y los costos de la mano de obra.

Para el tipo de empresa de nuestro proyecto se tiene que tener en cuenta que las plantas son modernas y la mano de obra, si bien no es mucha, la poca requerida tiene que ser capacitada, por lo cual la región con mano de obra más capacitada será la más favorecida.

Respecto a la mano de obra calificada, se tiene en las tres zonas la misma disponibilidad, pero el costo es un poco mayor en Lima por el más alto costo de vida. Pero Lima tiene la ventaja de contar con mano de obra muy bien capacitada respecto a las zonas internas de Perú, debido a que actualmente la educación sigue centralizada.

- Energía y combustible

Aquí debemos analizar los costos y disponibilidad presentes y futuras de energía en cada región.

El gas natural, como combustible de reemplazo en el futuro, es importante tenerlo en cuenta para la localización, porque en un inicio el abastecimiento será en las regiones cercanas a la ubicación del gas como son el sur y centro del país, esto lo vemos claramente en la figura 3.

Las disponibilidades de energía eléctrica son prácticamente iguales en las tres zonas de estudio; con desventaja en las zonas internas del Perú donde la energía eléctrica es restringida tanto en el sur como en el norte, por lo cual las zonas cercanas a Lima son más beneficiadas.

- Tributación

Por el proceso de descentralización en la que están abocados los últimos gobiernos, las provincias van a ser las más favorecidas en la reducción de impuestos existentes.

Con el actual cambio de política de reestructuración del país el nuevo gobierno favorecerá en la reducción de tributos a los nuevos proyectos empresariales, sobre todo a los ubicados en zonas alejadas de Lima que son las más deficientes de empleo debido a la centralización actual en la que vivimos, además el gobierno con el fin de incentivar la industria del gas natural reducirá los impuestos al inicio del consumo del gas natural para promoverlo.

- Agua

Se analiza la calidad y cantidad de agua. Debe especificarse el tipo de agua con la cual se cuenta, ya que dependiendo de esta se va a requerir el uso de equipos de tratamiento de agua para la mejora de su calidad, y esto va a influir en el costo total del proyecto y éste a su vez en su rentabilidad.

Además como veremos más adelante, el presente proyecto es una industria que va usar agua de mar para algunos equipos de intercambio de calor por lo cual es necesario que la planta quede cerca al mar para una mayor accesibilidad. Además por ser este proyecto una industria a gran escala(complejo industrial), la cantidad de agua requerida es alta y el lugar a ser elegido debe garantizar una cantidad y calidad específica.

- Características de la región

Influyen en el puntaje de la selección: El costo del terreno, el acceso a las vías de comunicación, clima y los servicios sociales.

Se conoce que los terrenos en las zonas cercanas a Lima son los más desfavorecidos respecto a su costo, pero son los más favorecidos en las vías de comunicación.

Aquí debemos de tener en cuenta a la hora de dar los puntajes las regiones con más facilidad de accesos a los puertos, los costos de fletes más baratos, así como también los aspectos sociales de cada región que den la facilidad de comercialización; también los diferentes servicios sociales con los que cuentan las diferentes zonas, como son centros de servicio médico (postas, hospitales, clínicas, etc.), centros recreacionales, culturales, bancos, etc.

En este factor de análisis, la característica fundamental que debe tener la zona a ser elegida es de contar con un puerto comercial, pues como sabemos nuestro producto en su mayoría será de exportación.

Tabla 2. Localización por zonas.

FACTORES	PUNTAJE MÁXIMO	ALTERNATIVAS		
		Norte	Centro	Sur
1. Mercado				
a. Disponibilidad	40	30	30	35
b. Fluctuaciones	30	25	20	20
c. Competencia	30	20	20	20
	100	75	70	75
2. Materia Prima				
a. Costo	60	35	45	50
b. Disponibilidad	70	30	50	65
c. Calidad	40	35	35	35
d. Ubicación de fuentes	30	15	20	25
	200	115	150	175
3. Costo de transporte				
a. Materia prima	50	30	35	45

b. Producto elaborado	60	50	45	50
	110	80	80	95
4. Mano de obra				
a. Disponibilidad	60	50	58	50
b. Salarios	60	55	50	55
	120	105	108	105
5. Energía y combustible				
a. Costos	80	75	75	75
b. Disponibilidad combustible.	70	65	68	65
c. Disponibilidades futuras	40	25	30	35
	190	165	173	175
6. Tributación				
a. Degravación tributaria	50	45	45	45
b. Impuestos existentes	50	45	35	45
	100	90	80	90
7. Agua				
a. Calidad	55	40	45	45
b. Cantidad	45	35	40	35
c. Costo	40	35	30	35
	140	110	115	115
8. Características de la zona.				
a. Costo del terreno	10	9	8	9
b. Acceso vías comunica	10	9	10	9
c. Servicios sociales	10	8	9	8
d. Clima	10	8	9	8
	40	34	36	34
TOTALES	1000	774	812	864

De la evaluación para determinar la zona de ubicación de la planta vemos que la más favorecida es la zona sur del país, que es la zona que obtuvo el mayor puntaje en dicha evaluación.

#### 1.5.4. Localización por ciudades. (Micro localización)

Determinado el sur como zona en estudio, se han considerado las siguientes ciudades como posibles centros de ubicación de la planta:

- Pisco
- Ilo
- Arequipa

Consideraciones previas:

- Mercado.

En lo que respecta a disponibilidad, fluctuaciones y competencia en el mercado del amoniaco, entre estas tres ciudades no existe gran diferencia entre ellas debido a que el proyecto está enfocado en gran parte al mercado internacional.

En el pequeño porcentaje del posible consumo del amoniaco y sus derivados tendríamos clientes como por ejemplo EXSA, que consume el nitrato de amonio para la fabricación de explosivos en Lurín y que está muy cerca de Pisco, Cañete, Mala, Nazca y otras ciudades aledañas, que son netamente agrícolas y su consumo de fertilizantes es alto.

- Materia prima.

La materia prima principal para nuestro proyecto es el gas natural, y como bien sabemos el proyecto Camisea es la fuente del gas.

La ventaja de Pisco respecto a Ilo y Arequipa es que en primera instancia tendrán acceso al gas las ciudades que estén en la ruta Casihari y/o San Martín – Lima, lo cual está establecido en el contrato hecho por el gobierno y los inversionistas.

Esto lo veremos en la figura 2 obtenido del CECAM.

- Costos de transporte.

Como mencionamos anteriormente que el proyecto está enfocado a la exportación, entonces la ciudad a ser elegida deberá contar obligatoriamente con un puerto que permita la exportación del amoniaco.

Sabemos que tanto Pisco, Ilo, y Arequipa cuentan cada uno con puertos, pero la ventaja de Pisco respecto a los otros dos es que se está convirtiendo en un polo de desarrollo industrial en la costa debido a la presencia de varias industrias en la actualidad, por lo cual la actividad portuaria puede desarrollarse.

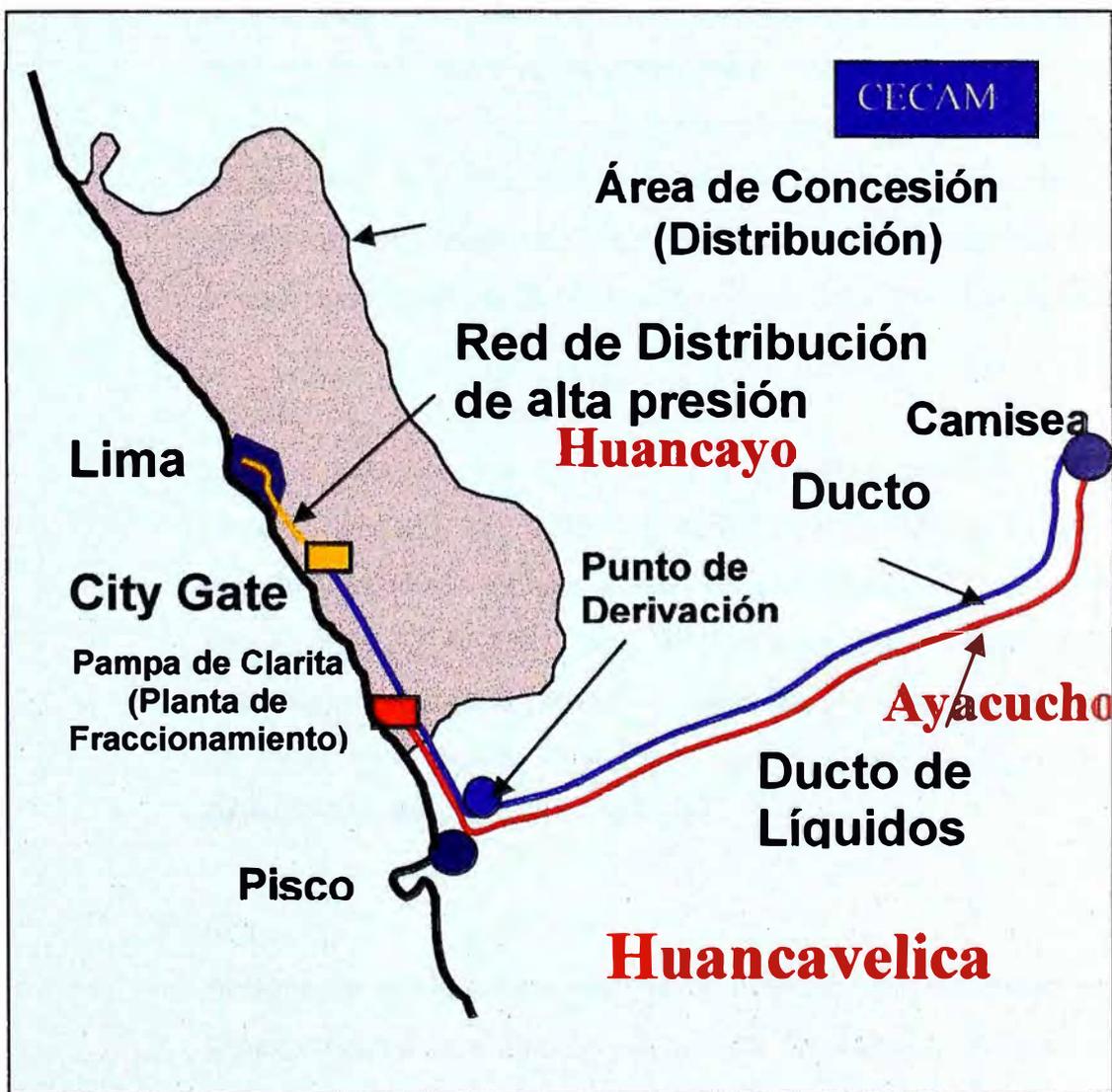


Figura 2. Red de distribución del gas de Camisea.

- Mano de obra.

Por ser nuestro proyecto una planta moderna la mano de obra debe ser calificada, por lo cual se requiere de profesionales y técnicos de nivel superior, que sean entrenados para este tipo de plantas.

En este factor de análisis la única ventaja que puede presentar Pisco respecto a Ilo y Arequipa es la cercanía a Lima, donde está ubicada la mano de obra mejor capacitada, que es con la que contaría nuestro proyecto.

- Energía y Combustible.

La energía y combustible en estos tres lugares no será problema, pero por la cercanía y costo tendrá Pisco cierta ventaja respecto a Ilo y Arequipa, debido a que se encuentra más cerca del City Gate. Además con la realización del proyecto Camisea las industrias generadoras de energía cerca al City Gate se verán favorecidas, por lo cual la ubicación de la planta cerca de este lugar es estratégica.

- Tributación.

Desde el punto de vista de promover la industria a partir del gas de Camisea según la ley 27133 el estado dará facilidades en todo sentido a todos los proyectos que estén involucrados con el gas, por lo cual no habrá mucha ventaja entre uno y otro lugar seleccionado. Desde el punto de vista de los costos de los tributos, en Pisco sería mucho menor por ser esta una ciudad menos desarrollada respecto a Ilo y Arequipa.

- Agua.

El agua en estos tres lugares no es problema por ser zonas ya industrializadas que cuentan con todo un sistema de agua y desagüe, según información obtenida de los municipios de estos

tres lugares; además estos tres lugares cuentan con agua subterránea que actualmente la usan para el sistema de riego.

- Características de la zona.

De estos tres lugares, en la actualidad están en desventaja tanto Ilo como Arequipa por ser las ciudades más afectadas con el último desastre sísmico; aunque en líneas generales estos tres lugares son considerados zonas sísmicas.

En lo que respecta a servicios sociales Arequipa es la ciudad más favorecida por ser esta una zona más desarrollada respecto a Pisco y Ilo, y que cuenta con grandes hospitales, bancos, postas y centros recreacionales. Sin embargo, Pisco está próxima a la ciudad capital.

Una de las características común de estas tres zonas es que todas cuentan con su puerto respectivo, que es importante para nuestro proyecto ya que nuestro producto en su mayoría será para exportar.

Tabla 3. Localización por ciudades.

FACTORES	PUNTAJE MÁXIMO	ALTERNATIVAS		
		Pisco	Ilo	Arequipa
1. Mercado				
a. Disponibilidad	20	15	10	10
b. Fluctuaciones	10	8	8	8
c. Competencia	10	10	10	10
	40	33	28	28
2. Materia Prima				

a. Costo	60	55	50	48
b. Disponibilidad	70	65	60	60
c. Calidad	40	40	40	40
d. Ubicación de fuentes	30	30	25	25
	200	190	175	173
3. Costo de transporte				
a. Materia prima	80	75	70	68
b. Producto elaborado	90	80	80	80
	170	155	150	148
4. Mano de obra				
a. Disponibilidad	60	40	40	55
b. Salarios	60	55	55	50
	120	95	95	105
5. Energía y combustible				
a. Costos	50	45	40	35
b. Disponibilidad electricidad	40	25	30	35
c. Disponibilidad combustible	40	38	35	35
d. Disponibilidades futuras.	30	25	25	25
	160	133	130	130
6. Tributación				
a. Degravación tributaria	50	45	40	40
b. Impuestos existentes	50	45	40	40
	100	90	80	80
7. Agua				
a. Calidad	50	43	45	48
b. Cantidad	50	40	40	48
c. Costo	60	55	50	45
	160	138	135	141
8. Características de la zona.				
a. Costo del terreno	12	10	10	9

b. Acceso vías comunica	18	16	16	16
c. Servicios sociales	10	6	7	9
d. Clima	10	8	7	7
	50	40	40	41
<b>TOTALES</b>	<b>1000</b>	<b>874</b>	<b>833</b>	<b>846</b>

Del cuadro de la evaluación de puntos vemos que la ciudad favorecida es Pisco que presenta más ventajas en los factores analizados respecto a Ilo y Arequipa, por lo cual llegamos a la conclusión:

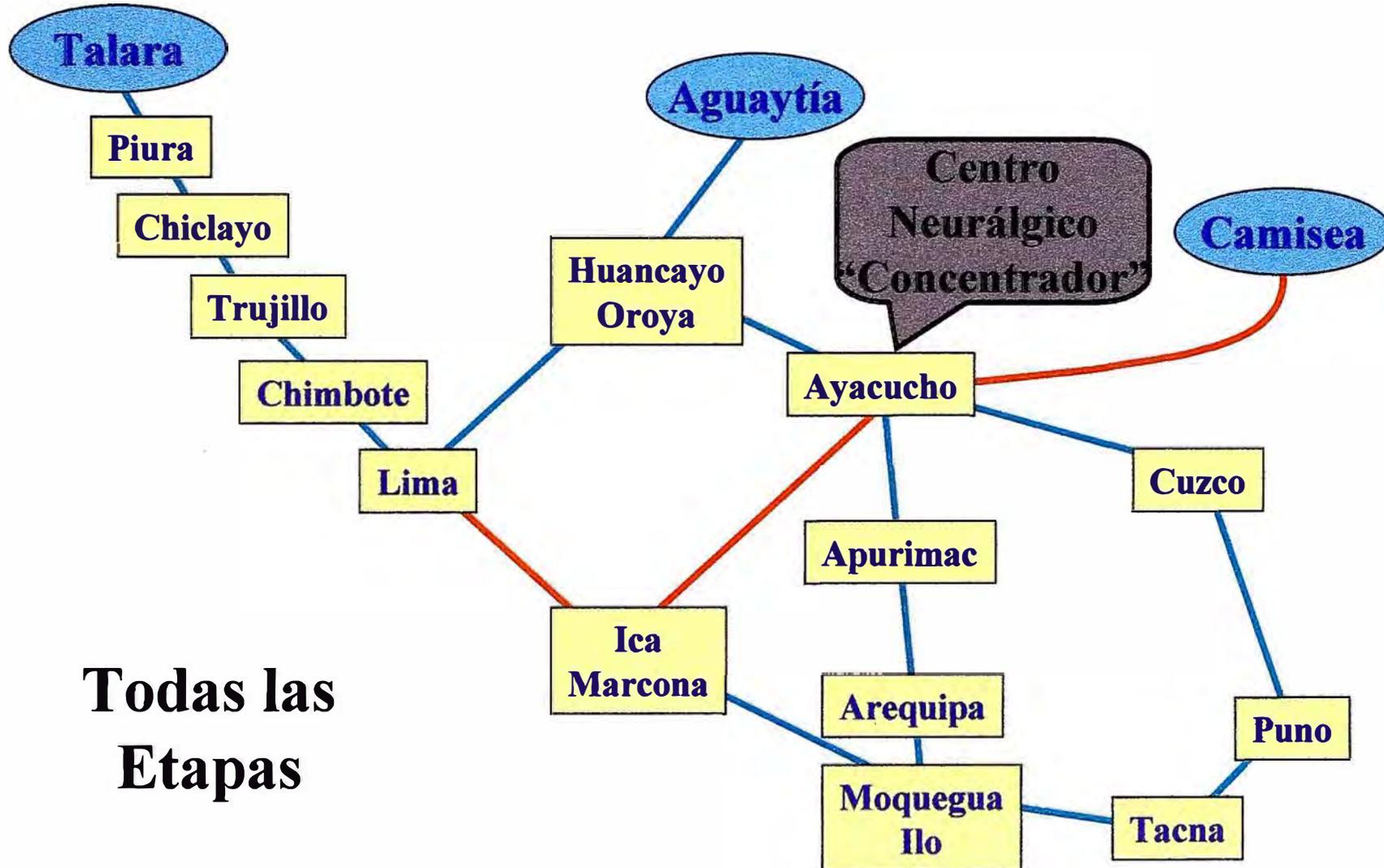
Pisco es el lugar más estratégico para la localización de nuestra planta por los siguientes motivos fundamentales:

- Disponibilidad de materia prima asegurada para todo el periodo de duración del proyecto.
- Algunas exoneraciones tributarias durante el periodo de garantía del proyecto Camisea y apoyo total por parte del gobierno a los proyectos que usen como insumo gas natural.
- Hace mínimos los costos de fletes de distribución del gas, por estar Pisco en la línea de recorrido del gas y muy cerca del City Gate.
- Contar Pisco con un puerto que es primordial para la exportación del amoniaco al extranjero.

Para una tener una referencia de cómo se distribuirá el gas natural en el Perú y a manera de certificar lo estratégico que es la ubicación de nuestra planta, podemos ver el siguiente esquema de la visión de largo plazo del gas en el Perú obtenido del CECAM

Figura 3. Visión de largo plazo del gas en el Perú.

**Figura 3: Visión De Largo Plazo Del Gas En El Perú**



## CAPÍTULO II

### DESCRIPCIÓN DE LA INGENIERIA QUÍMICA EN EL PROCESO

#### 2.1 Diferentes tipos de procesos para la producción de amoniaco.

En vista de que la selección de la materia prima ha sido por la del gas natural, no sería útil hablar en este proyecto de la producción de amoniaco a partir de oxidación parcial. Mas bien hablaremos directamente de los procesos basados en reformación de gas natural con vapor.

Existen diversas alternativas en cuanto a procesos para la producción de amoniaco a partir de la reformación de gas natural con vapor. Básicamente se parte del “Concepto básico de plantas de etapa única” en donde el proceso muestra una característica secuencial que consiste en los pasos mostrados en las figuras 4 y 5.

Dentro de los procesos convencionales avanzados tenemos:

- Proceso de baja energía de producción de amoniaco Kellogg
- Proceso Haldor Topsoe
- Proceso Krupp Uhde
- Proceso LEAD
- Proceso de Exxon Chemical
- Proceso Fluor
- Proceso Lummus

Todos estos procesos se fundamentan en la estructura básica y se diferencian en procesos de purificación o condiciones de operación.

Además tenemos Procesos con un Reformador Primario Reducido tales como:

- Proceso con Purificador Braun
- Proceso ICI AMV
- Proceso Foster Wheeler AM2
- Proceso Humphreys & Glasgow BYAS
- Tecnología Jacobs Plus Ammonia
- Proceso de baja presión Montendison
- Proceso LEAP de Kellogg.

Procesos con Reformador Primario sin combustión (con intercambio): Proceso ICI LCA, Proceso Kellogg Ammonia 2000 y Proceso Chiyoda.

Procesos sin un Reformador Secundario (Nitrógeno de una unidad de separación de aire): Proceso KTI PARC, Proceso Linde LAC y Proceso Humphrey & Glasgow MDF.

## 2.2 Justificación de la selección del proceso para el proyecto.

De acuerdo a los diferentes procesos comerciales para la producción de amoniaco mencionados anteriormente, podemos hacer una comparación y de acuerdo a los elementos adicionales o suprimidos por el tipo de proceso en sí, podremos llegar a una conclusión.

Para esto se ha elaborado un diagrama de comparación de tipos de procesos mostrando particularmente el proceso Linde LAC; del cual podemos ver su simplicidad con respecto al proceso convencional de producción de amoniaco. Asimismo vemos que las etapas del proceso son en menor número y que por lo tanto los costos esperados en capital fijo deberán ser menores; también la operación de la planta involucrará menor número de variables.

Con respecto a la eficiencia energética, todos los procesos mencionados con anterioridad tienen una eficiencia entre 28 y 33 GJ/t NH<sub>3</sub>.

El proceso de acuerdo al concepto Linde tiene una eficiencia energética de 28.5 GJ/t NH<sub>3</sub>.

FIGURA 4: DIAGRAMA DE BLOQUES PLANTA DE AMONIACO CON REFORMACION POR VAPOR

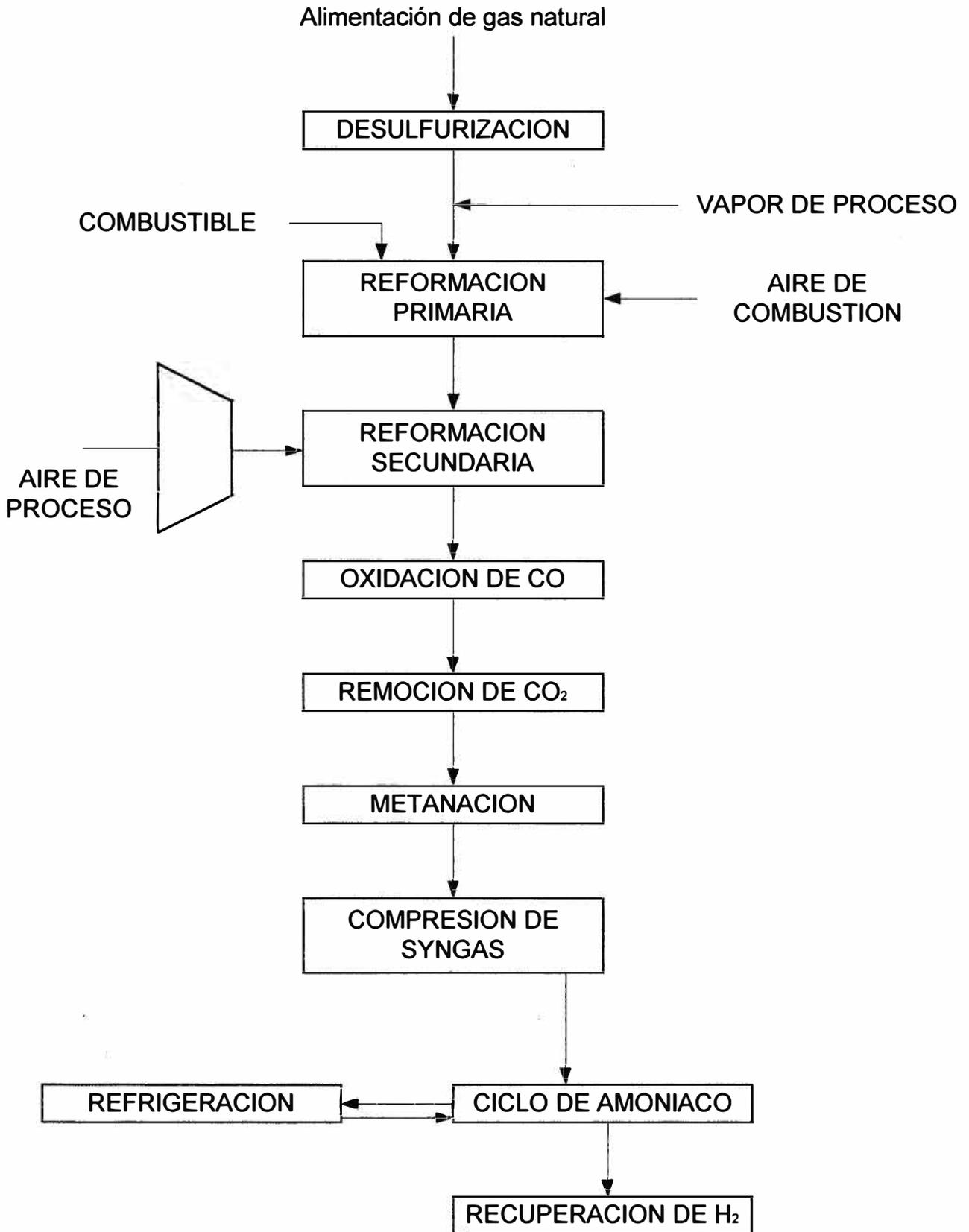
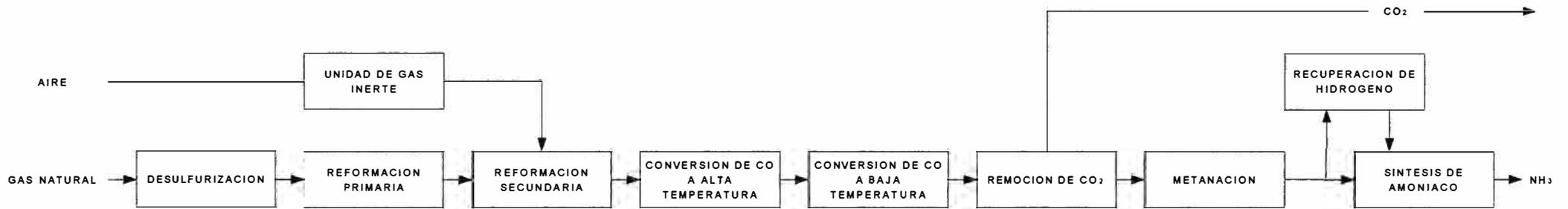
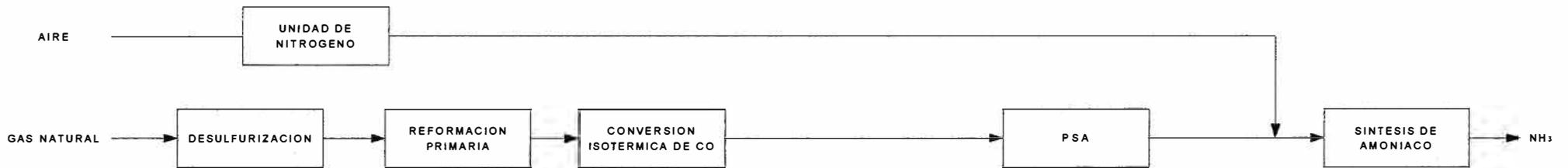


FIGURA 5: PLANTA CONVENCIONAL DE AMONIACO VS. PROCESO LINDE LAC

PLANTA CONVENCIONAL DE AMONIACO



PROCESO LINDE LAC (LINDE AMMONIA CONCEPT)



## 2.3 Química del Proceso.

De acuerdo al producto, y al proceso seleccionado, podemos definir 3 secciones básicamente diferenciadas dentro del proceso. Estos son: La producción de hidrógeno, la de nitrógeno y la de amoníaco.

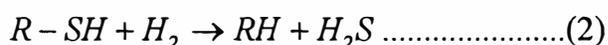
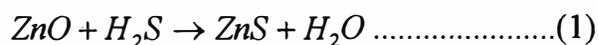
El objetivo es preparar una mezcla pura de nitrógeno e hidrógeno en la cantidad estequiométrica de 1:3. Las materias primas son agua, aire y la fuente de hidrocarburos como reductor para proveer el hidrógeno y nitrógeno.

### 2.3.1 Química de la producción de hidrógeno.

Empezaremos por describir el gas natural. Como sabemos es una mezcla de hidrocarburos livianos ( $C < 4$ ), dióxido de carbono, gases inertes y contaminantes como los sulfuros.

Generalmente tenemos más de 5 ppmv de sulfuros totales en el gas natural, exactamente un máximo de 1 ppmv de mercaptanos y aproximadamente 4 ppmv de sulfuro de hidrógeno. Es indispensable retirar estos sulfuros porque son contaminantes del catalizador de la etapa de reformación tal como lo veremos más adelante.

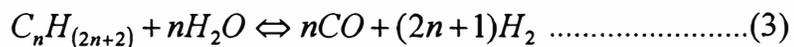
A una temperatura de  $370^{\circ}\text{C}$ , el catalizador desulfurizador reaccionará con sulfuro de hidrógeno de acuerdo a las siguientes reacciones:



El catalizador es una combinación de cobalto-molibdeno y óxido de zinc. Después de la hidrosulfurización, el contenido remanente de sulfuro deberá ser menor a 0.2 ppmv.

Como la cantidad de sulfuro es mínima, podemos usar una cantidad renovable de óxido de zinc, es decir que una vez que se haya convertido en sulfuro de zinc, se tenga que cambiar todo el catalizador. Esto deberá tenerse en cuenta al momento de diseñar las camas desulfurizadoras; generalmente la vida de dichas camas se programa para un año de operación y la disposición se arregla de tal manera que se obtenga la menor cantidad de sulfuro posible en el gas natural tratado.

El gas natural, exento de sulfuros, ingresa ahora a la etapa de reformación con vapor. Realmente se llevan a cabo diversas reacciones de reformación. La reacción general y completa para la reformación de hidrocarburos con vapor puede formularse con:



la que constituye una reacción endotérmica; también podríamos formular una ecuación más específica para el metano que es



reacción que también es endotérmica y que podríamos denominar como reformación del metano.

Simultáneamente con este equilibrio, la reacción de cambio de gas con agua procede de acuerdo a:



Sin embargo, esta última reacción es favorecida hacia el lado derecho en condiciones de bajas temperaturas y es la responsable por el contenido de carbono. Para maximizar el rendimiento de hidrógeno, esta reacción se lleva a cabo separadamente sobre un catalizador diferente y a una temperatura más baja que el paso anterior de gasificación.

De esta forma, cuando se incluye esta última reacción, llegamos a la reacción total:



De acuerdo a esto podemos deducir que la reacción global de reformado es endotérmica y procede con incremento de volumen. Asimismo tenemos las figuras 6 y 7 que nos muestran la relación entre la temperatura, proporción vapor / carbón y presión de reformación para el equilibrio del metano en la etapa de reformación primaria.

Para rangos de interés industrial, las ecuaciones (7-9) pueden ser usadas con aproximación razonable, sin embargo ellas no incluyen un

término para la pequeña dependencia de temperatura de la entalpía de reacción.

$$K_7 = \exp\left[\frac{-27.463}{T} + 30.707\right] \quad (7)$$

$$K_3 = \exp\left[\frac{+4.577}{T} - 4.33\right] \dots\dots\dots < 600^\circ C \quad (8)$$

$$K_3 = \exp\left[\frac{+4.084}{T} - 3.765\right] \dots\dots\dots > 600^\circ C \quad (9)$$

Generalmente, el gas natural que se recibe esta a una presión elevada y la reacción de reformación, tal como hemos visto, conduce a un incremento en volumen; por consiguiente, se pueden hacer significantes ahorros en energía de compresión; si el proceso se llevara a cabo bajo presiones elevadas. Pero termodinámicamente esto no es favorable, debido a que un incremento de volumen, un incremento de presión podría reducir la conversión de metano. Aunque esto podría ser compensado trabajando a altas temperaturas ó trabajar con altos ratios vapor / carbón. Pero esto trae como consecuencia un mayor consumo de energía que puede ser optimizado y lo veremos en las figuras 6 y 7.

De otro lado, una relación elevada de vapor a carbón (S/C) tiene un efecto benéfico en el equilibrio de la concentración del metano y podría mitigar la negativa influencia del incremento de presión, pero incrementando el consumo energético, esto lo notamos claramente en la figura 6, en que se ve que a mayor temperatura y mayor ratio vapor carbón S/C la concentración en el equilibrio de metano disminuye a una presión determinada de 32 kg/cm<sup>2</sup>.

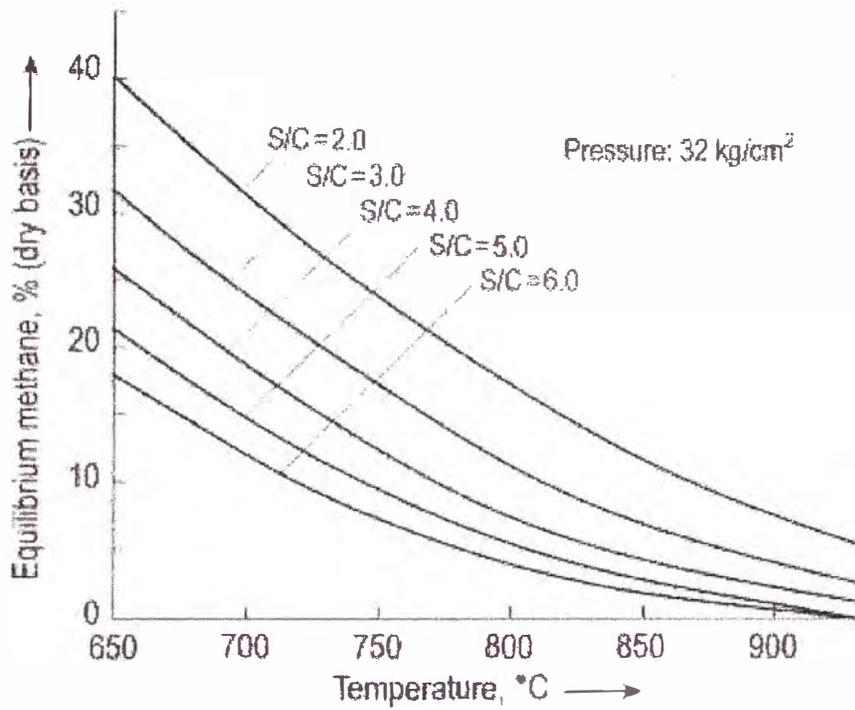


Figura 6. Equilibrio del metano vs. temperatura a diferentes ratios S/C

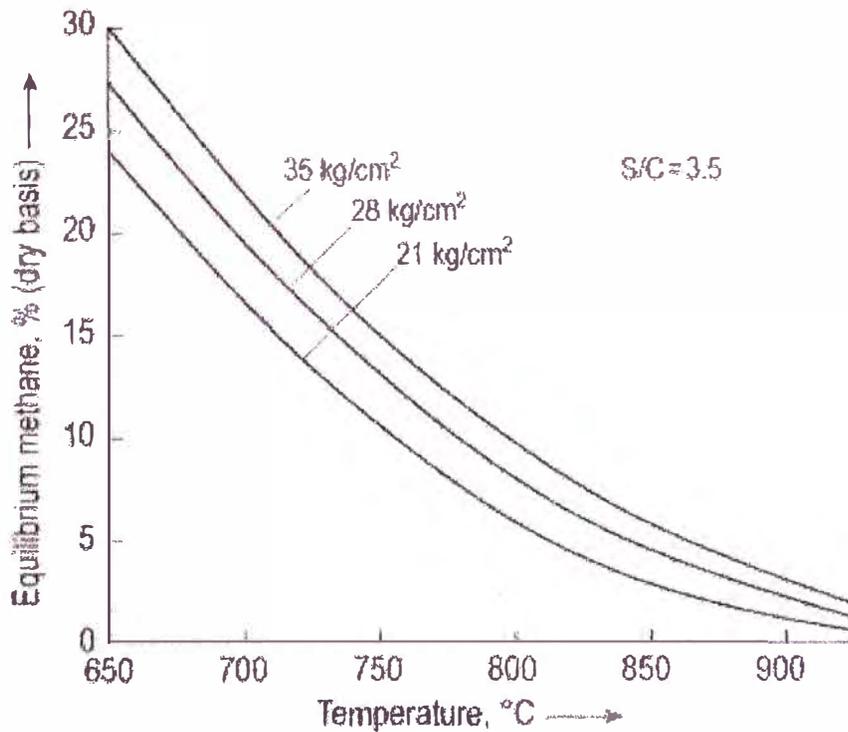


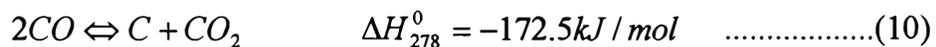
Figura 7. Equilibrio del metano vs. temperatura a diferentes presiones reformación.

Existen tres razones principales para la aplicación de una relación alta de Vapor /Carbón (S /C)

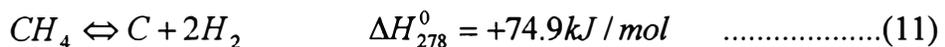
- a) Primero, previene la deposición de carbón en el catalizador, el cual puede no sólo incrementar la caída de presión sino también reducir la actividad del catalizador; pudiendo también ocasionar el sobrecalentamiento local de los tubos de reformación y la falla prematura de las paredes de los tubos.
- b) Provee del vapor necesario para la conversión de generación de hidrógeno.
- c) Reduce el riesgo de carburización del material del tubo.

En principio, la formación de carbón se puede dar a través de las siguientes reacciones:

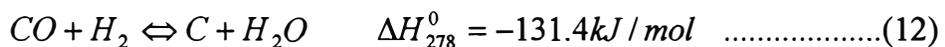
Reacción Boudouard:



Craqueo de metano:



Reducción de monóxido de carbono:



Estas reacciones son reversibles y existe un equilibrio dinámico entre la formación de carbón y la remoción del mismo. Bajo condiciones típicas de reformación, las reacciones primera y última promueven la remoción de carbón; mientras que la segunda promueve la formación de carbón en la parte superior de los tubos de reformación. Sin embargo, esto constituye más un problema de operación que sin duda cabe mencionarlo en la etapa de la construcción.

Las plantas modernas basadas en gas natural con un reformador primario convencional usan una relación vapor /carbón (S/C) de alrededor de 3.0, comparado con valores de antiguas instalaciones de 3.5 – 4.0. Bajando la relación Vapor /Carbón significa ahorro de energía, y recordando el paso primario de reformación, la mínima relación debería ser

teóricamente sólo ligeramente sobre 1.0 para evitar el craqueo. Expertos en catálisis recomiendan como límites prácticos entre 1.5 – 1.7 para la reformación con vapor con metano; pero por razones estequiométricas para el paso de conversión de CO a CO<sub>2</sub> con generación de hidrógeno, la relación tiene que ser de al menos 2.0. Adicionalmente se recomienda un margen de seguridad recomendable en caso de tener problemas operacionales con el control de Vapor / carbón y para evitar la formación de hidrocarburos en la reacción de conversión a Alta temperatura.

Entonces, como conclusión final, para operación práctica de reformadores convencionales (de alto rendimiento) el valor de 3.0 es recomendable.

#### 2.3.1.1 Mecanismos y Cinética del Reformado con Vapor.

El componente activo común de los catalizadores de reformación es el Níquel, pero la composición y estructura del soporte y el contenido de níquel difiere de acuerdo a las diferentes marcas comerciales disponibles.

Es de acuerdo general que la reacción de reformado de vapor es de Primer Orden respecto al metano, pero para otros parámetros cinéticos, los resultados difieren considerablemente de acuerdo a los catalizadores estudiados.

Es sin duda necesario realizar experimentos en plantas piloto con tamaños de tubos de reactores de reformación reales a manera de ver la influencia de la formulación y de la geometría de los catalizadores.

Como un ejemplo de la expresión analítica, la fórmula dada por MOE y GERHARD se presenta:

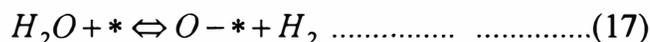
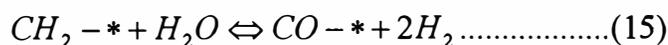
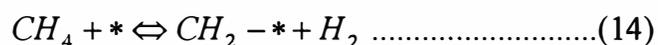
$$r = k_2 \left[ K_3 p_{CH_4} p_{H_2O}^2 - p_{H_2}^4 p_{CO_2} \right] \dots\dots\dots(13)$$

con:

$$k_2 = \exp\left[\frac{35000}{RT} - 7.912\right]$$

$K_3$  es la constante de equilibrio para la reacción (6), la cual es el producto de las constantes de equilibrio de las reacciones (4) y (5)  $K_4$  y  $K_5$ . Para la proporción  $CO_2/CO$  Max Appl asume solo una ligera desviación del equilibrio y uso en una relación empírica sin un término cinético:  $CO_2/CO = f(\text{conversión } CH_4, \text{ proporción vapor /carbón}, K_5)$

Para los mecanismos de reacción del reformado de vapor de metano, el siguiente esquema fue propuesto:

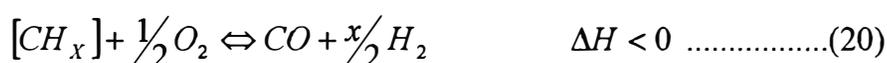
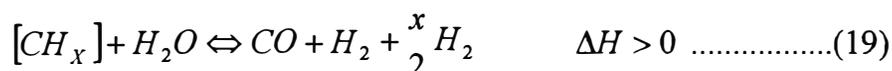


Basados en estudios extensivos usando níquel /magnesio /aluminio; se sugiere el siguiente esquema de reacción: El agua reacciona con la superficie de los átomos de níquel, el cual adsorbe el oxígeno y el hidrógeno gaseosos. El metano es adsorbido también en las superficies del átomo de Níquel en forma disociada, y los radicales formados de esta manera reaccionan con el oxígeno adsorbido para finalmente formar  $CO$  gaseoso e  $H_2$ .

En la cantidad de reacción intrínseca, la transferencia de masa juega un papel muy importante. El efecto combinado de la difusión molecular de los reactantes de la masa del gas a través de la capa de gas alrededor de la partícula del catalizador de acuerdo a la forma geométrica de la superficie de la partícula, y alguna extensión de la difusión Knudsen a través de los poros del catalizador, son los factores limitantes. Como la reacción intrínseca es rápida, los reactantes habrán reaccionado antes de que ellos hayan finalizado el viaje a través de los poros.

La efectividad de un catalizador de reformación con vapor, depende de cómo sea usada la partícula del catalizador, varía con las condiciones de reacción sólo cerca de 1% a la salida. Debido a esto, la aparente actividad se incrementa con la disminución del tamaño de la partícula y la forma geométrica de la partícula del catalizador, que tiene también una influencia distinta.

Etano, propano y butano, usualmente presentes en pequeñas cantidades junto con el metano, reaccionan con el vapor de reformación de una manera similar



### 2.3.1.2 Catalizadores de Reformadores Primarios:

En un horno tubular tal como es el tipo del reformador primario, dos elementos son muy importantes para el rendimiento; la actividad del catalizador y la transferencia de calor a través de los tubos de reformación, los cuales están fuertemente vinculados.

El componente activo del catalizador de reformación primario es el níquel, el cual se encuentra finamente dispersado sobre el material de soporte como cristalitos producidos por la reducción de óxido de níquel. El contenido de óxido de níquel del catalizador no reducido está entre 15 y 25%.

Un buen catalizador de reformación primario deberá alcanzar los siguientes requerimientos: Debe alcanzar la conversión deseada de los hidrocarburos en la alimentación a la menor temperatura de pared del tubo y a la más baja caída de presión sin formación de carbón; tener una vida de servicio razonable sin desactivación; presentar extraordinarias características durante el arranque y parada, cuando las condiciones son difíciles; si fuese posible, permitir procedimientos de regeneración in situ

para eliminar los efectos incidentales de envenenamiento o deposición de carbón.

Dos factores importantes influenciarán en la actividad del catalizador: la composición química y el área superficial. Pero de no menor importancia son también las características para la transferencia de calor, las cuales están gobernadas por el tamaño y forma de las partículas.

Como materiales de soporte tenemos alumina, aluminato de calcio, y sales de magnesio-alumina. Los procedimientos para la fabricación de los mismos son diferentes. En uno, se precipita primero el níquel, usualmente como hidróxido, en la presencia de un componente de dispersión. Luego de lavado, secado y calcinado del óxido, el polvo es mezclado con un cemento hidráulico, el cual es moldeado en la forma de las partículas y el níquel es también dispersado en este soporte cemento.

Otro método es mediante los soportes prefabricados, en donde los pellets prefabricados son impregnados con una solución salina de níquel, luego secados y luego incinerados para transformar la sal de níquel en óxido. Con el incremento de la temperatura, el área superficial decrece pero la estabilidad mecánica se incrementa.

Actualmente la Alúmina es el soporte predominante en los Estados Unidos. Algunos catalizadores son alcalizados con potasio para evitar la formación de carbón por craqueo, el cual es ácido-catalizado de acuerdo a:



La alcalización suprime puntos ácidos en la superficie del catalizador y promueve también las reacciones que remueven el carbón depositado de la superficie del catalizador. También es recomendable cuando se procesa gas natural que contiene hidrocarburos con más de 4 carbonos; recomendable llenar la primera tercera parte del tubo con este tipo de catalizador, donde los altos flujos de calor ocurren.

También es importante el efecto del tamaño y forma de los catalizadores en la performance de la transferencia de calor. Aún cuando la

mayoría de los procesos se llevan a cabo bajo condiciones adiabáticas, la reacción de reformación con vapor en los tubos es endotérmica y tiene que ser proveída de calor continuo mientras el gas pasa a través del catalizador. La fuerte dependencia de la velocidad de reacción y la temperatura superficial del catalizador claramente define la necesidad de una eficiente transferencia de calor sobre toda la longitud y sección transversal del catalizador. Sin embargo, el material del catalizador es de por sí muy poco conductor de calor. De aquí se deduce que el principal mecanismo de transferencia de calor es la CONVECCION, y su eficiencia dependerá de la forma en que el flujo está distribuido en el relleno catalizador. En esto último se evidencia la importancia de la geometría de las partículas.

Diferentes formas de catalizadores han sido desarrolladas. Inicialmente se usaban tabletas simples, las que fueron desplazadas por los Raschig-Rings. Asimismo estos últimos han sido desplazados por los de 4 agujeros (ICI-Katalco), configuración 6 disparos (Topsoe), Rueda de vagón (UCI). Estos catalizadores con forma desarrollada se aplican especialmente en la zona de alto flujo de calor en la tercera parte superior del tubo. Es muy importante evitar romper el catalizador y/o empaquetarlo; puesto que pueden restringir el flujo, lo que puede ocasionar sobrecalentamiento de los tubos.

El llenado de los tubos del reformador con diferentes tipos de catalizador se está convirtiendo en algo común; por ejemplo: se puede recargar un tubo con 15% de catalizador libre de álcali en forma pre-reducida y geometría avanzada (parte superior), 25% de no reducida promotor álcali (sección media) y 60% libre de álcali no reducido geometría simple (sección inferior)

### 2.3.1.3 Bases de diseño del reformador primario:

Esta unidad del proceso consiste de un conjunto de tubos paralelos cargados con el catalizador de níquel en un horno en forma de caja en el cual el calor necesitado por la reacción es transferido a los tubos por radiación. El calor es generado en los quemadores.

Existen diversos tipos de disposiciones de hornos; de acuerdo a la disposición de los quemadores se pueden clasificar en: quemadores arriba, quemadores al costado, en pared terraza o quemadores en la base.

Como el gas de combustión de los quemadores al salir del horno esta todavía caliente, se conecta el horno a un banco de convección en el cual el contenido de calor del gas es usado para varios proceso energéticos, como el precalentamiento de la alimentación de vapor – hidrocarburos, de aire, de vapor, etc.

En el diseño del reformador se tiene que tener una especial consideración en el tiempo de vida de los tubos reformadores, ya que estos son costosos y de materiales especiales para resistir altas temperaturas como acero con alto contenido de cromo-níquel preparado bajo centrifugado. Siendo importante también en este contexto el catalizador, referente al tiempo de vida, su actividad, transferencia de calor y caída de presión, etc.

#### 2.3.1.3.1 Tubos de reformación:

El tiempo de ruptura de los tubos depende de la presión y la temperatura a la que están sometidos; de allí que se limita la presión de reformación, lo cual ayudaría a ahorrar energía en el proceso por lo cual se persigue una presión tan alta como sea posible.

Como la reacción de reformación es endotérmica y procede con un incremento de volumen, el efecto negativo de un incremento de presión (referente a baja conversión) tiene que ser compensado por una alta temperatura de reacción lo cual a su vez esta limitado por el material

del tubo. Otra posibilidad de compensar este efecto es incrementar el ratio vapor /carbón, pero esto es desfavorable económicamente.

La caja del horno usualmente alberga entre 200 a 400 tubos de acuerdo a la capacidad de la planta, los cuales son entre 10 a 13 m de largo con un diámetro interior de 75 a 140 mm y un diámetro de pared de 11 a 18 mm.

El nuevo material que se está utilizando para estos tubos es un acero "HP modified" que contiene 32-35 Ni/23-27 Cr estabilizado con 1.5% Nb, el cual parece ser más estable a altas temperaturas debido a la formación de carburos complejos de cromo-niobio. Últimamente ha surgido una nueva generación de aleaciones llamadas Micro Alloy, que contienen también Titanio y Zirconio. Estas nuevas aleaciones permitirían usar tubos más delgados en pared y tener mayor cantidad de catalizador para acomodar y hacer uso de menor cantidad de tubos para la misma capacidad.

Usualmente un buen diseño en el horno reformador y los tubos implicaría una operación sin problemas de alrededor de 100 000 horas para los tubos.

De acuerdo a estudios realizados, la disposición que puede alcanzar la mayor eficiencia energética es la que tiene los quemadores en la parte superior la cual puede llegar a 95%. El calor necesario está señalado por la temperatura de salida del producto del reformador. Generalmente 50% del calor es absorbido al proceso en los tubos y el otro 50% esta dado para elevar la temperatura.

Para nuestra planta seleccionaremos el tipo de reformador primario con quemadores en la parte superior; debido a que estos se prefieren para grandes capacidades. Es posible acomodar entre 600 a 1000 tubos en una sola caja radiante.

Otras ventajas que justifican su aplicación son:

- Además los quemadores se encuentran en un solo nivel, de tal manera que el número de quemadores con relación al número de

tubos es menor que en los sistemas de quemadores en los costados. Esto simplifica la distribución de las tuberías para el gas combustible y el aire de combustión.

- La eficiencia de radiación es mayor que en los otros diseños.
- Los quemadores están localizados cerca de la entrada fría de la mezcla de alimentación, que es donde se requiere realmente un fuerte calentamiento.
- Menos uso de acero estructural.

En este tipo de horno, el gas de combustión llega a temperaturas alrededor de 1000°C el cual es desalojado de la caja a través de túneles donde se recupera esa energía por intercambio.

## 2.3.2 Química de la producción de nitrógeno.

### 2.3.2.1 Concepto.

Sin duda, el proceso de separación del aire, es un proceso criogénico, dado que se lleva a cabo a temperaturas por debajo de los  $-100^{\circ}\text{C}$ .

Toman importancia los conceptos de refrigeración y los métodos mediante la cual se obtienen, como son las expansiones isoentrópicas o isoentálpicas. La termodinámica aplicable en esta sección del proceso se ajusta a los parámetros de Peng Robinson, para determinar las condiciones de equilibrio.

### 2.3.2.2 Descripción del proceso.

El proceso de destilación de aire no implica en si reacciones de transformación y se remite más a aspectos fisico-químicos, termodinámicos y mecánicos.

- a. Pre-Purificación del aire: El aire tiene que pasar por una etapa de limpieza física a través de un filtro de aire antes de entrar al compresor principal de aire, de tal forma que se minimizan los problemas de desgaste del compresor debido a la erosión. Este

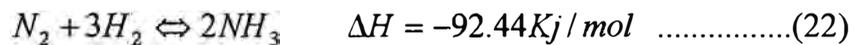
filtro generalmente consta de una caja que comprende varios cartuchos-filtros de fibra, este equipo tiene un sistema de autolimpieza con gas a presión.

- b. **Compresión:** El aire pasa por el compresor, que le imprime la presión necesaria para poder realizar la separación y purificación del aire. Por implicar grandes volúmenes de aire, el compresor es de tipo centrífugo. Se detallará en el diseño de equipos que clase de compresor se escoge de entre los comerciales.
- c. **Pre-enfriamiento:** Dado que el aire sale del compresor principal a una presión de aprox. 100 psi y en condiciones de saturación a una temperatura cercana a la del agua de enfriamiento del sistema (25°C), el aire necesita descender su temperatura para entrar al sistema de purificación de tamices moleculares. Para ello se ha dispuesto la instalación de un enfriador de aire con refrigerante R-22.
- d. **Purificación del aire:** Actualmente este paso del proceso se lleva a cabo con Tamices Moleculares o los denominados Mole Sieves (Molecular Sieves) que están constituidos por zeolita. Los tanques de prepurificación operan intercambiando su frecuencia, es decir algunos en servicio y otros en regeneración. Básicamente cada tanque posee una primera capa de relleno de alúmina que sirve para retener el agua del aire de proceso y una segunda capa de Zeolita que retiene el CO<sub>2</sub>, CO y otros contaminantes como hidrocarburos.
- e. **Intercambiadores:** Luego el aire intercambia calor con las corrientes frías de salida del proceso; corrientes de producto o de desecho que enfrían el aire y lo preparan para una temperatura cercana a la de los puntos de ebullición del aire.
- f. **Expansores:** Los expansores son equipos que sirven para generar refrigeración mediante la expansión, es decir, obtener temperaturas bajas. Algunas veces se tienen companders, que son máquinas

- expansoras y compresoras a la vez, puesto que están unidas por un eje mecánico.
- g. Columna de destilación: Para procesos de producción de nitrógeno sólo se requiere una columna de destilación, a diferencia de la producción de oxígeno. Actualmente se está haciendo uso de empaque estructurado en reemplazo de platos de destilación, ya que permiten una mejor pureza, menos uso de reflujo y menor altura de la torre.
  - h. Compresor de producto: El nitrógeno gaseoso que se obtiene a la salida del proceso se encuentra a baja presión, dado que el proceso de amoníaco lo requiere a mayor presión se hace necesario un compresor de producto del cual se detallarán sus características más adelante.

### 2.3.3 Química de la producción de amoníaco.

La reacción química para la producción de amoníaco conocida a nivel mundial es la síntesis de Haber.



Bajo condiciones prácticas de una industria de procesos de amoníaco la reacción está limitada por la posición desfavorable del equilibrio termodinámico, de modo que solamente se logra la conversión parcial del gas de síntesis (25 a 35%) al pasar a través del catalizador. Razón por la cual el amoníaco es separado del gas sin reaccionar por condensación, el cual requiere relativamente bajas temperaturas para tener una razonable eficiencia. El gas sin convertirse es reemplazado con gas de síntesis fresco y reciclado al convertidor. La concentración de los gases inertes en la síntesis es controlada por pequeñas purgas continuas con vapor. Estas fracciones básicas juntas con las propiedades de la síntesis catalítica y restricciones mecánicas gobiernan el proyecto de la síntesis de amoníaco en el convertidor y la planificación de la síntesis.

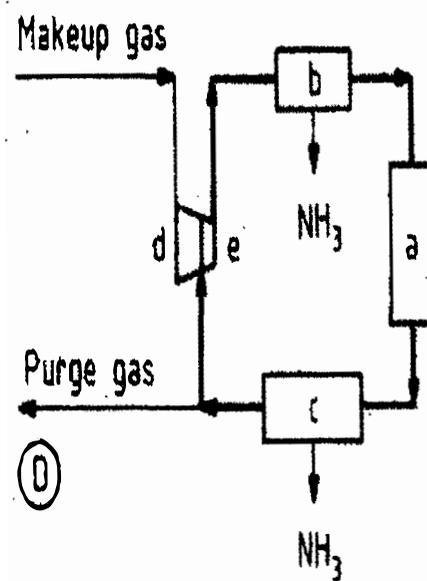
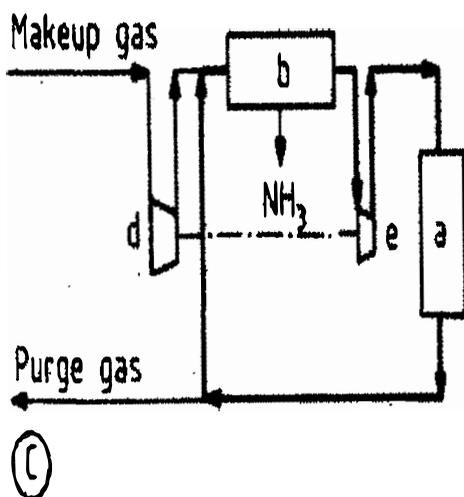
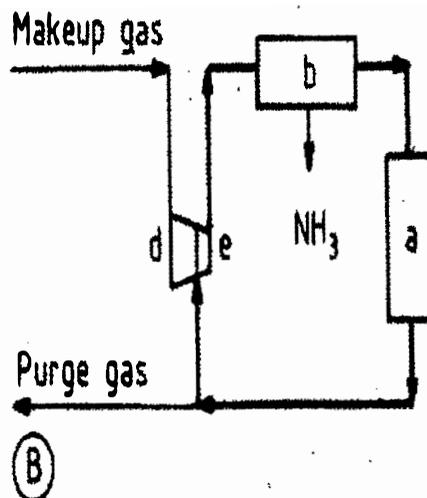
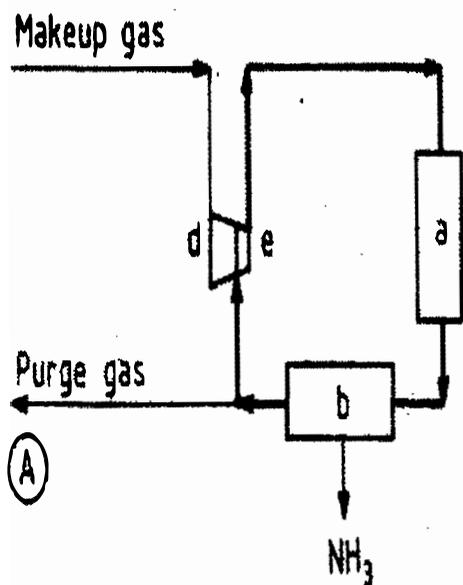
Los criterios de evaluación para la síntesis son:

- Consumo de energía.
- Inversión y confiabilidad.

Un número de diferentes configuraciones es posible para la síntesis del amoníaco. Ellos pueden ser clasificados de acuerdo a la localización del amoníaco condensado y de la composición del gas de alimentación y el punto de ingreso. La figura 8 muestra las principales posibilidades.

## 2.3.3.1 Configuraciones de la síntesis de amoníaco.

Figura 8. Diagramas de flujo de síntesis de amoníaco típicas.



Si el gas es absolutamente libre de contaminantes catalíticos, como son agua y dióxido de carbono, este puede ser alimentado directamente al convertidor de síntesis.(figura A)

Después de que el gas abandona el convertidor, el amoniaco es condensado por enfriamiento y el gas que no reacciona es reciclado al compresor. Esta representación es la más favorable desde el punto de vista de un mínimo consumo de energía. Esto da como resultado un bajo contenido de amoniaco a la entrada del convertidor y la alta concentración de amoniaco por condensación.

Cuando el gas de alimentación contiene agua o dióxido de carbono, hay que aprovechar que estos materiales sean absorbidos completamente durante la condensación de amoniaco. Esto requiere que la etapa de condensación sea localizada parcialmente o íntegramente entre el gas de alimentación y el convertidor. Este arreglo tiene la desventaja que la concentración de amoniaco por condensación es reducido por dilución con el gas de alimentación.

También esto trae la existencia de una alta concentración de amoniaco a la entrada del convertidor. (figura B)

El esquema mostrado en la figura C usa frecuentemente cuatro toberas-compresoras, para evitar derroche de energía. Con este arreglo, la compresión sigue directamente después de la condensación y separación de amoniaco. En esta configuración, esto es posible al enfriar el gas reciclado usando agua de enfriamiento o aire inmediatamente después alimentar el gas y así reducir la energía gastada por enfriamiento y refrigeración.

Separando el paso del enfriamiento por condensación del amoniaco también ofrece ventajas cuando el gas reciclado es comprimido junto con el gas de alimentación. Esto especialmente a presiones de síntesis por encima de 25MPa. A esas presiones, un gran porcentaje de amoniaco formado puede ser licuado por enfriamiento con agua de enfriamiento o aire (figura D).

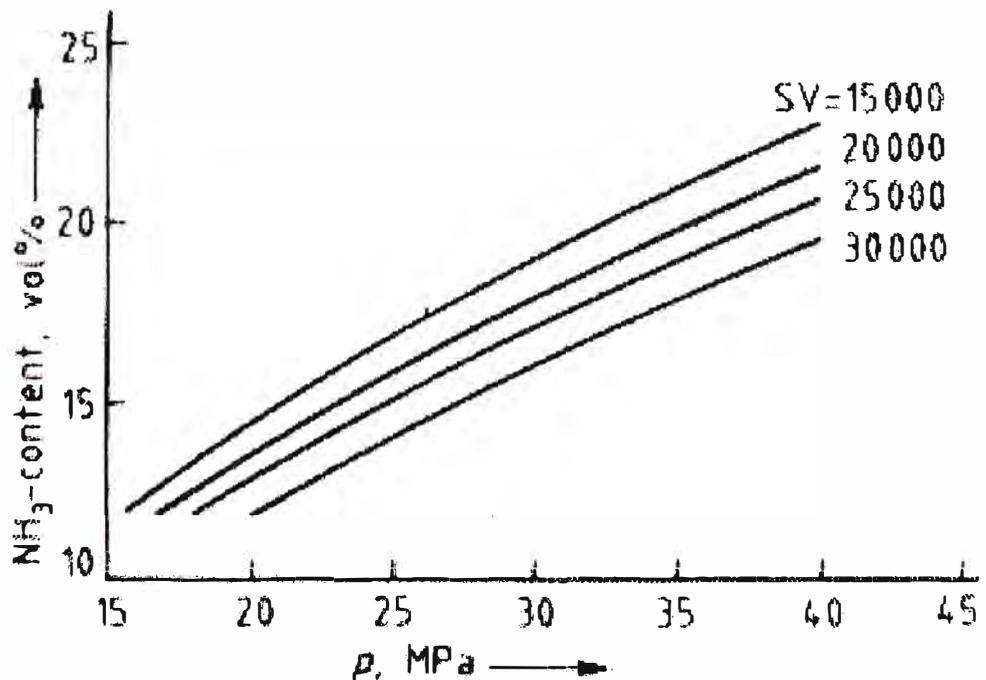
El gas reciclado conteniendo amoniaco y dióxido de carbono mezclados con el gas de alimentación bajo ciertas condiciones de concentración y temperatura pueden ser causantes de precipitaciones de sólidos (carbonato de amonio).

### 2.3.3.2 Formación de amoniaco en el convertidor.

La parte central del sistema de síntesis es el convertidor, en el cual se lleva a cabo la conversión del gas de síntesis a amoniaco. La performance del convertidor esta determinada por el ratio de reacción, el cual depende de las variables de operación.

Por ejemplo con un incremento de presión, la formación de amoniaco se incrementa. Este resultado no es precisamente el más favorable debido a la situación de equilibrio para la reacción dado que también depende de los efectos sobre el ratio de reacción.

Figura 9. Performance del convertidor en función a la presión de operación y diferentes velocidades espaciales.



En la practica industrial, existen plantas que operan cerca a 8 MPa, pero hay también otras que operan a más de 40 MPa. Hoy las plantas son construidas principalmente para presión de síntesis de 15 a 25 MPa. La planta de nuestro proyecto trabajará a presión promedio de 18 MPa en ambos convertidores (figura 9).

A modo de referencia mostraremos una tabla de parámetros de operación típicos de síntesis modernas de amoniaco a diferentes presiones para una producción de 1000t/d NH<sub>3</sub>.

Tabla 4. Parámetros de operación de plantas modernas de amoniaco.

PARÁMETROS	PRESION DE INGRESO	
	14 MPa	22 MPa
Flujo de ingreso, Nm <sup>3</sup> /h	500000	407000
Conc. Ingreso NH <sub>3</sub> % molar	4.1	3.8
Conc. Salida NH <sub>3</sub> % molar	17.1	19.9
Conc. Ingreso inertes % molar	8.0	12.0
Temperatura Separador NH <sub>3</sub> , °C	-5	-5

La performance del convertidor decrece con el incremento de gases inertes contenidos como pueden ser metano y argón.(Figura 10).

El rango usual de argón es de 0-15% en volumen. Haciendo un lazo secundario para purga de gas este puede ser hasta 30% o más.

La performance del convertidor también disminuye con el incremento de oxígeno contenido en el gas de síntesis. Hoy, un nivel de 10 ppm en el gas de alimentación, corresponde alrededor de 3 ppm en el ingreso de gas al convertidor, estos generalmente no exceden este valor como se han demostrado en las diferentes plantas modernas.(Figura 11).

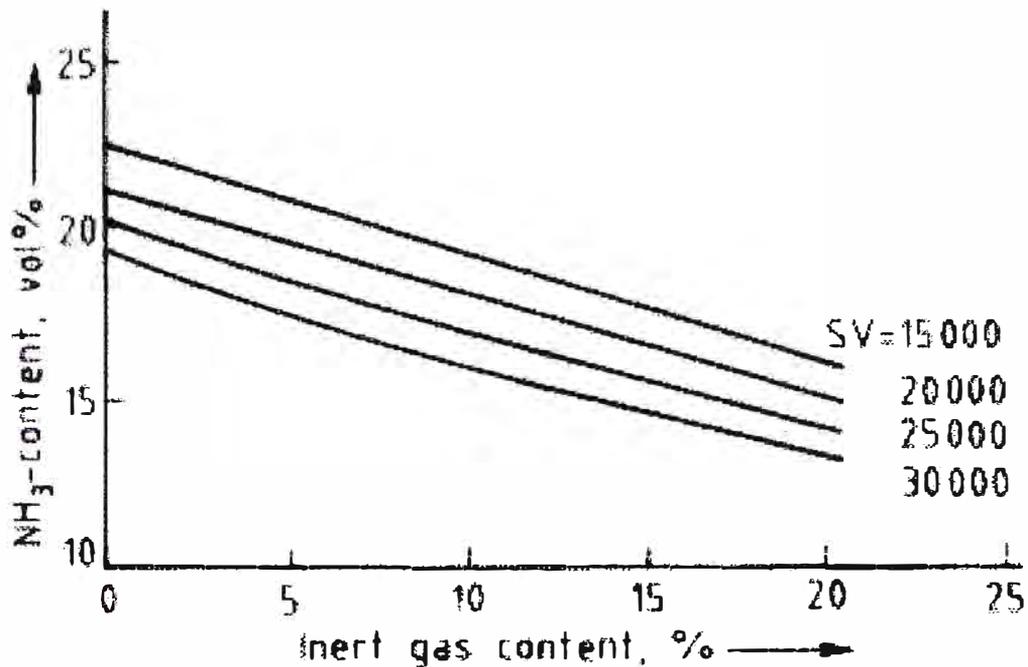


Figura 10. Performance del convertidor en función al contenido de gases inertes a diferentes velocidades espaciales.

La dependencia de la performance del convertidor sobre el ratio  $H_2/N_2$  la veremos claramente en la siguiente Figura 12. La conversión óptima a altas velocidades espaciales ( $SV = Nm^3$  de gas /  $h.m^3$  catalizador) se acerca a un ratio de 2 y a bajas velocidades espaciales el aprovechamiento se acerca a 3. La razón es que el equilibrio juega un papel importante en bajar las velocidades espaciales y tener un máximo ratio de 3, excepto por pequeñas correcciones en cuanto al comportamiento de gases reales. Usualmente el ratio es ajustado a 3 ya que en la práctica en muchas plantas si se obtienen conversiones cercanas al equilibrio.

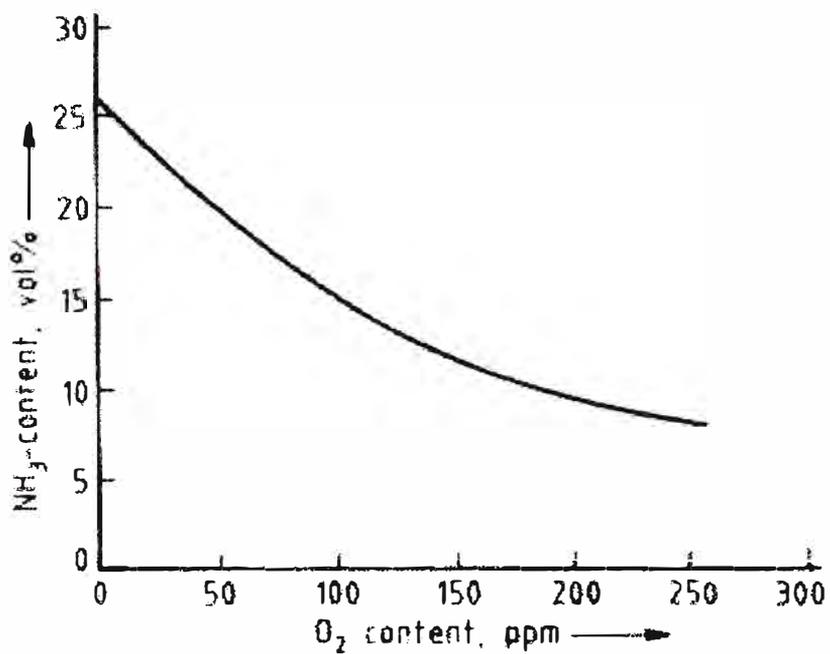


Figura 11. Performance del convertidor en función al contenido de O<sub>2</sub>.

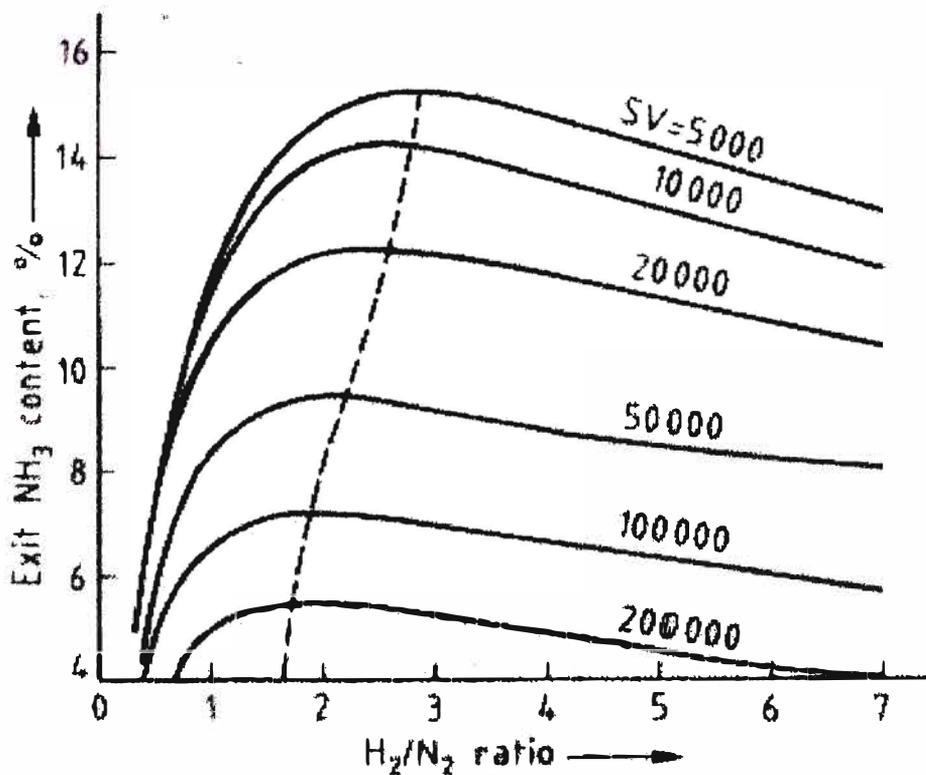


Figura 12. Conversión del amoníaco en función al ratio H<sub>2</sub>/N<sub>2</sub> a diferentes velocidades espaciales.

En la figura 12 mostrada anteriormente y en la práctica se ha comprobado que el incremento de la velocidad espacial baja la concentración del amoníaco. Sin embargo, el punto de operación óptimo se escoge midiendo el incremento en el ratio de flujo de gas mas que por compensar la reducción de la concentración de amoníaco.

### 2.3.3.3 Bases de diseño del convertidor.

El diseño del reactor de síntesis de amoníaco no es solo cuestión de cálculos de volumen de catalizador, también depende de otros parámetros y respecto a valores óptimos de alguno de ellos se diseña.

En los últimos días con materiales estrictamente controlados se fabricaban reactores con limitaciones relativas y estos se diseñaban para bajas presiones, y esto significa un máximo uso de catalizador. Hoy el objetivo es optimizar el calor recuperado al mas alto nivel posible y así poder minimizar la inversión para la síntesis total.

Para calcular los parámetros para el diseño , incluyendo dimensión y numero de lechos catalizadores , perfiles de temperaturas , composición del gas y caídas de presión, es necesario requerir de un modelo matemático.

Existen dos ecuaciones diferenciales que describen matemáticamente el estado de comportamiento seguro dentro del reactor y la sección del reactor:

- La primera ecuación modela la concentración, posición – relación de cambio por transformación de reactantes a productos.

La segunda maneja la temperatura posición comportamiento de la reacción del gas de síntesis, el catalizador y parte interna del reactor. La forma de la última es característica del tipo de convertidor.

El perfil de temperatura no solo depende de la evolución del ratio del calor de reacción también depende del método y naturaleza del sistema

para remover el calor de los lechos. El perfil de temperatura de reacción es de particular importancia porque el ratio de reacción responde vigorosamente a cambios de temperatura. (Figura 13). En la figura las líneas del ratio de reacción constante ilustradas son dependientes de la temperatura y concentración de amoniaco en la reacción del gas de síntesis. La línea para ratio de reacción cero correspondiente a la temperatura – concentración depende del equilibrio químico. De la figura 13 esto aparenta que hay una temperatura definida para el cual el ratio de reacción alcanza un máximo para una concentración de amoniaco dada.

La curva (a) representa la temperatura – concentración para ratios de reacción máximos. Para mantener un ratio de reacción máximo , la temperatura tiene que decrecer con un incremento de la concentración de amoniaco.

Si el objetivo en diseño ú operación es optimizar la utilización del catalizador , en la figura 13 se muestra que la temperatura del convertidor – perfil de composición puede seguir la curva (a) , el cual corresponde a un ratio de reacción máximo en todos los puntos .

Es obvio que en la práctica esta temperatura ideal – perfil de concentración no puede ser conseguida. Por ejemplo , un gas de síntesis con alrededor de 3% de concentración de amoniaco entrando al convertidor no puede ser calentado a la temperatura ideal por intercambio de calor porque la alta temperatura requerida no existe en el sistema convertidor. Para alcanzar la temperatura ideal, la primera porción del catalizador debe inicialmente operar adiabáticamente. Una consideración a tener en cuenta es el tiempo de vida del catalizador para el cual se recomienda que la temperatura máxima inicial no debe ser mayor de 530 °C. Siguiendo con la subida de la temperatura adiabática inicial se consigue minimizar el volumen de catalizador requerido por enfriamiento de la reacción del gas de síntesis. En los tiempos cuando los convertidores eran diseñados para operar a altas presiones y temperaturas y teniendo la

ventaja de tener mejores materiales de construcción , el convertidor diseñado representaba una real limitación sobre la capacidad de la planta.

Para maximizar la producción del convertidor y capacidad de la planta y para conseguir los más favorables costos de manufactura era necesario optimizar la utilización del catalizador para lo cual era necesario tener una temperatura del convertidor – perfil de concentración para compararlos a la ideal y optimizar el uso de altas presiones y el volumen de catalizador.

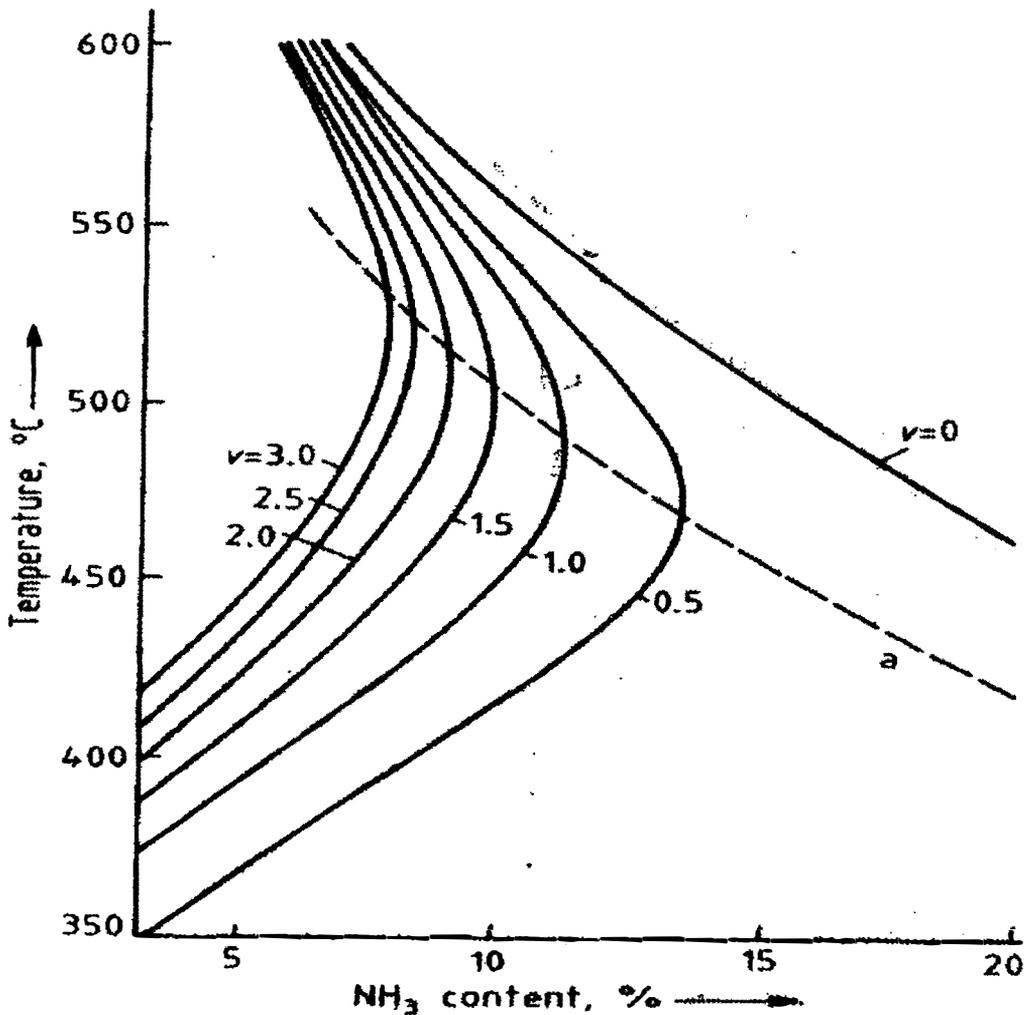


Figura 13. Ratio de reacción en  $m^3 NH_3/(m^3 \text{ catalizador.s})$  en función a la temperatura y concentración de amoníaco a 20 MPa.

#### 2.3.3.3.1 Convertidores comerciales de amoniaco.

Los convertidores comerciales de amoniaco pueden ser clasificados dentro de dos grupos:

- Enfriados internamente con tubos enfriadores corriendo a través del lecho o con los catalizadores internos al tubo y el medio de enfriamiento sobre el lado de la pared. El medio de enfriamiento es principalmente el gas de alimentación al reactor, el cual puede influir directa o indirectamente para el flujo de gas en la síntesis del volumen del catalizador. Estos tipos de reactores son los llamados Reactores Tubo – Enfriados.
- En donde el volumen del catalizador es dividido en diversos lechos en el cual la reacción procede adiabáticamente. Entre los lechos de catalizadores individuales el calor es removido por inyección de gas de síntesis refrigerado o por enfriamiento indirecto con gas de síntesis o vía una alimentación de agua calentada o atravesando vapor. Estos tipos de reactores son los llamados Reactores enfriados por Inmersión o convertidores multilechos de Enfriamiento Indirecto.

De los tipos de reactores comerciales mencionados y teniendo en cuenta el optimizar al máximo el calor para tener al final una mínima inversión total para la síntesis total, el más conveniente para nuestro proyecto es en primera instancia el Convertidor Multilecho de Enfriamiento Indirecto.

El enfriamiento indirecto es aplicado hoy en día en la mayoría de las nuevas plantas de amoniaco por ser altamente rentable por el ahorro de energía, inclusive algunas plantas que usaban los reactores de tubos enfriados están modificando al modo de enfriamiento indirecto. (Figura 14).

#### 2.3.3.3.2 Convertidores Multilecho con enfriamiento indirecto.

En los convertidores de este tipo el enfriamiento entre los lechos individuales es efectuado por intercambiadores de calor indirectos con un medio de enfriamiento, el cual puede ser gas de síntesis refrigerado y/o agua de alimentación calentada y atravesando vapor. El intercambiador de calor puede ser instalado junto con el lecho catalizador en el interior del casco a presión de la pared del reactor, pero una alternativa atractiva, especialmente para altas capacidades, es acomodar los lechos catalizadores en recipientes separados y usar intercambiadores de calor separados. Esto es especialmente conveniente cuando se usa el calor de reacción para elevar la presión de vapor.

Para nuestro proyecto usaremos tres lechos catalizadores que se recomienda para plantas de capacidades arriba de 1500 t/d como es nuestro caso. Donde los primeros dos son acomodados en un sólo casco de presión junto con un intercambiador de entrada y salida. Por consiguiente una pérdida de calor del ebullidor genera una alta presión de vapor, enfriando el gas antes que entre al segundo reactor conteniendo el tercer lecho, descargando a través de un intercambiador externo para seguir recuperando el calor perdido y generando una alta presión de vapor. El flujo de gas es de modo radial en los tres lechos catalizadores.

La ventaja del reactor multilecho es el aprovechamiento del calor al máximo. Sabemos teóricamente que el calor de reacción de la síntesis de amoníaco es 46.22 KJ/mol a condiciones normales, el cual corresponde a 2.72 GJ/t  $\text{NH}_3$ , la utilización de este calor a la más alta temperatura posible genera una alta presión de vapor y esto da una mejor contribución a la eficiencia de la energía total de la planta que es el factor fundamental al evaluar la rentabilidad de la planta.

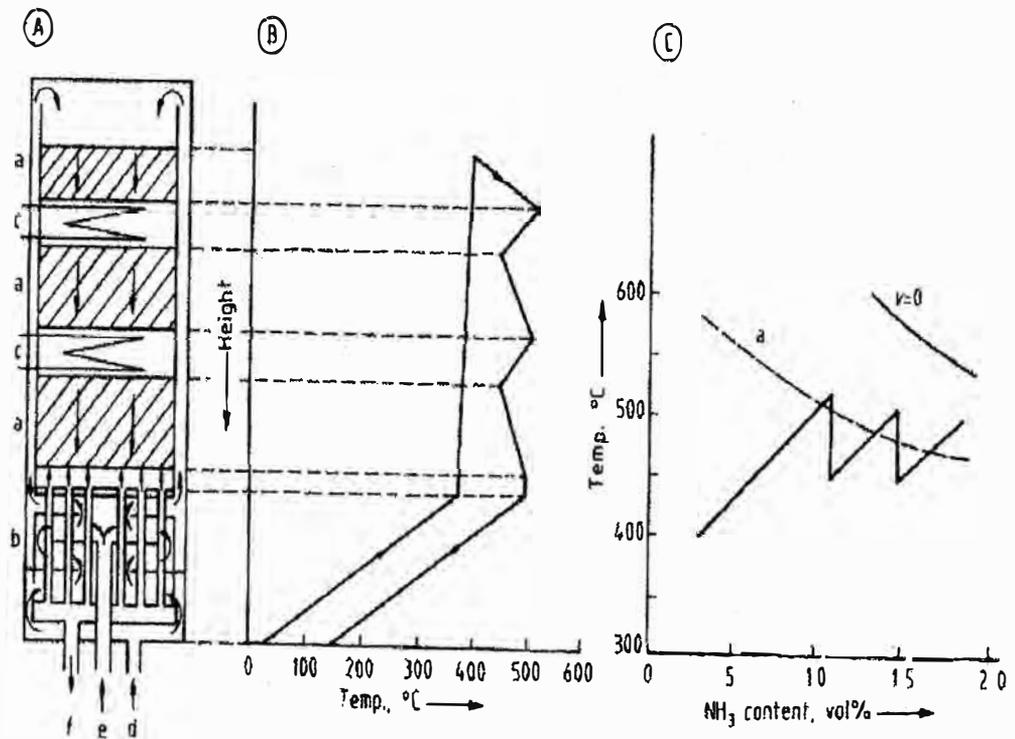
Algunos convertidores diseñados últimamente operan a 30 MPa, equipados con un intercambiador de calor para elevar el ingreso de temperatura al primer lecho catalizador a la temperatura de ignición

(aprox. 400°C), recibiendo la alimentación al convertidor cerca a la temperatura ambiente y por lo tanto la temperatura de salida cerca de 250°C gracias al aprovechamiento de calor.

Para poder conseguir una mayor temperatura a la salida del convertidor, el del tipo multilecho es favorable y lo consigue subiendo la temperatura de entrada y la variación de temperatura es función del grado de conversión.

Esto se consigue colocando un intercambiador de calor adicional para la alimentación al primer convertidor en contra del gas convertido, corriente abajo del recuperador de calor. En este camino el nivel de temperatura en la cual el calor era recuperado aumenta hasta el punto de poder lograr que la temperatura de entrada al recuperador de calor es igual a la temperatura de salida del ultimo lecho de catalizador. Siguiendo este camino podremos conseguir temperaturas corrientes abajo del convertidor entre 480 a 290°C. La temperatura puntual la obtendremos del balance de energía siguiendo el criterio de conseguir una alta concentración a la salida del convertidor a costa de la más baja temperatura de salida del ultimo lecho.

Para una mejor descripción podemos ver la siguiente figura 14 que muestra un convertidor de características similares al que va a ser usado en el proyecto, el cual es un convertidor con enfriamiento indirecto.



(A) convertidor :

- a) catalizador
- b) intercambiador de calor
- c) sección de enfriamiento
- d) gas de ingreso
- e) temperatura de control del gas de ingreso ;
- f) gas de salida.

(B) perfil de temperatura del gas a través del convertidor.

(C) concentración de amoníaco versus temperatura.

Figura 14. Convertidor multilecho con enfriamiento indirecto y dos lechos radiales.

### 2.3.3.3.3 Cinética de reacción del amoniaco.

El conocimiento de la cinética de reacción del amoniaco es importante para el diseño industrial del reactor de síntesis, para determinar las condiciones de operación y para tener un control computarizado de plantas de amoniaco.

Estos medios pronostican la dependencia técnica sobre las variables de operación del ratio de formación de amoniaco en un volumen de catalizador integral que es el elemento principal del reactor.(Figura 15).

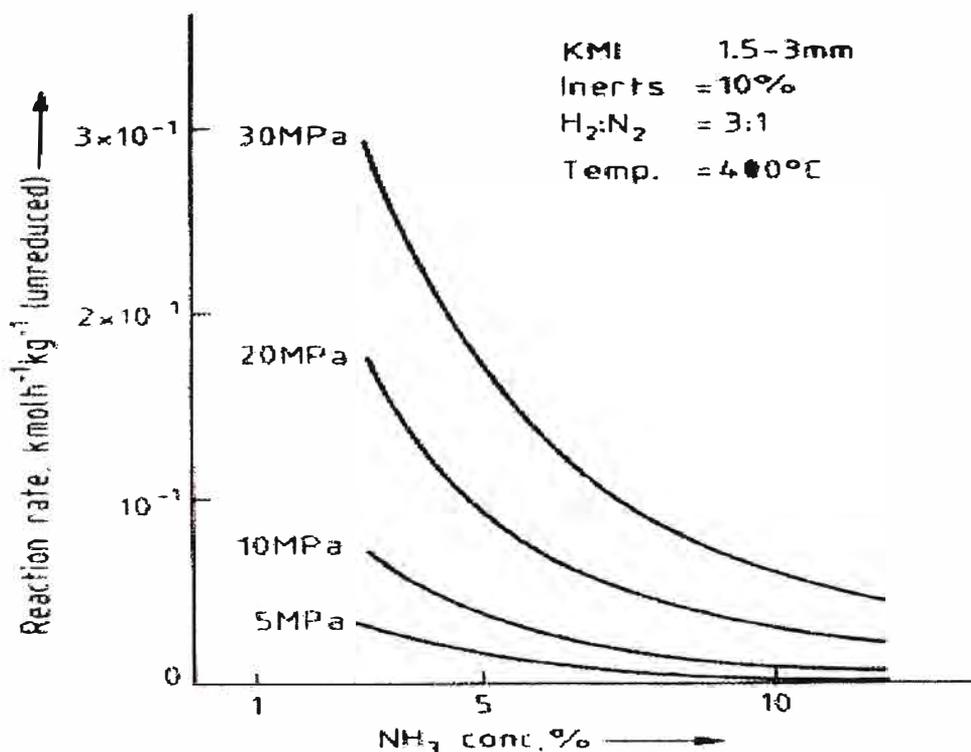


Figura 15. Ratio de reacción para la síntesis amoniaco en función a la concentración de amoniaco a diferentes presiones.

Las altas presiones de trabajo promueven un alto ratio de formación de amoniaco, pero una alta concentración de amoniaco en el gas de síntesis (gas de recicl) lo disminuye.

Además las altas temperaturas aceleran la formación de amoniaco, pero esto trae consigo un valor inferior de la concentración de

equilibrio de amoniaco. Por lo tanto el ratio de formación primero incrementa con la elevación de la temperatura hasta llegar a un máximo cuando el sistema aprovecha el equilibrio termodinámico, luego del cual disminuye. Veamos la siguiente figura 16 para una mejor representación

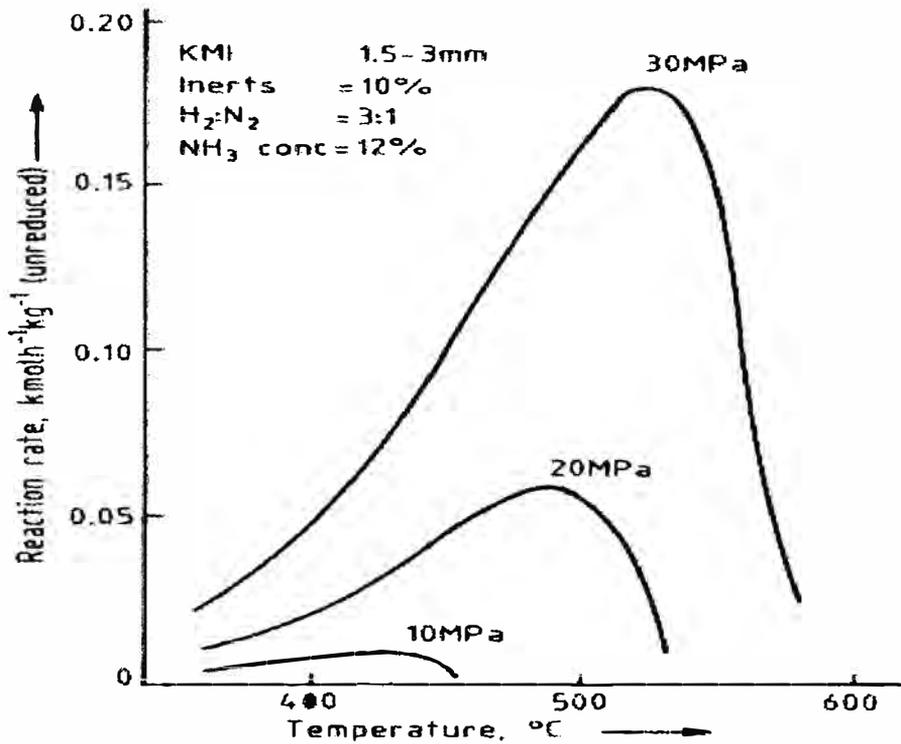


Figura 16. Ratio de reacción para la síntesis amoniaco en función de la temperatura a diferentes presiones.

Ecuaciones para describir la síntesis de amoniaco bajo condiciones de operación industrial deben representar la influencia de la temperatura, presión, composición del gas y la composición en el equilibrio. Además, ellos deben tomar también en consideración la dependencia del ratio de formación de amoniaco sobre la concentración del catalizador y la resistencia de transferencia de masa, el cual es significativo en la síntesis de amoniaco industrial.

La primera ecuación útil propuesta por ingenieros dedicados al estudio de la cinética del amoniaco según Max Appl es la siguiente:

$$V = k_1 * P_{N_2} \left( \frac{P_{H_2}^3}{P_{NH_3}^2} \right)^\alpha - k_{-1} * \left( \frac{P_{NH_3}^2}{P_{H_2}^3} \right)^{1-\alpha} \dots\dots\dots(23)$$

$$\alpha = 0.5 - 0.75$$

Un problema de esta ecuación reside en la asunción que la adsorción disociativa es la razón determinante para que el H<sub>2</sub> y NH<sub>3</sub> no tengan influencia significativa sobre la adsorción del nitrógeno, y que la cinética de adsorción del nitrógeno y desorción puedan ser descritas adecuadamente.

Otro problema de esta ecuación es que los valores de  $\alpha$  (orden de reacción) eran dependientes de la temperatura y las constantes de la presión.

Un hecho más grave era que para un contenido nulo de NH<sub>3</sub> en el gas de síntesis, la ecuación daba un ratio de reacción infinitamente grande, además en las propuestas industriales la alimentación al reactor siempre tiene un cierto contenido de NH<sub>3</sub>. Para evitar esto se puede usar otra ecuación más simple propuesta en la bibliografía de Max Appl:

$$V = k' * P_{H_2}^\alpha * P_{N_2}^{1-\alpha} \dots\dots\dots(24)$$

Una importante modificación que se hizo a las ecuaciones anteriores para el calculo de la velocidad de reacción fue la de incorporar la adición del H<sub>2</sub> al N<sub>2</sub> absorbido como una segunda razón determinante.

$$V = k \cdot P_{N_2}^{1-\alpha} \frac{\left(1 - P_{NH_3}^2 / K \cdot P_{N_2} \cdot P_{H_2}^3\right)}{\left(1 / P_{H_2} + P_{NH_3}^2 / K \cdot P_{N_2} \cdot P_{H_2}^3\right)^\alpha} \cdot \left(1 + 1 / P_{H_2}\right)^{-\alpha} \quad (25)$$

Esta última ecuación a altas presiones y cuando el gas de síntesis contiene NH<sub>3</sub> se transforma en la ecuación 23. Se ha demostrado que esta ecuación se ajusta mejor a datos experimentales. La ecuación 23 es una forma simplificada de un modelo general el cual puede ser derivado del concepto de superficies energéticamente homogéneas y heterogéneas. La aplicabilidad de una ecuación particular resultante para este concepto depende de la capacidad de reducción del catalizador y del tipo de promotor.

Según estudios matemáticos y con el fin de llegar al comportamiento real del gas de síntesis se llegó a encontrar un cuarto

modelo matemático que es una combinación de las tres anteriores con la diferencia que se usa las fugacidades de los componentes en lugar de las presiones parciales.

$$V = K_{-1}^0 * \frac{(a_{n_2} * K_a^2 - a_{NH_3}^2 / a_{H_2}^3)}{(1 + K_3 * a_{NH_3} / a_{H_2}^w)^{2\alpha}} \dots\dots\dots(26)$$

$$w = 1.5 ; \quad \alpha = 0.75$$

Los valores de  $w$  y  $\alpha$  dependen de las condiciones de presión y temperatura y además de la cercanía al equilibrio termodinámico.

Cerca del equilibrio termodinámico la ecuación 26 se transforma a la ecuación 23 y lejos del equilibrio la ecuación 25 se transforma en la ecuación 24.

#### 2.3.3.3.4 Catalizador para la síntesis de amoníaco.

El catalizador para la síntesis de amoníaco puede ser visto como el corazón de la planta . Para una presión dada y una producción deseada, esta determina el rango de la temperatura de operación, el flujo de gas de reciclo y la refrigeración requerida.

El catalizador fija directamente el diseño del reactor y el intercambiador en el lazo de síntesis. Esto también influye indirectamente en el requerimiento de pureza del gas de alimentación, la presión de operación, el costo de capital y la energía consumida por el gas de síntesis.

Aunque sabemos que la proporción del costo del catalizador comparada con la de la planta es insignificante, la economía del proceso total está determinada considerablemente por la performance del catalizador debido a su gran influencia en los parámetros mencionados anteriormente.

Los catalizadores para la síntesis de amoníaco deben satisfacer los siguientes requerimientos:

- La más alta insensibilidad posible al oxígeno y cloro, que son veneno para los catalizadores, el cual puede estar presente en el gas de síntesis. Las empresas dedicadas a la fabricación recomiendan trabajar a la más baja temperatura, pero teniendo siempre en mente que el efecto de los venenos para los catalizadores como por ejemplo compuestos oxigenados pueden llegar a ser más severos a menor temperatura.(Ver figura 17).
- Alta actividad a la más baja temperatura de reacción posible para tomar ventaja del favorable equilibrio termodinámico que ocurre a bajas temperaturas. Los catalizadores comerciales en promedio rinden alrededor de 25% en volumen de amoníaco cuando operan a 40 MPa y 480°C de temperatura final del catalizador. Para el cual corresponde una temperatura de equilibrio de 535°C. Se pueden obtener mayores volúmenes de amoníaco a menores temperaturas y disminuyendo la presión.
- Larga vida, la cual está determinada esencialmente por la resistencia a la degradación térmica y a la irreversibilidad al envenenamiento. En plantas que trabajan a altas presiones (60 a 100 MPa), la vida del catalizador es muy reducida según bibliografías consultadas, esto debido a las severas condiciones de operación. En plantas modernas que trabajan a bajas presiones y usando catalizadores de hierro se han conseguido tiempos de vida de 14 años.
- Resistencia mecánica. Existen variedad de catalizadores, pero los comúnmente usados son los de hierro y últimamente los de rutenio, que tienen muchas ventajas respecto al tradicional de hierro debido a su alta eficiencia también con ratios menores a 3.

Mayor información de este tipo de catalizador se verá más adelante.

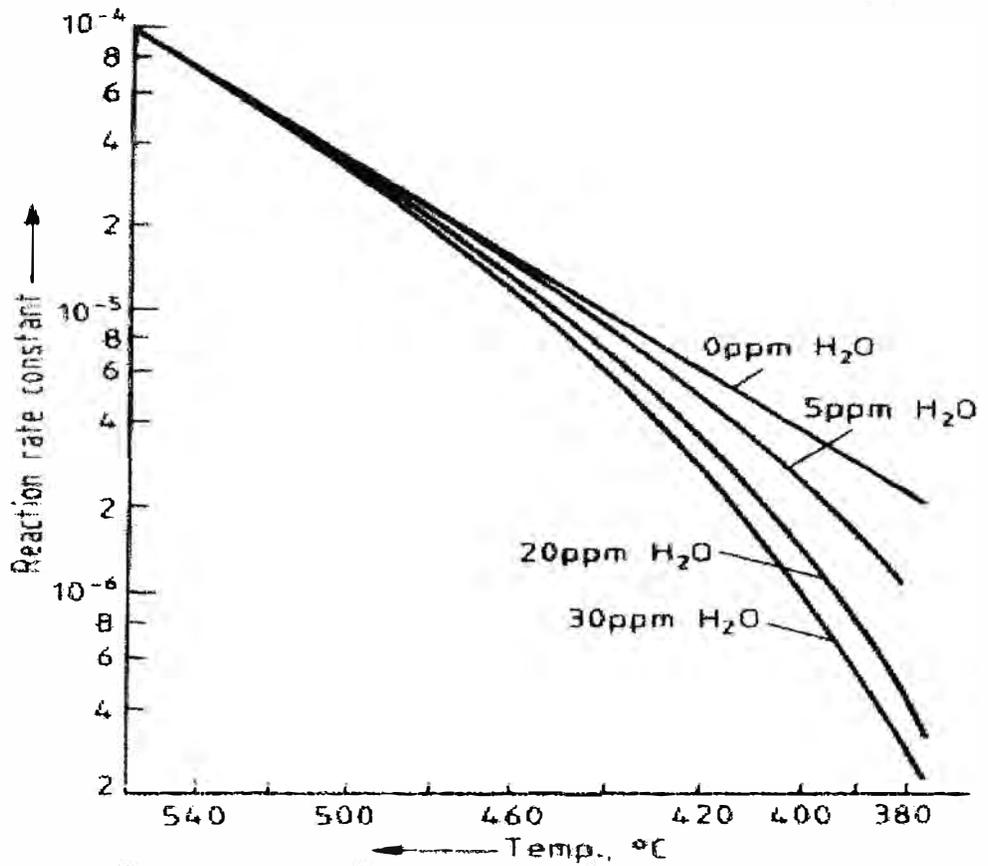


Figura 17. Efecto reversible de la actividad del catalizador al incrementar la concentración del vapor de agua en el gas de síntesis y la disminución de la temperatura.

#### 2.3.3.3.5 Catalizadores comerciales de rutenio.

Este catalizador según la bibliografía consultada es la que mejores resultados ha dado en los últimos tiempos; sobre todo en los convertidores del tipo Kellogg que es la usada en nuestro proyecto. Además este catalizador cumple con nuestras condiciones de operación proyectada.

Este tipo de catalizador es a base de rutenio sobre un soporte de grafito el cual lo hace más activo que el catalizador de hierro reforzado con cobalto, que fue la última innovación hecha al catalizador tradicional de hierro.

En la actualidad es más económico y favorable el uso de este catalizador, el cual es 10 a 20 veces más activo que el catalizador tradicional de hierro. Este catalizador es preparado por sublimación del  $Ru_3(CO)_{12}$  hasta mantener un contenido de carbono, el cual es impregnado con nitrato de rubidio.

Una gran particularidad de este catalizador es que tiene una gran área superficial, mucho mayor al catalizador convencional de hierro. Este catalizador contiene alrededor de 5% en peso de rutenio y 10% de rubidio.

Además de la gran actividad superficial tiene una gran actividad volumétrica, por el cual esta trabaja mejor con un menor ratio estequiométrico H/N en la alimentación del gas.

Vemos a continuación una gráfica en la cual se muestra la variación de la actividad del rutenio y catalizador  $Fe_3O_4$  con el ratio H/N :

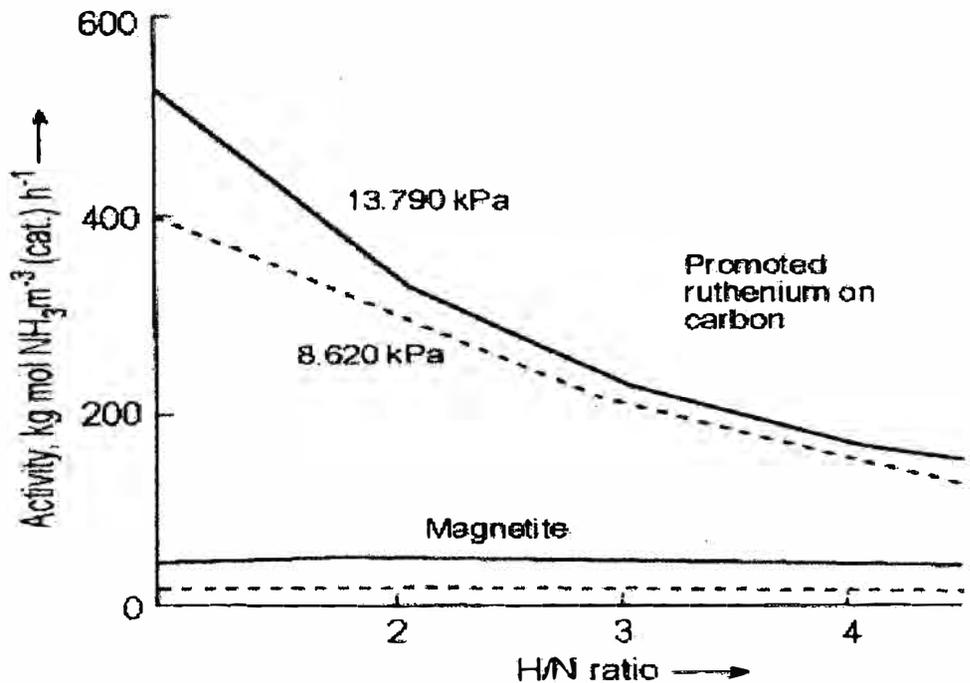


Figura 18. Efecto del ratio H/N sobre la actividad del rutenio y el catalizador de  $\text{Fe}_3\text{O}_4$ .

El catalizador de rutenio tiene la ventaja de inhibirse a la concentración del  $\text{NH}_3$  y con mucha más razón si se trabaja a bajas presiones. ( $\leq 20 \text{ MPa}$ ).

Un diámetro de 1.5 a 2.5 mm y una longitud de alrededor de 6 a 7 mm es el tamaño recomendado para este tipo de catalizador, mayor información a cerca del tamaño y forma del catalizador se ve más adelante.

Para referencia de este tipo de catalizador actualmente en trinidad existen 2 plantas de 1850 TPD que operan de manera exitosa con este tipo de catalizador y obteniendo grandes beneficios debido principalmente a que este catalizador no se altera mucho con la concentración de amoníaco, veamos una comparación entre la inhibición al amoníaco entre el rutenio y la magnetita:

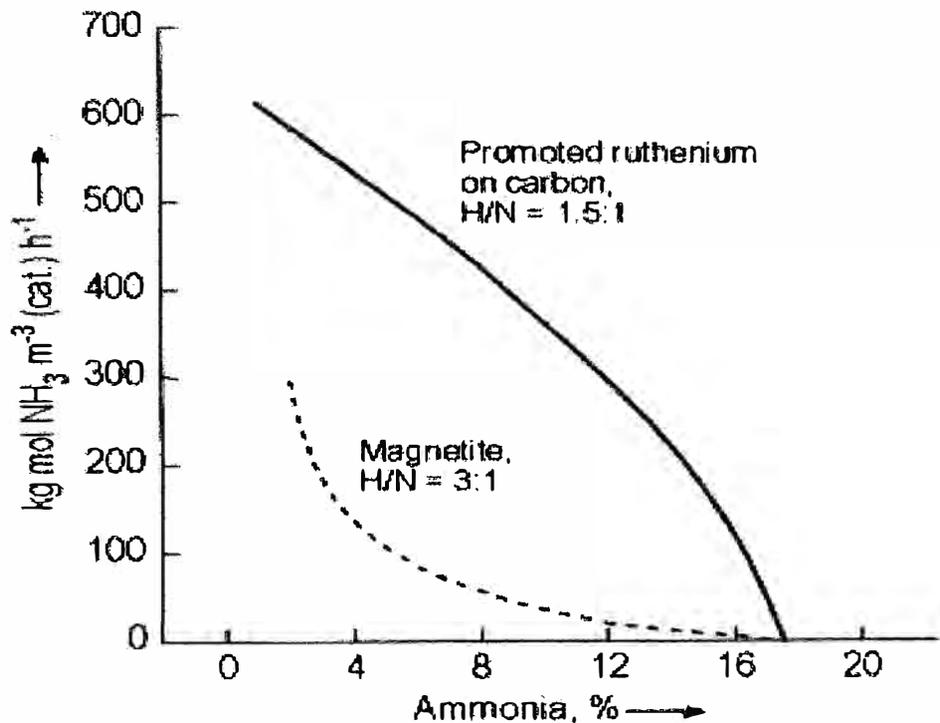


Figura 19. Inhibición del amoníaco sobre el catalizador de Ru y  $\text{Fe}_3\text{O}_4$ .

#### 2.3.3.3.6 Tamaño y forma del catalizador.

La preferencia de la medida y forma de la partícula de catalizador comercial de amoníaco está determinada principalmente por 2 factores:

1. Performance del catalizador.
2. Caída de presión.

Desde el punto de vista espacio – tiempo de vida, es deseable usar la partícula más fina posible. Sin embargo con la disminución del tamaño de partícula, la caída de presión aumenta así como también el riesgo de destruir la fluidización del catalizador.

Para procesos que operan a presiones de 20 a 45 MPa y a velocidades de 8000 a 20000  $\text{m}^3 \text{ m}^{-3} \text{ h}^{-1}$  (STP) un tamaño de grano de 6 a 10 mm es recomendado. Granulometrías mayores, por ejemplo de 8 a

15 ó 14 a 20 mm, son usadas solamente en plantas donde la menor caída de presión es esencial debido a altas velocidades del gas.

Para nuestros reactores a diseñar, teniendo en cuenta las condiciones de presión, temperatura, así como también siendo los convertidores de flujo radial cruzado horizontal y que operan a bajas velocidades de gas, nos permite usar granulometrías pequeñas (1.5 - 3 ó 2 - 4.5 mm) y estas según referencias prácticas de plantas de Trinidad son óptimas.

Como sabemos la producción de amoniaco está relacionada directamente con la presión y dependiendo del tamaño de la partícula del catalizador se da una caída de presión que la afecta, y por ende al % en volumen de amoniaco. Veamos en una grafica como influye el tamaño de partícula sobre la producción de amoniaco a 25MPa y  $12000\text{m}^3\text{m}^{-3}\text{h}^{-1}$  (STP) y composición de gas dada:

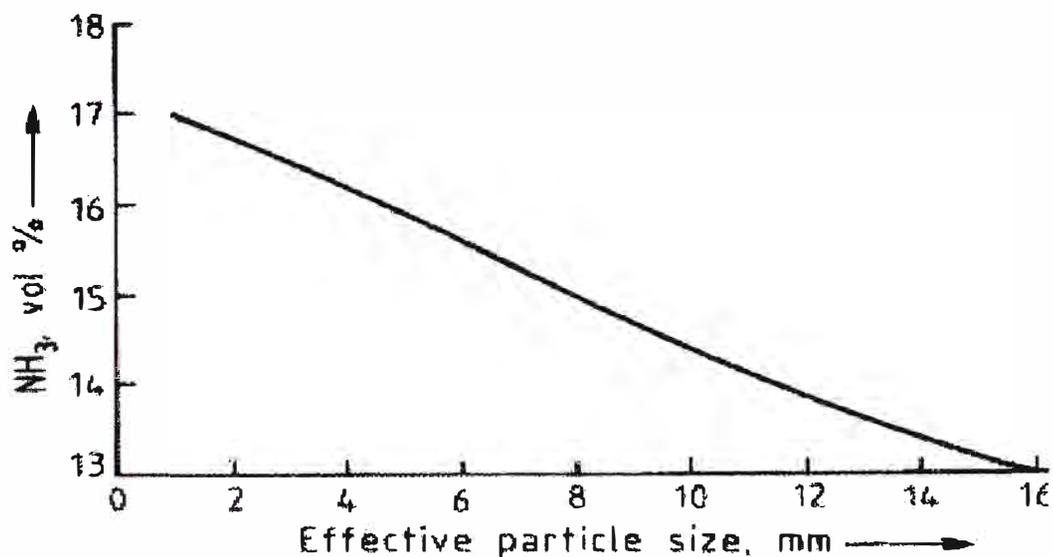


Figura 20. Influencia del tamaño de partícula sobre el volumen de NH<sub>3</sub>.

Existen dos efectos que causan la baja capacidad de producción al usar catalizadores de grano grueso:

1. Grano de medida larga retarda el transporte del amoníaco del interior de la partícula hasta la corriente de gas, porque esto procede solamente por difusión lenta a través de los poros, y una difusión lenta de amoníaco inhibe el ratio de reacción. Al ratio de reacción típico para la capa de ingreso al convertidor, solamente una superficie de la capa del grano del catalizador de alrededor de 1 a 2 mm participa en la reacción.
2. El segundo efecto es una consecuencia del hecho que un solo grano de catalizador en el estado oxidado es reducido del exterior al interior de la partícula. El vapor de agua producido en el interior del grano por la reducción del catalizador de hierro se pone en contacto con catalizador ya reducido, en su camino hacia la superficie exterior de la partícula; lo que induce a una gran recristalización. Este efecto es muy significativo, como un ejemplo si la partícula incrementa alrededor de 1 a 8 mm, la superficie interior decrece de 11 a 16 m<sup>2</sup>/g hasta 3 a 8 m<sup>2</sup>/g.

Para tener en cuenta la influencia de varias formas de partículas y distribución de medidas dentro de una fracción de tamaño definido es práctico emplear para la elección de la medida y forma del catalizador un diámetro efectivo como medida nominal; el cual está definido como el radio del diámetro equivalente y un factor de forma.

El tamaño y forma del catalizador es importante para obtener una buena producción así como también para lograr una buena distribución en el reactor y ocupar el menor volumen posible. En la tabla 5 veremos que espacio va a ocupar nuestro catalizador respecto al volumen total del reactor para nuestra medida de 1.5 a 3 mm usada en el proyecto.

Las condiciones de operación para el reactor de nuestro proyecto han sido propuestas teniendo en cuenta todos los criterios necesarios para llegar a obtener el máximo porcentaje en volumen de amoníaco, el

cual depende directamente con la presión, y esta depende de la actividad del catalizador, el tamaño y forma de esta; así como también la temperatura mínima necesaria para lograr la reducción completa. En la práctica, la temperatura de reducción es alcanzada aprovechando al máximo el calor de formación de amoníaco de la reacción exotérmica.

Tabla 5. Efecto del tamaño del catalizador sobre el volumen de catalizador.

Tamaño de clasificación del catalizador ( mm )	Diámetro equivalente aproximado ( mm )	Volumen catalizador relativo ( % )
6 – 10	7.5	100
4.5 – 8	5.5 – 6.5	92 – 95
3.6	4.5 – 4.7	88 – 90
1.5 – 3	2 – 2.2	80 – 82
1 – 1.5	1.2 – 1.3	77 – 79

La mínima temperatura necesaria para la reducción es algo diferente para cada tipo de catalizador. Para plantas que operan a medianas presiones (20 a 40 MPa) esta temperatura puede reducirse de 340 a 390 °C. Generalmente esta temperatura está arriba de 440°C para poder lograr la total reducción. Todos los catalizadores comerciales pueden alcanzar volúmenes de amoníaco mayores a 25% que es lo más común, pero esto depende de las condiciones de operación de presión y temperatura.

En la tabla 6, se ve como varia el contenido de amoníaco en el equilibrio con la presión y temperatura.

Tabla 6. Contenido de amoniaco en el equilibrio (%mol) a diferentes condiciones de presión y temperatura.

$t, ^\circ\text{C}$	$p_{\text{abs}}, \text{MPa}$										
	5	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100
300	39.38	52.79	66.43	74.20	79.49	83.38	86.37	88.72	90.61	92.14	93.39
310	36.21	49.63	63.63	71.75	77.35	81.51	84.73	87.29	89.35	91.03	92.42
320	33.19	46.51	60.79	69.23	75.12	79.53	82.98	85.74	87.98	89.83	91.35
330	30.33	43.45	57.92	66.64	72.79	77.46	81.13	84.09	86.52	88.52	90.20
340	27.64	40.48	55.04	63.99	70.39	75.29	79.18	82.34	84.95	87.12	88.94
350	25.12	37.60	52.17	61.31	67.93	73.04	77.14	80.49	83.28	85.62	87.59
360	22.79	34.84	49.33	58.61	65.41	70.72	75.01	78.55	81.52	84.02	86.15
370	20.64	32.21	46.53	55.89	62.85	68.33	72.80	76.52	79.66	82.33	84.61
380	18.67	29.71	43.79	53.19	60.26	65.89	70.53	74.42	77.72	80.54	82.97
390	16.87	27.36	41.12	50.50	57.66	63.41	68.19	72.23	75.69	78.67	81.25
400	15.23	25.15	38.53	47.86	55.06	60.91	65.81	69.99	73.59	76.71	79.43
410	13.74	23.08	36.04	45.26	52.47	58.39	63.40	67.69	71.42	74.68	77.54
420	12.40	21.16	33.65	42.72	49.91	55.87	60.96	65.36	69.20	72.58	75.57
430	11.19	19.38	31.37	40.26	47.39	53.37	58.50	62.99	66.93	70.43	73.53
440	10.10	17.74	29.20	37.87	44.92	50.88	56.05	60.60	64.63	68.22	71.43
450	9.12	16.23	27.15	35.57	42.50	48.43	53.61	58.20	62.29	65.97	69.28
460	8.24	14.84	25.21	33.36	40.16	46.03	51.19	55.80	59.95	63.69	67.08
470	7.46	13.57	23.39	31.26	37.89	43.67	48.81	53.42	57.60	61.39	64.85
480	6.75	12.41	21.69	29.55	35.71	41.38	46.46	51.06	55.25	59.09	62.60
490	6.12	11.36	20.10	27.34	33.61	39.16	44.17	48.74	52.92	56.78	60.33
500	5.56	10.39	18.61	25.54	31.60	37.02	41.94	46.46	50.62	54.48	58.06
510	5.05	9.52	17.24	23.84	29.68	34.95	39.77	44.22	48.36	52.20	55.80
520	4.59	8.72	15.96	22.24	27.86	32.97	37.68	42.05	46.13	49.96	53.55
530	4.19	8.00	14.77	20.74	26.13	31.07	35.65	39.94	43.96	47.75	51.32
540	3.82	7.34	13.68	19.34	24.49	29.26	33.71	37.89	41.84	45.58	49.13
550	3.49	6.74	12.67	18.02	22.95	27.54	31.85	35.92	39.79	43.47	46.97
560	3.20	6.20	11.74	16.80	21.49	25.90	30.06	34.02	37.80	41.41	44.86
570	2.93	5.70	10.88	15.65	20.13	24.35	28.37	32.20	35.88	39.41	42.81
580	2.69	5.26	10.09	14.59	18.84	22.88	26.75	30.46	34.04	37.48	40.81
590	2.47	4.85	9.36	13.60	17.64	21.50	25.22	28.80	32.26	35.62	38.87
600	2.28	4.48	8.69	12.69	16.52	20.20	23.76	27.22	30.57	33.83	37.00

## CAPITULO III

### DISEÑO DE LOS EQUIPOS DE LA PLANTA

#### 3.1 Balance de masa y energía.

##### 3.1.1 Balance de masa y energía de la planta de hidrógeno.

Como materia prima tenemos los siguientes compuestos: Gas natural, aire, nitrógeno y agua. En cuanto al gas natural vamos a considerar una composición estándar de lo que sería una composición de gas después de haber separado los líquidos del gas natural. Además, el distribuidor del gas, lo deberá proveer a cierta presión, la cual se ha supuesto; por no haber a la fecha un valor establecido por la Compañía del Transporte del Gas. En todo caso si la presión del gas es menor a la que se especifica, esto se puede superar colocando un compresor.

De referencias de plantas de hidrógeno y del balance elaborado en el cuadro, podemos deducir que para 5576,2 kmol/h de hidrógeno se requerirán aproximadamente 2263 kmol/h de gas natural.

Para el cálculo del balance de masa y energía es muy importante, saber la cantidad de calor que va a ser generado por la combustión en la Caja del Reformador, ya que es este calor el que facilitará la reacción de Reformación Primaria. Para esto es muy importante saber los calores de combustión.

Tabla 7. Calores de combustión de los componentes principales del gas de reformación.

Compuesto	Fracción	Calor de combustión a 25°C, formación de H <sub>2</sub> O y CO <sub>2</sub> gas. (Btu/lb.mol)
Hidrógeno	0.31944	-104040
Metano	0.66458	-345160
Etano	0.01549	-614280
Propano	0.00049	-879380

Estos valores nos servirán para ingresarlos al software Design II. Pero se tiene que compensar por la fracción de los componentes. Despreciando el etano y propano de la reacción de combustión, procedemos a deducir un calor de combustión promedio de  $-107200$  Btu/lbmol para uso del software Design II.

La mayor parte del balance de masa de la planta ha sido desarrollado en este software y se presenta en el anexo correspondiente a cada planta, con la descripción de las corrientes. Sin embargo la parte más complicada de deducir es la del balance de energía en el reformador. Generalmente la planta trabaja a dos condiciones.

Algunos datos importantes para el siguiente análisis lo podemos extraer de Perry (9-14)

Tabla 8. Poder calorífico y compuestos de combustión del H<sub>2</sub>, CO Y CH<sub>4</sub>.

Sustancia	Btu/ft <sup>3</sup> bajo	Aire ft <sup>3</sup> /ft <sup>3</sup>	O <sub>2</sub> ft <sup>3</sup> /ft <sup>3</sup>	CO <sub>2</sub> ft <sup>3</sup> /ft <sup>3</sup>	H <sub>2</sub> O ft <sup>3</sup> /ft <sup>3</sup>	N <sub>2</sub> ft <sup>3</sup> /ft <sup>3</sup>
Hidrógeno	275	2,38	0,5	0	1	1,88
CO	322	2,38	0,5	1,0	0	1,88
Metano	913	9,53	2,0	1,0	2,0	7,53

- a. Producción normal: Se producen las 5600 kgmol/h de hidrógeno necesarias para la planta de amoniaco. El "Off gas" de la PSA se

utiliza como gas combustible para los quemadores. Realizando los cálculos haciendo uso de la data del Perry obtenemos el aporte calorífico del gas de desecho “Off Gas” del PSA.

Tabla 9. Aporte calorífico del gas de desecho del PSA.

	% mol	Flujo Off gas Nm3/h	Flujo Nm3/h	Flujo NCF/h	Btu/NCF	Btu/h
H <sub>2</sub>	40.6	102200.0	41460.5	1464163.6	275	402644990
CH <sub>4</sub>	16.1	102200.0	16436.8	580461.0	913	529960922
CO	5.1	102200.0	5255.5	185597.4	322	59762359
					MMBtu/h	992.37

Como podemos ver el aporte calorífico es de 992.37 MMBtu/h. A continuación calculamos la cantidad de flujo de aire a requerir:

Tabla 10. Flujo de aire necesario del PSA.

	% mol	Flujo Off gas Nm3/h	Flujo Nm3/h	Flujo NCF/h	ft3 Air/ft3	ft3 Air/h
H <sub>2</sub>	40.6	102200.0	41460.5	1464163.6	2.38	3484709
CH <sub>4</sub>	16.1	102200.0	16436.8	580461.0	9.53	5531794
CO	5.1	102200.0	5255.5	185597.4	2.38	441722
					Total	9458225
					Nm3/h	267827.1

El producto de la combustión se calcula haciendo uso de la proporción volumétrica dada por la tabla de datos. Es así como se calcula el flujo a la salida del reformador y entrada del túnel para ambos casos. Este flujo de gases de combustión tiene una energía de 548,62 MMBtu/h. Teniendo como referencia el aporte energético del “Off gas” tenemos que para el reformador quedarían 443,75 MMBtu/h valor que es muy cercano al requerido por el reformador y que podríamos considerar

adecuado, dado que en la práctica la planta no requiere de gas natural para los quemadores.

- b. Producción máxima: Que será en el posible caso de requerir mayor hidrógeno, lo que se ve limitado por la PSA, ya que esta determina la pureza del hidrógeno, la cual disminuye si se extrae mayor cantidad. La cantidad límite aproximada es de 6950 kgmol/h. Dada esta cantidad, el combustible para los quemadores del reformador disminuye grandemente por lo que es necesario suministrar gas natural. Esto asimismo ocurre al momento del arranque de la planta. De los datos del software Design II tenemos:

Tabla 11. Calor aportado por el gas de desecho del PSA.

	% mol	Flujo Nm <sup>3</sup> /h	Flujo Nm <sup>3</sup> /h	Flujo NCF/h	Btu/NCF	Btu/h
H <sub>2</sub>	15.5	71955.8	11183.4	394937.2	275	108607717
CH <sub>4</sub>	22.8	71955.8	16388.7	578760.0	913	528407921
CO	7.3	71955.8	5240.0	185050.2	322	59586177
					MMBtu/h	696.60

Los datos mostrados se refieren al cálculo del aporte de la cantidad de calor que daría el flujo de desecho de la PSA. La cantidad de flujo de aire se muestra a continuación en la tabla 12.

Tabla 12. Aire necesario por los gases de desecho del PSA.

	% mol	Flujo Nm <sup>3</sup> /h	Flujo Nm <sup>3</sup> /h	Flujo NCF/h	ft <sup>3</sup> Air/ft <sup>3</sup>	ft <sup>3</sup> Air/h
H <sub>2</sub>	15.5	71955.8	11183.4	394937.2	2.38	939950
CH <sub>4</sub>	22.8	71955.8	16388.7	578760.0	9.53	5515583
CO	7.3	71955.8	5240.0	185050.2	2.38	440420
					ft <sup>3</sup> Air/h	6895953

Este flujo de aire se ingresa por la corriente 202 del Design II.

De los datos del software Design II sabemos que el flujo de salida del reformador tiene cerca de  $4.98222E+11$  J/h de un flujo de gases de combustión a 980°C. Este flujo es similar en contenido energético a cerca de 470 MMBtu/h.

Adicionalmente, del diseño del reformador, sabemos que necesita una energía de 142200 Kw., los que equivalen a 485,2 MMBtu/h. De aquí se tiene una diferencia energética de 258.6 MMBtu/h. Esta cantidad de calor puede darnos el flujo de gas de acuerdo a las conversiones de la tabla. Obtenemos 283242 ft<sup>3</sup> de gas natural; los cuales requieren de 16041 Nm<sup>3</sup>/h de oxígeno. Dada la cantidad de oxígeno requerida, sería mejor dosificarlo del desecho de la planta de nitrógeno. Luego se procede a calcular los productos de los gases de la combustión, los cuales se ingresan como datos en el software Design II. Adicionalmente es lógico diseñar los equipos para el mayor flujo posible, lo que se mantendrá en consideración. El análisis de los balances de masa y energía se encuentran detallados en el Anexo A.1.

### 3.1.2 Balance de masa y energía de la planta de nitrógeno.

Primero se tiene que determinar cuánto nitrógeno requiere la planta de amoníaco. Esto se puede extraer del cuadro de balance de la planta. Como podemos ver es 1985 kmol/h el flujo requerido de nitrógeno. De aquí obtenemos lo siguiente:

$$\text{Flujo de N}_2 = \frac{1985 \text{ kmol/h} * 28,016 \text{ kg/kmol}}{1,16 \text{ kg/Sm}^3} = 48016,5 \text{ Sm}^3/\text{h}$$

$$\text{Flujo de nitrógeno} = 1695,685 \text{ MSCFH}$$

Del desarrollo del balance general de la planta de nitrógeno tenemos que para 173549 SCFH de aire se obtienen 100000 SCFH. De aquí resulta:

Flujo de aire seco a ser procesado en la destilación:

$$\text{Flujo de aire seco} = \frac{1695686}{100000} * 173549 \text{ SCFH}$$

$$\text{Flujo de aire seco} = 2942846 \text{ SCFH}$$

$$\text{Flujo de aire seco} = 2942846 \text{ SCFH} = 83332 \text{ Sm}^3/\text{h}$$

$$\text{Flujo de aire seco} = 83332 \text{ Sm}^3/\text{h} = 77383 \text{ Nm}^3/\text{h} = 45546 \text{ cfm}$$

$$\text{Masa de aire seco} = \frac{100049 \text{ kg/h}}{29,004 \text{ kg/kmol}} = 3449,5 \text{ kmol/h}$$

Considerando la temperatura de 35°C y considerando que la localización va a ser cercana al mar, se considera aire saturado con un contenido de acuerdo a carta psicométrica de 33 gramos/kg aire seco.

$$\text{Masa de agua en aire} = 33 \text{ g/kg} * 100049 \text{ kg/h} = 3301,6 \text{ kg/h H}_2\text{O}$$

$$\text{Moles de agua} = \frac{3301,6 \text{ kg/h}}{18,016 \text{ kg/kmol}} = 183,26 \text{ kmol/h}$$

A partir de aquí podemos desarrollar el balance de masa en el cuadro.

Al pasar el aire por el filtro de partículas, se retiran casi la totalidad de posibles sólidos suspendidos del aire. Existen criterios para la selección del equipo de acuerdo a la localización de la planta y estos son dados por el fabricante.

Respecto al compresor, veremos en la selección, que la selección del equipo se hace de acuerdo a condiciones del fabricante, lo que interesa un poco conocer es la razón de compresión entre etapas, esta se aproxima a 1.74 ( $r = 1,74$ ) la cual se ha deducido de la experiencia de otros compresores similares instalados, de donde podemos deducir las diferentes presiones. El compresor seleccionado sin embargo podrá tener un cambio de razón de compresión mucho mayor si se regula de otra manera.

De esta forma se deducen las presiones después de las diversas etapas. Aplicando la fórmula del manual de Perry:

$$T_2 = T_1 * (X + 1) \quad (\text{estando } T \text{ en } ^\circ\text{R}) \dots\dots\dots(27)$$

$$X = r^{0,283} - 1 \quad (\text{relación de compresión}) \dots\dots(28)$$

podemos deducir la temperatura de descarga de cada etapa, la cual resulta cercana a 81,45°C.

Al pasar el aire por el compresor principal, debido a la presión después de cada etapa y al paso del aire saturado por un intercambiador entre etapas, se va retirando agua condensada, de tal manera que el valor de la humedad absoluta a la descarga del compresor se puede aproximar a:

$$\text{Humedad absoluta } 96 \text{ psia } 32,2^\circ\text{C} = 0,004542 \frac{\text{lb H}_2\text{O}}{\text{lb aire seco}}$$

Prácticamente no nos interesa saber cuanta agua se retira después de cada etapa de compresión; simplemente nos interesa la humedad absoluta a la descarga final del compresor para poder diseñar el Enfriador de Aire. El valor dado de humedad absoluta a 96 psia, deberá ser rectificado si el software Design II lo permite, ajustándolo a 134 psia, que deberá ser el verdadero valor a la descarga del compresor.

$$\text{masa de agua en aire} = 0,004542 \frac{\text{lb}}{\text{lb aire seco}} * 220570,3 \frac{\text{lb}}{\text{h}}$$

$$\text{masa de agua en aire} = 1001,8 \frac{\text{lb H}_2\text{O}}{\text{h}}$$

$$\text{moles de agua} = 1001,8 \text{ lb H}_2\text{O} = \frac{454,42 \text{ kg/h}}{18,016 \text{ kg/kmol}}$$

$$\text{moles de agua} = 25,22 \text{ kmol/h}$$

Luego el aire saturado de la descarga del aftercooler con 32.2°C pasa por el Enfriador de aire (Air Chiller), del cual deberá salir con una temperatura de 4°C y a 134 psia. A estas condiciones es necesario determinar un nuevo valor para la humedad absoluta, pero podemos aproximar a:

$$\text{Humedad absoluta a 96 psia y } 10^\circ\text{C} = 0.001138 \frac{\text{lb H}_2\text{O}}{\text{lb aire seco}}$$

Calculando la nueva composición de aire a los Mole Sieve:

$$\text{masa de agua en aire} = 0.001138 \frac{\text{lb}}{\text{lb aire seco}} * 220570,3 \frac{\text{lb}}{\text{h}}$$

$$\text{masa de agua en aire} = 251 \frac{\text{lb H}_2\text{O}}{\text{h}}$$

$$\text{moles de agua} = 251 \text{ lb H}_2\text{O} = \frac{113,86 \text{ kg/h}}{18,016 \text{ kg/kmol}}$$

$$\text{moles de agua} = 251 \text{ lb H}_2\text{O} = 6,32 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

El Enfriador de Aire o Air Chiller consta de una unidad de refrigeración ensamblada en un Skid con controladores independientes que funciona automáticamente regulando la temperatura de salida del aire entre 3 a 4°C. Esta unidad usa como refrigerante al R-22 ó amoniaco, dependiendo de los costos. Adicionalmente se instala un separador de tipo ciclón para poder separar el agua condensada y de esa forma enviar un aire lo más seco posible a los Tamices Moleculares.

El aire que sale de los Tamices Moleculares (Molecular Sieves), es casi puro. Solo llevará trazas de Hidrocarburos y CO<sub>2</sub>.

Para los balances en la Caja Fría (Cold Box) tenemos que:

$$\text{flujo de liquido rico} = \frac{2942846 \text{ SCFH}}{173549 \text{ SCFH}} * 132519 \text{ SCFH}$$

$$\text{flujo de liquido rico} = 2247106,1 \text{ SCFH}$$

Para el líquido rico tenemos:

$$\text{Contenido de O}_2 \text{ 39.77\%} = 2247106,1 \text{ SCFH} * 0,3977$$

$$\text{Contenido O}_2 \text{ 39.77\%} = 893674,08 \text{ SCFH O}_2$$

$$\text{Contenido O}_2 \text{ 39.77\%} = 1048,62 \text{ kmol/h}$$

$$\text{Cont N}_2 \text{ 60.23\%} = 2247106,1 \text{ SCFH} * 0,6023 = 1353432 \text{ SCFH N}_2$$

$$\text{Contenido de N}_2 \text{ es } 60.23\% = 1578,73 \text{ kmol/h}$$

$$\text{Producto N}_2 \text{ de columna} = \frac{2942846 \text{ SCFH}}{173549 \text{ SCFH}} * 100000 \text{ SCFH}$$

$$\text{Producto N}_2 \text{ de columna} = 1695685,95 \text{ SCFH}$$

$$\text{Flujo de N}_2 \text{ de recuperero} = \frac{2942846 \text{ SCFH}}{173549 \text{ SCFH}} * 58971 \text{ SCFH}$$

$$\text{Flujo de N}_2 \text{ de recuperero} = 999963 \text{ SCFH}$$

$$\text{Contenido de O}_2 \text{ es de } 27.7\% = 999963 \text{ SCFH} * 0,277 = 276989,74 \text{ SCFH}$$

$$\text{Contenido de O}_2 \text{ es de } 27.7\% = 325,01 \text{ kmol/h}$$

$$\text{Contenido de N}_2 \text{ es de } 72.3\% = 999963 \text{ SCFH} * 0,723 = 722973,3 \text{ SCFH N}_2$$

$$\text{Contenido de N}_2 \text{ es de } 72.3\% = 843,32 \text{ kmol/h}$$

Habiendo concluido este primer análisis que nos ayuda a determinar los valores base para el software Design II. Como se verá en el anexo correspondiente a la planta, se hacen los ajustes necesarios en las características y condiciones de operación, siendo el software una herramienta versátil. Mayores detalles en el desarrollo de los balances, se encuentran en el Anexo A.2

### 3.1.3. Balance de masa y energía de la planta de amoniaco.

Como punto de partida del análisis vamos a tomar datos de un balance de masa de un proceso determinado, en función al cual se harán los

ajustes y modificaciones necesarias. Ya se han ido perfilando anteriormente las cantidades necesarias de materias primas en hidrógeno y nitrógeno.

En el proceso de amoniaco, de acuerdo a referencias (Max Appl) tenemos que para 5576,2 kmol/h de hidrógeno combinadas con 1985 kmol/h de nitrógeno nos dan como producto condensado cerca de 3675 kmol/h de amoniaco que constituyen cerca de 62,5 Tn/h lo que resulta en una planta de 1500 TPD de amoniaco, que es nuestro tamaño de planta a diseñar. De aquí concluimos que requerimos de 1985 kmol/h de nitrógeno (55,6 Tn/h = 1335 TPD). También se puede concluir que se requerirán aproximadamente 37827,2 kg/h de gas natural (2263 kmol/h gas natural de un peso molecular de 16,716 kg/kmol).

Los datos base para el software Design II han sido tomados de publicaciones en patentes, así como la bibliografía consultada, haciendo las modificaciones necesarias ajustando el proceso a nuestras condiciones de operación y materias primas. En mayor detalle se puede ver el desarrollo de los balances en el Anexo A.3.

### 3.2 Diseño de los equipos principales y secundarios de la planta de hidrógeno.

Tal como se describe en el proceso, el gas natural ingresa al proceso a una presión de 249 psia y 20°C. Esta presión supuestamente sería la presión de suministro del proveedor de gas natural a través del pipeline, sin embargo si el suministro es a menor presión, tendría que evaluarse la instalación de un compresor de alimentación.

#### 3.2.1 Diseño de los reactores del proceso.

##### 3.2.1.1 Diseño de los reactores de desulfurización.

Primero se tiene que establecer un periodo de vida para el catalizador; el cual fijamos en 1 año, dado que es lógico que se haga mantenimiento general a la planta cada año por factores de seguridad.

Adicionalmente se estima un contenido de sulfuros de 5 ppm (v) en el gas natural de alimentación, el cual esta por encima de la concentración normal y por lo que el catalizador puede durar más tiempo.

El catalizador a usar será el Tipo G-72 D basado en Oxido de Zinc, de Sud-Chemie de forma Extrusion. Este catalizador tiene dimensiones de 4,5 mm de diámetro y de 5 a 7 mm de longitud promedio. Su densidad Bulk es de 1060 kg/m<sup>3</sup>.

Comercialmente se puede usar un factor de 0,0503 gr/Nm<sup>3</sup> (catalizador/gas). Nuestro proceso tiene un flujo de gas natural que podríamos aproximar a 55500 Nm<sup>3</sup>/h equivalente a 486,18 MMNm<sup>3</sup>/y. Por lo que necesitaríamos 24500 kg de catalizador; lo que equivale a 23,12 m<sup>3</sup> los cuales podemos dividir en 4 reactores de con 5,78 m<sup>3</sup> de catalizador cada uno; lo que lleva a diseñar un volumen para el reactor de 11,5 m<sup>3</sup>. Dichos reactores estarán dispuestos 2 en serie 2 en paralelo.

Para los diseños de los tanques estimaremos un diámetro de 2 m lo que para el volumen del catalizador nos da un área transversal de 3,1416 m<sup>2</sup> y una altura de 3,7 m de tangente a tangente que sumado al soporte y demás accesorios (manhole) resulta en 4 m

### 3.2.1.2 Diseño del reactor de reformación:

De acuerdo a la teoría anteriormente señalada, existen muchos casos en que los catalizadores dentro de un tubo de reactor son de diferentes tipos. En este caso vamos a tener 2 tipos de catalizador.

El catalizador para el reformador con vapor es en base Níquel con soporte de alpha-alúmina. Los tipos de catalizador que vamos a emplear son:

- G-90 B EW (7 Spokes) de la compañía Sud-Chemie. Capa superior.
- G-90 B (Raschig-Rings) de la compañía Sud-Chemie. Capa inferior.

La cantidad de flujo que va a pasar a través de los tubos se determina por diseño. Los tubos a emplear se definen de acuerdo a fabricante; se adoptarán tubos de 5 pulgadas de diámetro interno y de 12 metros de longitud. De acuerdo a procesos pilotos se establece un flujo de 98,78 m<sup>3</sup>/h de mezcla por cada tubo a las condiciones de reformación (676,6 Nm<sup>3</sup>/h de mezcla). De aquí podemos calcular que se requieren 396 (388 + factor seguridad) tubos repartidos en 12 filas de 33 tubos cada una y a su vez 4 manifolds con 3 filas cada uno.

El reformador es un horno de tipo caja rectangular con fuego en la parte superior (Top-fired). Construido con acero tanto para la estructura como para las paredes, las cuales se encuentran cubiertas con un aislamiento de fibra cerámica. Asimismo constaría de 13 filas con 9 quemadores por fila.

Es necesario determinar la energía de diseño del reformador para poder estimar el costo del mismo. Sabemos que en muchos reformadores con quemadores en el tope trabajan con un flujo de calor de 60000 W/m<sup>2</sup> a 75000 W/m<sup>2</sup>. De aquí se tiene que determinar el área superficial de los tubos reformadores:

- Número de tubos del reformador:	396
- Área superficial por tubo:	4,788 m <sup>2</sup>
- Área total superficial:	1896 m <sup>2</sup>
- Energía necesaria del horno:	142200 Kw.

Un número suficiente de puertas de acceso y explosión se instalarán en las paredes terminales de acuerdo al diseño mecánico.

En cuanto al catalizador, de acuerdo a la literatura, se requiere una capa superior y una inferior dentro del tubo reformador. La capa inferior será llenada por el catalizador G-90 B, mientras que la superior será con el G-90 B EW. La relación de cantidades de catalizador se determina a partir de que el 40% del volumen del reactor en su totalidad será llenado con

catalizador G-90 B EW y el 60% con el catalizador G-90 B. Calculando el volumen de cada tubo y el del reactor en su totalidad obtenemos 60,2 m<sup>3</sup> de volumen de reactor.

De aquí obtenemos 24,08 m<sup>3</sup> de catalizador G-90 B EW y 36,12 m<sup>3</sup> de catalizador G-90 B. De acuerdo a las densidades de cada catalizador, esto se traduce en 18060 kg de G-90 B EW y 32508 kg de G-90 B. Ambos catalizadores se proporcionan para una operación estable y continua por varios años. Se espera que su tiempo de vida sea mayor a 5 años. En operación normal no existe deposición de polímeros o coque por lo que no requiere regeneración.

### 3.2.1.3. Diseño del reactor de Conversión de CO a Alta Temperatura:

Respecto al catalizador del reactor de conversión de CO para Alta Temperatura, podemos decir que hemos seleccionado el catalizador conocido comercialmente como G-3 C de Sud-Chemie que tiene forma de tabletas cuya densidad bulk es de 1100 kg/m<sup>3</sup>. Este es un catalizador en base óxido férrico y crómico, y se espera una actividad estable por varios años y su vida esperada es de 5 años.

De acuerdo a bibliografía consultada, un flujo de 5000 Nm<sup>3</sup>/h puede ser tratado por 1 m<sup>3</sup> de catalizador. De aquí deducimos que requerimos 64 m<sup>3</sup> de catalizador que estarán dispuestos en 2 tanques en paralelo de 2,5 metros de D.I. Es muy importante considerar la velocidad del flujo a través de la cama de catalizador; se considera 1,28 m/s como una velocidad normal a las condiciones de operación del gas. Desarrollando el volumen del catalizador para cada tanque, tenemos que la altura tangente /tangente es de 6,5 metros; que adicionando el espacio auxiliar para los accesorios, tendremos una altura de 8 metros.

### 3.2.2 Diseño de los equipos principales de intercambio de calor.

En la planta de hidrógeno, básicamente contaremos con hasta 3 tipos de intercambiadores: De coraza y tubo, de superficie extendida, e intercambiadores refrigerados con aire.

Para poder resumir la clase de intercambiadores que se presentan tenemos la tabla del anexo de cálculo, donde se hace el análisis de los intercambiadores según el software Design II.

Sin embargo creemos conveniente explicar como se llegan a dichos resultados, dado que el área del intercambiador determinará el costo del intercambiador. El principal problema que enfrentamos es la determinación de los coeficientes globales de transferencia de calor, dado que el calor transferido nos lo da el software Design II junto con la diferencia media de temperaturas.

Como sabemos, la ecuación 29 nos determinará el área de transferencia.

$$Q = U \cdot A \cdot LMTD \dots\dots\dots (29)$$

Teniendo como datos Q, y LMTD el problema se traduce en encontrar el U apropiado para hallar el área.

$$\frac{1}{U_o} = \frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_w} + \frac{1}{h_F} \dots\dots\dots (30)$$

Donde :

$U_o$  : Coeficiente global de transferencia de calor

$h_i$  : Coeficiente de transferencia de calor pelicular interno.

$h_o$  : Coeficiente de transferencia de calor pelicular externo.

$h_w$  : Coeficiente de transferencia de calor de la pared.

$h_F$  : Coeficiente de pérdida de transferencia de calor por ensuciamiento.

También nos podemos remitir a literaturas en donde se publican los coeficientes globales.

Tabla 13. Coeficientes globales de transferencia de calor para intercambiadores de calor planta de hidrógeno

ETIQUETA	FUNCION	CONDICION	FLUIDO CALIENTE	FLUIDO FRIO	PRESION PSIA	U(Btu/h ft <sup>2</sup> °F)
HE-101	Evaporador	CF	Aire	Agua	600	30
HE-102	Calentador	CF	Aire	GN+VA	350	20
HE-103	Calentador	CF	Aire	GN+VA	350	20
HE-104	Evaporador	CN	GN+VA	Agua	600	100
HE-105	Calentador	CF	Aire	Aire	20	5
HE-106	Enfriador	CF	H2+VA	Agua	600	100
HE-107	Enfriador	CF	H2+VA	GN	300	70
HE-108	Enfriador	CF	H2+VA	Agua	600	80
HE-109	Enfriador	CF	H2+VA	Aire	250	80
HE-110	Enfriador	CF	H2+VA	Agua	250	30
HE-111	Calentador	CF	Aire	VA	300	15
HE-112	Enfriador	CF	H2	Agua	480	80

VA : Vapor de agua

CF : Convección forzada

CN : Convección Natural

GN : Gas Natural

En el caso de HE-101 se determina que dado el bajo coeficiente de transferencia de calor pelicular en el lado exterior, (lado aire) se necesitará el uso de superficies extendidas. Y por lo tanto el cálculo de un nuevo coeficiente global de transferencia de calor.

Es necesario asimismo determinar las dimensiones internas del conducto de salida de los gases de combustión del reformador, dado que esto influye en el valor del coeficiente de transferencia exterior. Asumiendo un conducto de 6m x 5m aproximadamente de área transversal, se procederán a realizar los cálculos. Primero

determinaremos la velocidad a través del conducto para verificar si se encuentra en parámetros normales.

Flujo de aire =  $1462000 \text{ m}^3/\text{h}$  A las condiciones de operación.

Los datos de propiedades de los fluidos tanto interno como externo al tubo se extraen de las correlaciones obtenidas del Design II.

Las fórmulas aplicadas en la hoja de Excel son:

Para el fluido dentro de los tubos:

$$G = \frac{\dot{m}}{nt \cdot Di^2 \cdot (\pi/4)} \dots\dots\dots (31)$$

Flujo másico por área.

$$Re = \frac{Di \cdot G}{\mu} \dots\dots\dots (32)$$

Número de Reynolds.

$$h_i = \frac{0,023 \cdot c \cdot G}{\left(c \cdot \mu / k\right)^{2/3} \cdot \left(D \cdot G / \mu\right)^{0.2}} \dots\dots\dots (33)$$

Coefficiente pelicular de transferencia de calor dentro de los tubos para  $Re > 8000$ . Para el fluido fuera de los tubos (aire de combustión) considerando superficies extendidas (aletas cilíndricas)

$D_f = D_r + 2 \cdot l$  Diámetro de aletas

$y = \left(\frac{1}{n}\right) - b$  Distancia entre aletas

$a_r = \left(\frac{s}{s - D_o - 2 \cdot n \cdot l \cdot b}\right)$  relación de área

$G = 60 \cdot \rho \cdot FV \cdot a_r$  flujo másico por área transversal

$Re = \frac{D_r \cdot G}{\mu}$  Reynolds para el fluido externo.

$$h_o = a \cdot \left(\frac{k}{D_r}\right) \cdot \left(c \cdot \mu / k\right)^{1/3} \cdot \left(D_r \cdot G / \mu\right)^{0.681} \cdot \left(\frac{y^3}{l^2 \cdot b}\right)^{0.1} \dots\dots\dots (34)$$

Coefficiente pelicular de transferencia de calor fuera de los tubos

$$h_{fo} = h_o \cdot \left( \frac{A_i}{A_o} \right) \cdot \eta \dots\dots\dots (35)$$

Coefficiente para fuera de los tubos

$$h_w = \frac{2 \cdot k}{(D_o - D_i)} \dots\dots\dots (36)$$

Coefficiente de transferencia para el material

$$\frac{1}{U_o} = \frac{1}{h_{fo}} + \frac{1}{h_i \cdot \left( \frac{D_i}{D_o} \right)} + \frac{1}{h_w} + \frac{1}{h_F} \dots\dots\dots (37)$$

Calculo del coeficiente global

a: 0.134 para arreglos triangulares de tubos

o: subíndice, fluido externo

i : subíndice, fluido interno

l : altura de la aleta

b: espesor de aleta

n: numero de aletas por pulgada

s : espaciamiento entre tubos

x: espesor de pared de tubo

Ao : área superficial del tubo desnudo por unidad de longitud

h: coeficiente de transferencia de calor

Df : Diámetro de aletas

k: conductividad térmica

c: calor específico

u: viscosidad

$\eta$  : eficiencia

G : velocidad de flujo másico

La eficiencia del coeficiente de transferencia de calor pelicular para las aletas de diferente material en el lado exterior del intercambiador, en nuestro caso de acero inoxidable) se deduce de la tabla 14 que se muestra a continuación :

Tabla 14. Eficiencia del coeficiente de transferencia de calor peculiar.

$h_o$	Weighted fin efficiency $\eta$			
	Copper, $k =$ 220 [381]	Aluminum, $k$ $= 125$ [216]	Steel, $k = 25$ [43.3]	Stainless steel, $k = 10$ [17.3]
5 [28.4]	0.95	0.90	0.70	0.50
10 [56.7]	0.90	0.85	0.60	0.35
25 [142]	0.85	0.70	0.40	0.20
50 [284]	0.70	0.55	0.25	0.15
100 [567]	0.55	0.40	0.15	0.10

*Note:*  $h_o$ , the outside film coefficient, is in Btu/(h)(ft<sup>2</sup>)(°F) [W/(m<sup>2</sup>)(K)];  $k$ , the thermal conductivity, is in Btu/(h)(ft)(°F) [W/(m)(K)]. This table is valid for fin heights in the vicinity of 0.5 in and fin thicknesses around 0.012 in.

La eficiencia del coeficiente de transmisión de calor para el lado interior de los tubos para el caso del agua se deduce del siguiente nomograma.

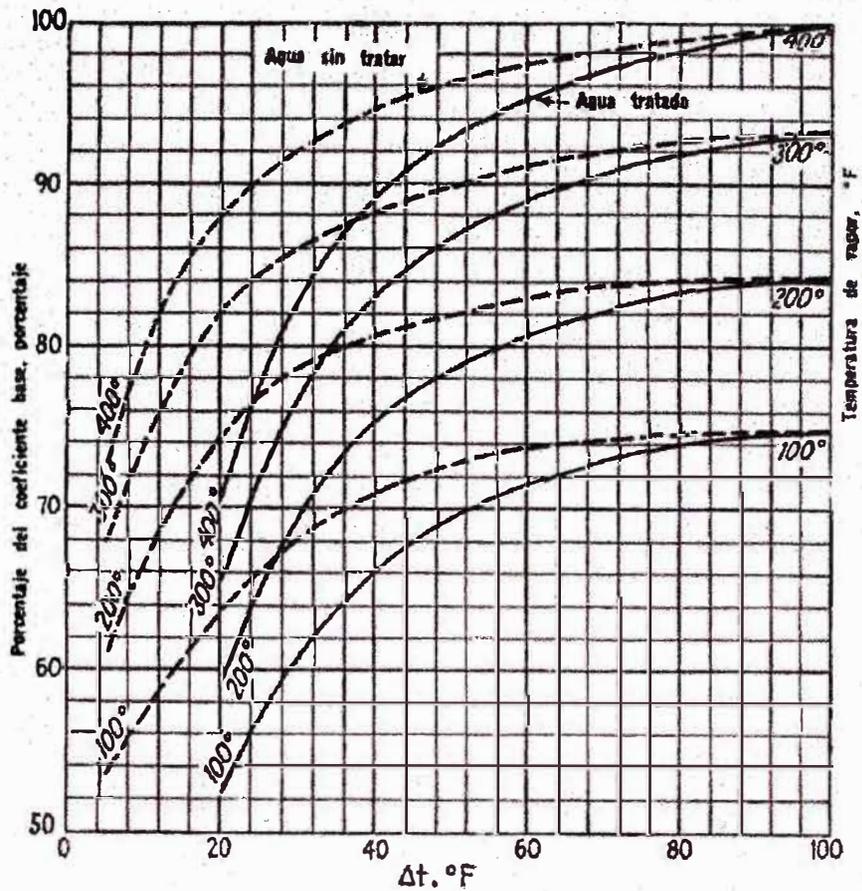


Figura 21. Coeficientes de transferencia para el agua.

Luego de diseñar con más detalle los intercambiadores, llegamos a la conclusión de que para una aproximación general con fines de estimación, son válidos los coeficientes de transferencia de calor globales propuestos por las correlaciones y tablas; dado que se pueden cambiar muchas variables geométricas para ciertas condiciones de proceso dadas, de tal forma que se ajuste al Coeficiente Global predeterminado.

Para el caso del intercambiador HE-109, se tiene un procedimiento diferente, dado que se trata de un intercambiador de superficie extendida enfriado con aire. De acuerdo al procedimiento encontrado se tiene lo siguiente:

1. Asumir un coeficiente global de transferencia de calor. En nuestro caso tenemos vapor a condensar en presencia de no

condensables y especialmente hidrógeno en un 50%. Este coeficiente se extrae de la tabla 15 mostrada mas adelante.

2. Luego se procede a calcular la elevación de la temperatura del aire en forma empírica, utilizando la siguiente correlación:

$$t_2 - t_1 = 0,005 \cdot U \cdot \left[ \frac{(T_2 + T_1)}{2} - t_1 \right] \dots\dots\dots (38)$$

donde :

2 : salida

1 : entrada

T : fluido caliente (T2=302°F; T1=104°F)

t : aire, fluido frío

**TABLA 15: COEFICIENTES GLOBALES DE TRANSFERENCIA DE CALOR PARA AIR COOLERS**

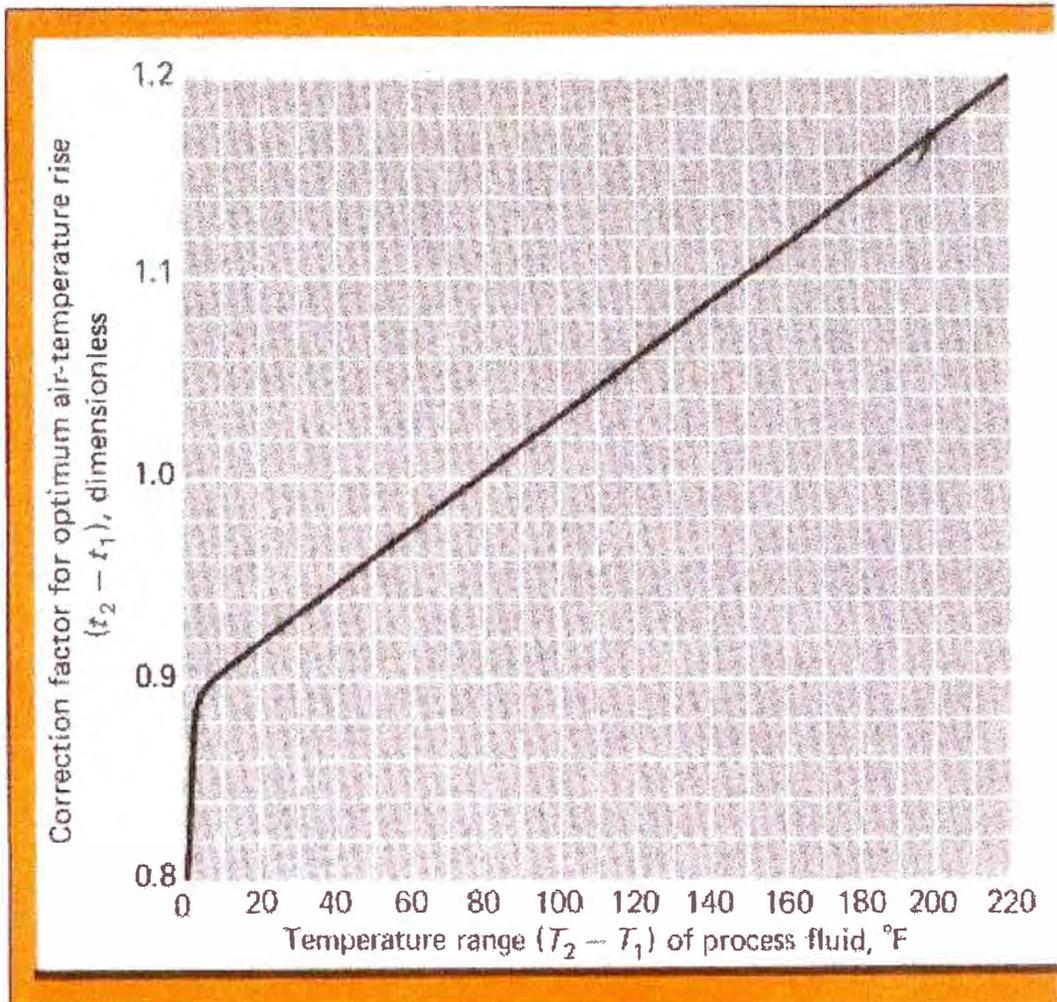
Liquid coolers				Condensers	
Material	Heat-transfer coefficient, Btu/(h) (ft <sup>2</sup> ) (°F)	Material	Heat-transfer coefficient, Btu/(h) (ft <sup>2</sup> ) (°F)	Material	Heat-transfer coefficient, Btu/(h) (ft <sup>2</sup> ) (°F)
Oils, 20° API:	10-16	Heavy oils, 8-14° API:		Steam	140-150
200° F avg. temp.	10-16	300° F avg. temp.	6-10	Steam-10% noncondensibles	100-110
300° F avg. temp.	13-22	400° F avg. temp.	10-16	20% noncondensibles	95-100
400° F avg. temp.	30-40			40% noncondensibles	70-75
Oils, 30° API:		Diesel oil	45-55	Pure light hydrocarbons	80-85
150° F avg. temp.	12-23	Kerosene	55-60	Mixed light hydrocarbons	65-75
200° F avg. temp.	25-35	Heavy naphtha	60-65	Gasoline	60-75
300° F avg. temp.	45-55	Light naphtha	65-70	Gasoline-steam mixtures	70-75
400° F avg. temp.	50-60	Gasoline	70-75	Medium hydrocarbons	45-50
Oils, 40° API:		Light hydrocarbons	75-80	Medium hydrocarbons w/steam	55-60
150° F avg. temp.	25-35	Alcohols & most organic solvents	70-75	Pure organic solvents	75-80
200° F avg. temp.	50-60	Ammonia	100-120	Ammonia	100-110
300° F avg. temp.	55-65	Brine, 75% water	90-110		
400° F avg. temp.	60-70	Water	120-140		
		50% ethylene glycol & water	100-120		

Vapor coolers					
Material	Heat-transfer coefficient, Btu/(h) (ft <sup>2</sup> ) (°F)				
	10 psig	50 psig	100 psig	300 psig	500 psig
Light hydrocarbons	15-20	30-35	45-50	65-70	70-75
Medium hydrocarbons & organic solvents	15-20	35-40	45-50	65-70	70-75
Light inorganic vapors	10-15	15-20	30-35	45-50	50-55
Air	8-10	15-20	25-30	40-45	45-50
Ammonia	10-15	15-20	30-35	45-50	50-55
Steam	10-15	15-20	25-30	45-50	55-60
Hydrogen - 100%	20-30	45-50	65-70	85-95	95-100
- 75% vol.	17-28	40-45	60-65	80-85	85-90
- 60% vol.	15-25	35-40	55-60	75-80	85-90
- 25% vol.	12-23	30-35	45-50	65-70	80-85

Asumiendo una temperatura de aire ambiente de 25°C. Las demás temperaturas se toman de los resultados del software Design II. El resultado de la diferencia de temperaturas para el lado aire se modifica con el factor de corrección obtenido de la figura 22.

Figura 22. Factor de corrección para estimar aumento de temperatura del aire



Dicho factor, para una diferencia de 198°F, se tiene el valor de 1,17. Que modificando a la ecuación, obtenemos una temperatura de salida de aire de t<sub>2</sub>=145,5 °F (63°C).

Obtenidas las temperaturas procedemos a hallar el MLTD. Esta ecuación es conocida, por lo que se obvia. Se ha obtenido un valor de 51,77 °F. Además se tienen que calcular la eficiencia térmica P y el factor de correlación R. de la figura 23.

También se tiene que seleccionar la disposición de los tubos del intercambiador; se ha visto por conveniente el de dos pasos a contraflujo donde el flujo del casco es mezclado y el de tubos no.

Se obtuvo  $P=0,2415$  y  $R=3,96$  con los cuales se obtiene el valor de  $F$  (factor) que modifica el MLTD.

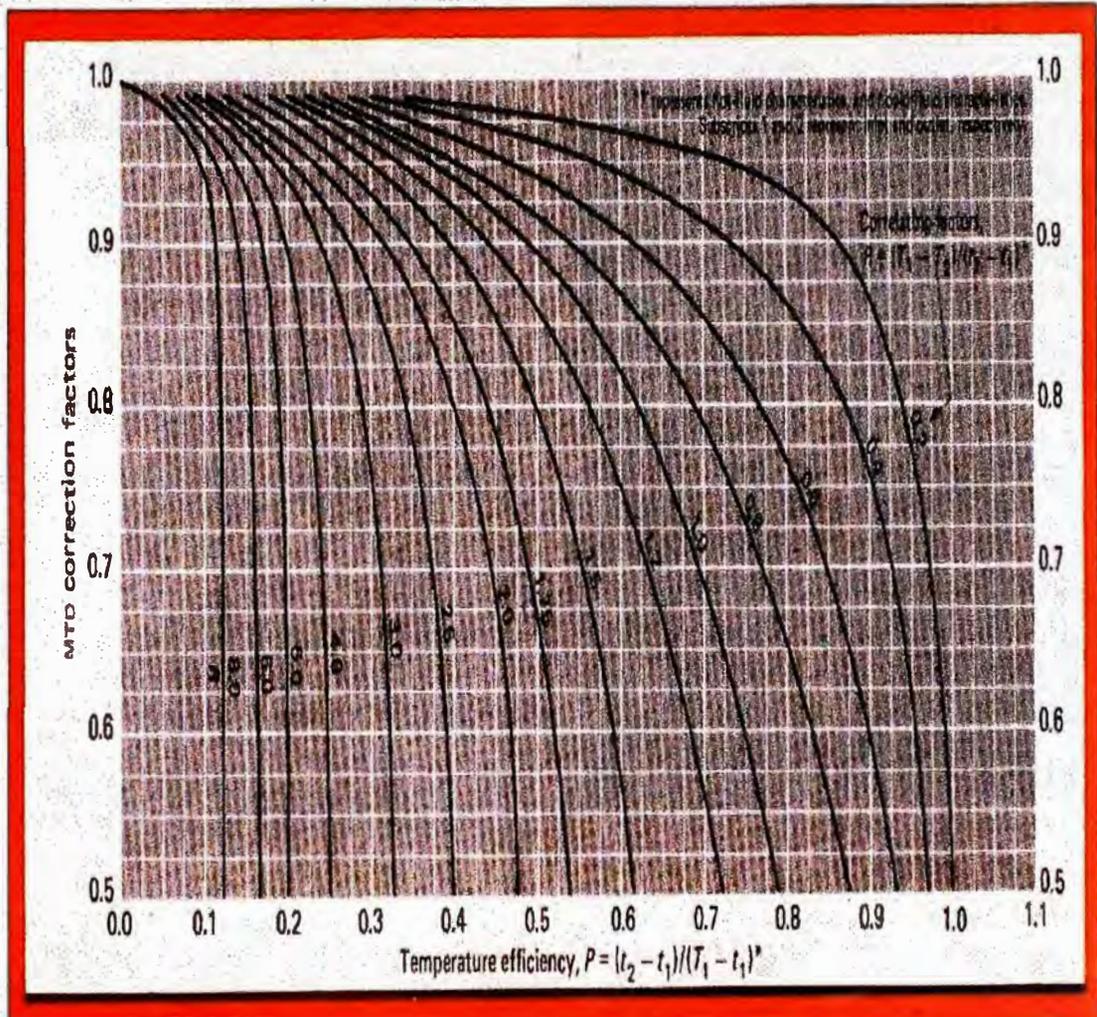


Figura 23. Factor de corrección del MLTD para flujo cruzado de un paso.

De acuerdo a la figura 24 mostrado a continuación se ha obtenido un valor para  $F$  de 0,8.

Desarrollando la conocida ecuación de transferencia de calor obtenemos un área de tubos desnudos de 72831 ft<sup>2</sup> (6766 m<sup>2</sup>). Sin embargo, estamos hablando de tubos desnudos; considerando que las superficies extendidas incrementan el área de transferencia cuando menos 10 veces, podemos decir que la nueva área de tubos desnudos es de 7283 ft<sup>2</sup>.

Escogiendo 3 filas de tubos en cada intercambiador, cada unidad con 12 pies de ancho y tubos de 24 pies de longitud de acuerdo a la tabla 16 mostrada a continuación tenemos que se necesitarían 7 unidades de intercambio cada una con 1 ventilador.

De acuerdo al nomograma también presentado más adelante, podremos determinar que se requerirá una potencia de ventilación de 1350 hp que divididos entre 7 ventiladores tendremos 192 hp por ventilador aproximadamente.

Sin embargo, con estos datos aproximados procedemos a realizar maximizaciones haciendo uso del software Design II.

Para dar los parámetros haciendo uso del software, primero definimos el número de intercambiadores, los cuales hemos llegado a deducir que son 7. Luego procedemos a escoger una longitud y diámetro de tubos determinados.

Dada la facilidad de cálculo otorgada por el programa, se procede a maximizar cada una de las variables de diseño, como son la longitud del tubo, número de tubos, espaciamiento de discos de superficie extendida, altura de los discos y demás, de manera que se obtenga la menor área de transferencia y la menor energía empleada en el ventilador.

Figura 24. Factor de corrección para el MLTD según su disposición.

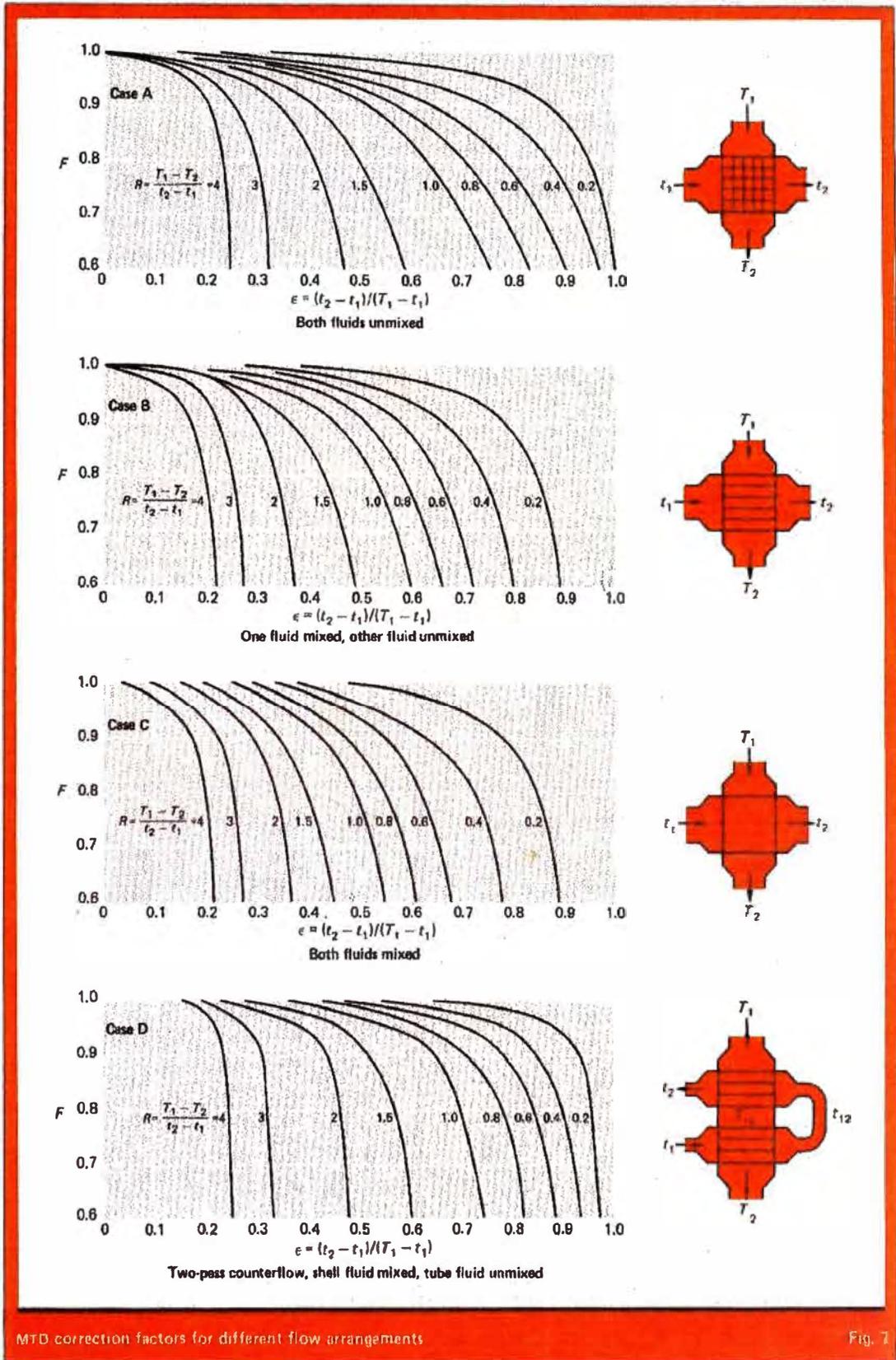


Tabla 16. Dimensiones de tubos según superficie de tubos desnudos.

Approximate bare tube surface versus unit size							Table 16
1-in. O. D. bare tube on 2 3/8-in. pitch							
Approximate unit width, ft	Tube length, ft	Fans per unit	No. of tube rows in depth				
			3	4	5	6	
4	4	1	49	64	81	97	
	6	1	73	97	122	146	
	8	2	98	129	163	194	
	10	2	123	162	204	243	
6	6	1	121	160	201	240	
	8	1	161	213	288	320	
	12	2	242	320	402	481	
	14	2	282	374	469	561	
8	8	1	224	297	373	446	
	10	1	280	372	466	568	
	12	1	336	446	559	669	
	14	1	392	520	652	781	
	16	2	448	595	746	892	
	20	2	560	744	932	1,116	
10	24	2	672	892	1,119	1,339	
	10	1	351	466	584	699	
	12	1	421	559	701	839	
	14	1	491	652	817	979	
	16	1	561	746	934	1,119	
	20	2	702	932	1,168	1,399	
	24	2	842	1,119	1,402	1,678	
	30	2	1,053	1,399	1,752	2,098	
12	32	2	1,123	1,492	1,869	2,238	
	12	1	515	685	858	1,028	
	14	1	601	799	1,001	1,199	
	16	1	687	913	1,144	1,370	
	20	1	859	1,142	1,430	1,713	
	24	2	1,031	1,370	1,716	2,066	
	30	2	1,289	1,713	2,145	2,570	
	32	2	1,374	1,827	2,288	2,741	
14	36	2	1,546	2,056	2,574	3,084	
	40	2	1,718	2,284	2,861	3,426	
	14	1	700	931	1,166	1,397	
	16	1	800	1,064	1,333	1,597	
16	20	1	1,000	1,330	1,666	1,996	
	24	2	1,201	1,597	1,999	2,395	
	30	2	1,501	1,996	2,499	2,994	
	32	2	1,601	2,129	2,666	3,194	
	36	2	1,801	2,395	2,999	3,693	
	40	2	2,001	2,661	3,332	3,992	
	16	1	897	1,190	1,492	1,785	
	20	1	1,121	1,488	1,865	2,232	
18	24	1	1,345	1,785	2,238	2,678	
	30	2	1,682	2,232	2,798	3,348	
	32	2	1,794	2,381	2,984	3,571	
	36	2	2,018	2,678	3,357	4,018	
	40	2	2,242	2,976	3,730	4,464	
	20	1	1,247	1,655	2,075	2,483	
20	24	1	1,496	1,987	2,490	2,980	
	30	2	1,870	2,483	3,112	3,725	
	32	2	1,995	2,549	3,320	3,974	
	36	2	2,244	2,980	3,735	4,470	
	40	2	2,494	3,311	4,150	4,967	
	20	1	1,404	1,866	2,337	2,798	
20	24	1	1,685	2,238	2,804	3,357	
	30	2	2,106	2,798	3,505	4,197	
	32	2	2,246	2,984	3,739	4,477	
	36	2	2,527	3,357	4,206	5,036	
	40	2	2,808	3,730	4,674	5,596	

**Notes:**

- Assume 4 rows of tubes in depth except for the following conditions:
  - If the temperature range on the process side is 10°F or less, assume 3 rows.
  - If the temperature range of the process fluid falls between 10°F and 20°F, and special materials of construction are required, assume 3 rows.
  - If the temperature range of the process fluid is between 100°F and 200°F and/or the assumed overall heat-transfer rate is less than 60, assume 5 rows.
  - If the temperature range of the process fluid is between 200°F and 300°F and/or the overall heat-transfer rate is less than 40, assume 6 rows.
  - If the temperature range of the process fluid is greater than 300°F and/or overall heat-transfer rate is less than 30, assume 8 rows.
- Relative to 14 BWG, the effect of tube-wall thickness on cost is:
 

Average gage	Cost factor
12 Bwg	1.025
14 Bwg	1.0
16 Bwg	0.99
- Relative to 6 rows of tubes, the effect of the number of tube rows on cost is:
 

Rows	Cost factor
4	1.10
5	1.05
6	1.00
8	0.95
- Relative to a length of 24 ft, the effect of tube length on cost is:
 

Tube length, ft	Cost factor
10	1.15
12	1.13
14	1.11
16	1.08
18	1.06
20	1.05
24	1.00
30	0.95
32	0.93
36	0.89
40	0.85
- Because of shipping limitations the widest tube bundle that can be shop fabricated and shipped to a plantsite is 12 ft. Wider bundles must be field fabricated.

Finalmente, con estos resultados aproximados se trata de calcular el conjunto de intercambiadores enfriados con aire usando el software Design II. Los resultados se muestran en el anexo A.1 de la planta de hidrógeno.

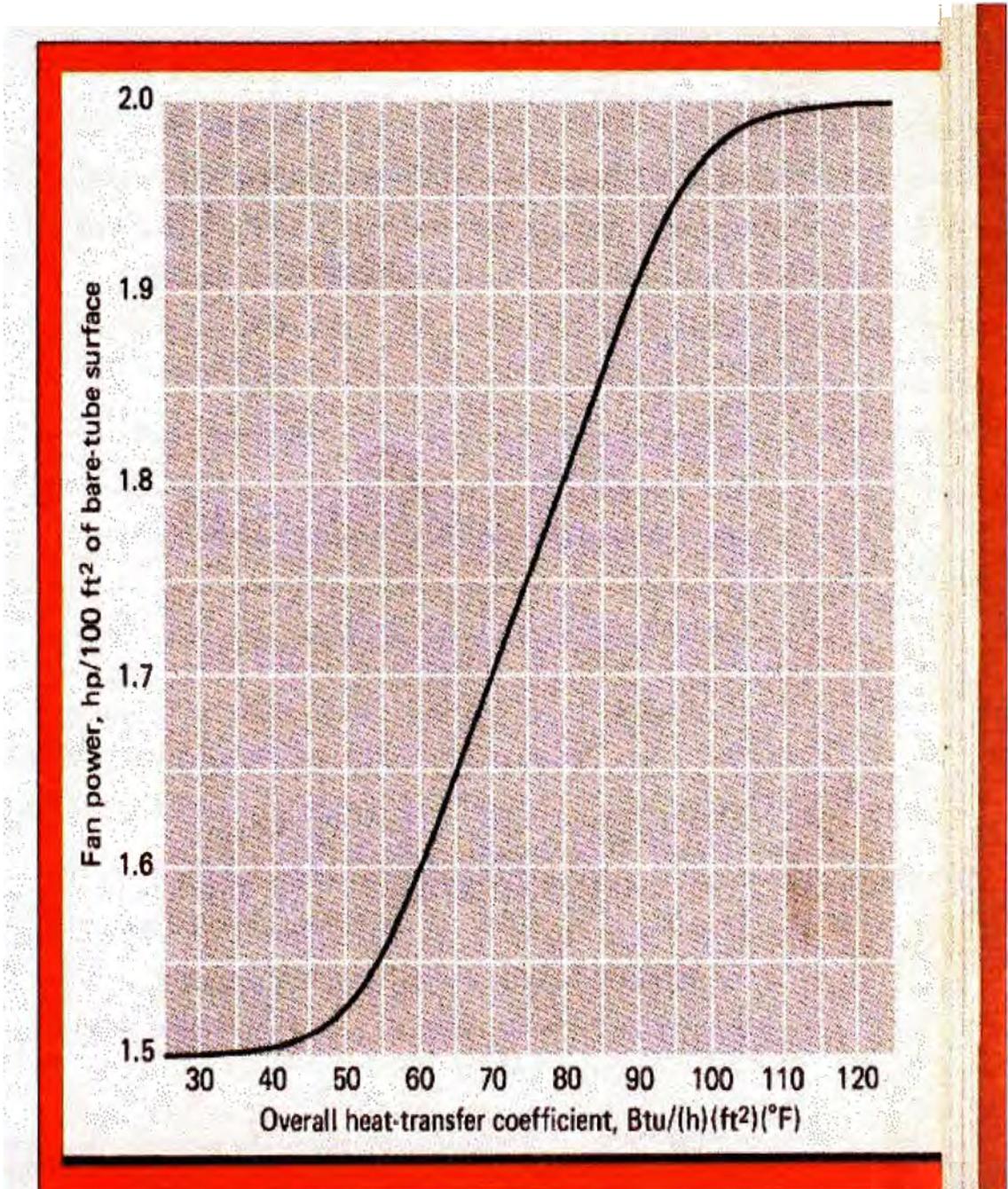


Figura 25. Requerimiento de poder aproximados de ventiladores para air coolers.

### 3.2.3 Diseño de la válvula compresor.

En el diagrama de proceso en el Design II, existe una porción señalada que involucra un compresor y un intercambiador. Este bloque es reemplazado en el proceso por una válvula eyector comúnmente denominada termocompresor.

Un eyector es un dispositivo de bombeo de fluidos en el cual un fluido a alta presión (vapor) realiza un efecto bombeante. No tiene partes móviles. El fluido promotor pasa a través de un orificio o boquilla y emerge como un fluido a baja presión y alta velocidad. La boquilla se alinea a lo largo del eje de un difusor en forma de Venturi. Un segundo fluido, llamado la carga (gas natural) entra en el punto de succión. Ambas corrientes se mezclan. La velocidad después del mezclado es menor que en la boquilla. La mezcla fluye a través del difusor y emerge a la descarga a una presión entre la succión y la presión del fluido promotor.

De acuerdo a la bibliografía, el diámetro en la succión y en la descarga pueden determinarse con la fórmula:

$$d = 0,26 \cdot \left( \frac{W}{P} \right)^{0,5} \dots\dots\dots (39)$$

donde W es el flujo másico y P la presión en el punto de análisis.

La longitud de la etapa es generalmente de 10 diámetros.

Las siguientes fórmulas determinan el costo aproximado y el peso de la etapa del termocompresor.

$$\text{Costo} = 600 \cdot d^{1,2} \text{ en dólares del 1992}$$

$$\text{Peso en libras} = 40 \cdot d^{1,4}$$

Flujo de vapor promotor : 361684 lb/h

Flujo a la descarga : 457587 lb/h

Presión de descarga : 350 psia

Diámetro descarga : 9,4 in

Asumiendo tanto descarga como succión de similar diámetro aproximado a 10 pulgadas.

Costo de válvula : 9500 US\$ FOB Año 1996

Peso de válvula	460 kg
Longitud de válvula	2,5 metros.

### 3.2.4 Diseño de los ventiladores succionadores de gas de combustión del reformador.

De acuerdo al diagrama de proceso, encontramos que requerimos de dos ventiladores, o conjunto de ventiladores diferentes; uno en el suministro de aire para los quemadores y otro para succionar el gas de combustión del reformador primario. De acuerdo al balance del Design II, tenemos los siguientes datos, los cuales analizaremos:

- Flujo de aire a quemadores: 750000 lb/h
- Porcentaje de exceso de aire considerado: 5%
- Porcentaje de pérdida de aire por fugas: 1%
- Porcentaje de pérdida considerado por fugas en el horno: 3%
- Porcentaje de seguridad en el ventilador: 5%
- Flujo de aire de diseño resultante: 855000 lb/h
- Estimando temperatura de aire: 90°F (70°F+70°F\*0.2)
- Densidad de aire a 90°F: 0,0717 lb/ft<sup>3</sup>
- Flujo volumétrico de aire: 198745 ft<sup>3</sup>/min (C)
- Presión usual a la entrada de los quemadores: 10 mbar
- Caída de presión por los intercambiadores de calor: 10 mbar
- Factor de seguridad de 30%
- Presión de diseño de ventiladores: 10,5 in H<sub>2</sub>O (26 mbar) (H<sub>f</sub>)
- Cálculo de la potencia requerida para el ventilador:
- $P_{fan} = 0,0001753 \cdot H_f \cdot C$
- Factor de eficiencia del motor y del gearbox: 70%
- Potencia de motor requerido: 525 hp

La potencia puede ser distribuida en un número no determinado de ventiladores, que podrían ser 2 ó 4 ventiladores, de acuerdo a los proporcionados en el mercado.

Flujo de gas de combustión: 1030440 lb/h

Densidad del gas a 480°C: 0,029593 lb/ft<sup>3</sup>

Flujo volumétrico de gas: 580340 ft<sup>3</sup>/min

Presión de diseño de ventiladores: 3 in H<sub>2</sub>O (7,5 mbar)

Cálculo de la potencia requerida para el ventilador de gas de combustión (usando la fórmula anterior): 436 hp

Se tendrá que tener en cuenta, para la ingeniería de detalle que el diseño del intercambiador HE-05 deberá involucrar poca caída de presión en el lado de los tubos, para evitar un incremento en la potencia necesaria del ventilador. Además se tendrá que considerar en el caso del ventilador del gas de combustión, que este está sometido a altas temperaturas. (500°C)

### 3.2.5 Diseño de los separadores de agua

El diseño de los separadores de agua de proceso, ha sido realizado usando las asunciones del Design II; los resultados se detallan en el anexo. De acuerdo a esto se determinarán los costos.

Sin embargo, cabe señalar que gracias a la facilidad del Design II, se ha podido comparar entre el tamaño de un separador vertical u horizontal, del cual se ha concluido que los recipientes de menor tamaño se obtienen de los horizontales.

### 3.2.6 Diseño de la unidad de purificación de hidrógeno PSA, Pressure Swing Adsorption.

El diseño de una columna de adsorción de inicia con pruebas de laboratorio para establecer la curva de “quiebre”, es decir, la concentración de contaminante respecto al tiempo.

Inicialmente, el adsorbente está fresco con todos los sitios de adsorción libres. Esencialmente nada del material a ser removido escapa de la columna. A medida de que el tiempo transcurre, algunos de los sitios de adsorción están ocupados y la concentración en el efluente se eleva.

De acuerdo a la bibliografía consultada, (ChE june 1998) los menores costos totales se logran con adsorbedores de geometría de flujo radial a pesar de que los costos de construcción sean mayores. Estos permiten altas velocidades superficiales y cortas zonas de transferencia de masa.

También se sabe de acuerdo a esta referencia que se deberán considerar un 12% de espacio vacío del volumen total del tanque debido a las secciones vacías del tope y del fondo. Medidas frecuentes son con una altura típica de 2 metros y con diámetros hasta de 6 metros.

En cuanto a los diámetros críticos de las moléculas, tenemos que el hidrógeno tiene 2,4 Å de diámetro crítico; mientras que el CO, H<sub>2</sub>O y el CO<sub>2</sub> tienen un diámetro crítico de 2,8 Å. El metano tiene un diámetro crítico de 4,0 Å. Asimismo, moléculas con mayor polaridad son adsorbidas en mayor cantidad frente a las que no son polares.

Entre los parámetros que influyen directamente en la adsorción tenemos:

- La temperatura, frente a un incremento en la temperatura se registra un decremento en la capacidad de adsorción
- El vector adsorbato, en la fase líquida la movilidad de las moléculas es más baja que las de la fase gaseosa, es por esto que las velocidades de flujo para un líquido son menores que para un gas para mantener la longitud de la zona de transferencia y dimensiones razonables en la columna.
- La velocidad de flujo, la cual no debe ser muy alta para evitar camas altas. Y no debe ser muy baja sino suficiente para proveer una distribución de flujo regular. Usualmente se aplican velocidades de 3 a 30 m/min para fases gaseosas.
- La concentración del adsorbato, la capacidad de adsorción se incrementa con la concentración del adsorbato.
- Presión, un incremento de la presión total, eleva la presión parcial del adsorbato incrementando la capacidad de adsorción.

- Impurezas, algunas moléculas orgánicas pueden dañar los tamices moleculares.

La regeneración de las camas de adsorción se regenerarán por variación de presión, lo que se denomina “Pressure Swing”; Esta está basada en el hecho de que una disminución de la presión parcial del adsorbato corresponde a un decremento de la capacidad de adsorción en el equilibrio. Esta regeneración se logra purgando la torre a ser regenerada, con una parte del gas tratado. De hecho, la energía necesitada para la desorción se toma del sistema. Por esta razón, en este tipo de regeneración, los ciclos del proceso son muy cortos y sólo duran pocos minutos.

De acuerdo a la bibliografía, para la purificación de hidrógeno se utiliza molecular sieve de 5 A (Amstrong). Por ejemplo la SILIPORITE 5 A de Atofina. Un parámetro que se obtiene del proveedor es el de masa adsorbida por masa de adsorbente. En nuestro caso, tenemos que se pueden adsorber 18 kg de CO<sub>2</sub> por 100 kg de SILIPORITE 5 A.

De acuerdo a información de datos aplicados a una planta, que podríamos considerarla como nuestra planta piloto, tenemos:

- Tiempo de adsorción: 184 seg
  - Número de camas: 8
  - Camas adsorbiendo en paralelo 2
  - Flujo por cama: 2290,5 m<sup>3</sup>/h
- (a condiciones del proceso)
- Temperatura: 27°C
  - Presión: 233 psia
  - Diámetro de tanque: 1,5 metros
  - Área transversal: 1,767 m<sup>2</sup>
  - Velocidad de flujo: 0,36 m/s
  - Flujo de contaminantes: 389 kmol/h
  - Flujo de contaminantes CO<sub>2</sub>: 17116 kg/h
  - Flujo de contaminantes CO<sub>2</sub>: 4,75 kg/s
  - Masa de CO<sub>2</sub> retenida: 874 kg/ciclo

- Masa de adsorbente requerida: 4860 kg/cama
- Densidad del adsorbente: 631 kg/m<sup>3</sup>
- Volumen de adsorbente por cama: 7,7 m<sup>3</sup>
- Altura de cama: 4,35 m
- Volumen total (cama 75%) 10,3 m<sup>3</sup>
- Altura de tanque: 5,8 m

Adaptando los datos de la planta piloto a nuestra planta podemos decir:

- Diámetro de adsorbedor: 2 m
- Área transversal: 3,14 m<sup>2</sup>
- Altura de cama: 4,6 m
- Volumen de cama: 14,4 m<sup>3</sup>
- Peso de adsorbente: 9086 kg
- Contaminantes a retener por cama: 1620 kg CO<sub>2</sub>/ciclo
- Flujo de contaminantes total: 2694 kmol/h
- Flujo de contaminantes 673,8 kmol/h (x4 adsorbiendo)
- Flujo de contaminantes CO<sub>2</sub>: 29634 kg/h
- Flujo de contaminantes CO<sub>2</sub>: 8,3 kg/s
- Tiempo de ciclo: 195 s
- Flujo por cama: 3959 m<sup>3</sup>/h (x4)
- Velocidad de flujo: 1260 m/h
- Velocidad de flujo: 0,35 m/s (aceptable)
- Volumen de tanque: (+25%) 19,2 m<sup>3</sup>
- Altura de tanque: 6,1 m

Se ha determinado sin duda alguna que la mejor data para determinar las dimensiones de un sistema PSA es a partir de una planta piloto; estos estudios lo desarrollan los proveedores de estos sistemas, pero sin duda que esta aproximación para cuestión de costos, debe ser muy cercana a la realidad, para el caso de flujo vertical.

Resumiendo los datos para cuestiones de costos:

- Número de adsorbedores: 16
- Adsorbedores en línea: 4

- Altura de adsorbedores: (tg/tg)	6,1 m
- Altura total incluyendo soportes:	8 m
- Diámetro de adsorbedores:	2 m
- Peso total de adsorbente:	145376 kg

### 3.2.7 Diseño de los elementos auxiliares.

#### 3.2.7.1. Chimeneas:

En la planta de hidrógeno tenemos dos chimeneas, una correspondiente a la salida de los gases del Reformador (L101) y otra al desecho de gas residual proveniente del PSA (L102).

De acuerdo a parámetros del Ulrich, la velocidad del gas por la chimenea debe estar entre 10 m/s a 30 m/s.

##### Desarrollo FL101:

- Material:	SS
- Flujo de gas: (T-P)	832300 m <sup>3</sup> /h
- Diámetro estimado de chimenea:	3,25 m
- Velocidad de flujo:	28 m/s
- Altura:	40 m
- Recubrimiento	ladrillo

##### Desarrollo FL102:

- Material:	SS
- Flujo de gas máximo posible: (T-P)	7000 m <sup>3</sup> /h
- Velocidad de flujo:	10 m/s
- Diámetro estimado de chimenea:	0,5 m
- Altura:	50 m
- Recubrimiento	ninguno

#### 3.2.7.2 Tanques.

Se tienen asimismo varios tanques de proceso o de almacenamiento temporal, que son necesarios especificar para el análisis

de costos. De acuerdo a Ulrich, las relaciones de longitud: diámetro comúnmente están entre 3:1 a 5:1. Además el tiempo de residencia puede variar de 300 s, 600 s, a 1800 s dependiendo del propósito.

Desarrollo del Ebullición: (TX-104) Este tanque almacena el agua que se convierte en vapor aprovechando el gas de combustión del reformador y el calor del producto del reformador:

-	Corrientes de agua:	301, 302, 303, 313
-	Flujo de agua total:	220000 kg/h
-	Tiempo de residencia:	300 s
-	Volumen agua:	18,4 m <sup>3</sup> (agua)
-	Volumen tanque:	24,4 m <sup>3</sup>
-	Presión trabajo:	600 psia
-	Presión de diseño:	800 psia
-	Longitud:	7,77 m
-	Diámetro:	2 m

Desarrollo del deaerador: (TX-101) Este tanque es el que recolector de las aguas condensadas de proceso:

-	Corrientes de agua:	313
-	Flujo de agua total:	100000 kg/h
-	Tiempo de residencia:	300 s
-	Volumen agua:	8,3 m <sup>3</sup> (agua)
-	Volumen tanque:	11,1 m <sup>3</sup>
-	Presión trabajo:	24 psia
-	Presión de diseño:	40 psia
-	Longitud:	5,6 m
-	Diámetro:	1,6 m

Desarrollo del tanque Surge de Gas de Desecho: (TX-102) Este tanque es el recolector del gas de desecho de la PSA:

-	Corrientes de proceso:	121
-	Flujo de total:	5000 m <sup>3</sup> /h

-	Tiempo de residencia:	60 s
-	Volumen de gas:	83 m <sup>3</sup>
-	Presión trabajo:	25 psia
-	Presión de diseño:	30 psia
-	Longitud:	26,5 m
-	Diámetro:	2 m

### 3.2.7.3 Bombas.

Se requieren bombas centrífugas de alta presión para suministrar el agua al sistema. Dichas bombas se han diseñado usando el software Design II, los cálculos se muestran en el Anexo. Si bien sólo opera una bomba, la otra es de respaldo.

### 3.2.7.4 Sistema de tratamiento de agua

Dado que el proceso incluye varias etapas de generación y uso de vapor, es necesario reponer dicha agua al ebullidor. Como se trata de evaporación a altas temperaturas, se requiere de un sistema de tratamiento de agua que elimine la posibilidad de incrustaciones silíceas o calcáreas. Si bien es cierto, el complejo incluye 3 plantas definidas, por lo que el tamaño no será decidido en esta parte sino que serán sumados los caudales de agua requeridos, de tal manera que se adquiriera un solo sistema de agua para las tres plantas.

El sistema de tratamiento de agua escogido es el sistema de Osmosis Reversa, dado su bajo costo de mantenimiento y que produce un agua de excelente calidad para generación de vapor. Asimismo los gastos en productos químicos se ven reducidos, los cuales compensan en cierta forma el elevado costo fijo al inicio del proyecto.

Ingresa agua del aereador al ebullidor en la corriente 307 en una cantidad de 120000 kg/h. Del proceso se condensan 97735 kg/h de agua. Luego se requieren 164057 kg/h de vapor para el proceso, de los cuales se recupera lo condensado. Por lo que se requiere 66322 kg/h de agua; por lo

que aplicando un factor de seguridad de 10% aproximadamente tenemos 73000 kg/h. Adicionalmente es necesario cubrir las purgas del sistema que suman cerca de 10% del estimado por lo que sumando tenemos que necesitamos de 80000 kg/h de agua tratada. Esta es la cantidad de agua que sería necesaria de una planta de tratamiento que produzca agua para calderas.

Sin embargo se requiere agua de enfriamiento, no muy tratada, para el enfriador HE-110, el cual requiere de 100 m<sup>3</sup>/h. Esta agua puede ser simplemente agua de pozo o de mar con químicos para inhibir corrosión e incrustación; dado que la temperatura más alta es de 40 °C.

Adicionalmente se requiere 500 m<sup>3</sup>/h de agua de enfriamiento para el intercambiador HE-112.

### 3.2.8 Diseño del compresor de producto

En vista que el producto hidrógeno sale de la PSA a 230 psia aproximadamente y dado que para el proceso de amoniaco se necesita a cerca de 480 psia; se hace necesario un compresor de producto. De acuerdo al software Design II, este sería un compresor de las siguientes características:

- Número de etapas:	1
- Potencia requerida:	5769 kW
- Tipo:	centrífugo
- Flujo:	155800 m <sup>3</sup> /h NTP
- Marca:	SEZ-156 Demag Delaval

Posterior al compresor también se requiere un enfriador el cual se trata en la sección de intercambiadores.

Sin embargo, la producción de hidrógeno necesaria será de 5600 kgmol/h requeridos por la planta de amoniaco. Por lo que el compresor necesitaría solo 4648 kW. El compresor ha sido diseñado a casi la máxima cantidad de hidrógeno que se podría sacar de la planta; lógicamente ese cambio traería consigo necesidad de inyectar gas natural a los quemadores.

### 3.3 Diseño de los equipos principales y secundarios de la planta de nitrógeno.

Del balance de masa estipulado en puntos anteriores, podemos empezar también a diseñar los equipos en mención.

#### 3.3.1 Diseño del filtro de aire.

De acuerdo a información técnica de fabricantes, tales como AAF International Inc. Podemos decir que el filtro de aire esta constituido por varios cartuchos soportados en una plataforma que alimenta mediante un túnel al compresor.

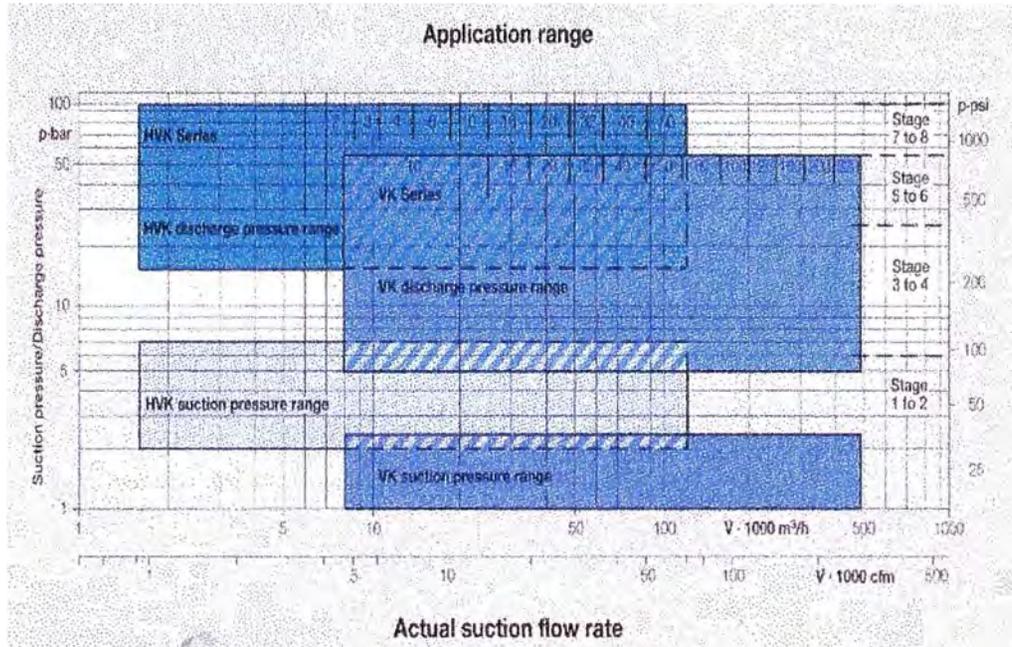
Por ejemplo, para nuestro caso, tenemos filtros de 34 ½" de alto de la marca Zinder; los cuales son colocados en carcazas del tipo Pulstar de AAF International. De los datos de diseño tenemos que cada filtro soporta un flujo de 975 cfm, para una velocidad de aire de 280 fpm y una velocidad entre filtros de 460 fpm. Para nuestro flujo requerido de 50000 scfm se requerirían 52 filtros dispuestos en una carcaza de aproximadamente 12'6"x17'2".

#### 3.3.2. Diseño del compresor.

Haciendo uso del software Design II y de los manuales de proveedores podemos realizar las siguientes elecciones.

De acuerdo al manual de Productos y Servicios de Mannesmann Demag Delaval tenemos la siguiente información. El compresor calculado es para un flujo de más de 77000 metros cúbicos normales de aire. Esto significa que otorgando un pequeño factor de seguridad podemos escoger un compresor de 78000 metros cúbicos normales. Esto se traduce en un compresor tipo VK (porque no hay una presión positiva de alimentación al compresor) tipo 78, que corresponde al flujo de aire y de 4 etapas dada la presión de proceso requerida.

Figura 26. Rangos de aplicación de flujos de succión compresores tipo VK.



Este tipo de compresores, VK-78 en la marca Demag Delaval, pueden ser adquiridos en otras marcas a costos inferiores tal como lo veremos más adelante. Otra marca alternativa es la COOPER. Estos tipos de compresores son centrífugos integrados en una caja de transmisión que se caracteriza por ser compacta con un piñón principal (Bull Gear) y en nuestro caso dos laterales para las 4 etapas. Estos compresores incluyen sus interenfriadores y su sistema de lubricación. Adicionalmente al compresor se tiene que adquirir un Aftercooler y el motor eléctrico. De la simulación realizada en el software tenemos que la energía necesaria para este compresor sería de 8444 kw lo que se traduce en un motor de 9710 kw que afectado por factores de seguridad se convierte en 13000 HP. Como sabemos, los motores eléctricos también tienen su factor de servicio por el cual se lo puede utilizar a mayor carga.

Con respecto a los intercambiadores entre etapas o intercoolers, estos vienen con la compra del compresor; estos traen separadores de agua condensada que también se tuvieron que incluir en la simulación con el

software Design II. Sin embargo se requiere diseñar el intercambiador de la última etapa o aftercooler. Se ha considerado un valor para el coeficiente global de calor para los intercoolers : 0.3 kJ/m<sup>2</sup>.s.K y para el aftercooler 0.2 kJ/m<sup>2</sup>.s.K (Datos tomados del Ulrich referidos a aire pasando por la coraza y agua por los tubos para el primero y viceversa para el segundo). Del design II obtenemos las áreas (con un factor seguridad 50%).

Tabla 17. Áreas de transferencia de intercoolers y aftercoolers planta N2.

Area	1er. Intercool.	2do. Intercool.	3er. Intercool.	Aftercool.
m <sup>2</sup>	639	453	420	665

Podemos deducir que el área para los intercoolers será de 700 m<sup>2</sup> y para el aftercooler de 800 m<sup>2</sup>. Los intercambiadores son de tubos de cobre y coraza de acero al carbono. Se instalan con trampas para eliminar el agua condensada del aire durante la compresión y el enfriamiento. Para fines de costeo, los intercambiadores entre etapas, así como el sistema de lubricación, se incluyen en el costo del equipo.

Un compresor como el mencionado se vería similar a la figura 27.

Figura 27. Compresor centrífugo de 4 etapas VK-78.



### 3.3.3 Diseño del enfriador de aire.

Haciendo un análisis sobre la disposición de flujo de desecho. Podemos llegar a la conclusión de que el flujo de desecho resultante del proceso no sería suficiente para satisfacer los requerimientos de flujo de regeneración de los Tamices Moleculares ni del Enfriador de agua. Por consiguiente, se concluye que es más conveniente el empleo de una unidad de refrigeración de aire que opere con un refrigerante previamente seleccionado y que lo haga de forma independiente.

Para esto, los datos de importancia son:

- Se considerará una temperatura de ingreso de aire de  $25^{\circ}\text{C}$ , dado que esta temperatura puede alcanzarse con un intercambiador de coraza y tubos dándole suficiente área de transferencia.
- El aire será saturado, pero para efectos de cálculo, podemos considerar la cantidad de agua inicial de la descarga del

compresor, ya que cualquier exceso será separada en el ciclón después del enfriador de aire.

- La salida del ciclón será a una temperatura de 4°C, temperatura que será alcanzada por el equipo de enfriamiento. La presión será considerada similar a la descarga del compresor.
- La correlación para la termodinámica corresponderá a Peng Robinson, que más se adecua al empleo de vapor de agua.

Resultados obtenidos:

- De acuerdo a la simulación, obtenemos que el flujo de agua retirado es de 9,24 kmol/h. Los otros resultados han sido añadidos a la tabla del balance.
- Existen compañías como Vilter Manufacturing Corporation, que se especializan en el diseño y construcción de equipos de refrigeración en base a refrigerantes como el R-22 para enfriar el aire al ingreso de los Tamices Moleculares.
- La temperatura a la cual se evaporará el R-22, ha sido escogida a 1,7°C; suficiente para procurar la transferencia de calor y obtener 3°C como mínimo en el lado de aire. La presión de saturación del R-22 es 61,65 psig. Con estos datos diseñamos nuevamente el área del intercambiador.
- Ajustando un coeficiente global de transferencia de calor de 25 Btu/lb.sq.ft.°F; tendremos que el área aproximada del intercambiador será de 600 m<sup>2</sup>.
- El flujo de refrigerante requerido se calcula en 12332 kg/h.
- Las compañías tal como Vilter, presentan estos equipos completamente independientes; es decir, tienen autonomía propia pues tienen su propio control o DCS, y vienen ensamblado en un skid transportable listo para conectar tuberías de entrada y salida del aire.

- Se instalará posterior al equipo de refrigeración, un separador de tipo ciclón, para separar la mayor cantidad de agua líquida del flujo de aire.

### 3.3.4. Diseño de los tamices moleculares.

Para esto analizamos una cama de Molecular Sieve de una aplicación. De la cual tenemos los siguientes datos:

- Diámetro interno del tanque:	3810 mm
- Altura del tanque tangente/tangente:	2286 mm
- Área transversal del tanque:	11,401 m <sup>2</sup>
- Presión de diseño	135 psia
- Flujo máximo:	55000 scfm
- Velocidad del flujo máximo:	2,27675 m/s
- Tiempo de ciclo a flujo máximo:	4 hrs.
- Flujo de regeneración a flujo máximo:	7480 scfm
- Temperatura de flujo de regeneración:	175°C
- Capa de alúmina tipo F-200 Alcoa:	7350 lbs
- Capa de Mole Sieve Tipo 13XAPG UOP:	25650 lbs

De acuerdo a esto, el skid de purificación de aire constaría de 2 camas, con ciclos de operación de 4 horas; repartidos en 90 min de calentamiento, 120 min de enfriamiento, 14 minutos de presurización, 2 minutos de paralelo y 14 de despresurización.

El Molecular Sieve adquirido será de 51300 lbs de UOP tipo 13X APG. La alúmina activada adquirida será de 14700 lbs de Alcoa tipo F-200.

El skid constará de dos filtros para partículas de 3micrones al 100% y de 1 micrón al 99%.

El flujo de gas de regeneración constituido por flujo de Desecho, será calentado en intercambio indirecto con quemadores de gas natural.

De acuerdo al software Design II la cantidad de calor requerido para regeneración es de 1743300 Btu/h. Tomando datos de combustión del Perry,

podemos aproximar la cantidad necesaria de gas natural. De acuerdo a la data:

$$\text{Calor neto} = 873 \frac{\text{Btu}}{\text{ft}^3} \text{ de Gas Natural}$$

De aquí se calcula que se requieren cerca de 2000 ft<sup>3</sup>/h de gas natural. Asimismo, la cantidad de aire necesaria esta dada por:

$$\text{Aire} = 9,17 \frac{\text{ft}^3 \text{ de Aire}}{\text{ft}^3 \text{ de Gas Natural}}$$

De aquí se tiene que se requieren 18500 ft<sup>3</sup>/h de aire, que serían administrados por un soplador, o en todo caso por una parte de la corriente de desecho rica en oxígeno.

### 3.3.5 Diseño de la caja fría (Cold Box).

Esta sección de la planta esta desarrollada en el balance de masa y energía con el software Design II. Aquí se lleva a cabo el enfriamiento del aire y la separación del mismo en sus componentes.

Los materiales empleados en el Coldbox pueden ser especificados en:

- Aluminio: Intercambiadores y condensadores
- Acero inoxidable: Columna de destilación, etapas, tuberías.
- Acero al carbono: Estructura de soporte y conformación de caja de aislamiento.
- Aislamiento: Lana de vidrio y/o Perlita.

Las temperaturas alcanzadas dentro del Cold Box son criogénicas.

Podemos subdividir las secciones del Cold Box en las siguientes:

#### 3.3.5.1 Intercambiadores de Calor y Condensadores:

Son los que se encargan de recibir el flujo de aire purificado a temperatura casi ambiental y enfriarlo con las corrientes de producto y desecho a una temperatura próxima de la de condensación del aire a la

presión de diseño. Las condiciones de operación se reportan en los resultados del software Design II.

Estos intercambiadores se denominan Plate Fin Exchangers, y generalmente no son considerados frecuentemente debido a las complicadas ecuaciones de diseño y de arreglos. Sin embargo, recientemente se han adicionado ecuaciones de diseño al simulador PROSIM. Estos intercambiadores son de aluminio construidos usando proceso de adhesión con bronce.

El desarrollo matemático para el diseño de estos intercambiadores es complicado, ya que se remite al desarrollo de Ecuaciones Algebraicas Diferenciales Parciales. Para este desarrollo matemático se toman las siguientes asunciones:

La temperatura en un pasaje es considerada uniforme sobre la sección transversal.

No hay mal distribución del fluido a través del ancho de la estructura.

El cambio de temperatura a través de la hoja de separación es despreciable.

La acumulación de calor en fluidos es despreciable.

De aquí se pueden deducir dos ecuaciones para el desarrollo matemático para una capa dada y placa "i" (excepto para la primera y la última placa).

$$D_i \frac{\partial H_i}{\partial z} = h A_i^{\text{eff}} (T_i^p + T_{i+1}^p - 2T_i) \dots\dots\dots (40)$$

$$-\rho C V_i \frac{\partial T_i^p}{\partial t} = h_{i-1} A_{i-1}^{\text{eff}} \frac{\partial (T_i^p - T_{i-1}^p)}{\partial z} + h_{i-1} \eta_{i-1} A_{i-1}^s \frac{\partial (T_i^p - T_{i-1}^p)}{\partial z} + h_i A_i^{\text{eff}} \frac{\partial (T_i^p - T_i)}{\partial z} +$$

$$h_i \eta_i A_i^s \frac{\partial (T_i^p - T_{i+1}^p)}{\partial z} + \lambda_i^z \ell e_i \frac{\partial T_p}{\partial z} \Big|_z - \lambda_i^{z+\partial z} \ell e_i \frac{\partial T_p}{\partial z} \Big|_{z+\partial z} \dots\dots\dots (41)$$

Para la ecuación 40, el lado derecho corresponde a la convección con las placas superior e inferior. Para la ecuación 41, los dos primeros

términos del lado derecho corresponden respectivamente a la convección y la conducción con la capa y placa inferior; las dos siguientes con la capa y placa superior; y el último término es la conducción longitudinal. Comenzando de los datos que contienen la topología de las corrientes de proceso en un PFHE y sus datos geométricos, se crean un conjunto de ecuaciones para todo el intercambiador. Esto conduce a un sistema de Ecuaciones Algebraicas Diferenciales Parciales; las cuales, luego de una apropiada discretización resultan en un sistema de Ecuaciones Diferenciales Algebraicas. Para la resolución de estas ecuaciones se usa el método Gear para la resolución de la matriz de jacobianos.

Para la estimación del área y del costo de los intercambiadores del Cold Box, tenemos la siguiente tabla resumen de datos tomados de los resultados del software Design II.

Sin embargo existen ciertas simplificaciones en ciertos estudios, que nos pueden ser útiles para determinar el área de los intercambiadores BPFH.

El calor transferido, se halla de un balance de energía, en nuestro caso lo obtenemos directamente del software. Cabe resaltar que este calor es simplemente la suma de los calores de las corrientes de calentamiento o la suma de las corrientes de enfriamiento; esta simplificación se da pues para el balance no entran a tallar los detalles internos.

En cuanto a la diferencia de temperatura, podemos reducir un intercambiador multicorriente en uno de dos corrientes efectivas (una caliente y una fría). Una ecuación que muestra la diferencia de temperatura promedio es:

$$\Delta T = \frac{Q}{\int \partial Q (T_H - T_C)} \dots\dots\dots (42)$$

Si  $T_H$  y  $T_C$  son funciones lineales de  $Q$ , la ecuación se reduce a la familiar diferencia media logarítmica de temperaturas (MLTD)

$$MLTD = \frac{(T_H - T_C) - (T_h - T_c)}{\ln((T_H - T_C)/(T_h - T_c))} \dots\dots\dots (43)$$

Donde los subíndices minúsculos representan la entrada de la corriente caliente y las mayúsculas la salida de la corriente caliente (entrada de la fría). Sin embargo debemos afectar cada MLTD por la cantidad de calor transferido, de donde obtenemos:

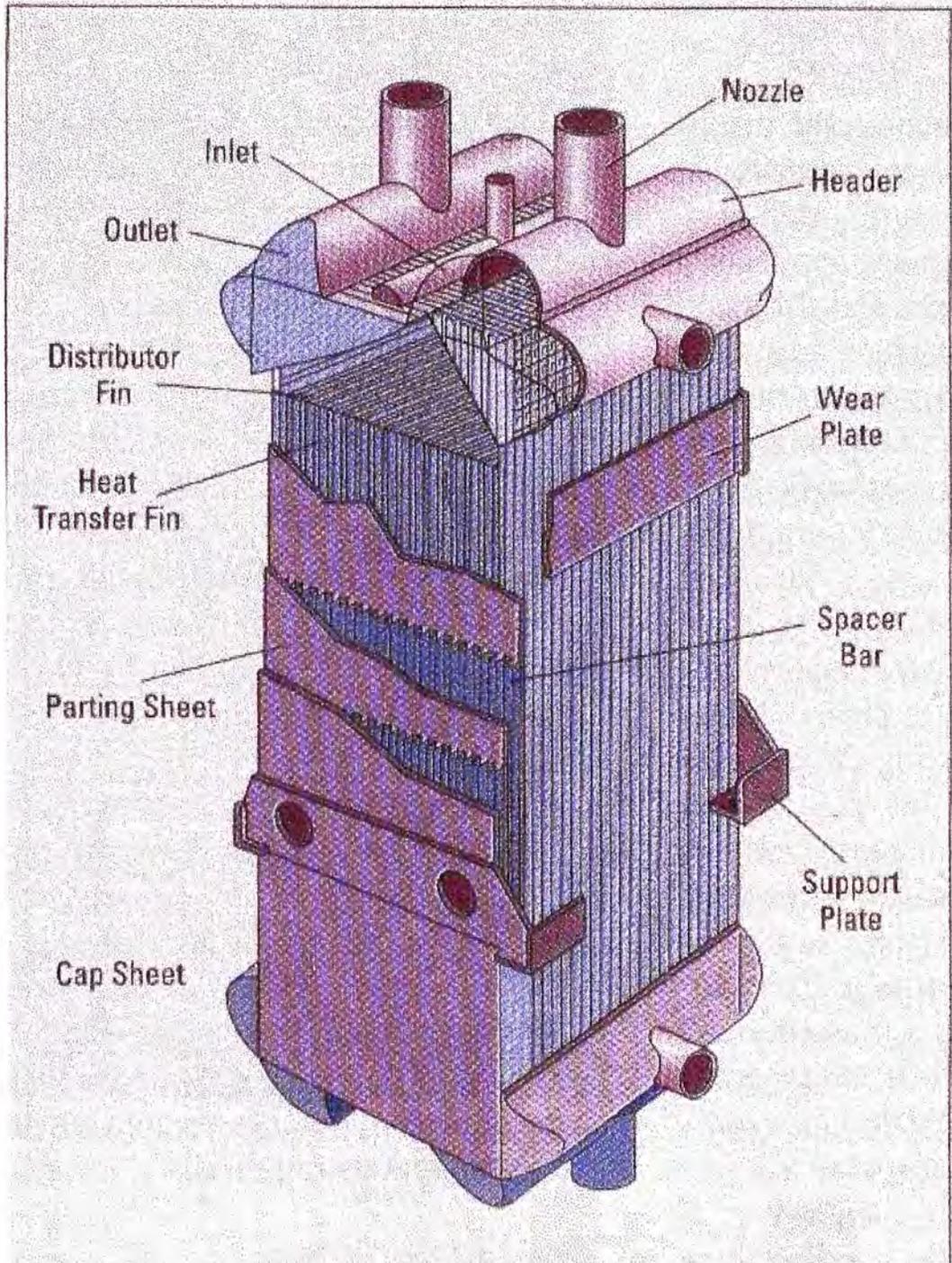
$$\Delta T = \frac{1}{Q} \sum_{i=1}^n Q_i \Delta T_i \dots\dots\dots (44)$$

Donde *i* corresponde a la corriente.

Además, en el caso de cambio de fase (condensadores), se aplica también la fórmula anterior.

Desarrollando estas ecuaciones tenemos los resultados en la tabla 18.

Figura 28. Intercambiador Plate Fin Heat Exchanger



Tag	Descripción	Q (MMBtu/h)	Q (Mw)	D Tm	Q/DT (W/K)	U (W/(m <sup>2</sup> .K))	C (\$/W.K)	Fm	Area (m <sup>2</sup> )	Valor \$
HX-210	Main heat exchanger	17,75	5,2	3,25	1600620	300	1,2	1	5336	1921000
HX-220	Main heat exchanger	0,9	0,264	0,922	285985	300	1,2	1	954	343182
HX-230	Main condenser	5,52	1,62	2,02	800867	400	1,2	1	2002	961040
HX-240	N2 condenser	7,88	2,31	3,16	730823	400	1,2	1	1827	876987
HX-250	Cold compressor HE	0,74	0,217	25,68	8445	300	1,2	1	28	10134

Tabla 18. Áreas de transferencia para el cold box.

Tabla 19. Coeficientes globales típicos de transferencia de calor para intercambiadores de coraza y tubo.

**Typical heat-transfer coefficient (U) and cost factor (C)  
data for a shell-and-tube heat exchanger with  $Q/\Delta T = 5,000 \text{ W/K}$ .**

Cold-Side Fluid	Parameter*	Low-Pressure Gas	High-Pressure Gas	Process Water	Hot-Side Fluid		Condensing Steam	Condensing Hydrocarbon	Condensing Hydrocarbon With Inert Gas
					Low-Viscosity Organic Liquid	High-Viscosity Organic Liquid			
Low-Pressure Gas (1 bar)	U	55	93	102	99	63	107	100	86
	C	2.13	1.88	1.71	1.76	2.24	1.62	1.74	1.82
High-Pressure Gas (20 bar)	U	93	300	429	375	120	530	388	240
	C	1.88	1.20	0.95	1.08	1.68	0.99	1.05	1.18
Treated Cooling Water	U	105	484	938	720	142	1,607	764	345
	C	1.65	1.08	0.81	1.07	1.41	0.48	1.01	1.17
Low-Viscosity Organic Liquid	U	99	375	600	500	130	818	524	286
	C	1.76	1.08	0.87	1.05	1.55	0.93	1.01	1.26
High-Viscosity Organic Liquid	U	68	138	161	153	82	173	155	336
	C	2.07	1.46	1.25	1.32	1.91	1.16	1.30	1.62
Boiling Water	U	105	467	875	677	140	1,432	722	336
	C	1.65	1.13	0.87	0.78	1.44	0.54	1.05	1.20
Boiling Organic Liquid	U	99	375	600	500	130	818	524	286
	C	1.76	1.08	0.87	1.05	1.55	0.93	1.01	1.26

\* Units for U are  $\text{W/m}^2\text{K}$ , units for C are  $\$/\text{W}\cdot\text{K}$ .

Source: Adapted from [1].

### 3.3.5.2 Columna de Separación:

El diseño de la columna de destilación se efectúa en el Design II.

De este podemos resumir los siguientes datos:

- Diámetro de columna: 2.2 metros
- Número de etapas: 59
- Altura de etapa: 0,61 metros
- Altura de columna por etapas: 36 metros
- Altura de diseño: 41 metros
- Producto de la columna: 5124 kmol/h

- Flujo de reciclo:	3145 kmol/h
- Relación de Reciclo:	0,614

Con relación al desarrollo, podemos decir que el simulador Design II lo resuelve por el método de Glitsch. Además, se ha considerado una columna independiente, dado que físicamente, esta columna tiene adaptada en la parte superior al condensador, esto para evitar gastos en tubería y pérdidas de calor.

La columna sólo consta de condensador, ya que el flujo de gas lo proporciona la misma corriente de alimentación de aire. Este condensador esta calculado separado de la columna en el simulador.

La determinación de la etapa de alimentación se hizo mediante pruebas sucesivas en el software Design II, viendo como resultado la pureza del producto. Se determino que la mejor etapa era la 50 para la alimentación del aire.

Básicamente el material de la columna es de acero inoxidable 316, incluyendo las etapas. En cuanto a las etapas podemos utilizar el empaque estructurado, dado que posibilita una menor altura de torre al tener una altura por unidad de transferencia menor comparado con las etapas tipo bandeja.

### 3.3.5.3 Compander.

Tal como se muestra en el diagrama del software Design II, el proceso muestra un Expansor, que proporciona la refrigeración necesaria para la licuefacción del aire. Sin embargo, en el diagrama de proceso también vemos un compresor, el cual recupera nitrógeno y lo alimenta a la columna, pero además recupera la energía del Expansor.

La expansión se realiza en una sola etapa, mediante un proceso isoentrópico, en el cual se liberan 346 hp. El flujo que pasa a través del Expansor es de 1226 MSCFH.

El compresor de una etapa comprime un flujo de recuperación de nitrógeno para aumentar la eficiencia de recuperación del proceso; este

flujo es de 976 MSCFH. Este compresor requiere de una energía de 276 hp. Adicionalmente se requiere un intercambiador Brazed Plate Fin Exchanger cruzado con la succión y la descarga del compresor para evitar la formación de líquido durante la compresión calentando el flujo de ingreso y para aprovechar la refrigeración de la corriente de entrada enfriando la descarga que se dirige a la columna; por ello la presión de descarga del compresor es similar a la de la columna, 130,5 psia.

El compresor y el expansor están mecánicamente unidos dado que el Compresor aprovecha la energía del Expansor; sin embargo podemos deducir que la energía para frenar el Expansor no será suficiente, es decir que existe un desbalance energético entre el Expansor y el Compresor de 70 hp. Esto quiere decir que si operase el Compander sufrirá daño por alta velocidad. La velocidad usual de estos equipos es de 37000 rpm. Por esto se requiere que otro dispositivo este acoplado mecánicamente el Expansor y al Compresor. Este dispositivo es un motor-generator, cuya capacidad será de 150 hp.

El compander se encuentra instalado dentro del Cold Box, es decir rodeado de aislamiento, y el motor-generator se encuentra externo al Cold Box.

#### 3.3.5.4. Condensador secundario.

Este condensador esta representado en el software Design II por el intercambiador HX-240. Aquí se aprovecha la expansión del flujo de desecho y la formación consiguiente de líquido, el cual será usado para condensar nitrógeno para reflujo o como producto de la columna. Este es un Brazed Plate Fin Exchanger que ha sido especificado anteriormente, este condensador esta instalado dentro de un tanque que no se representa en el proceso del software Design II. Aquí se obtiene el Flujo de Desecho que se dirige a los Intercambiadores.

### 3.3.5.5 Adsorbedores de Hidrocarburos.

Son dos tanques que contienen Silica Gel, adsorbente especial para retener los hidrocarburos que hayan pasado la purificación de los Molecular Sieve.

Especificaciones acerca de los equipos tenemos las siguientes:

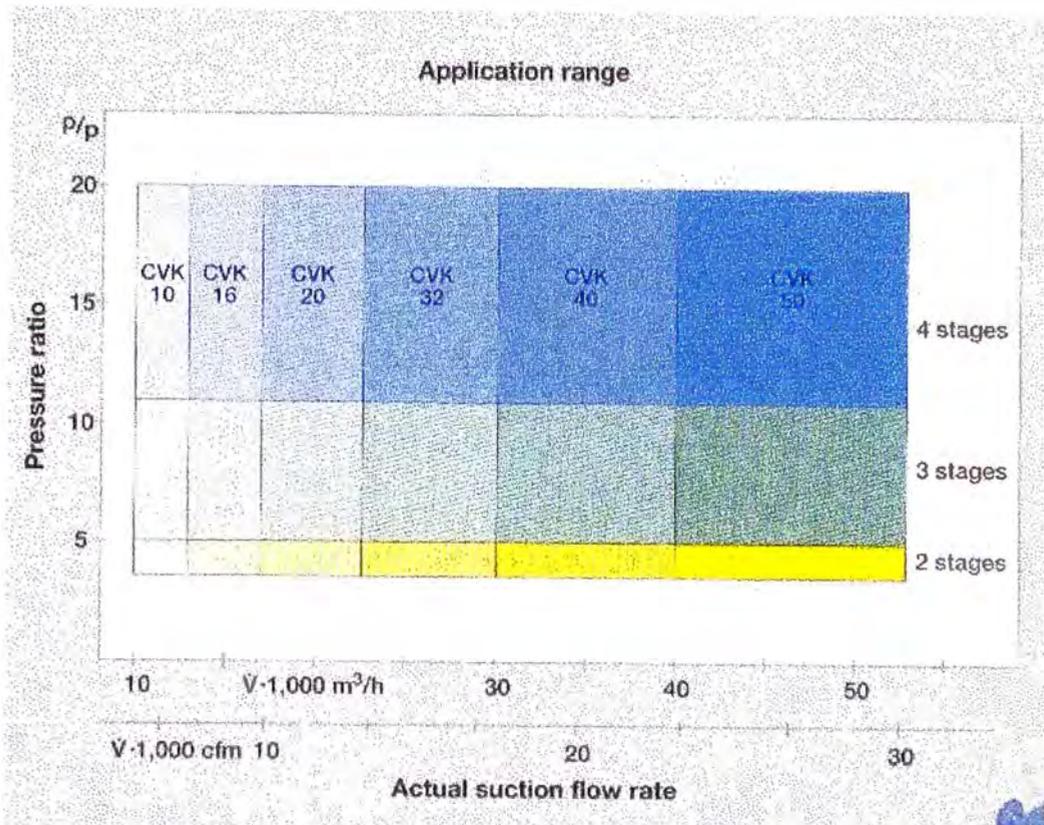
- Altura de tanque tangente/tangente:	2 metros
- Diámetro de tanque:	3 metros
- Flujo de líquido:	450 gpm
- Temperatura:	-166,69°C
- Presión:	130 psia
- Velocidad de Flujo:	0,009037 m/s
- Área transversal de tanque:	7,06858 m <sup>2</sup>
- Masa de Silica gel como adsorbente:	2500 lbs

### 3.3.6 Diseño del compresor de producto.

De acuerdo al flujo de nitrógeno, el cual es de 1661,27 MSCFH que equivale a 44593 NCMH. Aplicando un factor de seguridad de 3% tenemos 45931 NCMH lo que para diseño puede designarse como 46000 NCMH. En este caso el flujo de alimentación al compresor tiene una presión de 125 psia mientras que se requiere una alimentación a 470 psia.

Nuevamente recurriendo al manual de Demag Delaval vemos que e tipo de compresor más indicado es el CVK46 de 2 etapas, dado que el ratio presión final /presión succión es de 3,76.

Figura 29. Rango de aplicación flujos de succión para compresores CVK.



### 3.3.7 Diseño de otros intercambiadores de calor.

Dado que existen otros intercambiadores de calor en la planta diferentes a los de Placa fina, estos pueden ser dimensionados por el software Design II; sin embargo se tiene que especificar aproximadamente el coeficiente global de transferencia de calor; el cual lo obtenemos de bibliografías. Sin embargo, se podrá notar en la relación subsiguiente que no todos los intercambiadores están especificados; esto debido a que los intercambiadores entre etapas de los compresores VK-77, CP-210 y CVK-46 vienen con los compresores, haciendo falta sólo el intercambiador del enfriamiento de la última etapa.

Los resultados de estas áreas de transferencia las veremos en el Anexo A.2.

ETIQUETA	FUNCION	CONDICION	FLUIDO CALIENTE	FLUIDO FRIO	PRESION PSIA	Uglobal(Btu/hrft <sup>2</sup> °F)	FUENTE
HX-204	Enfriamiento	CF	Aire	Agua	150	50	Perry
HX-205	Enfriamiento	CF	R-22	Agua	350	120	Perry
HX-206	Evaporación	CF	Aire	R-22	150	100	Perry
HX-207	Calentamiento	CF	Aire	N2	50	5	Perry
HX-260	Enfriamiento	CF	N2	Agua	500	60	Perry

TABLA 20. Coeficientes globales de transferencia de calor para condiciones específicas.

CF : Convección forzada

CN : Convección

### 3.3.8 Diseño de los separadores.

Se podrá observar en el diagrama de proceso de la planta de nitrógeno, que existen diversos separadores. Los separadores de agua después de cada una de las etapas de compresión son simplemente “Trampas de agua” y su costo esta incluido en la instrumentación. El separador de la fase gas/líquido de R-22 no existe, dado que de por sí esta labor la hace el intercambiador.

El único separador que esta directamente acoplado a la torre de destilación es CD-220, cuyo diámetro será considerado similar al de la columna de destilación mientras que su altura será calculada por el software Design II.

## 3.4 Diseño de los equipos principales y secundarios de la planta de amoniaco.

### 3.4.1 Diseño del compresor de alimentación de gas.

Las condiciones de operación de alimentación a la planta de amoniaco del gas de síntesis es de

Presión de succión = 462 psi ; Temperatura de entrada = 35 °C

Presión de descarga = 2640 psi ; Temperatura de salida = 93.4°C

según el diagrama de flujo de nuestra planta(ver anexo)nosotros necesitamos llevar el gas a una presión de salida de 2640 psi para luego proceder a ingresar al reactor. De estas condiciones vemos que la relación de compresión es mayor a 4.

$r = P_2/P_1$        $r =$  relación de compresión

$r = 2640/462$        $r = 5.71$

Se sabe que cuando se trata de presiones muy grandes la temperatura adiabática a la salida del compresor aumenta demasiado y esto puede traer como consecuencia problemas en los lubricantes, sellos, generación de líquidos y daños en otros materiales sensibles, por lo cual las unidades de compresión deben estar en etapas. Generalmente cuando las relaciones de compresión son mayores a 4, como es nuestro caso, la unidad de compresión debe dividirse en etapas.

Para casos de diseño se toma en cuenta que el trabajo realizado por el compresor se calcula por la siguiente fórmula para un proceso politrópico

$$W_s = (m * z * R * T1 * n / e_i * (n - 1)) * [(P2 / P1)^{(n-1)/n} - 1] \dots\dots\dots (45)$$

$W_s$  = trabajo realizado por el compresor.

$Z$  = factor de compresibilidad.

$e_i$  = eficiencia debido a la fricción del fluido.

$n$  = coeficiente politrópico ( $C_p/C_v$ ).

Para calcular el número de etapas hemos tenido en cuenta que el trabajo realizado sea el óptimo, para lo cual las relaciones de compresión deben ser casi iguales en cada etapa. Además derivando la ecuación (45) e igualando a cero se obtiene que la presión óptima a la entrada de la segunda etapa debe ser igual a la raíz cuadrada de la presión de la primera etapa multiplicada por la de la tercera. Para nuestro caso el número de etapas óptimo es de 4, de donde:

$$P2_{\text{optimo}} = \sqrt{P1 * P3} \dots\dots\dots (46)$$

$$P3_{\text{optimo}} = \sqrt{P2 * P4} \dots\dots\dots (47)$$

$$P4_{\text{optimo}} = \sqrt{P3 * P5} \dots\dots\dots (48)$$

Para calcular el número de etapas se aplicó la siguiente fórmula:

$$\# \text{ etapas} = \text{Ln} (P4/P1) / \text{Ln} r \dots\dots\dots (49)$$

$r$  = relación de compresión en cada etapa.

Usando el software Design II obtuvimos como resultado la tabla 21.

Tabla 21. Energía requerida para el compresor de alimentación de la planta de Amoniaco.

COMPRESOR	C – 301	C – 302	C – 303	C – 304
REAL WORK(m)	-5077	-4980	-5062	-5284
ENERGIA (KW)	4040	3660	3720	3883

Asimismo tenemos en la tabla 22 las áreas de los intercooler.

Tabla 22. Áreas de transferencia de los intercoolers del compresor de alimentación de la planta de amoniaco.

INTERCOOLER	HE –301	HE –302	HE –303
AREA (m2)	436	420	424

Los coeficientes de transferencia global para los intercoolers es de 0.3 KJ/m<sup>2</sup>.s.K tomados del Ulrich.

Para estas condiciones y para un flujo de 170600m<sup>3</sup>/Hr hacemos uso del catálogo de proveedores Demag Delaval y podemos seleccionar un compresor centrifugo del tipo RR-150 aplicados para ratios de presión de 4 a 16 y flujos de 50000 a 480000 m<sup>3</sup>/Hr que cumple con nuestras condiciones requeridas. Aquí veamos el modelo en la figura 30.

Para facilidad de cálculo hemos desdoblado el compresor de 4 etapas en 4 compresores individuales, por lo cual la energía requerida que vamos a considerar para el diseño del compresor será la suma de la energías de cada etapa, cuyo valor aproximado es de 12003 Kw.

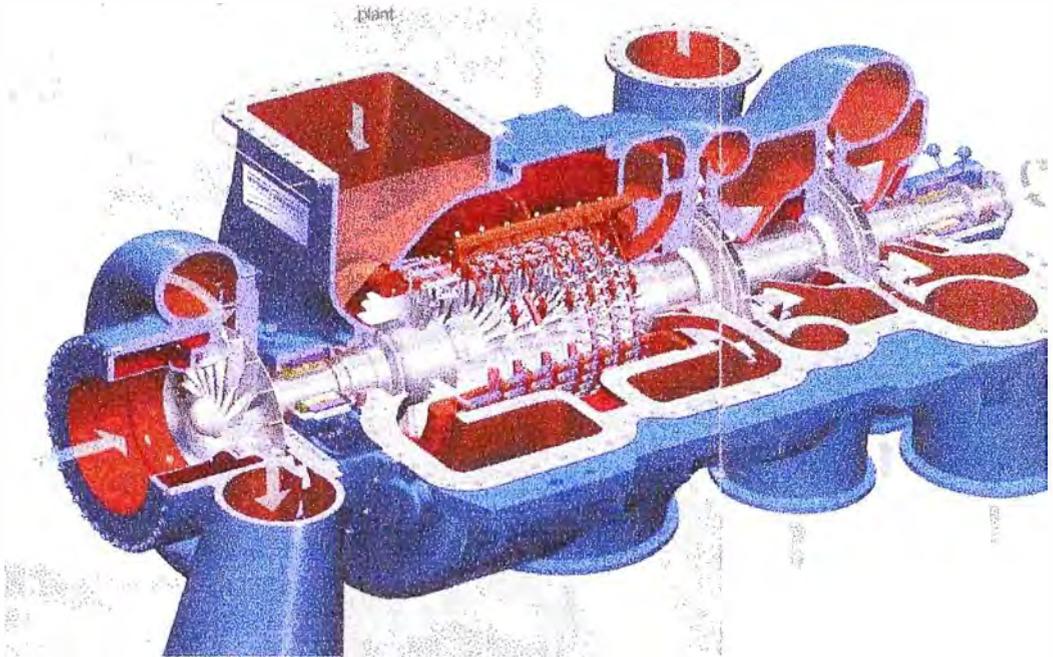


Figura 30. Compresor centrífugo de 4 etapas RR-150.

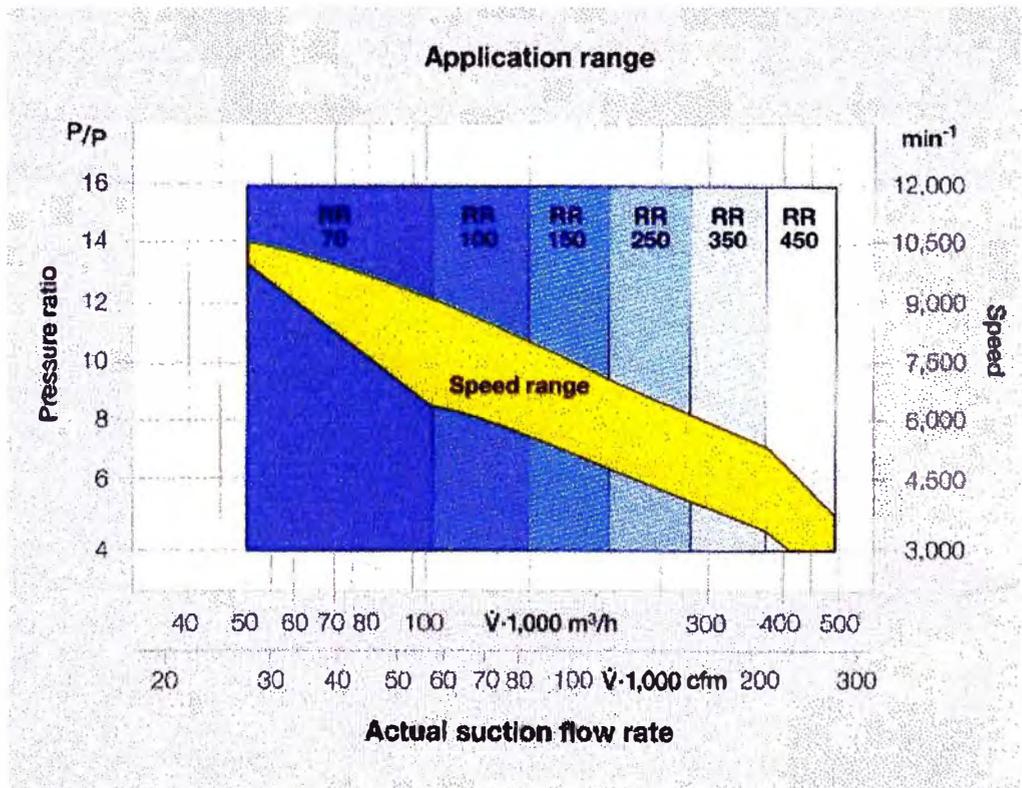


Figura 31. Rango de aplicación del flujo de succión del compresor RR-150.

### 3.4.2 Diseño del compresor de reciclo.

Los procedimientos seguidos fueron similares al caso anterior.

Para este compresor las condiciones de entrada son:

- Presión de succión = 2636psi ; Temperatura de entrada = 42.3°C
- Presión de salida = 2730psi ; Temperatura de salida = 46.6°C

de aquí haciendo uso del software Design II para una sola etapa ya que la relación de compresión es pequeña:

$$r = 2730/2636 \quad r = 1.035$$

tuvimos los siguientes resultados: C – 305:

$$\text{HP} = -1560 \text{ m}$$

$$\text{Energía usada} = 1150 \text{ Kw}$$

Ahora para un flujo de 564200 m<sup>3</sup>/Hr y para las condición de presión de descarga mencionada y usando el catálogo Demag Delaval podemos seleccionar el compresor del tipo SEZ – 320 que es usado para corrientes de amoniaco, para flujos arriba de 480000 m<sup>3</sup>/Hr y presiones de descarga arriba de 1200 psi, lo cual cumple nuestras condiciones previstas. Veamos a continuación las graficas y el tipo de compresor.

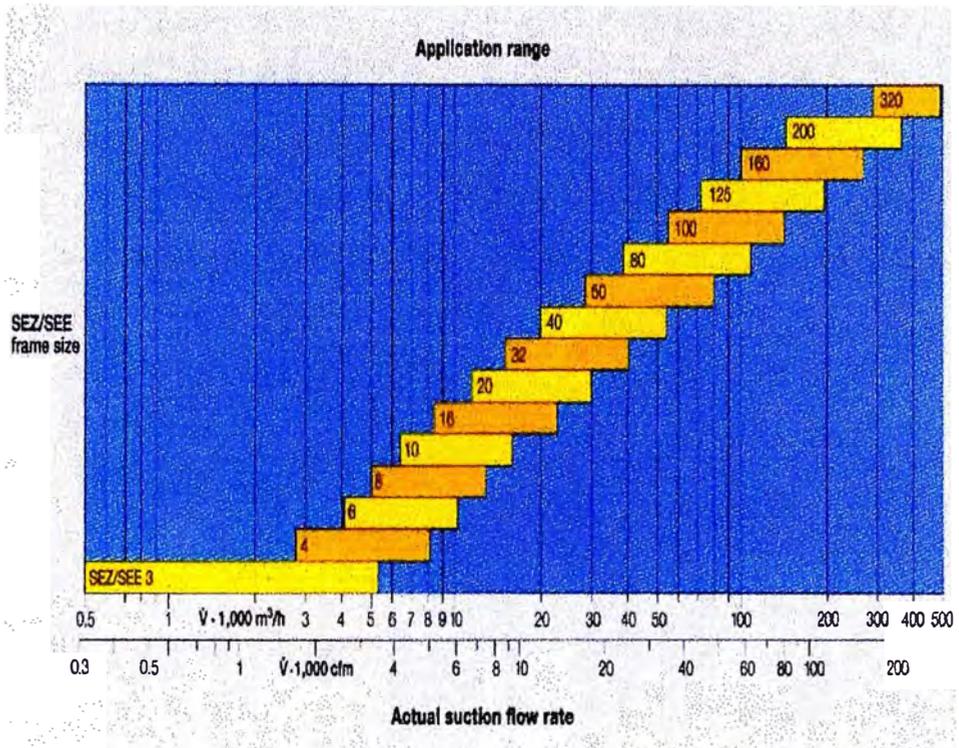


Figura 32. Rango de aplicación del flujo succión del compresor SEZ-320.

### 3.4.3 Diseño de los intercambiadores de calor.

Como sabemos que para el costo de intercambiador de calor esta en función al área de transferencia es importante saber el área de cada de los intercambiadores usados. Análogamente como en la planta de hidrógeno y para todos los diseños el área es calculada por la expresión:

$$A = Q/U*MLTD..... (50)$$

Para la planta de amoniaco contamos con 5 intercambiadores sin contar los intercoolers ya diseñados anteriormente, todos estos del tipo coraza y tubo.

Los valores del coeficiente global fueron obtenidos de tablas del Perry e Ulrich y tal como se demostró anteriormente en los diseños de los intercambiadores de la planta de hidrógeno el coeficiente global se puede estimar de las bibliografías mencionadas ya que el error puede ser corregido cambiando las formas geométricas de las superficies de intercambio. Estos

valores fueron usados en el software Design II de lo cual se obtuvieron las siguientes áreas de transferencia mostradas en la tabla 23.

Para el diseño del enfriador de aire HE-308 el procedimiento seguido fue similar al enfriador de aire de la Planta de hidrógeno HE-109.

1. Estimamos un coeficiente para enfriador de vapor a las condiciones de operación dadas de la tabla 15 .

de donde  $U = 90 \text{ Btu /Hr /ft}^2/\text{°F}$

luego tenemos:

$$Q = 83924603 \text{ Btu/Hr.}$$

$$T_1 = 212 \text{ °F} \quad T_2 = 104\text{°F}$$

$$t_1 = 77\text{°F} \quad t_2 = ?$$

Tabla 23. Áreas de transferencias de calor de la planta de amoniaco.

ETIQUETA	FUNCION	FLUIDO CALIENTE	FLUIDO FRIO	PRESION PSIA	Uglobal(J/m <sup>2</sup> .s.k)	AREA(m <sup>2</sup> )	FUENTE
HE-304	Enfriador	GS+NH3	GR	2730	595	1388	Ulrich
HE-305	Calentador	GS+NH3	GS	2729	595	360	Ulrich
HE-306	Enfriador	GS+NH3	Agua	2682	580	105	Perry
HE-307	Enfriador	GS+NH3	Agua	2650	580	213	Perry
HE-308	Enfriador	GS+NH3	Aire	2644	90	16150	ChE
HE-309	Enfriador	GS+NH3	Agua	2643	580	1360	Ulrich
HE-310	Enfriador	GS+NH3	Refrig. 22	2640	284	484	Ulrich

2. Calculamos  $t_2-t_1$  de la ecuación 51:

$$t_2-t_1 = 0.005 * U * [(T_2 + T_1/2 - t_1)] \dots\dots\dots (51)$$

de aquí :

$$t_2-t_1 = 36.5^\circ\text{F}$$

De la figura 22 usado en la planta de hidrógeno para la corrección de la temperatura de salida del lado de aire calculamos el factor de corrección:

$$F = 1.065 : \text{de donde} : t_2-t_1 = 1.04 * 36.5 = 38^\circ\text{F}$$

$$\text{Entonces } t_2 = 115^\circ\text{F}$$

3. Ahora calculamos el MLTD :

$$\text{MLTD} = 54.7^\circ\text{F}$$

De la figura 23 para la corrección del MLTD calculamos dicho factor de corrección. Para los valores de P y R tenemos:

$$P = 0.28 ; R = 2.84 \text{ entonces } f = 0.87$$

$$\text{MLTD} = 47.6^\circ\text{F}$$

4. De la ecuación 50 calculamos el área del enfriador:

$$A = 19590 \text{ ft}^2 (1820 \text{ m}^2)$$

De la tabla 16 podemos escoger 4 unidades de 5 filas de tubos en cada unidad y cada una con 20 pies de ancho y 32 pies de longitud y 1 ventiladores por bayoneta.

De acuerdo a la figura 25 también presentado en el diseño del enfriador de aire de la planta de hidrógeno podemos calcular la potencia total requerida para el enfriador de aire, la cual es 375 HP.

Sin embargo, con estos datos aproximados procedemos a realizar maximizaciones haciendo uso del software Design II para calcular el número de ventiladores a utilizar y la potencia requerida para cada una de ellas.

Para dar los parámetros haciendo uso del Design II, primero definimos el número de intercambiadores, los cuales hemos llegado a deducir que son 4. Luego procedemos a escoger una longitud y diámetro de tubos determinados.

Dada la facilidad de cálculo otorgada por el programa, se procede a maximizar cada una de las variables de diseño, como son la longitud del tubo, número de tubos, espaciamiento de discos de superficie extendida, altura de los discos y demás, de manera que se obtenga la menor área de transferencia y la menor potencia del ventilador.

Para las condiciones mencionadas anteriormente y con el uso del Design II se obtuvieron los siguientes resultados:

Área de transferencia de calor = 14355 m<sup>2</sup>/unidad

Potencia del ventilador = 18.5 HP.

Número de ventiladores = 16

De aquí la potencia total requerida es 296 HP.

Los demás resultados obtenidos se presentaran en el Anexo A.3.

#### 3.4.4 Diseño de los separadores flash.

Para los cálculos del diámetro de diseño de los separadores flash se emplea la ecuación de Souders – Brown, la cual me permite calcular la velocidad superficial del vapor mediante la siguiente formula :

$$V_g = k * \sqrt{(\rho_l - \rho_g) / \rho_g} \dots\dots\dots (52)$$

De esta ecuación 52 :

k = constante en m/s.

$\rho_l$  = densidad del líquido en Kg/m<sup>3</sup>.

$\rho_g$  = densidad del gas en Kg/m<sup>3</sup>.

La constante k recomendada por la bibliografía (Ulrich) es de 0.064 m/s y esta lo hemos usado en el software Design II para calcular el diámetro del recipiente.

Además veremos en el anexo de las corridas del software Design II que para calcular el diámetro se ha tenido en cuenta otras condiciones de diseño como son :

- Presión de diseño.
- Esfuerzo de seguridad

- Altura de líquido mínima a la entrada.
- Eliminador de neblina.
- Tolerancia por corrosión.
- Eficiencia de trabajo.
- Porcentaje en peso de tolerancia.

El diámetro es calculado a partir de la velocidad superficial del vapor calculado y usando la siguiente expresión:

$$D = \sqrt{4 * m / (\rho_g * V_g * \pi)} \dots\dots\dots (53)$$

Además se ha tenido en cuenta que para el cálculo del volumen del recipiente horizontales en base al tiempo de residencia, y al tener el volumen se calcula la altura del recipiente.

Para el diseño hemos tenido en cuenta la posición del recipiente si es horizontal o vertical, ya que si se tiene L/D menor a 3 es más económico usar recipientes horizontales.

El software para diseñar recipientes horizontales asume un L/D = 4.

A continuación veamos los valores de altura y diámetro calculados por el software en la tabla 24.

Tabla 24. Dimensiones de los separadores flash.

SEPARADORES	F – 302	F – 303	F – 304	F – 305
DIÁMETRO (m)	1.50	1.07	1.07	1.07
LONGITUD (m)	6.0	6.10	6.10	6.10
VOLUMEN(m3)	10.6	5.50	5.50	5.50

Los demás resultados calculados por el software Design II lo presentamos en el Anexo A.3. junto con los otros diseños.

### 3.4.5 Diseño de los convertidores.

Para diseñar el reactor se necesita saber el volumen del catalizador, y esta está en función de la velocidad espacial que depende de la presión de trabajo, temperatura, y de la concentración de amoníaco que se requiere, mas detalle al respecto se muestra en la parte teórica sobre la síntesis del amoníaco.

De la bibliografía consultada Max Appl recomienda para plantas que trabajan a presiones de 18MPa una velocidad espacial de 12500 m<sup>3</sup> de gas de alimentación a condiciones normales por cada m<sup>3</sup> de catalizador por hora.

Las corrientes de salida de los reactores lo calcula el software Design II tomando como condición que el reactor es adiabático e ingresando la caída de presión y la temperatura de salida esperada; así como también la composición aproximada para dicha temperatura; para calcular la composición aproximada a la salida del reactor R-302 nos ayudamos de la figura 14 par un convertidor similar al usado en el proyecto. Estos datos en el software Design II se ingresa en la opción “rate product”.

Como veremos en el diagrama de flujo presentada en el anexo A.3. las corrientes de salida de un reactor es la entrada del otro, por lo cual los flujos volumétricos de entrada a condiciones normales para cada reactor a condiciones normales es calculada por el software Design II, por lo cual para calcular el volumen de catalizador solo es necesario una división.

$$\text{m}^3 \text{ de catalizador} = \text{flujo de gas de entrada STP} / \text{velocidad espacial}$$

A continuación tenemos los volúmenes de catalizador para cada reactor :

Tabla 25. Volúmenes de catalizadores en los reactores de la planta de amoniaco.

REACTORES	R – 301	R – 302	R –303
VELOCIDAD ESPACIAL.	12500	12500	12500
FLUJO DE GAS (m <sup>3</sup> /h)	563700	524800	500700
VOLUMEN CATALIZADOR.(m <sup>3</sup> )	45	43	40

Vale la pena acotar que del diagrama de flujo presentado en el Design II el reactor R- 301 y R- 302 y el intercambiador HE-305 son presentados por separado por motivo de cálculo, pero en realidad este es un solo reactor con 2 lechos radiales y un intercambiador de calor interno similar al de la figura 14, por lo cual el volumen de catalizador que vamos a considerar para nuestro diseño será el mayor valor presentado en la tabla 25.

Del cuadro tenemos que el volumen total de catalizador a utilizar es 130 m<sup>3</sup>.

Según la bibliografía (Max Appl) el tipo de convertidor de lecho radial y dos intercambiadores de calor interno modelo Krupp - Uhde son diseñados generalmente para 4 metros de diámetro y donde el volumen de catalizador es generalmente el 60% del volumen del convertidor. Nosotros para nuestro diseño y evaluación de costos vamos a considerar un factor de seguridad de 10% mas por lo cual el volumen del convertidor (R-301;R-302) será 180m<sup>3</sup>. De aquí el diámetro me da el área transversal y la altura calculada es 14.5m<sup>3</sup>.

Para los convertidores de un solo lecho radial generalmente se diseña para un diámetro de 3 metros y el volumen del convertidor es el 80% del volumen del catalizador. Considerando el mismo factor de seguridad que el caso anterior el volumen del convertidor será de 60m<sup>3</sup>. Análogamente al caso anterior se calcula una altura igual a 8.5m<sup>3</sup>.

### 3.4.6 Diseño de los elementos auxiliares.

#### 3.4.6.1 Bombas.

Para el diseño de la bomba de alimentación de agua a los ebullidores hacemos uso del software Design II para las condiciones siguientes:

Presión de descarga	=	1813 psia.
Presión de succión	=	14.7 psia.
Eficiencia volumétrica	=	85%
Flujo	=	55.28 m <sup>3</sup> /Hr. a STP

La expresión para el diseño que se está utilizando es:

$$P = m \cdot \Delta p / e_0 \cdot \rho \dots\dots\dots (54)$$

P = potencia

del software Design II tenemos :

P = 223 Kw.

#### 3.4.6.2. Tanques de almacenamiento.

Se tienen asimismo varios tanques de proceso o de almacenamiento temporal, que son necesarios especificar para el análisis de costos. De acuerdo a Ulrich, las relaciones de longitud : diámetro comúnmente están entre 3:1 a 5:1. Además el tiempo de residencia puede variar de 300 s, 600 s, a 1800 s dependiendo del propósito.

Para el almacenaje del amoniaco liquido existen a nivel mundial 3 tipos de almacenajes

- almacenaje a presión y temperatura ambiente en recipientes cilíndricos o esféricos.
- almacenaje a presión atmosférica y baja temperatura en tanques cilíndricos.
- almacenaje a presión reducida y a 0° C.

De estos tres métodos los dos primeros son las mas recomendables y su elección depende de las condiciones requeridas.

Desarrollo del tanque de almacenamiento del amoniaco líquido  
(TX-301)

- Corrientes : 130
- Flujo de amoniaco total: 106 m<sup>3</sup>/h
- Tiempo de residencia: 8 h.
- Volumen de amoniaco: 848 m<sup>3</sup>
- Volumen tanque: 848m<sup>3</sup>
- Temperatura : 24°C
- Presión trabajo: 246 psia
- Presión de diseño: 300 psia
- Tipo : cilíndrico
- Longitud: 30 m
- Diámetro: 6.0 m

Este tipo de tanque cilíndrico es para almacenaje del día por el cual contaremos con 2 tanques de estas medidas.

Ahora dimensionaremos un tanque para almacenaje con un tiempo de residencia mayor al tanque diseñado anteriormente.

Según bibliografía (Max Appl) los tanques para almacenar en stock por más de 10 días amoniaco líquido a temperatura ambiente y a presión son diseñados para 20000 toneladas y en el mercado se encuentran tanques para alturas desde 4 a 8 metros y variedad de diámetros de acuerdo a las capacidades de requerimientos.

Desarrollo del tanque de almacenamiento del amoniaco líquido  
(TX-302)

- Volumen de amoniaco: 33170 m<sup>3</sup>
- Volumen tanque: 33170 m<sup>3</sup>
- Temperatura : 24°C
- Presión trabajo: 246 psia

- Presión de diseño: 300 psia
- Tipo : cilíndrico
- Longitud: 8 m
- Diámetro: 72 m

### 3.4.6.3 Chimeneas:

En la planta de amoniaco tenemos una chimenea, correspondiente a la salida de los gases del separador (L136).

De acuerdo a parámetros de la bibliografía Ulrich, la velocidad del gas por la chimenea debe estar entre 10 m/s a 30 m/s.

Desarrollo FL301:

- Material: SS
- Flujo de gas :(T-P) 15 m<sup>3</sup>/h
- Diámetro estimado de chimenea: 0.5 m
- Velocidad de flujo: 10 m/s
- Altura: 30 m
- Recubrimiento: ladrillo

## 3.5 Diseño de los equipos de servicios.

### 3.5.1 Turbina.

Para el diseño de las turbinas el procedimiento seguido es el calcular la potencia ideal producida para una condición isentrópica o adiabática reversible y la entalpía real de salida se puede evaluar se puede determinar del cambio y de la eficiencia de la entalpía ideal. A diferencia de los compresores aquí la potencia de eje entregada es positiva.

La expresión de cálculo es la siguiente :

$$W_s = m \cdot e_i \cdot (h_1 - h_2) \dots \dots \dots (55)$$

Para nuestras condiciones dadas :

- presión de entrada : 1810 psia ;
- temperatura entrada : 540°C
- presión de descarga : 20 psia

Tenemos los siguientes resultados :

$$P = 13.84 \text{ Mw (EX401)}$$

### 3.5.2 Diseño del calentador de fuego.

De datos técnicos dados por Pluspetrol tenemos que:

- Poder calorífico superior del gas natural = 911Btu/ft<sup>3</sup>.
- Temperatura de entrada de vapor al calentador = 329°C
- temperatura de salida del vapor = 540°C

Considerando una eficiencia de 85% ingresamos los datos al software Design II donde obtuvimos los siguientes resultados

- cantidad de calor necesitado =  $37.532 \cdot 10^6$  Btu/Hr.
- cantidad de gas natural a condiciones normales = 1373 m<sup>3</sup>/Hr.

La cantidad de gas a utilizar se calcula al dividir la cantidad de calor necesitado dividido entre el poder calorífico. Haciendo un balance de masa para la combustión completa se obtiene que la cantidad necesaria para la combustión completa es:

- aire necesario = 10.5 m<sup>3</sup> de aire/ m<sup>3</sup> de gas natural

Esta relación aire – gas natural es a 15°C y 1.033Kg/cm<sup>2</sup>.

de donde la cantidad de aire necesario es para el flujo de gas calculado será:

- cantidad de aire a condiciones normales = 15208 m<sup>3</sup>/Hr.

considerando un exceso de 5% de exceso de aire para asegurar la combustión completa, tenemos:

- cantidad de aire a condiciones normales = 15970 m<sup>3</sup>/Hr

### 3.5.3 Intercambiadores de calor.

En nuestra planta de servicios necesitamos un condensador para que el líquido obtenido del vapor aprovechado en la turbina retorne a la alimentación de agua a los rehervidores de la planta de amoniaco. Así también requerimos 2 intercambiadores para el ciclo de refrigeración para el

refrigerante usado en la planta de amoníaco y nitrógeno. El procedimiento de diseño seguido es el mismo de los casos anteriores.

Tabla 26. Áreas de transferencias de calor de la planta de servicios.

ETIQUETA	FUNCION	FLUIDO CALIENTE	FLUIDO FRIO	PRESION PSIA	Uglobal (J/m <sup>2</sup> .s.k)	AREA (m <sup>2</sup> )
HE-401	Condensador	Vapor	Agua	20	850	650
HE-402	Calentador	R-22	R-22	19	300	100
HE-403	Condensador	R-22	Agua	300	500	10

#### 3.5.4 Bombas.

El procedimiento de diseño es similar a los casos anteriores. Los resultados obtenidos del software Design II lo veremos en la tabla 27 mostrada a continuación.

Tabla 27. Energía requerida de las bombas de la planta de servicios.

ETIQUETA	USO	POTENCIA (Kw.)
PX-401	Agua de enfriamiento	322
PX-402	Agua cruda	80

## CAPITULO IV

### EVALUACION ECONOMICA DEL PROYECTO

#### 4.1 Análisis de la inversión.

##### 4.1.1 Generales.

La evaluación de los costos fijos de los equipos se hizo haciendo uso de las correlaciones para la estimación de costos de acuerdo al tamaño del equipo. Además se hicieron ajustes de acuerdo al tiempo mediante el uso de los índices de costo de plantas de ingeniería química.

Respecto a las principales fórmulas aplicadas en el cálculo de la estimación de los costos fijos tenemos:

$$\log_{10} C_p = K_1 + K_2 \cdot \log_{10} A + K_3 \cdot (\log_{10} A)^2 \dots\dots\dots(56)$$

que viene a ser la ecuación del costo fijo de compra de un equipo asumiendo la presión atmosférica y construido a base de acero al carbono; y donde A es la capacidad o tamaño del equipo, mientras que los diferentes K corresponden a constantes de tablas. Sin embargo el anterior costo tiene que afectarse por la presión de diseño, cuya fórmula es:

$$\log_{10} F_p = C_1 + C_2 \cdot \log_{10} P + C_3 \cdot (\log_{10} P)^2 \dots\dots\dots(57)$$

donde Fp es el factor de presión siempre mayor o igual a la unidad; P es la presión manométrica y C constituyen las diferentes constantes de acuerdo al equipo.

Finalmente, el tipo de material utilizado en el equipo ejerce una directa influencia en el costo, el cual se ve reflejado mediante la siguiente fórmula que determina el costo final del equipo:

$$C_{BM}^O = C_P \cdot F_{BM}^O = C_P \cdot (B_1 + B_2 \cdot F_M \cdot F_P) \dots \dots \dots (58)$$

donde  $F_m$  es el factor del material,  $F_p$  el factor de la presión,  $B_1$  y  $B_2$  son constantes de acuerdo al equipo.

Los datos de los costos presentados y obtenidos han sido ajustados al precio del equipo en costo actual. Es decir, el “Chemical Engineering Plant Cost Index” (CEPCI) para los datos obtenidos haciendo uso de las correlaciones, se ajustan a costos de mediados de 1996, CEPCI=382; mientras que para estimaciones de costo del proyecto se esta asumiendo costos del año 2000, que de acuerdo a la publicación de Chemical Engineering corresponde a un valor de CEPCI=394,3.

Se adjunta el desarrollo de los cálculos realizados en la tabla Excel.

## VARIABLES DE LOS EQUIPOS PARA ESTIMACION DE COSTOS

### 1. PLANTA HIDROGENO

#### 1.1 Reactor de desulfurizacion

Tag		R-0	
Numero de unidades	tkg	4	
Volumen	m3	11.5	
Disposicion		Vertical	
Diametro	m	2	
Altura	m	4	
Presión	psia	250	
Material	CS/SS/Ni	CS	
Precio	US\$	53381	213525
Volumen catalizador c/u	m3	5.78	
Peso catalizador total	kg	24500	
Precio	US\$	61250	61250
Precio Total	US\$		274775

#### 1.2 Reactor de reformacion

Tag		R-1	
Numero de unidades		1	
Numero de tubos		396	
Material	CS/ASS/SS	ASS	
Presion	psia	300	
Energia requerida	kW	142200	
Precio	US\$	19290758	
Peso de catalizador total	kg	50568	
Precio	US\$	1011360	
Precio Total	US\$	20302118	

#### 1.3 Reactor de CO HT shift Conversion

Tag		R-2	
Numero de unidades	tkg	2	
Volumen	m3	39.3	
Disposicion		Vertical	
Diametro	m	2.5	
Altura	m	8	
Material	CS/SS/Ni/Ti	SS	
Presion	psia	260	
Precio	US\$	130181	
Volumen catalizador	m3	64	
Peso catalizador total	kg	44800	
Precio	US\$	448000	
Precio Total	US\$	578181	

#### 1.4 Intercambiadores de Calor

Tag		HE-101	HE-102	HE-103	HE-104	HE-105	HE-106
Tipo		Banco tubos	Floating Head				
Numero de unidades		1	3	2	1	8	2
Area de transferencia	m2	34.3	51	75	48	71	686
Presion tubos	psia	600	330	360	340	20	600
Material tubos		SS	Ni	Ni	SS	SS	Ni
Presion coraza	psia	20	20	20	600	20	300
Material coraza		CS	CS	CS	CS	CS	Ni
Precio	US\$	11445	24859	24214	15693	23111	439049
Precio Total	US\$	11445	74576	48428	15693	184890	878097

Tag		HE-107	HE-108	HE-109	HE-110	HE-111	HE-112
Tipo		Floating Head	Floating Head	Aire	Floating Head	Banco Tubos	Floating Head
Numero de unidades		1	1	7	1	3	1
Area de transferencia	m2	390	320	9100	230	65	407
Presion tubos	psia	250	250	250	240	600	600
Material tubos		Ti	Ti	SS	Ti	SS	Cu
Presion coraza	psia	300	600		140	20	40
Material coraza		Ti	CS		CS	CS	CS
Precio	US\$	736759	430975	967231	321108	21273	137378
Precio Total	US\$	736759	430975	6770616	321108	63818	137378

#### 1.5 Valvula Compresor

Tag		VTC-201
Diametro descarga	m	0.24
Longitud	m	2.5
Material		SS
Costo 1996 CS	US\$	9500
Precio	US\$	29418

1.6 Ventiladores de aire

Tag		VX-101	VX-102
Tipo		Centrifugo	Centrifugo
Material		CS	CS
Flujo volumetrico	m3/s	94	274
Presion descarga	kPa	2.6	1
Precio	US\$	71585	239766
Motor electrico	kW	392	325
Precio	US\$	21925	19531
Precio Total	US\$	93510	259297

1.7 Separadores de agua

Tag		SX-108	SX-101	SX-102
Orientacion		Horizontal	Horizontal	Horizontal
Diametro	m	1.5	1.1	1.1
Longitud	m	6.1	6.1	4.3
Presion	psia	260	260	250
Material	CS/SS/Ni/Ti	Ni	SS	SS
Precio	US\$	170222	103040	76624

1.8 Unidad PSA

Tanques

Tag		PS-100
Numero unidades		16
Orientacion		Vertical
Diametro	m	2
Longitud	m	8
Presion	psia	300
Material	CS/SS/Ni/Ti	SS
Precio	US\$	377027
Adsorbente	kg	150000
Precio	US\$	825000
Precio Total	US\$	1202027

1.9 Compresor de producto

Tag		SEZ-156
Capacidad	kW	5769
Tipo	Centrifugo	
Material	CS/SS/Ni	
Precio	US\$	24914151
Potencia Motor	kW	6000
Tipo motor	Drip proof	
Precio	US\$	93884
Precio Total	US\$	25008035

## 1.10 Equipos auxiliares

### Chimeneas

Tag		FL-101	FL-102
Material		SS	SS
Recubrimiento		ladrillo	ninguno
Diametro	m	3.25	0.5
Altura	m	40	50
Precio	US\$	375524	31294

### Tanques

Tag		TX-104	TX-101	TX-102
Orientacion		Horizontal	Horizontal	Vertical
Diametro	m	2	1.6	2
Longitud	m	7.8	5.6	26.5
Presion	psia	800	40	40
Material	CS/SS/Ni/Ti	CS	CS	CS
Precio	US\$	120651	33935	391961

### Motores ventilador

Potencia c/u	kW	50
Numero motores		7
Potencia total	kW	350
Precio	US\$	5511
Precio Total	US\$	38575

### Bombas

Tag		PX-101	
Numero unidades		2	
Potencia	kW	200	
Tipo		Centrifuga	
Material		Acero fundido	
Presion Descarga	psia	725	
Precio	US\$	153441	306881
Tipo motor		Drip proof	
Precio	US\$	14341	28683
Precio Total	US\$		335564

### COSTO FIJO TOTAL

**59098534 US\$**

Contingencias  
 Costos de auxiliares  
 Costo total de construccion

18% 69736270 US\$  
 35% 20684487 US\$  
 90420757 US\$

(Grass root)

1.11 Servicios (Utilities)

Operación de planta	horas	8760
Agua tratada boiler rep	m3/h	80
Agua enfriamiento	m3/h	493
Agua enfriamiento cruda	m3/h	100
Energía requerida	kW	7267

1.12 Gastos de mano de obra

Operación de planta	d/y	365
Turnos de 12 horas	turnos	1460
Operador	turnos	192
Operadores		8
Sueldo mensual Operador US\$		1000
Sueldo Anual Operador US\$		15000
Aportaciones empleador US\$	anual	1500
Total operadores US\$	anual	125469

**COSTOS MANO DE OBRA (Col) 125469**

1.13 Gastos de materia prima

Operación de planta	horas	8760
Gas natural	Sm3/h	53152
	ft3/h	1877045
	MMBtu/h	1710
Costo 2000	US\$/MMBtu	2
Gasto gas natural US\$	anual	29958992

**COSTOS MATERIA PRIMA (Crm) 29958992 US\$**

1.14 Gastos tratamiento de agua desecho

**COSTOS TRAT. AGUA DESECHO (Cwt) 0 US\$**

VARIABLES DE LOS EQUIPOS PARA ESTIMACION DE COSTOS

2. PLANTA NITROGENO

2.1 Filtros de aire

Flujo de aire	scfm	50000
Numero de filtros	und	52
Precio	US\$	86882

2.2 Compresores

Tag		VK-77	CP-220	CVK-46
Fluido		Aire	Aire	Nitrogeno
Etapas		4	1	2
Capacidad	kW	8268	205	2951
Tipo		Centrifugo	Centrifugo	Centrifugo
Material	CS/SS/Ni	CS	SS	SS
Precio	US\$	5575027	409335	5214925
Potencia Motor	kW	9000	Expander	3300
Tipo motor		Drip proof	Drip proof	Drip proof
Precio	US\$	119741		70805
Precio Total	US\$	5694768	409335	5285730

2.3 Intercambiadores de Calor

Tag		HX-204	HX-206	HX-207	HX-210	HX-220	HX-230	HX-240	HX-250	HX-260
Tipo		Coraza y tubo	Coraza y tubo	Banco tubos	PFX	PFX	PFX	PFX	PFX	Coraza&Tubo
Numero de unidades		1	1	1	1	1	1	1	1	1
Area de transferencia	m2	406	57	10	5336	954	2002	1827	28	156
Presion tubos	psia	50	150	20						50
Material tubos	Cu/SS/Al	Cu	Cu	SS	Al	Al	Al	Al	Al	Cu
Presion coraza	psia	150	50	20						500
Material coraza	Cu/SS/Al	CS	CS	CS						CS
Precio	US\$	133125	39767	3468	1921000	343182	961040	876987	10134	74711

#### 2.4 Expansor

Tag		EX210
Fluido		50%O2
Etapas		1
Capacidad	kW	351
Tipo		Radial gas
Material	CS/SS/Ni	SS
Precio	US\$	232970
Potencia Motor/Generador	kW	146
Tipo motor		Drip proof
Precio	US\$	11655
Precio Total	US\$	244625

#### 2.5 Separador

Tag		CD-220
Orientacion		Vertical
Diametro	m	2.213
Longitud	m	4.3
Presion	psia	90
Material	CS/SS/Ni/Ti	SS
Precio	US\$	165989

#### 2.7 Molecular Sieve

Tanques			
Tag		S-31	
Numero unidades		2	
Orientacion		Vertical	
Diametro	m	3.8	
Longitud	m	3	
Presion	psia	150	
Material	CS/SS/Ni/Ti	CS	
Precio	US\$	197709	395418
Alumina	lbs	14700	36750
Molecular Sieve	lbs	51300	128250
Precio Total	US\$		560418

#### 2.8 Columna de destilacion

Tanque		
Tag		CD-210
Numero de unidades		1
Orientacion		Vertical
Altura	m	36
Diametro	m	2.213
Presion	psia	135
Material	CS/SS/Ni/Ti	SS
Precio	US\$	1107943
Numero de etapas		59
Material etapas	CS/SS/F/Ni	SS
Precio	US\$	78739
Precio Total	US\$	1186682

#### COSTOS TOTALES

**17997843 US\$**

Contingencias 18% 3239612 US\$

Costos de auxiliares 35% 6299245 US\$

Costo total de construccion 27536699 US\$

(Grass root)

2.9 Servicios (Utilities)

Operación de planta	horas	8760
Agua enfriamiento	m3/h	1676
Energía requerida	kW	11073
Gas natural	Sm3/h	64.6
	ft3/h	2281
	MMBtu/h	2.1
Costo 2000	US\$/MMBtu	2
Gasto gas natural US\$	anual	36412

**COSTOS SERVICIOS (Cut)                      anual                      36412                      US\$**

2.10 Gastos de mano de obra

Operación de planta	d/y	365
Turnos de 12 horas	turnos	730
Operador	turnos	192
Operadores		4
Sueldo mensual Operador US\$		1000
Sueldo Anual Operador US\$		15000
Aportaciones empleador US\$	anual	1500
Total operadores	anual	62734

**COSTOS MANO DE OBRA (Col)    62734                      US\$**

2.11 Gastos de materia prima

**COSTOS DE MATERIA PRIMA (Crm)    0 US\$**

2.12 Gastos tratamiento de agua desecho

**COSTOS TRAT. AGUA DESECHO (Cwt)    0 US\$**

## VARIABLES DE LOS EQUIPOS PARA ESTIMACION DE COSTOS

### 3. PLANTA DE AMONIACO

#### 3.1 Reactor de síntesis

Tag		R-301,R-302	R-303
Numero de unidades			
Volumen	m3	180	60
Disposicion		Vertical	Horizontal
Diametro	m	4	3
Altura	m	14.5	8.5
Presión	psia	2726	2668
Material		SS	SS
Precio	US\$	6455127	2172229
Volumen catalizador	m3	90	40
Peso del catalizador	Lb	72000	32000
Precio	US\$	432000	192000
Area del intercambiador	m2	360	
Tag		HE-305	
Tipo		Bayoneta	
Presion coraza	psia	2720	
Presion tubos	psia	2740	
Material tubos		SS	
Material coraza		SS	
Precio	US\$	230675	
Precio total	US\$	7117802	2364229

#### 3.2 Compresor de alimentacion del gas

Tag	C-301,C-302,C-303,C-304	
Numero de unidades	1	
Número de etapas	4	
Relación de compresión	5.64	
Energía requerida	kW	15303
Tipo	Centrifugo	
Material	CS/SS/Ni	CS
Precio	US\$	25079405
Tipo motor	Drip proof	
Potencia Motor	kW	16833
Precio	US\$	145559
Precio total	US\$	25224964

#### 3.3 Compresor de reciclo

Tag	C-305	
Numero de unidades	1	
Número de etapas	1	
Relación de compresión	1.03	
Energía requerida	kW	1150
Tipo	Centrifugo	
Material	CS/SS/Ni	Ni
Precio	US\$	11033788
Potencia Motor	kW	1200
Tipo motor	Drip proof	
Precio	US\$	41921
Precio total	US\$	11075710

### 3.4 Intercambiadores de Calor

Tag		HE-301	HE-302	HE-303	HE-304	HE-306
Tipo		Tubos en U	Tubos en U	Tubos en U	Tubos en U	Cabezal flotante
Numero de unidades		1	1	1	2	1
Area de transferencia	m2	436	420	424	695	105
Presion tubos	psia	730	1120	1715	2655	2695
Material tubos	CS/SS/Ni	SS	SS	SS	SS	SS
Presion coraza	psia	15	15	15	2740	1820
Material coraza	CS/SS/Ni	CS	CS	CS	CS	CS
Precio	US\$	147012	147297	152694	223354	78781
Precio total	US\$	147012	147297	152694	446708	78781

Tag		HE-307	HE-308	HE-309	HE-310
Tipo		Cabezal flotante	Aire	Tubos en U	Tubos en U
Numero de unidades		1	3	2	1
Area de transferencia	m2	215	16150	680	484
Presion tubos	psia	1825	2655	2655	2655
Material tubos	CS/SS/Ni	SS	SS	SS	SS
Presion coraza	psia	2740	15	15	15
Material coraza	CS/SS/Ni	CS	CS	CS	CS
Precio	US\$	122507	1234837	219870	172828
Precio total	US\$	122507	3704512	439740	172828

### 3.5 Separadores flash

Tag		F-302	F-303	F-304	F-305
Orientacion		Horizontal	Vertical	Vertical	Vertical
Diametro	m	1.5	1.1	1.1	1.1
Longitud	m	6	6.1	6.1	6.1
Presion	psia	2908	2116	517	297
Material	CS/SS/Ni	Ni	Ni	Ni	Ni
Precio	US\$	690220	835995	355155	281034

### 3.6 Equipos auxiliares

#### 3.6.1

Tanques			
Tag		TX-301	TX-302
Orientacion		Horizontal	Vertical
Diametro	m	6	8
Longitud	m	30	72
Presion	psia	300	300
Material	SC/SS/Ni	SS	SS
Numero de unidades		2	2
Precio	US\$	1022088	4375000
Precio total	US\$	2044175	8750000



VARIABLES DE LOS EQUIPOS PARA ESTIMACION DE COSTOS

4. PLANTA DE SERVICIOS

4.1 ENERGIA ELECTRICA

4.1.1 DEMANDA

PLANTA H2	7267	Kw
PLANTA N2	11073	Kw
PLANTA NH3	16963	Kw
PLANTA SERV	2486	Kw
Total	37789	Kw

4.1.2 GENERADOR VAPOR

PLANTA NH3 13784 Kw

Quemador

Tag		CL-401
Capacidad vapor	kg/s	20
Costo 1982 (315)	US\$	864000
Costo actual	US\$	1081509
Consumo gas	Sm3/h	1373
Consumo gas	SCFH	48487

Turbina

Tag		EX - 401
Numero unidades		1
Potencia	kW	13784
Tipo		Vapor
Costo 1982 (315)	US\$	300000
Precio	US\$	375524

Intercambiadores de Calor

Tag		HE-401
Tipo		Floating Head
Numero de unidades		1
Area de transferencia	m2	650
Presion tubos	psia	50
Material tubos	CS/SS	CS
Presion coraza	psia	20
Material coraza	CS/SS	CS
Precio	US\$	183394
Precio Total	US\$	183394

4.1.3 COGENERACION

SERVICIOS	24005	Kw
DISEÑO	25000	Kw
Horas operación	8760	horas
Energia generada	219000000	Kwh
Heat rate	10000	Btu/kWh
Calor requerido	2190000	MMBtu/año
Costo gas natural	2	US\$/MMBtu
Costo anual gas	4380000	US\$/AÑO
Gas natural	2.404E+09	SCF/año
Inversion	250	\$/kW
Inversion total	6250000	US\$

## 4.2 SISTEMA REFRIGERACION

### 4.2.1 Compresor

Tag		CP-401
Fluido		R22
Etapas		3
Capacidad	kW	2006
Tipo		Centrifugo
Material	CS/SS/Ni	CS
Precio	US\$	3608175
Potencia Motor	kW	2100
Tipo motor		Drip proof
Precio	US\$	56431
Precio Total	US\$	3664606

### 4.2.2 Intercambiadores de Calor

Tag		HE-402	HE-403
Tipo		Floating Head	Floating Head
Numero de unidades		1	1
Area de transferencia	m2	110	422
Presion tubos	psia	300	300
Material tubos		CS	CS
Presion coraza	psia	20	15
Material coraza		CS	CS
Precio	US\$	52847	126306

## 4.3 AGUA DEL SISTEMA

### 4.3.1 Agua boiler.

Planta N2	m3/h	0
Planta H2	m3/h	80
Planta NH3	m3/h	6
Total	m3/h	86
Costo	US\$/kg	0.00254
Costo total anual	US\$	1913534

### 4.3.2 Agua enfriamiento

Planta N2	m3/h	1676
Planta H2	m3/h	493.1
Planta NH3	m3/h	1941
Planta Servicios	m3/h	2950
Total	m3/h	7060
Agua reposición (1%)	m3/h	71
Costo	US\$/kg	0.007
Costo total anual	US\$	49725

### 4.3.3 Bombas

Tag		PX-401	PX-402
Numero unidades		3	2
Potencia	kW	200	80
Tipo		Centrifuga	Centrifuga
Material	CS/SS/Ni	CS	CS
Presion Descarga	psia	40	50
Precio	US\$	73665	51631
Tipo motor		Drip proof	Drip proof
Precio motor	US\$	14341	7716
Precio Total	US\$	264020	118694



#### 4.1.2 Mercado.

En países desarrollados, amoniaco es generalmente uno de los principales productos de la industrialización. Como el 85% del consumo mundial de nitrógeno es para fertilizantes se podría esperar que la producción de amoniaco debería desarrollarse aproximadamente en proporción al crecimiento de la población mundial como lo vimos en la gráfica del Capítulo 2.

En función a este primer punto, podemos concluir que un proyecto de producción de amoniaco tiene un mercado que crece con el crecimiento de la población mundial. Lo que nos obliga a mirar al mercado de exportación principalmente antes que el interno.

Existen un gran número de plantas viejas cuya capacidad requiere ser reemplazada por plantas nuevas debido a razones ambientales y económicas. Por ejemplo, en la República Popular China, que posee 21% de la capacidad mundial de amoniaco; obtiene el 65% de su capacidad nominal a partir de 900 plantas; además solo 30 plantas son modernas y de escala mundial. Adicionalmente, la producción de amoniaco en China usa como materia prima carbón.

Los mayores importadores de amoniaco para el año 1996 fueron Europa Occidental y los Estados Unidos; siendo Rusia, El Golfo Árabe y Trinidad los principales exportadores.

El precio de venta del amoniaco en el mercado internacional es muy variante y depende grandemente del costo de la materia prima, el Gas Natural. Podemos referirnos a Rusia, donde la sobreproducción y el bajo costo debido a la abundancia de reservas de Gas Natural señalan un precio para el amoniaco de US\$ 150 FOB / t NH<sub>3</sub>. Lo que origina una exportación hacia Europa oriental y occidental, regiones cercanas. En Trinidad y Tobago el más bajo precio que alcanzó el amoniaco fue de US\$ 140/ t NH<sub>3</sub>.

Sin embargo, en Estados Unidos, debido a la crisis energética, los precios de Gas Natural han ascendido hasta 10 US\$/MMBtu lo que ha

originado precios de amoniaco entre 365 – 400 US\$/t NH<sub>3</sub>. Esto ha originado el cierre de algunas plantas, originando la importación.

Adicionalmente, se tiene a India y China como los principales mercados de consumo de Amoniaco, a pesar de que China ha decidido ser autosuficiente continua siendo importador neto.

Cabe agregar que a todos estos mercados, se agrega el mercado Latinoamericano de países que tienen una necesidad de fertilizantes importantes, tales como **Chile y Argentina**; cuyo desarrollo y necesidad agroindustrial hacen de ellos nuestros principales posibles clientes.

Cabe señalar que existe un mercado nacional de fertilizantes el cual es necesario cubrir; el cual sería impulsado a un gran crecimiento de tener costos de fertilizantes baratos al dejar de importarlos.

El precio final de venta de amoniaco se ha sujetado a varios artículos que estiman el precio de venta del amoniaco anhidro entre 200 a 250 US\$/t NH<sub>3</sub>; pero cabe señalar que este precio es muy dependiente del costo de la materia prima, el Gas Natural.

Es de interés para el análisis económico del proyecto el conocer acerca de las tasas de transporte marítimo, ya que el producto se exporta por medio de cargueros tanque, similares a los de LNG. Para poder comprender como se evalúan las tasas de embarque es necesario conocer ciertos conceptos:

- a. **Worldscale:** Es la norma en la industria de tanqueros para el cálculo de la tasa de embarque, de tal manera que facilita la realización de negocios de manera rápida, fácil y más flexible. Los ratios “base” se dan en US\$ por tonelada de cargo y toman en cuenta los precios del bunker, tiempo de tránsito por el canal y cargos de puertos. El ratio esta basado en un tanque estándar de 75000 toneladas de capacidad de carga costando US\$ 12000 por día de contratar en un viaje completo desde la carga hasta la descarga y el retorno al punto de carga a 14.5 nudos de velocidad (26.854 kph) haciendo uso de 55 toneladas por día de combustible. Cabe señalar que estas cantidades

son nominales, y en la práctica se negocia la tasa para un viaje en particular como un porcentaje de la tasa nominal.

- b. AFRAMAX: Son las siglas de Average Freight Rate Assessment, el cual es un tasa de transporte marítimo para buques tanque similar al “WS” (Worldscale), pero para buques de mayor capacidad de carga entre 80000 a 120000 toneladas.
- c. VLCC: Son las siglas de Very Large Crude Oil Carrier, que también es una tasa de transporte marítimo para buques tanque pero de mayor capacidad entre 160000 a 319999 toneladas en peso muerto.

De entre los buques que pueden transportar amoniaco, tenemos que los más parecidos serían los que transportan LPG. Entre ellos por ejemplo, tenemos al buque Fountain River de la compañía K-LINE, cuya capacidad es de 49999 toneladas, una longitud de 230 metros y una capacidad en barriles de 488000.

Respecto a las tasas de transporte actuales, podemos decir que están con una tendencia a la baja respecto al año pasado, esto debido a la recesión mundial. Tasas recientes muestran por ejemplo los siguientes índices:

Indicadores	Tasa al 22 Nov US\$/d
VLCC 250' dwt AG - Japan	11456
Suezm 130' dwt WAFR - USAC	19903
Afram N 80' dwt Sea – Cont	24457
Clean 30' dwt Caribs - USAC	10532
Clean 33' dwt Cont - USAC	11133

Podemos deducir que a mayor capacidad de transporte del barco, menor será la tasa de transporte.

De acuerdo a información de Barry Rogliano Salles (Tanker Chartering) tenemos que para transporte en los denominados “Clean Tank” recomendados para el traslado de amoniaco; las tasas en el mes de Noviembre del 2000 son las siguientes:

Ruta & Capacidad	Tasa %WS
Caribe – USAC 30000 t	220
Continente – USAC 33000 t	205
Medio Oriente – Japón 75000 t	170

Analizando el entorno del transporte, podemos tratar de acercarnos a un valor aproximado de cuánto costaría el transporte de un buque tipo “CLEAN TANK” de 20000 toneladas de amoníaco, asumido como LNG.

Ruta	Días travesía	Costo por día	Costo total	Flete	Costo por tonelada
Caribe - USAC	7	30000	210000	800000	50,5
Caribe – Peru	7	30000	210000	800000	50,5
Caribe – Chile	15	30000	450000	800000	62,5
Peru - USAC	15	30000	450000	400000	42,5
Peru - Chile	5	30000	150000	200000	17,5

Es también de nuestro interés, el conocer las importaciones de países vecinos como Chile, por ejemplo, para proyectar en atender este mercado. El mercado Latinoamericano está en crecimiento y sería el más próximo a la ubicación del proyecto por lo que los costos de transporte serían bajos, aprovechando en negociar un producto a mayor costo, pero competitivo frente a otros productores más lejanos.

Se han conseguido datos de las importaciones chilenas, siendo algunos de importancia para el presente estudio los mostrados a continuación:

ITEM IMPORTADO	MONTO EN MILLONES US\$ AÑO
	2000
Urea, incluso en disolución acuosa	57,6
Amoniaco anhidro	27,5
Total derivados amoniaco	85,1

ITEM IMPORTADO	MONTO EN MILLONES
	US\$ AÑO 1997
Urea	44,6
Fosfato mono y di amónico para abono	31,6
Nitrato de amonio para explosivos	31,2
Total derivados amoniaco	107,4

Para ambos casos, suponiendo un costo de 300 US\$/tm tendríamos que para el año 2000 se requirieron 274000 toneladas de derivado de amoniaco y para el año 1997 358000 toneladas. Podríamos hablar de un mercado chileno de 350000 toneladas anuales de derivados de amoniaco. Considerando que el amoniaco conforma 50% del peso de los derivados tendríamos un mercado de al menos **175000 toneladas** de amoniaco en Chile a un precio favorable.

Haciendo un análisis del mercado nacional, tenemos los siguientes datos respecto a las importaciones:

<b>ITEM IMPORTADO</b>	<b>MONTO EN MILLONES US\$ AÑO 2000 FOB</b>
Urea, incluso en disolución acuosa, uso agrícola	35
Nitrato amonio uso minero grado ANFO	17,8
Fosfato di amónico uso agrícola	7,9
Total	60,7

Como podemos ver, el mercado chileno resulta más grande que el mercado peruano; lo que demuestra que la agroindustria chilena está muy por encima de la peruana, lo que es cierto. Cabe señalar la diferencia en que los montos nacionales son FOB y por consiguiente podemos hacer estimaciones un poco más cercanas. Por ejemplo, asumiendo 200 US\$/t de urea tendríamos 175000 toneladas de urea; asimismo sabemos que 1 tonelada de urea se hace con 0.6 toneladas de amoníaco por lo que estamos hablando de **110000** toneladas de amoníaco sólo en el ítem de la urea.

Adicionalmente cabría esperarse un salto en el consumo nacional de urea y derivados para uso agrícola dado el aminoramiento del costo del fertilizante y un posterior boom de la agroindustria.

Hasta el momento ya estamos contando un mercado aproximado de 285000 toneladas anuales entre Chile y Perú, para los cálculos estimaremos un mercado entre Chile y Perú de 300000 toneladas anuales. Cabe resaltar que no estamos analizando al mercado argentino, otro potencial consumidor.

Haciendo una recopilación de los datos de importaciones y de transporte podemos estimar los precios de venta en los diferentes puntos del mercado americano.

Origen	Destino	Precio FOB	Transporte	Precio CIF	Mercado (t/a)
Peru	Peru	270	0	270	110000
Peru	Chile	265	17,5	282,5	175000
Peru	USA WC	228	42,5	270,5	215000
Caribe	Peru	220	50,5	270,5	
Caribe	Chile	220	62,5	282,5	
Caribe	USA WC	220	50,5	270,5	

Procedemos a obtener un promedio del precio de venta del amoniaco ponderado por la magnitud del mercado, el cual nos dio como resultado 250 US\$/t FOB; cabe considerar que no se considera el mercado argentino y además que el mercado chileno y peruano se expandirían al poder tener acceso al amoniaco a menor costo.

#### 4.1.3 Período del proyecto.

Con respecto a la estimación del período del proyecto, de acuerdo a la bibliografía, tenemos que:

- Para construir y comisionar una planta de amoniaco nueva se requieren cerca de 3 años.

- Para obtener financiamiento del proyecto, aspectos legales y autorizaciones aprobadas se requiere de 1 a 2 años.

- De acuerdo a la bibliografía consultada, la tasa de depreciación aproximada es de 6% de los costos fijos. Este dato nos señala un periodo de vida de proyecto aproximado entre 15 a 18 años. Dicha depreciación se calcula en el Estado de Ganancias y Pérdidas, la cual nos da un valor de 6,5%. Sin embargo actualmente el Estado Peruano determina un período de depreciación de 10 años; esto sin duda alguna perjudica a empresas de esta envergadura.

#### 4.1.4 Variables económicas.

De acuerdo a la bibliografía consultada, para un proceso de producción de amoníaco con Reformación de Vapor de aproximadamente 1600 TPD para el año 1998 se tienen los siguientes datos:

- Precio de la materia prima \$/MMBtu	2.8
- Consumo de energía por tonelada MMBtu/t	27
- Costos de energía y materia prima \$/t NH <sub>3</sub>	75.6
- Otros costos, \$/t NH <sub>3</sub>	28.5
- Costos totales, \$/t NH <sub>3</sub>	104.6
- Costos relacionados al capital, \$/t NH <sub>3</sub>	68.4
- Costos totales, \$/t NH <sub>3</sub>	172.5
- Capital total, MMUS\$	250

También podemos extraer de Stanton, que para los costos de capital de trabajo se puede considerar como tres meses del costo total.

Para los costos anuales de mantenimiento se asume generalmente 3% de la inversión de capital fijo para el caso de plantas con reformación con vapor, valor que incluye mano de obra y mantenimiento.

El costo de insumos como catalizadores, molecular sieves, materiales inertes, solventes y sistemas de lubricación se aproxima a 3US\$/t NH<sub>3</sub>.

Los días de operación de la planta que contribuyen a la producción son 330; asumidos como una práctica general estándar. Sin embargo debido a los problemas operacionales no son convenientes paradas temporales debido a que en cada arranque se usa mayor cantidad de gas natural durante 30 horas aproximadamente. Es por ello que se planifican paradas sólo cada 2 ó 3 años. En el análisis del proyecto se está considerando sólo 330 días de ventas cuando en la realidad pueden ser mucho más. Adicionalmente la capacidad de la planta está dimensionada para posiblemente dar hasta 5% más de producción cuando menos, a la par que ha medida que avanza la tecnología se hacen mejoras, tal es así que en plantas de amoníaco que

fueron construidas con capacidades iniciales actualmente producen un 20% hasta 40% más de su producción de diseño.

La tasa de depreciación se fija generalmente en 6% a la inversión fija y de repuestos.

#### 4.1.5 Deuda.

De acuerdo a los últimos boletines de los bancos americanos, la tasa de interés para préstamos para industrias esta cercana al 7 %. Sin embargo, de acuerdo a informaciones, en el Perú podemos considerar 8% anual. Asimismo se esta asumiendo un 60% de la inversión en capital fijo como deuda.

#### 4.1.6 Materia prima.

Actualmente, es obvio que no existe otra opción mejor que la del gas natural como materia prima; dado que las otras opciones de materia prima no pueden competir con la Reformación de Gas Natural.

En nuestro país, la opción del consumo del gas natural se justifica en la explotación del Gas de Camisea y su transporte y distribución a la costa.

De acuerdo al contrato según Ley 27133, las empresas generadoras de energía tendrán un precio de Gas Natural especial de aproximadamente 1,8 US\$/MMBtu; lo que no se considera para empresas de la industria. Es por ello que, siendo este tipo de empresa un consumidor importante de Gas Natural (10% del flujo mínimo del Gasoducto), se ha considerado un precio similar.

#### 4.2 Análisis económico.

Dado que el proyecto tiene un período de ejecución de 3 años, en los cuales se desembolsa la inversión y no se tienen ventas, es que se va a trabajar considerando al año 3 como el año cero. Por consiguiente, para dicho año 3 la inversión en capital fijo será mayor debido al costo del

dinero, al igual que la deuda, la cual será afectada por los intereses y las amortizaciones no pagadas.

Se ha escogido un plazo de pago de la deuda de 6 años a partir de la puesta en marcha del proyecto. En esta sección se procede a calcular los nuevos valores para el estudio económico del proyecto. Considerando una tasa de inflación de 1%.

El costo de inversión en capital fijo es de 240,8 MMUS\$ del año 0 en el año 3 equivaldrán a: 248 MMUS\$

Mientras que la deuda, que originalmente fue de 144,5 MMUS\$ del año 0, se transforma en 187,9 MMUS\$ del año 3; dado que al año 4 se procede a empezar con los pagos de la deuda.

Se ha elaborado un libro en EXCEL que nos permite obtener el análisis económico del proyecto y el estudio de los estado financieros. A continuación se detalla dicho análisis y se hace una breve reseña de las partes más puntuales.

- 4.2.1 Estimación de costos de manufactura: Tenemos que se pueden estimar los costos de manufactura en función de los costos de la inversión del capital fijo, los costos de mano de obra en operación, los costos de los servicios, del tratamiento de efluentes y de las materias primas. Para cada item indicado en el cuadro, se ha determinado un factor; de tal manera que a partir de este se pueden deducir los datos a ingresar en el Cuadro de ingreso de datos.
- 4.2.2 Cuadro de ingreso de datos: En este cuadro se especifican las condiciones económicas y financieras que afrontará el proyecto. Se define el período de vida del proyecto, el monto del capital fijo, la inversión en capital de trabajo, los costos de materia prima y demás gastos, se define el balance de materia general, las ventas durante la vida del proyecto, la deuda del financiamiento y las condiciones adicionales necesarias para evaluar el proyecto. Muchos de los valores se han definido anteriormente, otros se toman como generales.

- 4.2.3 Cuadro de servicio de la deuda: A partir de este cuadro se calculan los pagos que se harán anualmente por el concepto del financiamiento del proyecto.
- 4.2.4 Programa de producción y requerimientos: Se detallan la materia prima a consumir durante cada año en función a la producción necesaria para las ventas anuales y para mantener el inventario de producto. Como se puede ver, el uso de gas natural es de 47,8 MMSCF/día; que constituye un monto casi del 10% del mínimo a transportar por el gasoducto.
- 4.2.5 Cuadro del valor de ventas: En este se definen el valor monetario de ingreso por las ventas del producto.
- 4.2.6 Cuadro de costos de producción: Se refiere a los costos de haber producido el producto vendido más el de inventario.
- 4.2.7 Cuadro de gastos de producción: Se refiere estrictamente a los costos de haber producido la cantidad vendida de producto.
- 4.2.8 Cuadro del capital de trabajo: La cantidad de dinero necesaria para las operaciones de la empresa; el valor anual resultante esta dentro de los parámetros obtenidos en bibliografías para el normal desenvolvimiento de las operaciones.
- 4.2.9 Estado de Ganancias y Pérdidas Económico: En este se determina la Utilidad Neta en el ejercicio de cada año. Como se puede observar no existe pérdida en ninguno de los años.
- 4.2.10 Estado de Ganancias y Pérdidas Financiero: Se determina la Utilidad Neta en el ejercicio de cada año pero incluyendo los gastos del Servicio de la Deuda. Muestra que no hay pérdidas en los años del proyecto.
- 4.2.11 Flujo de Caja Proyectado Económico: Determina la liquidez y el flujo de dinero del proyecto. Cabe destacar que en el año 10 se muestra un aporte correspondiente al 10 % de la inversión del capital fijo, debido a que es muy posible sea necesario un “Revamping” de las plantas, refiriéndonos a la renovación de las mismas.
- 4.2.12 Flujo de Caja Proyectado Financiero: Determina el flujo de dinero, la liquidez del proyecto teniendo en cuenta los gastos financieros.

- 4.2.13 Balance General Proyectado Económico: Determina el equilibrio entre los ingresos y egresos del proyecto, como vemos los Activos y Pasivos son iguales a lo largo del período de vida del proyecto.
- 4.2.14 Balance General Proyectado Financiero: Determina el equilibrio entre los ingresos y egresos del proyecto, pero incluyendo los gastos financieros debidos al Servicio de la Deuda. Nuevamente los Activos y Pasivos están equilibrados.
- 4.2.15 Cuadro de Índice de Rentabilidad: Nos muestran la rentabilidad de la empresa; como podemos ver, en los primeros 10 años, el 26% de los ingresos constituyen la renta neta, mientras que cumplida la depreciación, éste se incrementa a 40%; también la rentabilidad sobre los activos es alta; vemos también que la rentabilidad sobre el patrimonio es alta y que más aún mejora con ayuda del financiamiento.
- 4.2.16 Cuadro de Índice de Actividad: Podemos concluir que la rotación de capital fijo es baja en los primeros años, debido a la magnitud de los activos fijos, pero posteriormente se vuelve alta debido a la depreciación. En cuanto a la rotación de los inventarios, no podemos concluir nada significativo debido a que se considera una capacidad de almacenamiento determinada.
- 4.2.17 Cuadro de Apalancamiento: Podemos ver que los índices de endeudamiento son bajos, debido a que también la deuda se proyecta a un periodo corto de lo que es la vida del proyecto. Asimismo, la eficiencia del proyecto frente a los pagos de intereses es alta, y sólo tiene sentido analizarla hasta el año 6 que constituye el fin del endeudamiento.
- 4.2.18 Cuadro de Índices de Liquidez: Respecto a la solvencia de la empresa, podemos decir que la relación activo/pasivo es alta y demuestra la solidez del proyecto.
- 4.2.19 Criterio de Evaluación de Inversiones: Este es uno de los cuadros más importantes debido a que determina la factibilidad del proyecto. Como podemos ver, el proyecto es RENTABLE desde los puntos de vista planteados para el evaluación económica y financiera. Además podemos

ver que el período de recupero económico es relativamente corto comparado con el tiempo de vida real del proyecto.

- 4.2.20 **Análisis de Riesgo:** Este cuadro nos da una idea de la incertidumbre en la cual el proyecto puede ser rentable o no. Como podemos ver los resultados, el Proyecto es Rentable, pero cabe señalar que las condiciones propuestas varían, el Proyecto podría fácilmente volverse riesgoso pero todavía rentable.
- 4.2.21 **Análisis de Sensibilidad:** Este cuadro nos muestra los cambios que sufriría el VPN del proyecto de acuerdo a diferentes cambios en las variables del proyecto. Podemos ver que el proyecto permanece rentable, pero cabe aclarar que no se está evaluando el riesgo del proyecto, porque en ese caso el riesgo del proyecto se va a incrementar con un descenso del VPN del valor actual (cuando todas las variables permanecen como el análisis).

## ESTIMACION DE COSTOS DE MANUFACTURA

Inversion en capital fijo: (FCI) (Grass Root)

240806958 US\$

### 1 Costos de manufactura directos:

### FACTOR

A	Materia prima (Crm)	35149292	US\$/año				
B	Tratamiento de agua desecho (Cwt)	0	US\$/año				
C	Utilitarios (Cut)	1963259	US\$/año				
D	Mano de obra (Col)	439141	US\$/año				
E	Supervision	79045	US\$/año	0.1-0.25	0,18*Col		
F	Mantenimiento y reparaciones	7224209	US\$/año	0.02-0.1	0,03*FCI		
G	Suministros en operación	722421	US\$/año	0.1-0.2	0,1*F		
H	Gastos de laboratorio	43914	US\$/año	0.1-0.2	0,1*Col		
<b>Total costos directos</b>		<b>45621281</b>	<b>US\$/año</b>			<b>Costos variables</b>	<b>12491878 US\$/año</b>
							<b>547500 TM/año</b>
							<b>0.0228 MUS\$/TM prod</b>

### 2 Costos de manufactura fijos

A	Depreciacion	24080696	US\$/año				
B	Impuestos y seguros locales	3371297	US\$/año	0.014-0.05	0,014*FCI		
C	Costos de planta overhead	3871197	US\$/año	0.5-0.7	0,5*(Col+E+F)		
<b>Total costos fijos de manufactura</b>		<b>7242495</b>	<b>US\$/año</b>			<b>Costos fijos</b>	<b>3.22%</b>

### 3 Gastos generales de manufactura

A	Costos de administracion	1161359	US\$/año	0.15		<b>Gastos admin.</b>	<b>1.16 MMUS\$/año</b>
B	Costos de venta y distribucion	1015219	US\$/año	0.02-0.2		<b>Gastos de ventas</b>	<b>1.02 MMUS\$/año</b>
C	Investigacion y desarrollo	2538075	US\$/año	0.05			
<b>Total gastos generales de manufactura</b>		<b>4714653</b>	<b>US\$/año</b>				

**CUADRO DE INGRESO DE DATOS**  
BASES

<b>CAPITAL FIJO</b>	20	años																				
Capital fijo excluido terreno	248	MMUS\$ del año 0																				
Valor del terreno	0.5	MMUS\$ del año 0																				
Valor de Rescate (Año 10)	0	% del capital fijo sin terreno																				
<b>INVERSION EN CAPITAL DE TRABAJO</b>																						
Caja mínima	10	días de costos de producción																				
Materia prima	0	días de uso																				
Producto terminado	30	días de ventas																				
Cuentas por pagar	30	días de compras																				
Cuentas por cobrar	30	días de ventas																				
Pagos por adelantado	5	días de 10 % de costos fijos																				
<b>COSTOS Y GASTOS</b>																						
Costo de materia prima	0.002	MUS\$ de 0/MMBtu																				
Costos variables de operación	0.023	MUS\$ de 0/TM																				
Costos fijos de producción	3.22	% de la invers. en capital fijo																				
Gastos administrativos	1.16	MMUS\$de 0/año																				
Gastos de ventas	1.02	MMUS\$de 0/año																				
<b>BALANCE DE MATERIA</b>	0.0312	TM producto/MMBtu materia prima GN																				
			1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Ventas (MTM/Año)			495	495	495	495	495	495	495	495	495	495	495	495	495	495	495	495	495	495	495	495
Precio (MUS\$ de 0/TM)			0.25	0.25	0.25	0.25	0.25	0.25	0.25	0.25	0.25	0.25	0.25	0.25	0.25	0.25	0.25	0.25	0.25	0.25	0.25	0.25
<b>FINANCIAMIENTO</b>	60	% de la inversion del capital fijo																				
Tasa de interés	8	%/año																				
Plazo	6	años sin período de gracia																				
Anuales, vencidos y constantes :	PAGOS	Especificar para pagos : PAGOS																				
Reserva legal	1.5	% de Utilidad neta																				
Utilidad retenida	10	% de Utilidad neta																				
Inflación	1	% anual																				

<b>CRITERIOS DE EVALUACION DE INVERSIONES :</b>	
Tipo de tasa de descuento (REAL/CORRIENTE) :	REAL VALOR 9 %
<b>ANALISIS DE RIESGO</b>	
Prima por riesgo	2 %

**CUADRO DE SERVICIO DE LA DEUDA  
(MMUS\$ DEL AÑO 0)**

<b>CONCEPTO</b>	<b>0</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>3</b>	<b>4</b>	<b>5</b>	<b>6</b>
<b><u>MONEDA CORRIENTE</u></b>							
Deuda	187.901	162.288	134.625	104.749	72.483	37.635	0.000
Amortización		25.614	27.663	29.876	32.266	34.847	37.635
Interés		15.032	12.983	10.770	8.380	5.799	3.011
Pago		40.646	40.646	40.646	40.646	40.646	40.646
<b><u>MONEDA CONSTANTE DE AÑO 0</u></b>							
Amortización		25.360	27.118	28.997	31.007	33.156	35.454
Interés		14.883	12.727	10.453	8.053	5.517	2.836
<b><u>GANANCIA POR INFLACION</u></b>		0.254	0.545	0.879	1.259	1.691	2.181
<b><u>GANANCIA POR INFLACION ACUMULADA</u></b>		0.254	0.799	1.677	2.936	4.628	6.809









**ESTADO DE GANANCIAS Y PERDIDAS - EVALUACION ECONOMICA**  
( MMUS\$ del Año 0 )

Rubros	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
<b>INGRESOS</b>	123.750	123.750	123.750	123.750	123.750	123.750	123.750	123.750	123.750	123.750	123.750	123.750	123.750	123.750	123.750	123.750	123.750	123.750	123.750	123.750
<b>EGRESOS</b>																				
Materia Prima	31.779	31.779	31.779	31.779	31.779	31.779	31.779	31.779	31.779	31.779	31.779	31.779	31.779	31.779	31.779	31.779	31.779	31.779	31.779	31.779
Costos Variables	11.294	11.294	11.294	11.294	11.294	11.294	11.294	11.294	11.294	11.294	11.294	11.294	11.294	11.294	11.294	11.294	11.294	11.294	11.294	11.294
Costos Fijos	7.403	8.012	8.012	8.012	8.012	8.012	8.012	8.012	8.012	8.012	8.012	8.012	8.012	8.012	8.012	8.012	8.012	8.012	8.012	8.012
G. DE PRODUCCION	50.476	51.085	51.085	51.085	51.085	51.085	51.085	51.085	51.085	51.085	51.085	51.085	51.085	51.085	51.085	51.085	51.085	51.085	51.085	51.085
<b>UTILIDAD BRUTA</b>	73.274	72.665	72.665	72.665	72.665	72.665	72.665	72.665	72.665	72.665	72.665	72.665	72.665	72.665	72.665	72.665	72.665	72.665	72.665	72.665
G. Administrativos	0.634	0.593	0.593	0.593	0.593	0.593	0.593	0.593	0.593	0.593	0.593	0.593	0.593	0.593	0.593	0.593	0.593	0.593	0.593	0.593
G. De Ventas	1.256	1.256	1.256	1.256	1.256	1.256	1.256	1.256	1.256	1.256	1.256	1.256	1.256	1.256	1.256	1.256	1.256	1.256	1.256	1.256
<b>UTILIDAD DE OPERACIÓN</b>	71.383	70.816	70.816	70.816	70.816	70.816	70.816	70.816	70.816	70.816	70.816	70.816	70.816	70.816	70.816	70.816	70.816	70.816	70.816	70.816
Depreciación	24.810	24.810	24.810	24.810	24.810	24.810	24.810	24.810	24.810	24.810	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
<b>RENTA NETA</b>	46.573	46.005	46.005	46.005	46.005	46.005	46.005	46.005	46.005	46.005	70.816	70.816	70.816	70.816	70.816	70.816	70.816	70.816	70.816	70.816
<b>IMPUESTO RENTA (30%)</b>	13.972	13.802	13.802	13.802	13.802	13.802	13.802	13.802	13.802	13.802	21.245	21.245	21.245	21.245	21.245	21.245	21.245	21.245	21.245	21.245
<b>UTILIDAD NETA</b>	32.601	32.204	32.204	32.204	32.204	32.204	32.204	32.204	32.204	32.204	49.571	49.571	49.571	49.571	49.571	49.571	49.571	49.571	49.571	49.571
Reserva Legal	0.469	0.483	0.483	0.483	0.483	0.483	0.483	0.483	0.483	0.483	0.744	0.744	0.744	0.744	0.744	0.744	0.744	0.744	0.744	0.744
Utilidades Retenida	3.260	3.220	3.220	3.220	3.220	3.220	3.220	3.220	3.220	3.220	4.957	4.957	4.957	4.957	4.957	4.957	4.957	4.957	4.957	4.957
Dividendos	28.852	28.500	28.500	28.500	28.500	28.500	28.500	28.500	28.500	28.500	43.870	43.870	43.870	43.870	43.870	43.870	43.870	43.870	43.870	43.870
Pérdidas	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

**ESTADO DE GANANCIA Y PERDIDAS-EVALUACION FINANCIERA**  
( MMUS\$ del Año 0 )

Rubros	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
<b>INGRESOS</b>	123.750	123.750	123.750	123.750	123.750	123.750	123.750	123.750	123.750	123.750	123.750	123.750	123.750	123.750	123.750	123.750	123.750	123.750	123.750	123.750
<b>EGRESOS</b>																				
Materia Prima	31.779	31.779	31.779	31.779	31.779	31.779	31.779	31.779	31.779	31.779	31.779	31.779	31.779	31.779	31.779	31.779	31.779	31.779	31.779	31.779
Costos Variables	11.294	11.294	11.294	11.294	11.294	11.294	11.294	11.294	11.294	11.294	11.294	11.294	11.294	11.294	11.294	11.294	11.294	11.294	11.294	11.294
Costos Fijos	7.403	6.012	8.012	8.012	8.012	8.012	8.012	8.012	8.012	8.012	6.012	8.012	8.012	8.012	8.012	8.012	8.012	8.012	8.012	8.012
G. DE PRODUCCION	50.476	51.085	51.085	51.065	51.085	51.085	51.085	51.085	51.085	51.085	51.085	51.065	51.085	51.085	51.085	51.085	51.085	51.085	51.085	51.085
<b>UTILIDAD BRUTA</b>	73.274	72.665	72.665	72.665	72.665	72.665	72.665	72.665	72.665	72.665	72.665	72.665	72.665	72.665	72.665	72.665	72.665	72.665	72.665	72.665
G. Administrativos	0.634	0.593	0.593	0.593	0.593	0.593	0.593	0.593	0.593	0.593	0.593	0.593	0.593	0.593	0.593	0.593	0.593	0.593	0.593	0.593
G. De Ventas	1.256	1.256	1.256	1.256	1.256	1.256	1.256	1.256	1.256	1.256	1.256	1.256	1.256	1.256	1.256	1.256	1.256	1.256	1.256	1.256
<b>UTILIDAD DE OPERACIÓN</b>	71.383	70.616	70.816	70.816	70.816	70.816	70.816	70.816	70.816	70.816	70.816	70.816	70.816	70.816	70.816	70.816	70.816	70.816	70.816	70.816
G. Financieros	14.683	12.727	10.453	6.053	5.517	2.836	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Depreciación	24.810	24.810	24.810	24.610	24.810	24.810	24.810	24.810	24.810	24.610	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
<b>RENTA NETA</b>	31.689	33.278	35.552	37.952	40.488	43.169	46.005	46.005	46.005	46.005	70.816	70.816	70.816	70.816	70.816	70.816	70.816	70.816	70.816	70.816
<b>IMPUESTO RENTA (30%)</b>	9.507	9.983	10.666	11.386	12.146	12.951	13.802	13.802	13.802	13.802	21.245	21.245	21.245	21.245	21.245	21.245	21.245	21.245	21.245	21.245
<b>UTILIDAD NETA</b>	22.183	23.295	24.886	26.567	28.342	30.218	32.204	32.204	32.204	32.204	49.571	49.571	49.571	49.571	49.571	49.571	49.571	49.571	49.571	49.571
Reserva Legal	0.333	0.349	0.373	0.398	0.425	0.453	0.483	0.483	0.483	0.483	0.744	0.744	0.744	0.744	0.744	0.744	0.744	0.744	0.744	0.744
Utilidades Retenida	2.218	2.329	4.143	6.172	8.342	3.022	3.220	3.220	3.220	3.220	4.957	4.957	4.957	4.957	4.957	4.957	4.957	4.957	4.957	4.957
Dividendos	19.632	20.616	20.370	19.996	19.575	26.743	28.500	28.500	28.500	28.500	43.870	43.870	43.870	43.870	43.870	43.870	43.870	43.870	43.870	43.870
Pérdida	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

**FLUJO DE CAJA PROYECTADO-EVALUACION ECONOMICA**  
( MMUS \$ del año 0 )

Rubros	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	
<b>INVERSIONES</b>																						
Cap. Fijo	248.60																					-0.5
Δ Cap. Trabajo		13.001	0.168	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	-13.17
<b>TOTAL INV.</b>	248.60	13.001	0.168	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	-13.67
<b>UTILIDAD NETA</b>		32.601	32.204	32.204	32.204	32.204	32.204	32.204	32.204	32.204	32.204	49.571	49.571	49.571	49.571	49.571	49.571	49.571	49.571	49.571	49.571	49.571
<b>DEPRECIACION</b>		24.810	24.810	24.810	24.810	24.810	24.810	24.810	24.810	24.810	24.810	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
<b>FLUJO NETO DE FONDOS ECONOMICO</b>	-248.60	44.410	56.846	57.014	57.014	57.014	57.014	57.014	57.014	57.014	57.014	49.571	49.571	49.571	49.571	49.571	49.571	49.571	49.571	49.571	49.571	63.240
Aportes	248.60	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	24.860	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Dividendos	0.000	0.000	28.852	28.500	28.500	28.500	28.500	28.500	28.500	28.500	28.500	28.500	43.870	43.870	43.870	43.870	43.870	43.870	43.870	43.870	43.870	43.870
Saldo de Caja	0.000	44.410	27.995	28.514	28.514	28.514	28.514	28.514	28.514	28.514	53.374	21.071	5.701	5.701	5.701	5.701	5.701	5.701	5.701	5.701	5.701	19.369
Caja Residual	0.00	44.41	72.40	100.92	129.43	157.95	186.46	214.97	243.49	272.00	325.38	346.45	352.15	357.85	363.55	369.25	374.95	380.65	386.35	392.05	411.42	

**FLUJO DE CAJA PROYECTADO-EVALUACION FINANCIERA**  
( MMUS \$ del año 0 )

Rubros	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
<b>INVERSIONES</b>																					
Cap. Fijo Propio	60.702										0.000										-0.5
Amort. Deuda		25.360	27.118	28.997	31.007	33.156	35.454	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Δ Cap. Trabajo Incremental		13.001	0.168	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	-13.17
<b>TOTAL INV.</b>	60.702	38.361	27.286	28.997	31.007	33.156	35.454	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	-13.67
<b>UTILIDAD NETA</b>		22.183	23.295	24.886	26.567	28.342	30.218	32.204	32.204	32.204	32.204	49.571	49.571	49.571	49.571	49.571	49.571	49.571	49.571	49.571	49.571
<b>DEPRECIACION</b>		24.81	24.81	24.81	24.81	24.81	24.81	24.81	24.81	24.81	24.81	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
<b>FLUJO NETO DE FONDOS FINANCIERO</b>	-60.702	8.632	20.819	20.699	20.370	19.996	19.575	57.014	57.014	57.014	57.014	49.571	49.571	49.571	49.571	49.571	49.571	49.571	49.571	49.571	63.240
Aportes	60.702	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	24.860	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Dividendos	0.000	0.000	19.632	20.616	20.370	19.996	19.575	26.743	28.500	28.500	28.500	28.500	43.870	43.870	43.870	43.870	43.870	43.870	43.870	43.870	43.870
Saldo de Caja	0.000	8.632	1.188	0.084	0.000	0.000	0.000	30.271	28.514	28.514	53.374	21.071	5.701	5.701	5.701	5.701	5.701	5.701	5.701	5.701	19.369
Caja Residual	0.00	8.63	9.82	9.90	9.90	9.90	9.90	40.17	68.69	97.20	150.58	171.65	177.35	183.05	188.75	194.45	200.15	205.85	211.55	217.25	236.62

**BALANCE GENERAL PROYECTADO - EVALUCION ECONOMICA**  
(MMUS\$ del Año 0)

Rubros	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
<b>ACTIVOS</b>																					
Caja - Banco	0.000	45.907	73.804	102.318	130.832	159.346	187.860	216.373	244.887	273.401	326.775	347.846	353.546	359.247	364.948	370.648	376.349	382.050	387.750	393.451	411.421
Inv. M. Prima	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Inv. Prod. Terminado		4.149	4.199	4.199	4.199	4.199	4.199	4.199	4.199	4.199	4.199	4.199	4.199	4.199	4.199	4.199	4.199	4.199	4.199	4.199	0.000
Cuentas por Cobrar		10.171	10.171	10.171	10.171	10.171	10.171	10.171	10.171	10.171	10.171	10.171	10.171	10.171	10.171	10.171	10.171	10.171	10.171	10.171	0.000
Activos Neto	248.604	223.793	198.983	174.173	149.362	124.552	99.741	74.931	50.121	25.310	0.500	0.500	0.500	0.500	0.500	0.500	0.500	0.500	0.500	0.500	0.000
Pagos por adelantado		0.011	0.011	0.011	0.011	0.011	0.011	0.011	0.011	0.011	0.011	0.011	0.011	0.011	0.011	0.011	0.011	0.011	0.011	0.011	0.000
<b>TOTAL ACTIVOS</b>	<b>248.604</b>	<b>284.031</b>	<b>287.168</b>	<b>290.872</b>	<b>294.575</b>	<b>298.279</b>	<b>301.982</b>	<b>305.685</b>	<b>309.389</b>	<b>313.092</b>	<b>341.656</b>	<b>362.727</b>	<b>368.427</b>	<b>374.128</b>	<b>379.829</b>	<b>385.529</b>	<b>391.230</b>	<b>396.931</b>	<b>402.631</b>	<b>408.332</b>	<b>411.421</b>
<b>PASIVO</b>																					
<b>CORTO PLAZO</b>																					
Cuentas por Pagar	0.000	2.827	2.612	2.612	2.612	2.612	2.612	2.612	2.612	2.612	2.612	2.612	2.612	2.612	2.612	2.612	2.612	2.612	2.612	2.612	0.000
Dividendos	0.000	28.852	28.500	28.500	28.500	28.500	28.500	28.500	28.500	28.500	28.500	43.870	43.870	43.870	43.870	43.870	43.870	43.870	43.870	43.870	43.870
<b>PATRIMONIO</b>																					
Capital Social	248.604	248.604	248.604	248.604	248.604	248.604	248.604	248.604	248.604	248.604	273.464	273.464	273.464	273.464	273.464	273.464	273.464	273.464	273.464	273.464	273.464
Reserva Legal Acumulada		0.489	0.972	1.455	1.938	2.421	2.904	3.387	3.870	4.353	4.837	5.580	6.324	7.067	7.811	8.554	9.298	10.041	10.785	11.529	12.272
Utilidad Reten. Acumulada		3.260	6.480	9.701	12.921	16.142	19.362	22.582	25.803	29.023	32.243	37.200	42.158	47.115	52.072	57.029	61.986	66.943	71.900	76.857	81.814
Pérdidas Acumuladas		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Suma de patrimonio	248.604	252.353	256.056	259.760	263.463	267.166	270.870	274.573	278.277	281.980	310.544	316.245	321.945	327.648	333.347	339.047	344.748	350.448	356.149	361.850	367.550
<b>TOTAL PASIVO</b>	<b>248.604</b>	<b>284.031</b>	<b>287.168</b>	<b>290.872</b>	<b>294.575</b>	<b>298.279</b>	<b>301.982</b>	<b>305.685</b>	<b>309.389</b>	<b>313.092</b>	<b>341.656</b>	<b>362.727</b>	<b>368.427</b>	<b>374.128</b>	<b>379.829</b>	<b>385.529</b>	<b>391.230</b>	<b>396.931</b>	<b>402.631</b>	<b>408.332</b>	<b>411.421</b>

**BALANCE GENERAL PROYECTADO - EVALUCION FINANCIERA**  
(MMUS\$ del Año 0)

Rubros	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
<b>ACTIVOS</b>																					
Caja - Banco	0.000	10.128	11.219	11.303	11.303	11.303	11.303	41.574	70.088	98.601	151.975	173.046	178.747	184.447	190.148	195.849	201.549	207.250	212.951	218.651	236.621
Inv. M. Prima		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Inv. Prod. Terminado		4.149	4.199	4.199	4.199	4.199	4.199	4.199	4.199	4.199	4.199	4.199	4.199	4.199	4.199	4.199	4.199	4.199	4.199	4.199	0.000
Cuentas por Cobrar		10.171	10.171	10.171	10.171	10.171	10.171	10.171	10.171	10.171	10.171	10.171	10.171	10.171	10.171	10.171	10.171	10.171	10.171	10.171	10.171
Pagos por adelantado		0.011	0.011	0.011	0.011	0.011	0.011	0.011	0.011	0.011	0.011	0.011	0.011	0.011	0.011	0.011	0.011	0.011	0.011	0.011	0.000
Activos Neto	248.604	223.793	198.983	174.173	149.362	124.552	99.741	74.931	50.121	25.310	0.500	0.500	0.500	0.500	0.500	0.500	0.500	0.500	0.500	0.500	0.000
<b>TOTAL ACTIVOS</b>	<b>248.604</b>	<b>248.253</b>	<b>224.583</b>	<b>199.856</b>	<b>175.046</b>	<b>150.236</b>	<b>125.425</b>	<b>130.886</b>	<b>134.589</b>	<b>138.293</b>	<b>166.856</b>	<b>187.927</b>	<b>193.628</b>	<b>199.328</b>	<b>205.029</b>	<b>210.730</b>	<b>216.430</b>	<b>222.131</b>	<b>227.832</b>	<b>233.532</b>	<b>236.621</b>
<b>PASIVO</b>																					
<b>CORTO PLAZO</b>																					
Cuentas por Pagar		2.827	2.612	2.612	2.612	2.612	2.612	2.612	2.612	2.612	2.612	2.612	2.812	2.612	2.612	2.612	2.612	2.612	2.612	2.612	0.000
Dividendos		19.632	20.616	20.370	19.996	19.575	26.743	28.500	28.500	28.500	28.500	43.870	43.870	43.870	43.870	43.870	43.870	43.870	43.870	43.870	43.870
Amortización de deuda	25.614	27.663	29.876	32.266	34.847	37.635	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
<b>LARGO PLAZO</b>																					
Deuda	162.288	134.625	104.749	72.483	37.635	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
<b>PATRIMONIO</b>																					
Capital Social	60.702	60.702	60.702	60.702	60.702	60.702	60.702	60.702	60.702	60.702	85.563	85.563	85.563	85.563	85.563	85.563	85.563	85.563	85.563	85.563	85.563
Reserva Legal Acumulada		0.333	0.682	1.055	1.454	1.879	2.332	2.815	3.298	3.782	4.265	5.008	5.752	6.495	7.239	7.982	8.726	9.470	10.213	10.957	11.700
Utilidad Reten. Acumulada		2.218	4.548	8.691	14.863	23.205	26.227	29.447	32.668	35.888	39.108	44.065	49.022	53.980	58.937	63.894	68.851	73.808	78.765	83.722	88.679
Pérdidas Acumuladas	60.702	63.253	65.932	70.449	77.019	85.786	89.261	92.965	96.668	100.372	128.935	134.636	140.337	146.037	151.738	157.439	163.139	168.840	174.541	180.241	185.942
Efecto de Inflación Acumulada		0.254	0.799	1.677	2.936	4.628	6.809	6.809	6.809	6.809	6.809	6.809	6.809	6.809	6.809	6.809	6.809	6.809	6.809	6.809	6.809
<b>TOTAL PASIVO</b>	<b>248.604</b>	<b>248.253</b>	<b>224.583</b>	<b>199.856</b>	<b>175.046</b>	<b>150.236</b>	<b>125.425</b>	<b>130.886</b>	<b>134.589</b>	<b>138.293</b>	<b>166.856</b>	<b>187.927</b>	<b>193.628</b>	<b>199.328</b>	<b>205.029</b>	<b>210.730</b>	<b>216.430</b>	<b>222.131</b>	<b>227.832</b>	<b>233.532</b>	<b>236.621</b>





**CRITERIOS DE EVALUACION DE INVERSIONES**

AÑO	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	
<b>F.N.F. ECONOMICO</b>	-248.6	44.410	56.846	57.014	57.014	57.014	57.014	57.014	57.014	57.014	57.014	49.571	49.571	49.571	49.571	49.571	49.571	49.571	49.571	49.571	49.571	63.240
<b>F.N.F. FINANCIERO</b>	-60.7	8.632	20.819	20.699	20.370	19.996	19.575	57.014	57.014	57.014	57.014	49.571	49.571	49.571	49.571	49.571	49.571	49.571	49.571	49.571	49.571	63.240
<b>INGRESOS</b>		1356.2	1356.2	1356.2	1356.2	1356.2	1356.2	1356.2	1356.2	1356.2	1356.2	1356.2	1356.2	1356.2	1356.2	1356.2	1356.2	1356.2	1356.2	1356.2	1356.2	1356.2
<b>INVERSIONES</b>																						
TOTAL INVER. ECON.	248.60	13.001	0.168	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	-13.67
TOTAL INVER. FINAN.	60.702	38.361	27.286	28.997	31.007	33.156	35.454	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	-13.67
<b>VALOR PRESENTE NETO</b>																						
ACUMULADO ECONOMICO	-248.6	-207.9	-160.0	-116.0	-75.6	-38.5	-4.5	26.6	55.3	81.5	105.6	124.8	142.4	158.6	173.4	187.0	199.5	211.0	221.5	231.1	242.4	
ACUMULADO FINANCIERO	-60.7	-52.8	-35.3	-19.3	-4.8	8.2	19.8	51.0	79.6	105.9	130.0	149.2	168.8	183.0	197.8	211.4	223.9	235.3	245.9	255.5	266.8	

INDICADOR	VALOR	OBS.
VALOR PRESENTE NETO ECONOMICO	242.4	RENTABLE
VALOR PRESENTE NETO FINANCIERO	266.8	RENTABLE
TASA INTERNA DE RETORNO ECONOMICA	21.2%	RENTABLE
TASA INTERNA DE RETORNO FINANCIERA	36.9%	RENTABLE
TIR ECONOMICA CORRIENTE	20.0%	
TIR FINANCIERA CORRIENTE	35.6%	
RELACION BENEFICIO COSTO ECON.	1.020	RENTABLE
RELACION BENEFICIO COSTO FINAN.	1.022	RENTABLE
INDICE DEL VALOR PRESENTE ECON.	0.939	RENTABLE
INDICE DEL VALOR PRESENTE FINAN.	1.311	RENTABLE
PERIODO DE RECUPERO ECONOMICO	6	años
PERIODO DE RECUPERO FINANCIERO	4	años
POSTERGAR EL PROYECTO ECONO.	NO	
POSTERGAR EL PROYECTO FINAN.	NO	
F.R.K. ECONOMICO	26.56	
F.R.K. FINANCIERO	29.22	

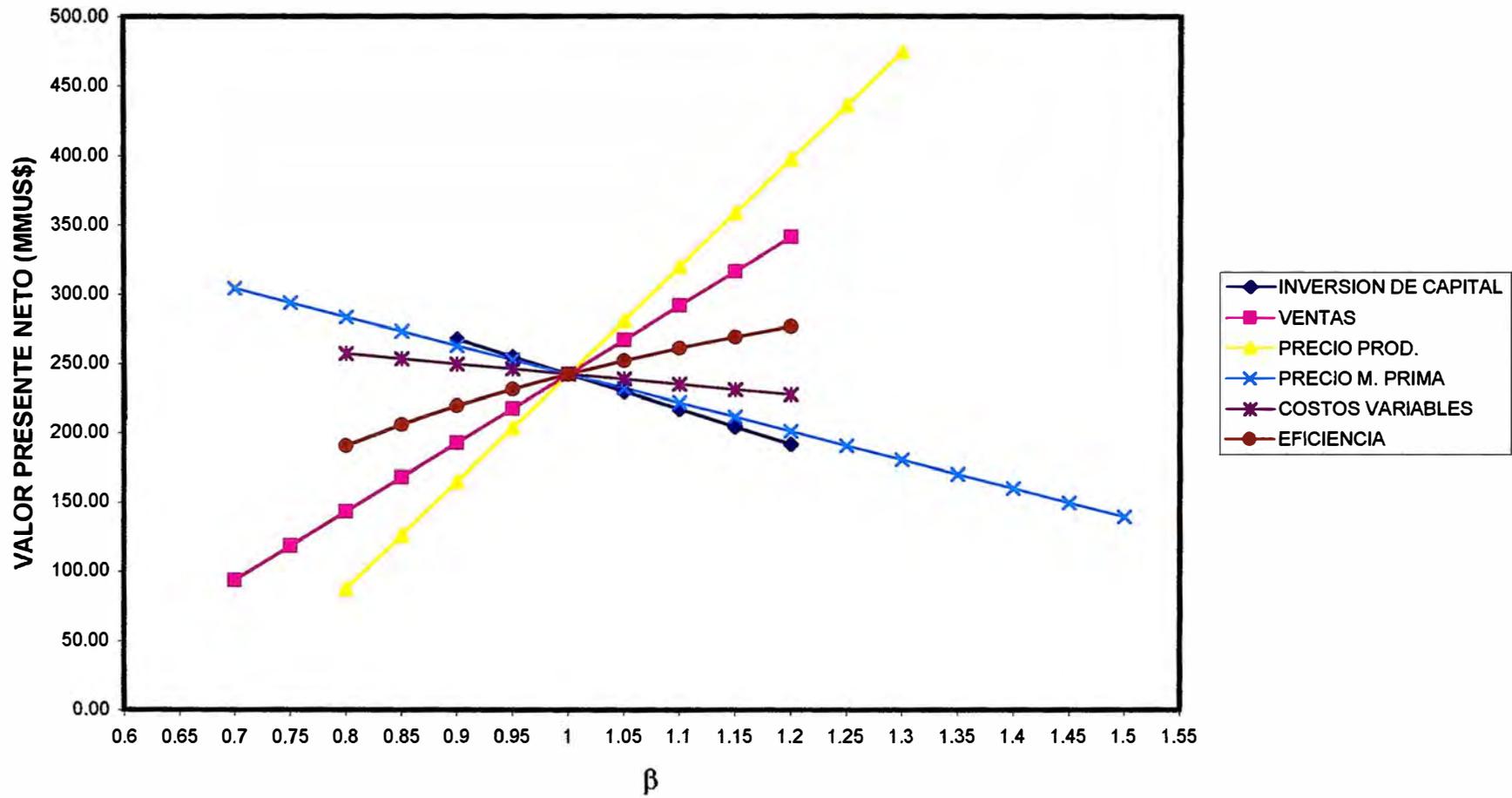
**ANALISIS DE RIESGO**

AÑO	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	
PR	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02
TD	9.00	9.00	9.00	9.00	9.00	9.00	9.00	9.00	9.00	9.00	9.00	9.00	9.00	9.00	9.00	9.00	9.00	9.00	9.00	9.00	9.00	9.00
$\alpha$	1.00	0.98	0.96	0.95	0.93	0.91	0.90	0.88	0.86	0.85	0.83	0.82	0.80	0.79	0.78	0.76	0.75	0.73	0.72	0.71	0.70	0.70
<b>F.N.F. ECONOMICO</b>	-248.60	44.41	56.85	57.01	57.01	57.01	57.01	57.01	57.01	57.01	57.01	49.57	49.57	49.57	49.57	49.57	49.57	49.57	49.57	49.57	49.57	63.24
TERMINOS DE VPN TDA	-248.60	40.01	46.14	41.69	37.56	33.84	30.48	27.46	24.74	22.29	20.08	15.73	14.17	12.77	11.50	10.36	9.33	8.41	7.58	6.82	7.84	7.84
FNF CERTERO (MEC)	-248.60	40.01	46.14	41.69	37.56	33.84	30.48	27.46	24.74	22.29	20.08	15.73	14.17	12.77	11.50	10.36	9.33	8.41	7.58	6.82	7.84	7.84
<b>F.N.F. FINANCIERO</b>	-60.70	8.63	20.82	20.70	20.37	20.00	19.57	57.01	57.01	57.01	57.01	49.57	49.57	49.57	49.57	49.57	49.57	49.57	49.57	49.57	49.57	63.24
TERMINOS DE VPN TDA	-60.70	7.78	16.90	15.14	13.42	11.87	10.47	27.46	24.74	22.29	20.08	15.73	14.17	12.77	11.50	10.36	9.33	8.41	7.58	6.82	7.84	7.84
FNF CERTERO (MEC)	-60.70	7.78	16.90	15.14	13.42	11.87	10.47	27.46	24.74	22.29	20.08	15.73	14.17	12.77	11.50	10.36	9.33	8.41	7.58	6.82	7.84	7.84

INDICADOR	VALOR	OBS.
V.P.N. CERTERO (TDA) ECONOMICO	180.185	RENTABLE
V.P.N. CERTERO (TDA) FINANCIERO	213.936	RENTABLE
V.P.N. CERTERO (MEC) ECONOMICO	180.185	RENTABLE
V.P.N. CERTERO (MEC) FINANCIERO	213.936	RENTABLE
T.I.R. CERTERA ECONOMICA	9.2%	RENTABLE
T.I.R. CERTERA FINANCIERA	23.4%	RENTABLE

ANALISIS DE SENSIBILIDAD ECONOMICO							ANALISIS DE SENSIBILIDAD FINANCIERO						
VALORDE β	INVERSION C. FIJO	VENTAS	PRECIO PRODUCTO	PRECIO MAT. PRIMA	COSTO VARIABLE	EFICIENC. PROCESO	INVERSION C. FIJO	VENTAS	PRECIO PRODUCTO	PRECIO MAT. PRIMA	COSTO VARIABLE	EFICIENC. PROCESO	
0.7		93.85		304.23				118.22		328.60			
0.75		118.61		293.93				142.98		318.30			
0.8		143.37	87.37	283.62	257.19	190.89		167.74	111.74	307.99	281.56	215.26	
0.85		168.13	126.13	273.32	253.50	206.04		192.50	150.50	297.69	277.87	230.41	
0.9	267.69	192.89	164.89	263.02	249.80	219.51	289.62	217.26	189.26	287.39	274.17	243.88	
0.95	255.05	217.65	203.65	252.71	246.11	231.56	278.20	242.02	228.02	277.08	270.47	255.93	
1	242.41	242.41	242.41	242.41	242.41	242.41	266.78	266.78	266.78	266.78	266.78	266.78	
1.05	229.77	267.17	281.17	232.10	238.71	252.22	255.36	291.54	305.54	256.47	263.08	276.59	
1.1	217.13	291.93	319.93	221.80	235.02	261.14	243.94	316.30	344.30	246.17	259.39	285.51	
1.15	204.49	316.69	358.69	211.50	231.32	269.29	232.51	341.06	383.06	235.87	255.69	293.66	
1.2	191.85	341.45	397.45	201.19	227.62	276.75	221.09	365.82	421.82	225.56	251.99	301.12	
1.25			436.21	190.89					460.58	215.26			
1.3			474.97	180.59					499.34	204.96			
1.35				170.28						194.65			
1.4				159.98						184.35			
1.45				149.67						174.04			
1.5				139.37						163.74			
	0.00	64.00	64.00				0.00	64.00	64.00				
PROBABILIDAD EL PROYECTO NO SEA RENTABLE : 8 %						0.00	PROBABILIDAD EL PROYECTO NO SEA RENTABLE : 8 %						0.00

## GRAFICO DE LA SENSIBILIDAD DE RENTABILIDAD ECONOMICA



## CAPITULO V

### APLICACIONES DE LOS PRODUCTOS Y SUBPRODUCTOS

#### 5.1 Aplicaciones del amoniaco.

Hace 4 años cerca del 85% de la producción de amoniaco fue utilizada para la fabricación de fertilizantes. El amoniaco se convierte en fertilizantes sólidos como urea, nitrato de amonio, fosfato, sulfato o puede ser aplicable directamente al suelo agrícola, generalmente en solución acuosa.

El uso industrial del amoniaco es cerca del 15%. Actualmente cada átomo de nitrógeno en la industria de compuestos químicos proviene directa o indirectamente del amoniaco. Un importante uso del nitrógeno contenido en el amoniaco, convertido en ácido nítrico, es la producción de plásticos y fibras, como poliamidas, resinas urea-formaldehído-fenólicas, resinas basadas en melaminas, poliuretanos y poliacrilonitrilos.

Algunos de los ejemplos industrialmente importantes del uso del amoniaco son las siguientes reacciones:

<b>Reactivo</b>	<b>Producto</b>
Haluros alquílicos o alcoholes	aminas o iminas
Metanol	trimetilamina
Diclorometano	etilenimina
Esteres, ácidos	Amidas acidas
aldehídos o cetonas	formaldehído, hexametilentetramina
acetaldehído	amonio acetaldehído
benzaldehído	hidrobenzamida
etileno, óxidos de propileno	etanol o propanol amina
oxidación de olefinas (propileno) (ammonooxidación)	acrilonitrilo
(ammonooxidación) o-xileno	ftalodinitrilo

Otra aplicación del amoniaco es la fabricación de explosivos, hidracinas, aminas, amidas, nitrilos y otros compuestos orgánicos, los cuales sirven como elementos intermediarios de tintes y farmacéuticos.

Los principales compuestos inorgánicos son ácido nítrico, nitrato de sodio, cianuro de sodio, cloruro de amonio, y bicarbonato de amonio.

En el sector ambiental, el amoniaco se usa en procesos para remoción de SO<sub>2</sub> de los gases de desecho de plantas de energía a partir de combustibles fósiles. El resultado, sulfato de amonio, se vende como fertilizante.

El amoniaco se aplica como solvente en algunos procesos. Otra aplicación es la nitruración del acero. También cabe recordar el uso del amoniaco como refrigerante, el cual está volviendo a ser de importancia frente a las restricciones ambientales para los CFCs. En algunos lugares se descompone el amoniaco para obtener nitrógeno e hidrógeno.

## 5.2 Aplicaciones de los subproductos de las plantas.

El hidrógeno tiene un sinnúmero de aplicaciones como: la hidrogenación de las grasas, hidrogenación en refinerías de petróleo para el

desulfurización o hidrocracking de moléculas pesadas. Además de su aplicación para las celdas de combustible, cuya comercialización gana auge en los países industrializados. También se usa en la reducción del acero.

El nitrógeno, de otra parte, se usa en la fabricación del acero como elemento inerte.

Las aplicaciones mencionadas pueden ser suministradas por las plantas en forma separada si se logra una capacidad mayor, por ejemplo, la planta de hidrógeno puede producir mayor hidrógeno del que se ha estimado. En todo caso se mencionan estos puntos puesto que podría ser factible que cada planta sea administrada por una compañía diferente teniendo múltiples aplicaciones de sus productos, descendiendo los costos de producción.

## CAPITULO VI

### CONCLUSIONES

Existe la alternativa de que se pueda producir amoniaco en el Perú, y se da gracias a la presencia de reservas de gas natural, el cual, próximamente llegará a la costa de nuestro país, esperando ser administrado de la mejor manera. No permitamos que como comúnmente ocurre con nuestros recursos naturales, simplemente sea exportarlos, sino que agreguémosle valor agregado; el cual es sinónimo de generación de empleo, llegada de capitales, mejora de la balanza comercial debido a las exportaciones, generación de empresas secundarias.

Esta opción de instalar una planta de escala mundial por su nivel de producción, originaría a su vez, la promoción de la inversión extranjera en la zona; como la instalación de plantas de metanol, generando un complejo industrial de magnitudes únicas en las costas Latinoamericanas.

De acuerdo a nuestros análisis económicos, el negocio de la fabricación de amoniaco es rentable. Pero se vuelve riesgoso, si es que el Estado Peruano no reafirma su actitud de promoción de la inversión. Esto se daría, por ejemplo si el Estado Peruano favorece con menos aranceles a las importaciones de los equipos que forman parte de la planta de tal manera que ayude a la reducción de los costos fijos de inversión. Pero lo más importante, es que se considere a esta industria, por ser consumidor importante, un precio especial del gas natural similar al ofertado para las empresas de generación eléctrica. No podemos dejar de lado que el valor

correspondiente a las retenciones del Estado por concepto de Impuesto a la Renta, son altas y desfavorecen económicamente a la empresa, colocándola en desventaja frente a competidores de otros países como Trinidad & Tobago y Venezuela. Respecto al período de depreciación considerado por el Estado, creemos que no propicia la inversión en plantas de esta magnitud, dado que es muy corto; mientras que el periodo de vida de plantas a escala mundial es entre 20 a 30 años.

En cuanto a la forma en que podría instalarse esta planta, existe la posibilidad de que en una zona como Pisco, donde se tiene producción de acero, las plantas de hidrógeno y de nitrógeno sean diseñadas considerando un mayor volumen de producción y que los inversionistas de dichas plantas sean diferentes, de tal manera que el costo de la inversión fija se comparte y no la asume un solo inversionista, tal como lo hemos planteado.

En cuanto al costo de la inversión fija del proyecto, cabe mencionar que este puede reducirse con la adquisición de ciertos equipos mayores de segundo uso, por ejemplo, los compresores de aire y de nitrógeno en la planta de este producto; previamente estos equipos tendrían que ser refabricados “Refurbished” pero el costo de los mismos podría descender hasta en 50%. Sin embargo sería riesgoso aplicar a todos los equipos de la planta, dado que se podría perjudicar la eficiencia de la misma debido a paradas no planificadas por fallas en equipos de segundo uso.

Respecto al proceso, podemos esperar mejoras en la reacción de formación del amoníaco dado que siempre se hacen avances en el descubrimiento de nuevos catalizadores como el de Ruthenio que permiten mayor conversión y por consiguiente producto, para una misma cantidad de energía empleada. Adicionalmente, si se forma un complejo petroquímico, o se instala una empresa de generación, se podría pasar a comprar energía eléctrica o a ser suministrados por ejemplo en el caso de una planta de LNG podría suministrarnos del refrigerante necesario para las plantas de aire y de amoníaco. La planta de hidrógeno, es versátil en el sentido de que puede cambiar su producción simplemente alterando el uso de las PSA, de tal manera que pueda recuperar más

hidrógeno del gas de síntesis. Esto no sucede así con la de nitrógeno, la cual en todo caso se tendría que adquirir otros equipos de mayor capacidad.

Podemos agregar también, que la producción de amoniaco en los próximos 15 a 20 años se basará en la reacción de síntesis clásica de combinación de hidrógeno y nitrógeno usando un catalizador a elevada temperatura y presión en un proceso de recirculación.

El gas natural permanecerá como la materia prima más importante para la industria del amoniaco sobre las demás alternativas como los combustibles fósiles.

En cuanto al proceso, la tecnología no va a cambiar fundamentalmente, al menos no en los próximos 10 a 20 años. Incluso si surge un cambio radical, se necesitaría un tiempo para madurar la aplicación comercial.

El actual consumo de energía alcanzado por nuestra planta está entre 28 a 29 GJ/t NH<sub>3</sub>. Sin embargo, con mayor información acerca del catalizador de Rutenio, se estima que se puede alcanzar un 27,2 GJ/t NH<sub>3</sub> ocasionando un descenso en los costos de producción.

La tendencia mundial de producción de amoniaco es continuar produciéndolo en plantas de gran escala o “escala mundial”.

Los desarrollos tecnológicos reducirán los costos de inversión fijo e incrementarán la confianza operativa. Los progresos en instrumentación y control de computadoras podrían reducir efectivamente el consumo energético sintonizando a las plantas en condiciones de operación óptimas.

## CAPITULO VII

## BIBLIOGRAFÍA

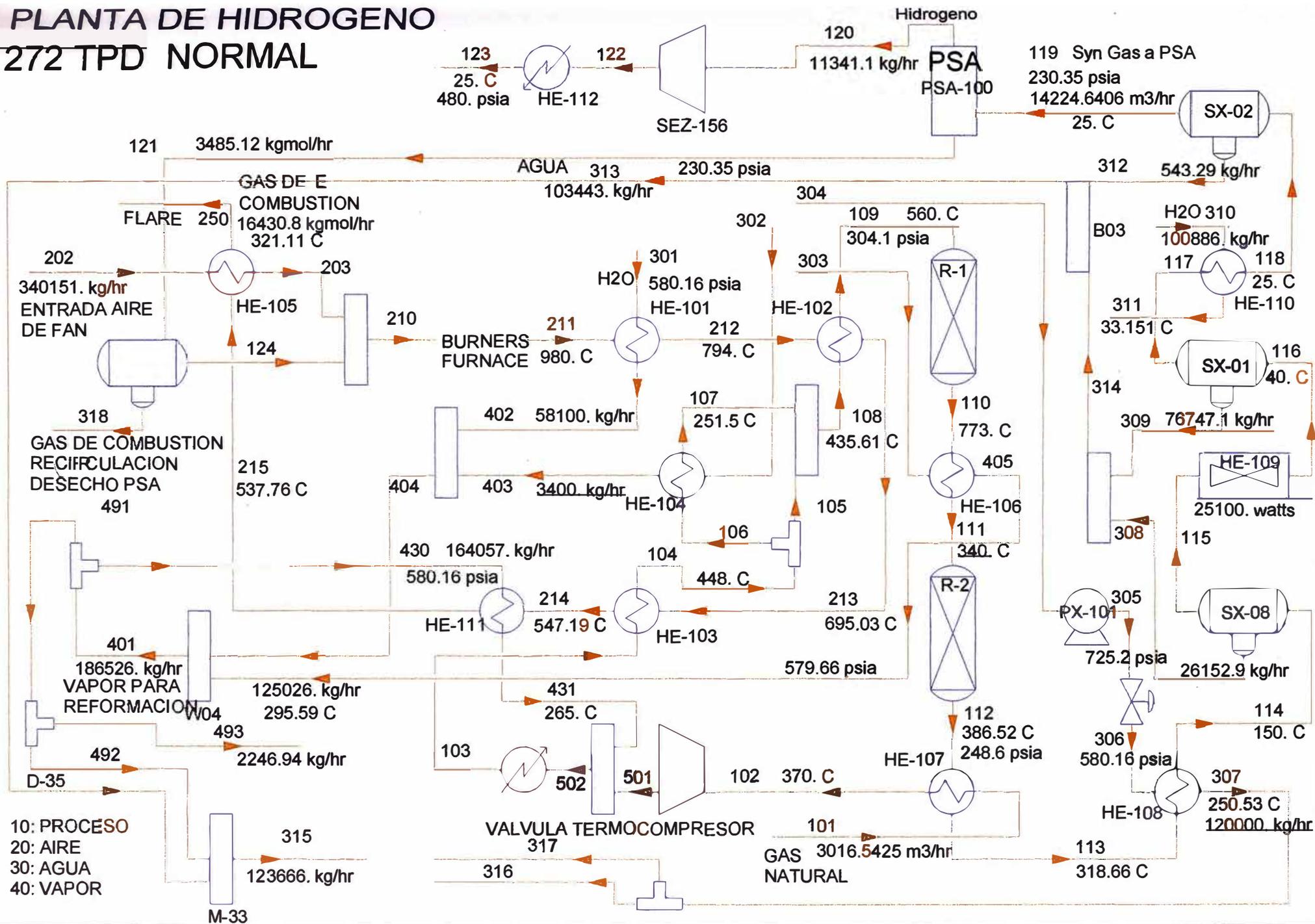
1. SudChemie Group, "*Catalyst for Carbon Monoxide Shift Conversion*", Lurgi CAL Plant 1994.
2. SudChemie Group, "*Catalyst for Steam Hydrocarbon Reforming*", Lurgi CAL Plant 1994.
3. SudChemie Group, "*Catalyst for Carbon Monoxide Shift Conversion*", Lurgi CAL Plant 1994.
4. Lurgi Ol, "*H<sub>2</sub> Plant in Trinidad for MG Industries*", Lurgi Ol Gas Chemie Gmbh, 1994.
5. Peter Daum, "*Determining the costs of hydrogen*", INFORM, Vol. 4, no. 12, Dic. 1993.
6. Kurz, G. R., "*Hydrogen Generators*", Caloric Gmbh, 1999.
7. Linde AG, "*Gas processing plants, Linde Ammonia Concept (LAC) for the production of ammonia from light hydrocarbons.*"
8. Glove/Yoars, "*Two-stage Adiabatic Ammonia Synthesis Converter*", Ammonia Plants Safety Symposium, AIChE, Aug. 29, 1972.
9. Wilson/Grotz/Richez, "*New Synloop Lowers Ammonia Production Costs*", The British Sulphur Corporation, April '86.
10. Ullmann, "*Encyclopedia of industrial Chemistry*", 6<sup>th</sup> Edición, Wiley-VCH 2000.

11. Max Appl, "Ammonia : principles and industrial practice", Wiley – VCH January 1999.
12. Gael D. Ulrich, "Diseño y economía de los procesos de ingeniería química", McGraw – Hill, Edición 1992.
13. Marshall Sittig, "Industrial Gases Manufacture and Applications"
14. Emilio Porras Sosa, "Separata de economía de los procesos", edición 1998.
15. Nicholas P. Chohey, "Handbook of Chemical Engineering Calculations", McGraw – Hill, 2<sup>da</sup> Edición, PP. 7-71 a 7-85.
16. John H. Perry, "Handbook of Chemical Engineer's", McGraw – Hill, 4<sup>ta</sup> Edición, PP. 6-15 a 6-19; 9-13 a 9-15; 10-13 a 10-32; 11-21 a 11-24.
17. Demag Delaval, "Catalogo de productos y servicios de compresores y turbinas", April 2001.
18. Seminario Pluspetrol, "El Gas Natural Para La Industria", Agosto 2000.
19. Chemical Engineering Progress (CEP), "Compact Heat Exchangers", December 2000, AICHE, PP. 39-49.
20. Chemical Engineering Progress (CEP), "High Capacity Trays", January 1999, AICHE, PP. 37-46.
21. Chemical Engineering Progress (CEP), "Optimize Distillation Columns", May 2000, AICHE, PP. 19-34.
22. Chemical Engineering, "Design of air-cooled exchangers", March 1978, McGraw – Hill , PP. 107-121.
23. Chemical Engineering, "Sharpen your capital-cost-estimation skills", "Economic Indicators", October 2001, McGraw – Hill , PP. 70-81, 182.
24. Chemical Engineering, "Refurbishing worn-out heat exchangers", June 1999, McGraw – Hill , PP. 78-88.
25. Chemical Engineering, "27<sup>th</sup> Biennial materials construction report", November 1976, McGraw – Hill , PP. 119- 152.
26. Patente US5427760: "Axial-radial reactors in the Braun ammonia synloop with external heat sink", Brown & Root Petroleum and Chemicals, June 27, 1995.

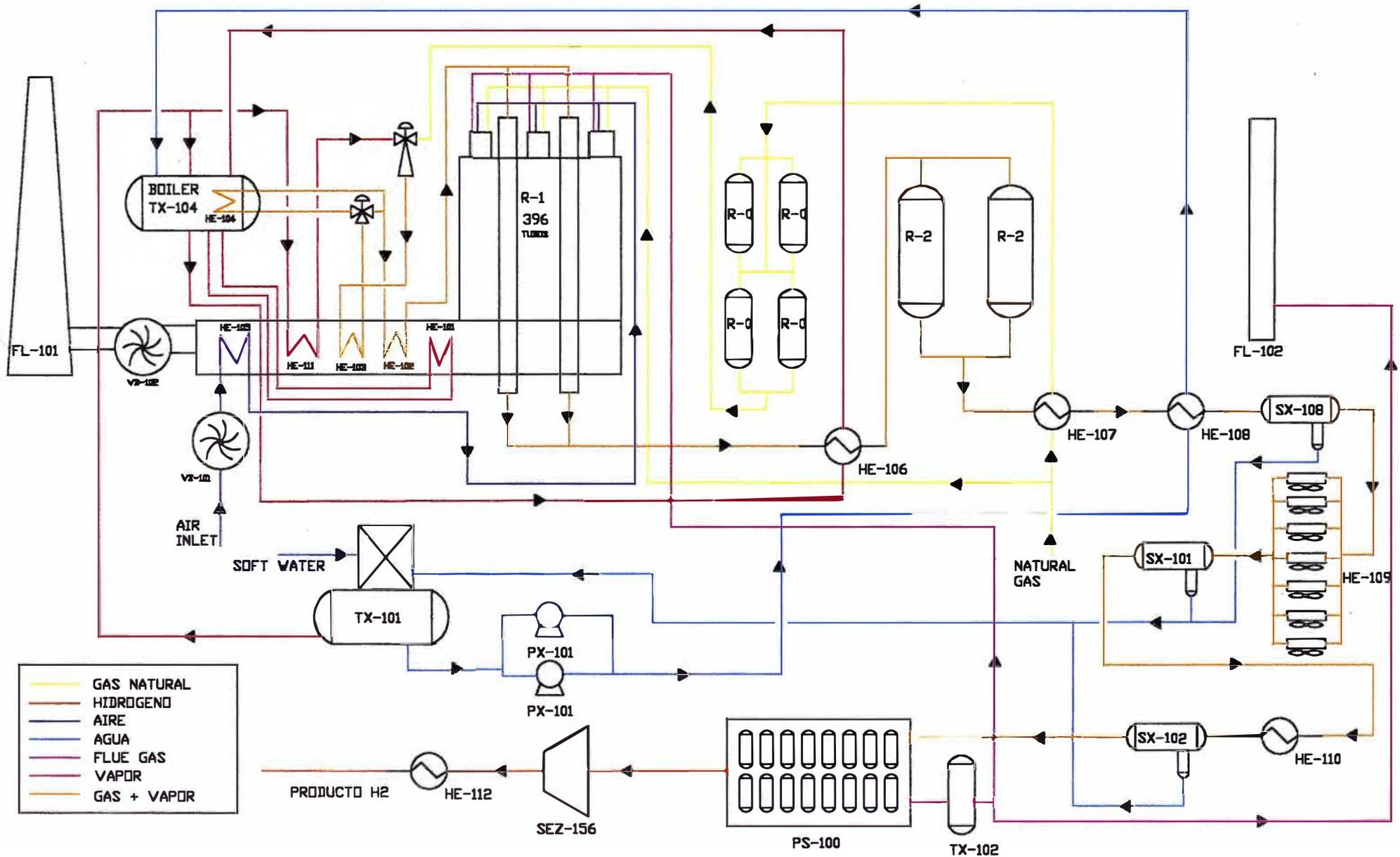
27. Patente US5711167: "High efficiency nitrogen generator", Air Liquide Process & Construction, Jan. 27, 1998.
28. Scott Fulton, Jay Collie; "Confirm Complex Heat Exchanger Performance", Mayo 1997.
29. Chemical Engineering, "How to specify PSA units", June 1998, McGraw – Hill , PP. 110.
30. Chemical Engineering, "Pump up your energy savings", February 1994, McGraw – Hill , PP. 120.
31. Servicio nacional de Aduanas de Chile.
32. [ADU@NET](#), ADUANAS DEL PERU, "Principales productos Importados 2000".
33. "K" LINE, Tanker Fleet; Kawasaki Kisen Kaisha, LTD. , Octubre 2001.
34. INTERTANKO, "Tanker Market", Noviembre 23, 2001.

# PLANTA DE HIDROGENO

## 272 TPD NORMAL



# DIAGRAMA DE LA PLANTA DE HIDROGENO















## STREAM SUMMARY

Stream Number		492	493	501	502
Stream Name		Vapor a dearea	Vapor venteo p	NO REAL1	NO REAL 2
Thermo Method Option		GLOBAL	GLOBAL	GLOBAL	GLOBAL
Vapor Fraction		1	1	1	1
Temperature	C	319.46	319.46	420.88	288.76
Pressure	psia	579.66	579.66	348.1	348.1
Enthalpy	J/hr	1083000000	1203300000	4330500000	1.1026E+11
Vapor Cp	kJ/kgmol/K	41.455	41.455	59.634	41.443
Vapor Cv	kJ/kgmol/K	30.02	30.02	51.09	31.611
Liquid Cp	kJ/kgmol/K				
Vapor Density	kg/m3	15.953	15.953	6.9264	9.531
Liquid Density	kg/m3				
Liquid Specific Gravity	60F@STP				
Vapor Viscosity	ns/m2	0.000016046	0.000016046	0.000021649	0.000016067
Liquid Viscosity	ns/m2				
Vapor Thermal Conductivity	w/mK	0.063304	0.063304	0.10551	0.06494
Liquid Thermal Conductivity	w/mK				
Vapor Flowrate	m3v(NTP)/hr	25156	2795.1	49358	253440
Liquid Flowrate	m3l(NTP)/hr				
Free Water Flowrate	m3l(NTP)/hr				
Total Molecular Weight		18.015	18.015	16.716	17.762
Total Flowrate	kgmol/hr	1122.5	124.72	2202.4	11309
Total Flowrate	kg/hr	20222	2246.9	36815	200870
Note: All Liquid Phase calculations exclude Free Water					
Total Flowrate By Component:					
OXYGEN	kgmol/hr	0	0	0	0
NITROGEN	kgmol/hr	0	0	2.2481	2.2461
WATER	kgmol/hr	1122.5	124.72	0	9106.5
CO2	kgmol/hr	0	0	12.411	12.411
CO	kgmol/hr	0	0	0	0
HYDROGEN	kgmol/hr	0	0	0.011012	0.011012
METHANE	kgmol/hr	0	0	2111.1	2111.1
ETHANE	kgmol/hr	0	0	74.31	74.31
PROPANE	kgmol/hr	0	0	2.3349	2.3349
Total	kgmol/hr	1122.5	124.72	2202.4	11309
Total Stream Composition:					
OXYGEN	%	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
NITROGEN	%	0.000000	0.000000	0.101984	0.019861
WATER	%	100.000000	100.000000	0.000000	80.524361
CO2	%	0.000000	0.000000	0.563522	0.109744
CO	%	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
HYDROGEN	%	0.000000	0.000000	0.000500	0.000097
METHANE	%	0.000000	0.000000	95.854522	18.667433
ETHANE	%	0.000000	0.000000	3.374046	0.657087
PROPANE	%	0.000000	0.000000	0.106016	0.020646
Total	%	100.000000	100.000000	100.000000	100.000000

## COMPONENT SPLITTERS

Equipment Number		22
Equipment Name		PSA-100
Temperature Overhead Out	C	FEED
Temperature Bottom Out	C	FEED
OXYGEN	kgmol/hr	0
NITROGEN	kgmol/hr	1.6
WATER	kgmol/hr	0
CO2	kgmol/hr	0.08
CO	kgmol/hr	0.08
HYDROGEN	kgmol/hr	5600
METHANE	kgmol/hr	0.08
ETHANE	kgmol/hr	0
PROPANE	kgmol/hr	0

## Fla 9 (SX-08)

### Horizontal Separator Sizing Results

#### Conditions

Liquid Flowrate	m3	0.0080852
Vapor Flowrate	m3	7.964
Total Flowrate	m3	7.9721
Temperature	C	150
Pressure	psia	235.6

#### Properties

Liquid Density	kg/m3	898.51
Vapor Density	kg/m3	6.094
Vapor Z-Factor		0.98966

#### Design Parameters

Length to Diameter Ratio		4
K Constant	m/sec	0.10668
Minimum Liquid Residence Time		0
Minimum Vapor Space Height	m	0.381
Mist Eliminator	m	0.1524
Design Pressure	psia	259.16
Allowable Stress	psia	15015
Joint Efficiency		1
Corrosion Allowance (CA)	m	0.003175
Weight Percent Allowance (WA)		20

#### Results

Maximum Droplet Settling Velocity	m/sec	1.291
Actual Vapor Velocity	m/sec	16.09
Diameter Based on Separation	m	1.402
Selected Internal Diameter - Plate Steel	m	1.402
Length	m	6.096
Corresponding Residence Time	min	13.18
Normal Liquid Level	m	0.701
Vapor Space Height	m	0.701
Actual Plate Thickness	m	0.015875
Actual Head Thickness	m	0.015875
Minimum Shell Thickness Including CA	m	0.014701
Minimum Head Thickness Including CA	m	0.014607
Approximate Empty Weight Of Vessel	kg	3573
Approximate Full Weight Of Vessel	kg	12029
Approximate Total Weight Including WA	kg	12744

#### Nozzle Data

Nozzles (STD Wall)		Inlet	Vapor Out	Liquid Out
Minimum Velocity	m/sec	27.666	29.65	2.4418
Actual Velocity	m/sec	42.457	42.414	3.7346
Maximum Velocity	m/sec	46.111	49.416	4.0697
Nominal Diameter	in.	20	20	2

Estimated Sonic Velocity In Vapor	m/sec	594.6
-----------------------------------	-------	-------

# Fla 11 (SX-01)

## Horizontal Separator Sizing Results

### Conditions

Liquid Flowrate	m3	0.021198
Vapor Flowrate	m3	4.1297
Total Flowrate	m3	4.1509
Temperature	C	40
Pressure	psia	232.35

### Properties

Liquid Density	kg/m3	1005.7
Vapor Density	kg/m3	6.5898
Vapor Z-Factor		1.0035

### Design Parameters

Length to Diameter Ratio		4
K Constant	m/sec	0.10668
Minimum Liquid Residence Time		0
Minimum Vapor Space Height	m	0.381
Mist Eliminator	m	0.1524
Design Pressure	psia	255.58
Allowable Stress	psia	15015
Joint Efficiency		1
Corrosion Allowance (CA)	m	0.003175
Weight Percent Allowance (WA)		20

### Results

Maximum Droplet Settling Velocity	m/sec	1.3135
Actual Vapor Velocity	m/sec	9.9878
Diameter Based on Separation	m	1.0029
Selected Internal Diameter - Plate Steel	m	1.524
Length	m	6.096
Corresponding Residence Time	min	6.7612
Normal Liquid Level	m	1.143
Vapor Space Height	m	0.381
Actual Plate Thickness	m	0.015875
Actual Head Thickness	m	0.015875
Minimum Shell Thickness Including CA	m	0.015519
Minimum Head Thickness Including CA	m	0.01542
Approximate Empty Weight Of Vessel	kg	3898.7
Approximate Full Weight Of Vessel	kg	15082
Approximate Total Weight Including WA	kg	15862

### Nozzle Data

Nozzles (STD Wall)		Inlet	Vapor Out	Liquid Out
Minimum Velocity	m/sec	21.406	28.512	2.308
Actual Velocity	m/sec	35.224	46.422	3.3233
Maximum Velocity	m/sec	35.676	47.521	3.8467
Nominal Diameter	in.	16	14	3.5

Estimated Sonic Velocity in Vapor	m/sec	578.7
-----------------------------------	-------	-------

## Fla 13 (SX-02)

### Horizontal Separator Sizing Results

#### Conditions

Liquid Flowrate	m3	0.00014813
Vapor Flowrate	m3	3.9513
Total Flowrate	m3	3.9515
Temperature	C	25
Pressure	psia	230.35

#### Properties

Liquid Density	kg/m3	1018.8
Vapor Density	kg/m3	6.8491
Vapor Z-Factor		1.003

#### Design Parameters

Length to Diameter Ratio		4
K Constant	m/sec	0.10668
Minimum Liquid Residence Time		0
Minimum Vapor Space Height	m	0.381
Mist Eliminator	m	0.1524
Design Pressure	psia	253.38
Allowable Stress	psia	15015
Joint Efficiency		1
Corrosion Allowance (CA)	m	0.003175
Weight Percent Allowance (WA)		20

#### Results

Maximum Droplet Settling Velocity	m/sec	1.2967
Actual Vapor Velocity	m/sec	10.374
Diameter Based on Separation	m	0.98487
Selected Internal Diameter - Plate Steel	m	0.98487
Length	m	4.2672
Corresponding Residence Time	min	182.89
Normal Liquid Level	m	0.49243
Vapor Space Height	m	0.49243
Actual Plate Thickness	m	0.011112
Actual Head Thickness	m	0.011112
Minimum Shell Thickness Including CA	m	0.011079
Minimum Head Thickness Including CA	m	0.011016
Approximate Empty Weight Of Vessel	kg	1230
Approximate Full Weight Of Vessel	kg	4542.1
Approximate Total Weight Including WA	kg	4788.1

#### Nozzle Data

Nozzles (STD Wall)		Inlet	Vapor Out	Liquid Out
Minimum Velocity	m/sec	27.89	27.967	2.2931
Actual Velocity	m/sec	44.418	44.417	0.26565
Maximum Velocity	m/sec	46.484	46.612	3.8219
Nominal Diameter	in.	14	14	1

Estimated Sonic Velocity In Vapor	m/sec	565.9
-----------------------------------	-------	-------

## HEAT EXCHANGERS / CONDENSERS

Equipment Number		1	3	5	7	8	12	15	17	19	21	23	31
Equipment Name		HE-105	HE-101	HE-106	HE-107	HE-108	HE-110	eyector1	HE-102	HE-103	HE-104	HE-111	HE-112
Overall Heat Trans. Coef.	ki/sec/m2/K	0.02839	0.1703	0.5678	0.3975	0.4542	0.1703	0.2839	0.1136	0.1136	0.5678	0.08517	0.4542
Area Per Shell	m2	5713	343.2	2575	369.9	396.8	229.1	57.33	1542	1499	82.06	1961	327.5
Number Of Shells		1	1	1	1	1	3	1	1	1	1	1	1
Shell Passes		1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
Tube Passes		1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
Cooling Water	0.0000e+00					0	0	399.4	0	0	0	0	395.3
Delta Pressure Shellside	psi	0	0.01	0.5	9	1	0.1	0	0	0	0	0	0
Delta Pressure Tubeside	psi	0	0.01	0.5	11	4	2	0	20	24	0	0	0
Calculated Duty Shellside	j/hr	-1.2652E+11	-1.2064E+11	2.3665E+11	-3.5925E+10	1.4268E+11	5543200000	-1.3908E+10	-6.2377E+10	-9.0603E+10	6072800000	-5668600000	-1.6521E+10
Specified Duty Shellside													
Refrigerant Number													
Refrigerant Pressure													
Refrigerant Temperature													
Mean Temperature Diff.	C	216.7	573.2	44.96	67.86	219.9	13.15	237.3	98.97	147.8	36.2	9.427	30.84
Utility Temperature In	C							32.222	0				20
Utility Temperature Out	C							40.556	0				30
Temperature Out Spec.	C	380	794	340	370	150	25	259	560	448		265	25

## AIR COOLERS / AIR CONDENSERS

Equipment Number		10
Equipment Name		HE-109
Air Cooler Rated		YES
Process Temperature In	C	150
Process Temperature Out	C	40
Air Temperature In	C	25.02
Air Temperature Out	C	79.57
Air Flow Rate	kg/hr	4166300
U for Total Area	kJ/sec/m <sup>2</sup> /K	0.028
Heat Transfer Area	m <sup>2</sup>	63579
Mean Temperature	C	36
Calculated Duty	J/hr	2.2756E+11
Calculated Tube Side Delta P	psia	3.2479
Calculated Air Side Delta P	psia	0.0125
Tube Side Fouling Factor	sec-m <sup>2</sup> -K/kJ	0.1761
Air Side Fouling Factor	sec-m <sup>2</sup> -K/kJ	0.1761
Tube Passes		2
Fan Diameter	m	5
Fan Power per Fan	watts	25100
Number of Fans		7
Fan Efficiency		0.7
Fan Reducer Efficiency		0.92

/

# AIR COOLER / AIR CONDENSER 10 (HE-109)

## Process Rating

Conditions (Note: the Air Side does not include the Fan effects)

Parallel Bundles	7			Tubes/Bundle	400
Fans/Bay	1			Bundles/Bay	1
		Tubeside In	Tubeside Out	Airside In	Airside Out
Temperature	C	150	40	25.02	79.57
Pressure	psia	235.6	232.35	14.71	14.7
Velocity	m/sec	18.36	9.57	2.37	2.81
Heat Exchanged	j/hr	-2.27563E+11		2.27588E+11	
Fouling Factor	sec-m2-K/kj	0.17612		0.17612	
Heat Transfer Coef. Factor	ki/sec/m2/K	0.327		0.058	
Pressure Drop (Spec./Calc.)	psi	0	3.248	0	0.012
Total Fluid Flowrate	kg/hr	174719		4166320	
Vapor	kg/hr	174720	119080	4166320	
Liquid	kg/hr	0	55641	0	

Properties (Note: the Air Side does not include the Fan effects)

		Tubeside In	Tubeside Out	Airside In	Airside Out
Molecular Weight					
Vapor		13.061	10.746	28.964	
Liquid		0	18.015		
Viscosity					
Vapor	ns/	0	0	0	0
Liquid	ns/	0	0.001		
Density					
Vapor	kg/m3	6.094	6.59	1.1848	1.0007
Liquid	kg/m3	0	0		
Specific Heat					
Vapor	kJ/kg/K	2.654	2.9211	1.0012	1.0012
Liquid	kJ/kg/K	0	4.1786		
Thermal Conductivity					
Vapor	w/m/K	0.0953	0.1044	0.0289	0.0289
Liquid	w/m/K	0	1.1687		

### Calculations

Heat Exchanged	j/hr	2.2756E+11
Overall U Coefficient	w/m/K	4.8643
Corrected LMTD	C	36.001
LMTD Correction Factor		0.843
Surface Area Used	m2	63579
Delta T Calculation Method		ARITHMETIC
Fan Draft Type		FORCED
Fan Speed	rpm	274
Fan Diameter	m	5
Actual Air Rate/Fan	m3/min	8376
Fan Power/Fan	watts	25104
Fan Efficiency		0.7
Reducer Efficiency		0.92
Tube Thermal Conductivity	w/m/K	10

### Exchanger Details

	Tube Side		Air Side		
Outside Diameter	cm	2.54	Number of Fins per	cm	9.8
Inside Diameter	cm	1.986	Fin Height	cm	1.27
Tube Pitch (TRIANG.)	cm	2.37	Fin Thickness	cm	0.016
Tube Length	m	7.3	Fin Shape		STRAIGHT
Number of Tube Passes		2			
Number of Tube Rows		3			
Material: Tube		STAINLESS STEEL	Material: Fin		ALUMINUM

## PUMPS / COMPRESSORS / EXPANDERS

Equipment Number		14	25	30
Equipment Name		eyector 3	PX-101	SEZ-156
Driver Type		ELECTRIC	ELECTRIC	ELECTRIC
Calculation Type		POLYTROP	POLYTROP	POLYTROP
Stages		1	1	1
Work Capacity	watts	745700000	745700000	745700000
Calculated Outlet Pressure	psia	348.1	725.2	480
Specified Outlet Pressure	psia	348.1	725.2	480
Specified Poly Coeficient				
Calculated Poly Coeficient		0.2037	0	0.3993
Polytropic Head	kgf-m/kgm	12926	0	107880
Interstage Temperature Out				
Efficiency (of calc type)		0.72	0.9	0.72
Water Flow				
Fuel Flow				
Electrical Usage	kw	1799	180.3	4625
Real Work	watts	-1800500	-180420	-4628800
Isentropic Head	kgf-m/kgm	8.72986E+11		1.14492E+12
Isentropic Efficiency				

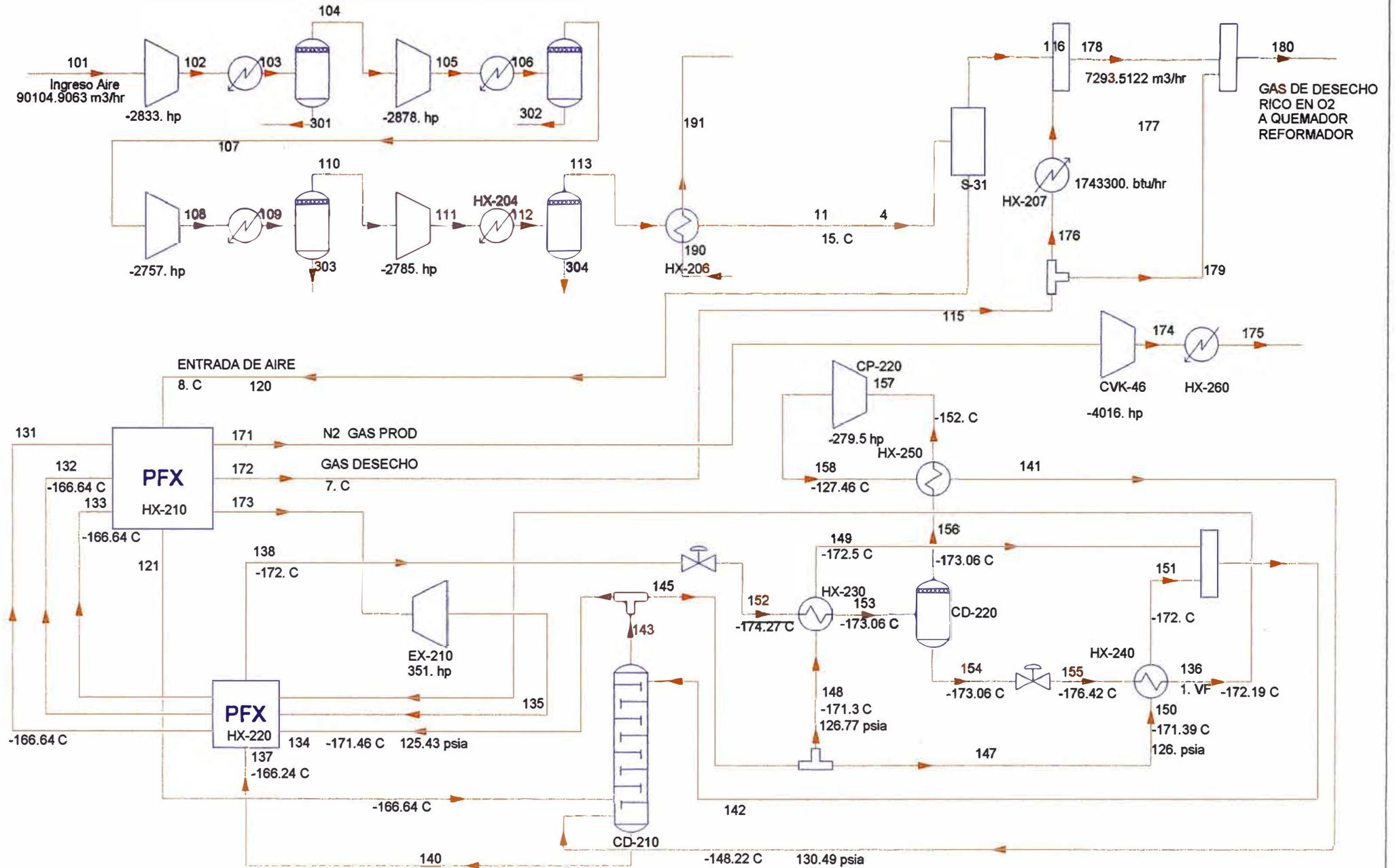
## Reactors

Equipment Number		4	6
Equipment Name		R-1	R-2
		Product rated	Product rated
Model		EQUILIBRIUM REACTOR	EQUILIBRIUM REACTOR
		Steam reformer	CO shift conversion
Type		TEM.OUT.SPEC	ADIABATIC
Reactor Duty	j/hr	4.757E+11	0
Pressure Drop	psi	50	5
Temperature Out	C	773	

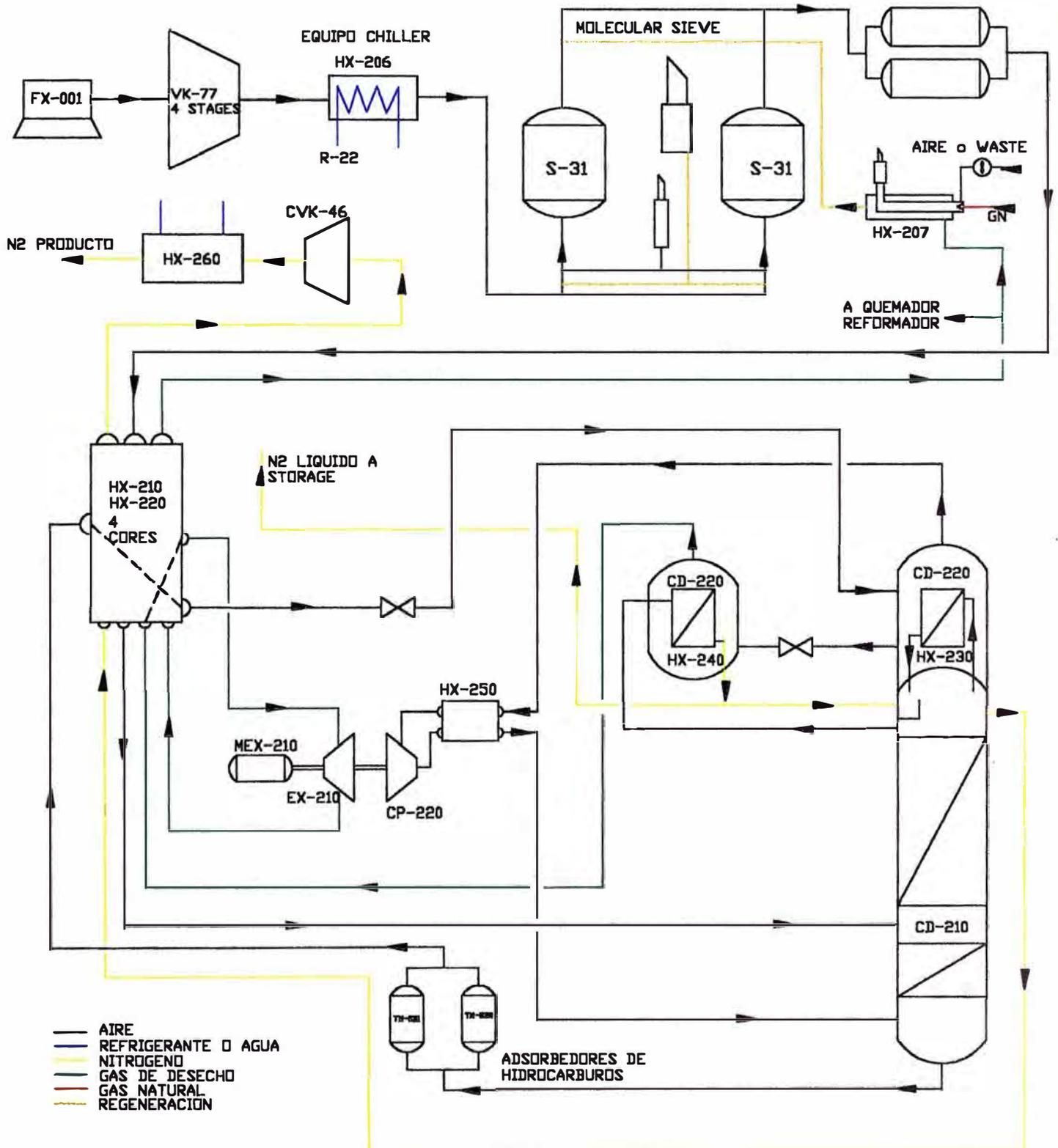
## A.2. PLANTA DE NITRÓGENO

# PLANTA DE NITROGENO

## 1335 TPD



# PLANTA DE N2 1500TPD















## Fla 5 (CD-220)

### Vertical Separator Sizing Results

#### Conditions

Liquid Flowrate	m3	44.856
Vapor Flowrate	m3	1654.3
Total Flowrate	m3	1699.2
Temperature	C	-173.06
Pressure	psia	74.9

#### Properties

Liquid Density	kg/m3	981.66
Vapor Density	kg/m3	20.555
Vapor Z-Factor		0.87934

#### Design Parameters

K Constant	m/sec	0.10668
Minimum Disengaging Height	m	0.9144
Minimum Liquid To Inlet Height	m	0.6096
Mist Eliminator	m	0.1524
Design Pressure	psia	82.39
Allowable Stress	psia	15015
Joint Efficiency		1
Corrosion Allowance (CA)	m	0.003175
Weight Percent Allowance (WA)		20

#### Results

Maximum Droplet Settling Velocity	m/sec	0.72947
Actual Vapor Velocity	m/sec	0.69978
Diameter Based on Separation	m	0.89559
Selected Internal Diameter - Plate Steel	m	0.9144
Length	m	4.2672
Surge Time To HLL	min	2
High Liquid Level (HLL) Height	m	2.2769
HLL To Inlet Height	m	0.92353
Disengaging Height	m	0.9144
Actual Plate Thickness	m	0.00635
Actual Head Thickness	m	0.00635
Minimum Shell Thickness Including CA	m	0.0052419
Minimum Head Thickness Including CA	m	0.0052372
Approximate Empty Weight Of Vessel	kg	647.06
Approximate Full Weight Of Vessel	kg	3398
Approximate Total Weight Including WA	kg	3527.5

#### Nozzle Data

Nozzles (STD Wall)		Inlet	Vapor Out	Liquid Out
Minimum Velocity	m/sec	10.8	16.144	2.3361
Actual Velocity	m/sec	14.624	24.655	2.6125
Maximum Velocity	m/sec	18	26.907	3.8935
Nominal Diameter	in.	8	6	3

Estimated Sonic Velocity In Vapor	m/sec	186
-----------------------------------	-------	-----

## HEAT EXCHANGERS / CONDENSERS

Equipment Number		4	6	10	19	20	21	22	27	34	36
Equipment Name		HX-230	HX-250	HX-240	HX-201	HX-202	HX-203	HX-204	HX-206	HX-207	HX-260
Overall Heat Trans. Coef.	kcal/hr/m2/C	488.2	488.2	488.2	244.1	244.1	244.1	244.1	244.1	244.1	244.1
Area Per Shell	m2	1614	18.3	1918	767	433.6	412.7	405.8	9.597	9.29	187
Number Of Shells		1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
Shell Passes		1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
Tube Passes		1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
Cooling Water	0.0000e+00	0	0	0	457.3	287.3	265.5	263.9	0	0	290.4
Delta Pressure Shellside	psi	0.01	0.01	0.01	0.5	0	0.5	0.5	0	0	0
Delta Pressure Tubeside	psi	0.01	0.01	0.01	0						
Calculated Duty Shellside	btu/hr	-5518900	-736100	-7844100	-12678000	-7966900	-7362600	-7318600	-487720	1743300	-5751700
Specified Duty Shellside											
Refrigerant Number						0	0	0	1154		
Refrigerant Pressure											
Refrigerant Temperature	C					-17.78	-17.78	-17.78	-35		
Mean Temperature Diff.	C	1.765	20.76	2.111	17.06	18.97	18.42	18.62	52.46	0	31.75
Utility Temperature In	C				18	18	18	18	0	32.222	20
Utility Temperature Out	C				25	25	25	25	0	40.556	25
Temperature Out Spec.	C	-172.5	-152	-172	20	20	20	20	15	180	25

## PUMPS / COMPRESSORS / EXPANDERS

Equipment Number		3	7	12	16	17	18	32
Equipment Name		EX-210	CP-220	VK77-201	VK77-202	VK77-203	VK77-204	CVK-46
Driver Type			ELECTRIC	ELECTRIC	ELECTRIC	ELECTRIC	ELECTRIC	ELECTRIC
Calculation Type		ENTROPY	POLYTROP	POLYTROP	POLYTROP	POLYTROP	POLYTROP	POLYTROP
Stages		1	1	1	1	1	1	2
Work Capacity	hpmetric	1014000	1014000	1014000	1014000	1014000	1014000	1014000
Calculated Outlet Pressure	psia	25.5	130.5	25.57	44.5	77.5	135	500
Specified Outlet Pressure	psia	25.5	130.5	25.57	44.5	77.5	135	500
Specified Poly Coeficient								
Calculated Poly Coeficient		0	0.3841	0.3934	0.3961	0.3984	0.4018	0.4164
Polytropic Head	kgf-m/kgm	0	1997	5329	5552	5335	5398	14032
Interstage Temperature Out	C					0	0	30
Efficiency (of calc type)		0.9	0.9	0.72	0.72	0.72	0.72	0.72
Water Flow	m3l(NTP)/h					0	0	111.2
Fuel Flow								
Electrical Usage	kw	0	205.4	2082	2114	2026	2046	2951
Real Work	hpmetr	351	-279.5	-2833	-2878	-2757	-2785	-4016
Isentropic Head	kgf-m/kgm		71869144.2	711241660	717614021	-0	-0	-289337.18

Isentropic Efficiency

## RIGOROUS DISTILLATION / EXTRACTION

Equipment Number		11
Equipment Name		CD-210
Column Configuration		ABSORBER
Theoretical Trays		59
Reflux Ratio Guess		0
Reboiler Duty Specification	btu/hr	0
Condenser Pressure	psia	0
Specified Condenser Duty	btu/hr	0
Top Temperature Guess	C	-171.4
Bottom Temperature Guess	C	-166
Delta Pressure	psi	4.3
Top Pressure	psi	125.7
Condenser Subcooling	C	0
Super Switch		1
Calculated Top Temperature	C	-171.5
Calculated Bottom Temperature	C	-166.1
Calculated Reflux Ratio		0
Calculated Condenser Duty	btu/hr	0
Calculated Reboiler Duty	btu/hr	0
Calculated Maximum Diameter	m	2.121
Calculated Products	kgmol/hr	5161

# DIS 11 (CD-210)

## Column Profiles

Tray	Temperature	Liquid Rate	Liquid Rate	Vapor Rate	Vapor Rate	Comments
	C	kgmol/hr	kg/hr	kgmol/hr	kg/hr	
0	-171.46	0	0	5161	144583	
1	-171.46	3174.4	88926	5161	144583	Feed
2	-171.45	3174.8	88938	5198	145612	
3	-171.44	3175.2	88949	5198	145624	
4	-171.43	3175.7	88961	5199	145636	
5	-171.43	3176.1	88973	5199	145648	
6	-171.42	3176.5	88985	5200	145659	
7	-171.41	3176.9	88996	5200	145671	
8	-171.4	3177.3	89008	5200	145683	
9	-171.39	3177.7	89019	5201	145694	
10	-171.38	3178.1	89031	5201	145706	
11	-171.37	3178.5	89042	5202	145717	
12	-171.37	3178.9	89054	5202	145729	
13	-171.36	3179.3	89065	5202	145740	
14	-171.35	3179.7	89076	5203	145751	
15	-171.34	3180	89086	5203	145762	
16	-171.33	3180.4	89096	5204	145773	
17	-171.32	3180.7	89106	5204	145783	
18	-171.31	3180.9	89115	5204	145792	
19	-171.3	3181.1	89123	5204	145801	
20	-171.29	3181.3	89130	5205	145809	
21	-171.28	3181.3	89135	5205	145816	
22	-171.27	3181.3	89138	5205	145822	
23	-171.25	3181.1	89139	5205	145825	
24	-171.24	3180.8	89137	5205	145826	
25	-171.22	3180.2	89130	5204	145823	
26	-171.2	3179.3	89118	5204	145816	
27	-171.18	3178	89098	5203	145804	
28	-171.15	3176.2	89070	5202	145785	
29	-171.12	3173.8	89029	5200	145756	
30	-171.09	3170.5	88974	5197	145715	
31	-171.04	3166.3	88900	5194	145660	
32	-170.98	3160.7	88803	5190	145586	
33	-170.91	3153.6	88677	5184	145489	
34	-170.83	3144.6	88517	5177	145364	
35	-170.72	3133.4	88316	5168	145203	
36	-170.59	3119.6	88068	5157	145002	
37	-170.43	3102.8	87769	5143	144754	
38	-170.25	3083.1	87415	5126	144455	
39	-170.02	3060.2	87007	5107	144101	
40	-169.77	3034.7	86552	5084	143694	
41	-169.48	3006.9	86059	5058	143238	
42	-169.17	2977.7	85546	5030	142746	
43	-168.84	2948.3	85030	5001	142232	
44	-168.51	2919.7	84532	4972	141716	
45	-168.18	2892.9	84068	4943	141218	
46	-167.86	2868.6	83653	4916	140755	
47	-167.58	2847.5	83293	4892	140339	
48	-167.32	2829.5	82989	4871	139979	
49	-167.11	2814.6	82741	4853	139676	
50	-167.07	3105.3	91309	1679	48333	Feed
51	-167.06	3105.7	91319	1679	48343	
52	-167.05	3106	91329	1680	48353	
53	-167.04	3106.2	91337	1680	48363	
54	-167.03	3106.2	91342	1680	48371	
55	-167.01	3105.6	91336	1680	48375	
56	-166.97	3103.5	91305	1680	48370	
57	-166.88	3097.4	91207	1678	48338	
58	-166.65	3081.6	90944	1671	48240	
59	-166.1	2593.5	76972	1656	47978	
60	-166.1	2593.5	76972	0.00045359	0.0131446	Feed

## Calculated Tray Sizes Using Glitsch Method

Main Column

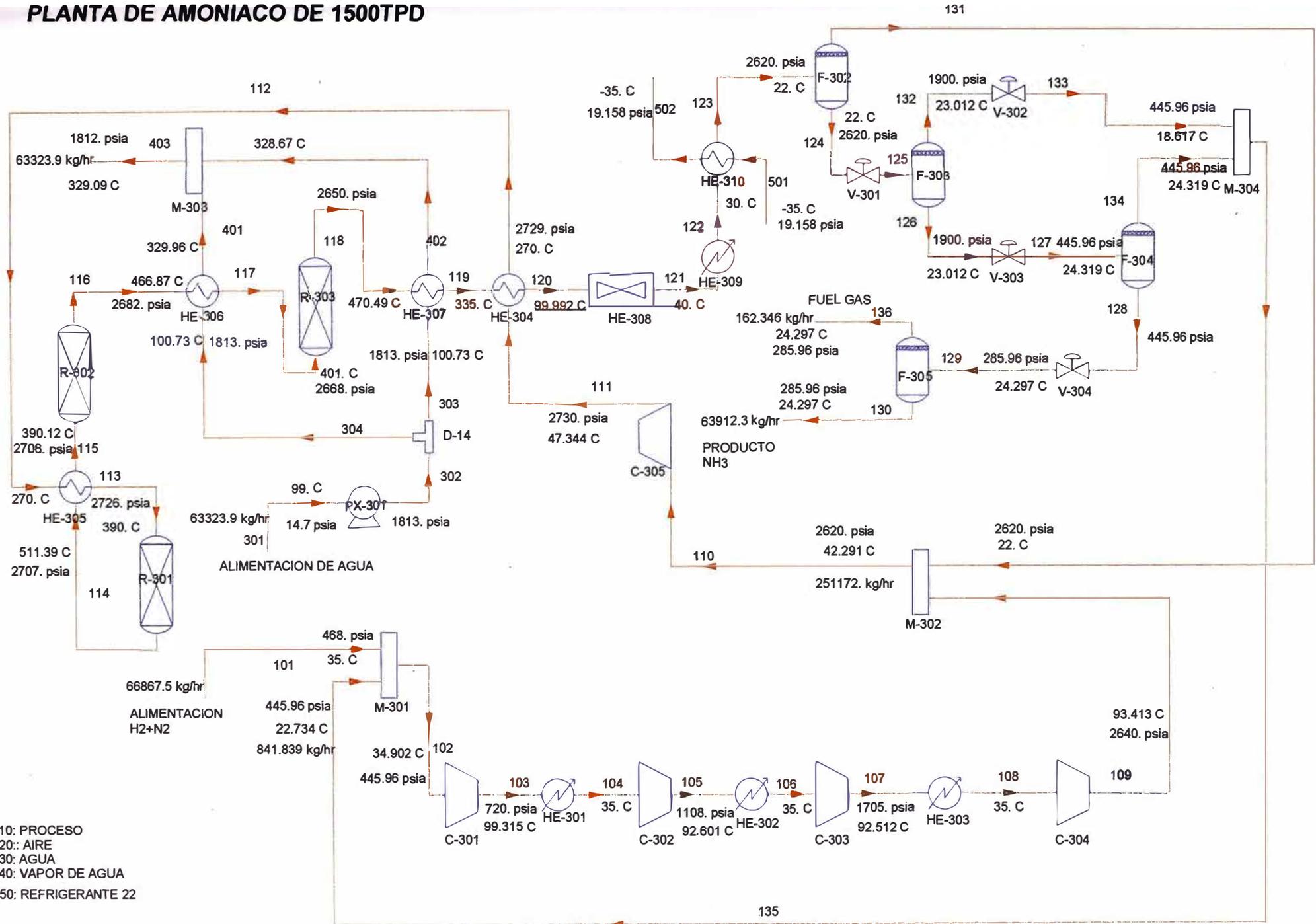
Tray	Calculated Diameter m	Liquid From Tray m3/hr	Vapor To Tray m3/hr	Calculated Number Of Passes	Calculated Percent Flood	Default Tray Spacing m
0	Mixer	0	4030			
1	2.213	120	4060	1	78	0.61
2	2.213	120	4050	1	78	0.61
3	2.213	120	4050	1	78	0.61
4	2.213	120	4050	1	78	0.61
5	2.213	120	4050	1	78	0.61
6	2.213	120	4050	1	78	0.61
7	2.213	120	4040	1	78	0.61
8	2.213	120	4040	1	78	0.61
9	2.213	120	4040	1	78	0.61
10	2.213	120	4040	1	78	0.61
11	2.213	120	4040	1	78	0.61
12	2.213	120	4030	1	78	0.61
13	2.213	120	4030	1	78	0.61
14	2.213	120	4030	1	78	0.61
15	2.213	120	4030	1	78	0.61
16	2.213	120	4030	1	78	0.61
17	2.213	120	4020	1	78	0.61
18	2.213	120	4020	1	78	0.61
19	2.213	120	4020	1	78	0.61
20	2.213	120	4020	1	78	0.61
21	2.213	120	4010	1	78	0.61
22	2.212	120	4010	1	78	0.61
23	2.212	120	4010	1	78	0.61
24	2.212	120	4010	1	78	0.61
25	2.211	120	4010	1	78	0.61
26	2.211	120	4000	1	78	0.61
27	2.21	120	4000	1	78	0.61
28	2.209	120	4000	1	78	0.61
29	2.208	120	4000	1	78	0.61
30	2.206	120	3990	1	78	0.61
31	2.204	119	3990	1	78	0.61
32	2.201	119	3990	1	78	0.61
33	2.198	118	3990	1	78	0.61
34	2.193	118	3980	1	78	0.61
35	2.188	117	3980	1	78	0.61
36	2.181	116	3980	1	78	0.61
37	2.173	115	3970	1	78	0.61
38	2.164	114	3970	1	78	0.61
39	2.153	112	3960	1	78	0.61
40	2.141	111	3960	1	78	0.61
41	2.128	109	3950	1	78	0.61
42	2.114	107	3940	1	78	0.61
43	2.101	105	3940	1	78	0.61
44	2.087	103	3930	1	78	0.61
45	2.074	101	3920	1	78	0.61
46	2.063	99.9	3920	1	78	0.61
47	2.053	98.5	3910	1	78	0.61
48	2.044	97.4	3910	1	78	0.61
49	2.037	96.4	3900	1	78	0.61
50	1.433	106	1350	1	78	0.61
51	1.433	106	1350	1	78	0.61
52	1.433	106	1350	1	78	0.61
53	1.433	106	1350	1	78	0.61
54	1.433	106	1350	1	78	0.61
55	1.433	106	1350	1	78	0.61
56	1.432	106	1350	1	78	0.61
57	1.429	106	1350	1	78	0.61
58	1.422	105	1340	1	78	0.61
59	1.252	87.2	1200	1	78	0.61
60	Mixer	87.2	0			

## PLATE-FIN HEAT EXCHANGERS

Equipment Number		1	9
Equipment Name		HX-210	HX-220
Number of Hot Streams		1	1
Number of Cold Streams		3	3
Temperature			
Hot Stream 1 In	C	8	-166.24
Hot Stream 1 Out	C	-166.64	-172
Cold Stream 1 In	C	-166.64	-174.78
Cold Stream 1 Out	C	-150	-166.64
Cold Stream 2 In	C	-166.64	-172.19
Cold Stream 2 Out	C	7	-166.64
Cold Stream 3 In	C	-166.64	-171.46
Cold Stream 3 Out	C	7	-166.64
Duty			
Hot Stream 1	btu/hr	18934000	900210
Cold Stream 1	btu/hr	695780	328120
Cold Stream 2	btu/hr	10070000	236180
Cold Stream 3	btu/hr	6961100	335910
Pressure Drop			
Hot Stream 1	psi	0	0
Cold Stream 1	psi	0	0
Cold Stream 2	psi	0	0
Cold Stream 3	psi	0	0

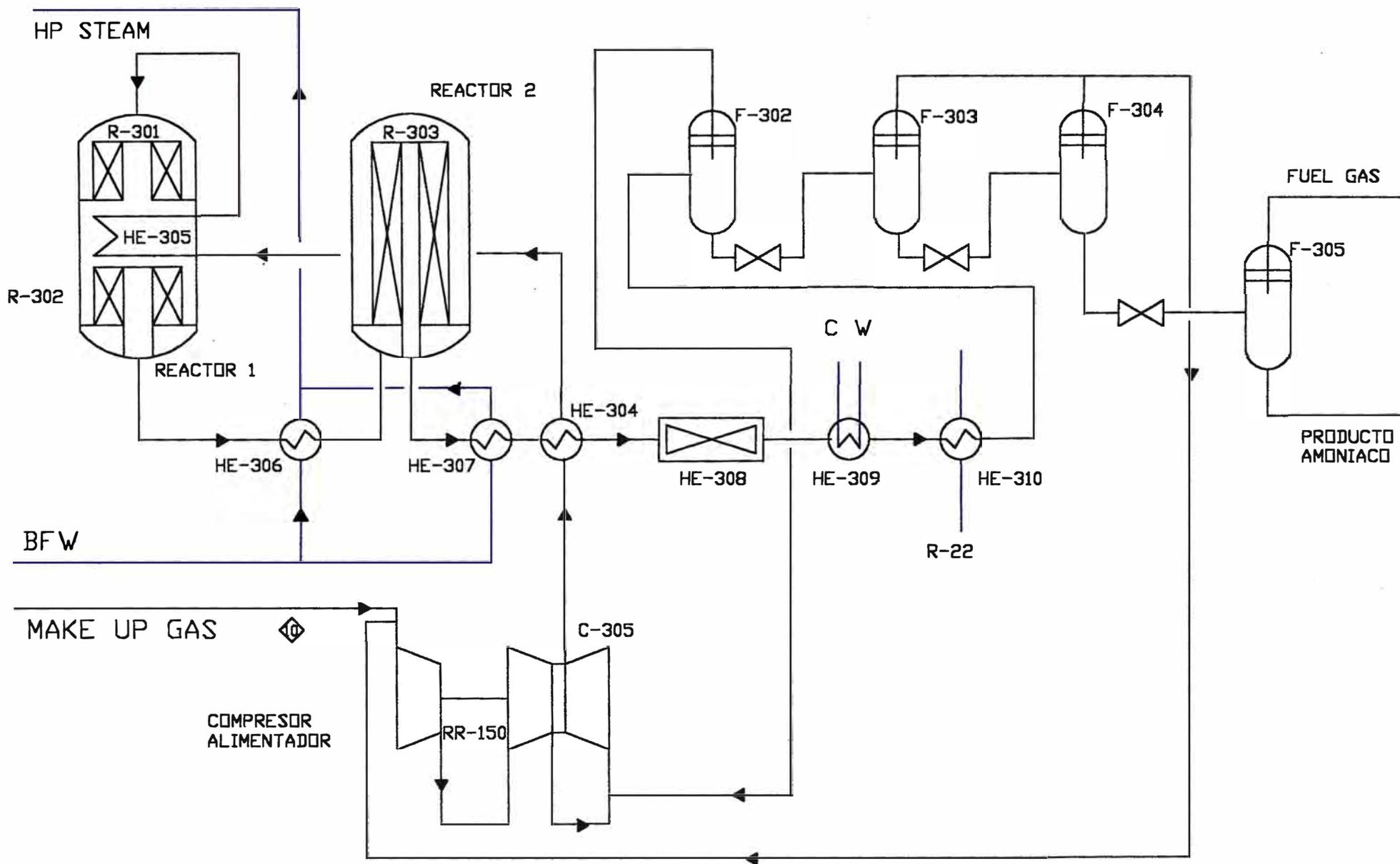
### A.3. PLANTA DE AMONIACO

# PLANTA DE AMONIACO DE 1500TPD



- 10: PROCESO
- 20:: AIRE
- 30: AGUA
- 40: VAPOR DE AGUA
- 50: REFRIGERANTE 22

# PLANTA 3 AMONIACO













## Fla 8 (F-302)

### Horizontal Separator Sizing Results

#### Conditions

Parámetros	Unidades	Medida
Liquid Flowrate	m3	106.27
Vapor Flowrate	m3	2564
Total Flowrate	m3	2670.2
Temperature	C	22
Pressure	psia	2620.2

#### Properties

Parámetros	Unidades	Medida
Liquid Density	kg/m3	610.88
Vapor Density	kg/m3	71.552
Vapor Z-Factor		1.0743

#### Design Parameters

Parámetros	Unidades	Medida
Length to Diameter Ratio		4
K Constant	m/sec	0.063999
Minimum Liquid Residence Time		0
Minimum Vapor Space Height	m	0.381
Mist Eliminator	m	0.1524
Design Pressure	psia	2882.2
Allowable Stress	psia	15015
Joint Efficiency		1
Corrosion Allowance (CA)	m	0.003175
Weight Percent Allowance (WA)		20

#### Results

Parámetros	Unidades	Medida
Maximum Droplet Settling Velocity	m/sec	0.17571
Actual Vapor Velocity	m/sec	1.9971
Diameter Based on Separation	m	1.1592
Selected Internal Diameter - Plate Steel	m	1.524
Length	m	6.096
Corresponding Residence Time	min	5.0511
Normal Liquid Level	m	1.143
Vapor Space Height	m	0.381
Actual Plate Thickness	m	0.16827
Actual Head Thickness	m	0.1524
Minimum Shell Thickness Including CA	m	0.16753
Minimum Head Thickness Including CA	m	0.15153
Approximate Empty Weight Of Vessel	kg	45363
Approximate Full Weight Of Vessel	kg	52156
Approximate Total Weight Including WA	kg	61229

#### Nozzle Data

Parámetros	Unidades	Condiciones		
		Inlet	Vapor Out	Liquid Out
Nozzles (STD Wall)				
Minimum Velocity	m/sec	7.5891	8.6529	2.9614
Actual Velocity	m/sec	10.165	14	4.6277
Maximum Velocity	m/sec	12.649	14.421	4.9356
Nominal Diameter	in.	12	10	3.5

Estimated Sonic Velocity In Vapor                      m/sec                      640.9

## Fla 22 (F-303)

### Vertical Separator Sizing Results

#### Conditions

Parámetros	Unidades	Medida
Liquid Flowrate	m3	106.55
Vapor Flowrate	m3	1.9772
Total Flowrate	m3	108.53
Temperature	C	23.012
Pressure	psia	1900.2

#### Properties

Parámetros	Unidades	Medida
Liquid Density	kg/m3	608.13
Vapor Density	kg/m3	59.93
Vapor Z-Factor		1.0343

#### Design Parameters

Parámetros	Unidades	Medida
K Constant	m/sec	0.063999
Minimum Disengaging Height	m	0.9144
Minimum Liquid To Inlet Height	m	0.6096
Mist Eliminator	m	0.1524
Design Pressure	psia	2090.2
Allowable Stress	psia	15015
Joint Efficiency		1
Corrosion Allowance (CA)	m	0.003175
Weight Percent Allowance (WA)		20

#### Results

Parámetros	Unidades	Medida
Maximum Droplet Settling Velocity	m/sec	0.19356
Actual Vapor Velocity	m/sec	0.00061445
Diameter Based on Separation	m	0.060106
Selected Internal Diameter - Plate Steel	m	1.0668
Length	m	6.096
Surge Time To HLL	min	2
High Liquid Level (HLL) Height	m	3.9736
HLL To Inlet Height	m	0.90318
Disengaging Height	m	1.0668
Actual Plate Thickness	m	0.084137
Actual Head Thickness	m	0.079375
Minimum Shell Thickness Including CA	m	0.083575
Minimum Head Thickness Including CA	m	0.07794
Approximate Empty Weight Of Vessel	kg	15170
Approximate Full Weight Of Vessel	kg	18484
Approximate Total Weight Including WA	kg	21518

#### Nozzle Data

Parámetros	Unidades	Condiciones		
		Inlet	Vapor Out	Liquid Out
Nozzles (STD Wall)				
Minimum Velocity	m/sec	2.9927	9.4547	2.9681
Actual Velocity	m/sec	4.7263	0.98498	4.6402
Maximum Velocity	m/sec	4.9879	15.758	4.9468
Nominal Diameter	in.	3.5	1	3.5

Estimated Sonic Velocity In Vapor                      m/sec                      582.8

## Fla 27 (F-304)

### Vertical Separator Sizing Results

#### Conditions

Parámetros	Unidades	Medida
Liquid Flowrate	m3	106.16
Vapor Flowrate	m3	33.466
Total Flowrate	m3	139.63
Temperature	C	24.32
Pressure	psia	446.16

#### Properties

Parámetros	Unidades	Medida
Liquid Density	kg/m3	603.57
Vapor Density	kg/m3	21.607
Vapor Z-Factor		0.95617

#### Design Parameters

Parámetros	Unidades	Medida
K Constant	m/sec	0.063999
Minimum Disengaging Height	m	0.9144
Minimum Liquid To Inlet Height	m	0.6096
Mist Eliminator	m	0.1524
Design Pressure	psia	490.77
Allowable Stress	psia	15015
Joint Efficiency		1
Corrosion Allowance (CA)	m	0.003175
Weight Percent Allowance (WA)		20

#### Results

Parámetros	Unidades	Medida
Maximum Droplet Settling Velocity	m/sec	0.33214
Actual Vapor Velocity	m/sec	0.0104
Diameter Based on Separation	m	0.18877
Selected Internal Diameter - Plate Steel	m	1.0668
Length	m	6.096
Surge Time To HLL	min	2
High Liquid Level (HLL) Height	m	3.9589
HLL To Inlet Height	m	0.91788
Disengaging Height	m	1.0668
Actual Plate Thickness	m	0.020638
Actual Head Thickness	m	0.020638
Minimum Shell Thickness Including CA	m	0.020416
Minimum Head Thickness Including CA	m	0.020142
Approximate Empty Weight Of Vessel	kg	3516.8
Approximate Full Weight Of Vessel	kg	6805.7
Approximate Total Weight Including WA	kg	7509.1

#### Nozzle Data

Parámetros	Unidades	Condiciones		
		Inlet	Vapor Out	Liquid Out
Nozzles (STD Wall)				
Minimum Velocity	m/sec	3.3976	15.746	2.9792
Actual Velocity	m/sec	4.7223	16.672	4.623
Maximum Velocity	m/sec	5.6627	26.244	4.9654
Nominal Diameter	in.	4	1	3.5

Estimated Sonic Velocity In Vapor                      m/sec                      442.6

## Fla 30 (F-305)

### Vertical Separator Sizing Results

#### Conditions

Parámetros	Unidades	Medida
Liquid Flowrate	m3	105.94
Vapor Flowrate	m3	10.375
Total Flowrate	m3	116.31
Temperature	C	24.298
Pressure	psia	286.16

#### Properties

Parámetros	Unidades	Medida
Liquid Density	kg/m3	603.29
Vapor Density	kg/m3	15.634
Vapor Z-Factor		0.94212

#### Design Parameters

Parámetros	Unidades	Medida
K Constant	m/sec	0.063999
Minimum Disengaging Height	m	0.9144
Minimum Liquid To Inlet Height	m	0.6096
Mist Eliminator	m	0.1524
Design Pressure	psia	314.77
Allowable Stress	psia	15015
Joint Efficiency		1
Corrosion Allowance (CA)	m	0.003175
Weight Percent Allowance (WA)		20

#### Results

Parámetros	Unidades	Medida
Maximum Droplet Settling Velocity	m/sec	0.39237
Actual Vapor Velocity	m/sec	0.0032243
Diameter Based on Separation	m	0.096704
Selected Internal Diameter - Plate Steel	m	1.0668
Length	m	6.096
Surge Time To HLL	min	2
High Liquid Level (HLL) Height	m	3.9507
HLL To Inlet Height	m	0.92606
Disengaging Height	m	1.0668
Actual Plate Thickness	m	0.014287
Actual Head Thickness	m	0.014287
Minimum Shell Thickness Including CA	m	0.013965
Minimum Head Thickness Including CA	m	0.013857
Approximate Empty Weight Of Vessel	kg	2419.9
Approximate Full Weight Of Vessel	kg	5707.2
Approximate Total Weight Including WA	kg	6191.2

#### Nozzle Data

Parámetros	Unidades	Condiciones		
		Inlet	Vapor Out	Liquid Out
Nozzles (STD Wall)				
Minimum Velocity	m/sec	3.1185	18.511	2.9799
Actual Velocity	m/sec	5.0653	5.1686	4.6135
Maximum Velocity	m/sec	5.1975	30.852	4.9666
Nominal Diameter	in.	3.5	1	3.5

Estimated Sonic Velocity In Vapor

m/sec

411

## HEAT EXCHANGERS / CONDENSERS

Parámetros	Unidades	Equipment Name								
		HE-305	HE-306	HE-307	HE-304	HE-309	HE-301	HE-302	HE-303	HE-310
Overall Heat Trans. Coef.	kcal/hr/m2/C	511.6	498.7	498.7	511.6	498.7	257.9	257.9	257.9	244.2
Area Per Shell	m2	358.6	104.3	212.4	1384	1359	436.2	420.2	423.5	235.6
Number Of Shells		1	1	1	1	1	1	1	1	1
Shell Passes		1	1	1	1	1	1	1	1	1
Tube Passes		1	1	1	1	1	1	1	1	1
Cooling Water	979.4					979.4	690.4	622.9	627.2	
Delta Pressure Shellside	psi	1	1	1	1	1	1	1	1	0
Delta Pressure Tubeside	psi	3	14	2.61	3					
Calculated Duty Shellside	kcal/hr	-22248000	11919000	24142000	41486000	-4887800	-3445500	-3108500	-3130200	-3504800
Specified Duty Shellside										
Refrigerant Number										1154
Refrigerant Pressure										
Refrigerant Temperature	C									-35
Mean Temperature Diff.	C	121.3	229.2	227.9	58.61	7.213	30.62	28.68	28.65	60.91
Utility Temperature In	C					25	25	25	25	
Utility Temperature Out	C					30	30	30	30	
Temperature Out Spec.	C	390	401	335	270	30	35	35	35	22

## AIR COOLERS / AIR CONDENSERS

Equipment Number		31
Equipment Name		HE-308
Air Cooler Rated		YES
Process Temperature In	C	99.98
Process Temperature Out	C	40
Air Temperature In	C	25.02
Air Temperature Out	C	57.95
Air Flow Rate	kg/hr	2706600
U for Total Area	kcal/hr/m <sup>2</sup> /C	14.102
Heat Transfer Area	m <sup>2</sup>	57420
Mean Temperature	C	26.22
Calculated Duty	kcal/hr	21246000
Calculated Tube Side Delta P	psia	23.2318
Calculated Air Side Delta P	psia	0.0295
Tube Side Fouling Factor	hr-m <sup>2</sup> -C/kcal	0.0002
Air Side Fouling Factor	hr-m <sup>2</sup> -C/kcal	0.0002
Tube Passes		4
Fan Diameter	m	3
Fan Power per Fan	hpmetric	18.56
Number of Fans		16
Fan Efficiency		0.7
Fan Reducer Efficiency		0.92

# AIR COOLER / AIR CONDENSER 31 (HE-308)

## Process Rating

Conditions (Note: the Air Side does not include the Fan effects)

Parallel Bundles	4	Tubes/Bundle	300
Fans/Bay	1	Bundles/Bay	2

Parámetros	Unidades	Tubeside In	Tubeside Out	Airside In	Airside Out
Temperature	C	282.51	40	25.02	105.78
Pressure	psia	2644.39	2614.07	14.73	14.7
Velocity	m/sec	16.93	8.72	3.63	4.63
Heat Exchanged	kcal/hr	-53465100		53556400	
Fouling Factor	hr-m <sup>2</sup> -C/kcal	0.000204834		0.000204834	
Heat Transfer Coef. Factor	kcal/hr/m <sup>2</sup> /C	77.296		35.153	
Pressure Drop (Spec./Calc.)	psi	0	0	0	
Total Fluid Flowrate	kg/hr	248380		2768480	
Vapor	kg/hr	248380	216990	2768480	
Liquid	kg/hr	0	31388	0	

Properties (Note: the Air Side does not include the Fan effects)

Parámetros	Unidades	Tubeside In	Tubeside Out	Airside In	Airside Out
Molecular Weight					
Vapor		11.615	10.835	28.964	
Liquid		0	17.008		
Viscosity					
Vapor	cP	0.0188	0.0131	0.0196	0.0196
Liquid	cp	0	0.138		
Density					
Vapor	kg/m <sup>3</sup>	43.85	71.288	1.1864	0.9315
Liquid	kg/m <sup>3</sup>	0	0		
Specific Heat					
Vapor	kcal/kg/C	0.7077	0.7386	0.2391	0.2391
Liquid	kcal/kg/C	0	1.2185		
Thermal Conductivity					
Vapor	kcal/m/hr/C	0.115	0.0881	0.0248	0.0248
Liquid	kcal/m/hr/C	0	0.3539		

### Calculations

Heat Exchanged	kcal/hr	53465000
Overall U Coefficient	kcal/m/hr/C	2.9099
Corrected LMTD	C	85.544
LMTD Correction Factor		1
Surface Area Used	m <sup>2</sup>	57420
Delta T Calculation Method		LOG MEAN
Fan Draft Type		FORCED
Fan Speed	rpm	274
Fan Diameter	m	3
Actual Air Rate/Fan	m <sup>3</sup> /min	19467
Fan Power/Fan	hpmetric	1010
Fan Efficiency		0.7
Reducer Efficiency		0.92
Tube Thermal Conductivity	kcal/m/hr/C	10

### Exchanger Details

	Tube Side		Air Side	
	Unidades	Dimensión	Unidades	Dimensión
Outside Diameter	cm	2.54	cm	5.9
Inside Diameter	cm	1.986	Fin Height	cm
Tube Pitch (ROT.TRI)	cm	3	Fin Thickness	cm
Tube Length	m	9.8	Fin Shape	STRAIGHT
Number of Tube Passes		4		
Number of Tube Rows		5		
Material: Tube	STAINLESS STEEL 30		Material: Fin	ALUMINUM

## PUMPS / COMPRESSORS / EXPANDERS

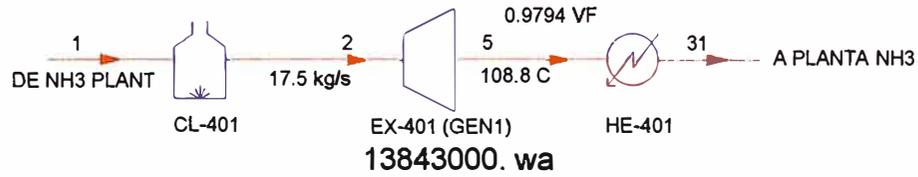
Parámetros	Unidades	Equipment Name					
		PX-301	C-301	C-305	C-302	C-303	C-304
Driver Type		ELECTRIC	ELECTRIC	ELECTRIC	ELECTRIC	ELECTRIC	ELECTRIC
Calculation Type		POLYTROP	POLYTROP	POLYTROP	POLYTROP	POLYTROP	POLYTROP
Stages		1	1	1	1	1	1
Work Capacity	hpmetric	1014000	1014000	1014000	1014000	1014000	1014000
Calculated Outlet Pressure	psia	1813	720	2730	1108	1705	2640
Specified Outlet Pressure	psia	1813	720	2730	1108	1705	2640
Specified Poly Coeficient							
Calculated Poly Coeficient		0	0.4038	0.431	0.4074	0.4116	0.4164
Polytropic Head	kgf-m/kgm	0	15785	1207	14299	14533	15171
Interstage Temperature Out							
Efficiency (of calc type)		0.85	0.72	0.72	0.72	0.72	0.72
Water Flow							
Fuel Flow							
Electrical Usage	kw	269.7	4040	1146	3660	3720	3883
Real Work	hpmetr	-367.1	-5499	-1560	-4981	-5063	-5285
Isentropic Head	kgf-m/kgm		1345000275	357480450.3	1207537107	1214891600	1253543008

# Reactors

Equipment Number		2	4	12
Equipment Name		R-301	R-303	R-302
Model		EQUILIBRIUM REACTOR	EQUILIBRIUM REACTOR	EQUILIBRIUM REACTOR
		Ammonia synthesis	Ammonia synthesis	Ammonia synthesis
Type		ADIABATIC	ADIABATIC	ADIABATIC
		Product rate	Product rate	Product rate
Reactor Duty	kcal/hr	0	0	0
Pressure Drop	psi	19	18	24

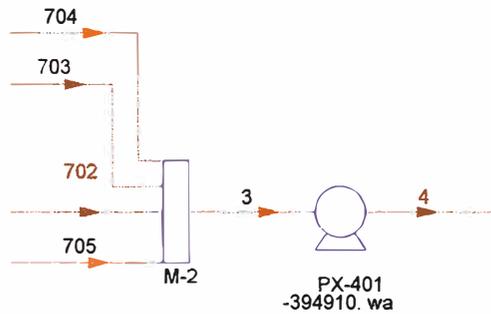
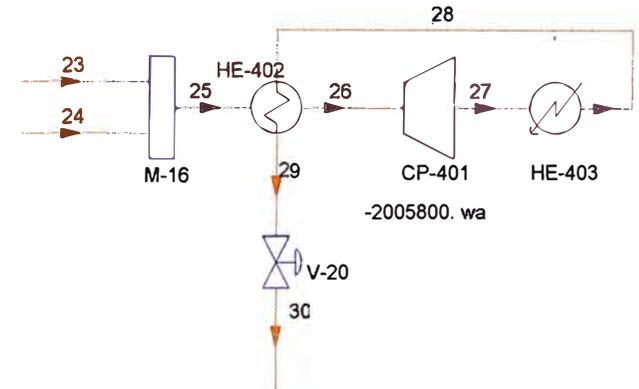
#### A.4. PLANTA DE SERVICIOS

# SERVICIOS DE PLANTAS COMPLEJO AMONIACO

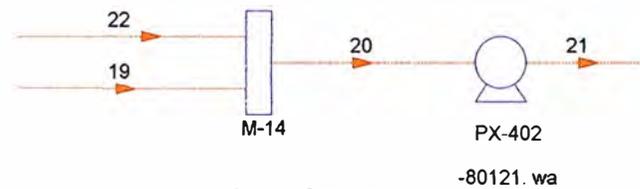


**COGENERACION  
25000 KW**

## SISTEMA REFRIGERACION R22



**AGUA DE ENFRIAMIENTO**



**AGUA CRUDA**





## HEAT EXCHANGERS / CONDENSERS

Equipment Number		3	17	19
Equipment Name		HE-401	HE-402	HE-403
Overall Heat Trans. Coef.	kj/sec/m2/K	0.85	0.3	0.5
Area Per Shell	m2	649.2	109.3	421.5
Number Of Shells		1	1	1
Shell Passes		1	1	1
Tube Passes		1	1	1
Cooling Water	2262.	2262	0	687.4
Delta Pressure Shellside	psi	0	0	0
Delta Pressure Tubeside				
Calculated Duty Shellside	btu/hr	-134390000	2089700	-13613000
Specified Duty Shellside				
Refrigerant Number				
Refrigerant Pressure				
Refrigerant Temperature				
Mean Temperature Diff.	C	71.37	18.68	18.93
Utility Temperature In	C	25		25
Utility Temperature Out	C	40		30
Temperature Out Spec.	C	99	20	28

## PUMPS / COMPRESSORS / EXPANDERS

Equipment Number		1	4	5	6
Equipment Name		PX-401	EX-401 (GEN1	PX-402	CP-401
Driver Type		ELECTRIC		ELECTRIC	ELECTRIC
Calculation Type		POLYTROP	ENTROPY	POLYTROP	POLYTROP
Stages		1	1	1	3
Work Capacity	watts	745700000	745700000	745700000	745700000
Calculated Outlet Pressure	psia	40	20	50	300
Specified Outlet Pressure	psia	40	20	50	300
Specified Poly Coeficient					
Calculated Poly Coeficient		0	0	0	0.2936
Polytropic Head	kgf-m/kgm	0	0	0	8185
Interstage Temperature Out	C	0	0	0	25
Efficiency (of calc type)		0.85	0.8	0.9	0.72
Water Flow	m3l(STP)/h	0	0	0	153.2
Fuel Flow					
Electrical Usage	kw	394.5	0	80.05	2004
Real Work	watts	-394910	13843000	-80121	-2005800
Isentropic Head	kgf-m/kgm	0	0	0	-170793596.7
Isentropic Efficiency					

## FIRED HEATERS

Equipment Number		21
Equipment Name		CL-401
Specified Duty	btu/hr	68242000
Calculated Duty	btu/hr	37532000
Specified Temperature Out	C	540
Calculated Temperature Out	C	540
Pressure Drop	psi	0.5
Heating Value	btu/kgmol	762000
Thermal Efficiency		0.85
Fuel Usage	m3v(STP)/hr	1373