

89



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

ESTUDIO DE FACTIBILIDAD TECNICO-ECONOMICO PARA LA
CONVERSION DE UNA PLANTA DE AMONIACO DESTINADA
A LA PRODUCCION DE METANOL

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:

INGENIERA QUIMICA

P R E S E N T A :

MARICRUZ LOPEZ LOPEZ

MEXICO, D. F.

2000



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

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

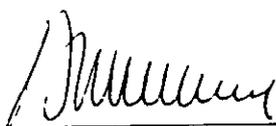
Jurado asignado:

Presidente	Profesor	ARTURO LÓPEZ TORRES
Vocal	Profesor	JOSÉ ANTONIO ORTIZ RAMIREZ
Secretario	Profesor	ALEJANDRO VILLALOBOS HIRIART
1er Suplente	Profesor	FERNANDO DE JESUS RODRIGUEZ RIVERA
2do Suplente	Profesor	LUIS GALLO SANCHEZ

Sitio donde se desarrollo el tema:

FACULTAD DE QUÍMICA

Nombre completo y firma del asesor



M.E. Alejandro Villalobos Hiriart

Nombre completo y firma del sustentante

Maricruz Lopez Lopez

Dedicatorias y Agradecimientos

A Dios

Por darme la capacidad, fuerza y voluntad de seguir adelante siempre y a pesar de los retos e inconvenientes de la vida.

A la memoria de mis Padres y Abuelito

Teresa, Silviano y Mere, porque se que ya no están físicamente conmigo pero lo hacen desde donde estén.

A mis hermanos y cada uno de los miembros de su familia.

Juan, Luis, Maru, Marcela, María, Victor, Miguel y Marta por todo el apoyo y la confianza que depositaron en mí.

A Rosy y su Familia por brindarme todo su apoyo, compañía y cariño y porque aun lo siguen haciendo.

A mis amigos

Lupita, Estela, Alicia, Carmen y Kharim, por compartir conmigo en todo momento y por su valiosísima ayuda y sobre todo por darme su amistad.

A mi asesor

M. en E. Alejandro Villalobos Hiriart.

Por su confianza, sabiduría y paciencia que me enseñaron a enfrentarme a los retos de la vida y de esta profesión. Y por cada palabra y la motivación.

A la Universidad Nacional Autónoma de México

Por la oportunidad que nos brinda de superarnos día a día.

A la Facultad de Química

Por todos los conocimientos adquiridos.

A los Ing. Arturo López Torres

Ing. José Antonio Ortiz Ramírez

Por su tiempo, su paciencia y comentarios dedicados a este trabajo.

A todos y cada uno de los Profesores de Facultad

De quienes obtuve la formación de hoy.

CONTENIDO

INTRODUCCIÓN	Pag 1
OBJETIVOS	Pag 3
CAPITULO UNO GENERALIDADES	Pag 4
1.1 Perspectiva Historica	Pag 4
1.2 Comparación de la tecnologías de alta y baja presión	Pag 6
1.3 Diferentes fuentes de obtención del gas de síntesis	Pag 9
1.3.1 Partiendo de gas natural e hidrocarburos	Pag 9
1.3.2 Reformación con vapor	Pag 10
1.3.3 Gas de sintsis a partir de naftas	Pag 14
1.3.4 Gas de síntesis vía oxidación parcial	Pag 14
1.3.5 Gas de síntesis vía carbón	Pag 15
1.4 Diferentes formas de reformación	Pag 16
1.4.1 Reformación Convencional	Pag 16
1.4.2 Reformación Combinada de metanol	Pag 18
1.4.3 Reformador Intercambiador	Pag 18
1.4.4 Reformación Avanzada KRES	Pag 21
1.4.5 Reformación Paralela	Pag 22
1.4.6 Reformación terciaria	Pag 22
1.5 Síntesis de Metanol	Pag 22
1.6 Purificación	Pag 28
1.7 Usos y Aplicaciones	Pag 28
CAPITULO DOS ASPECTOS ECONÓMICOS	Pag 30
2.1 Mercado Mundial de Formaldehido	Pag 31
2.2 Oferta y Demanda de Oxigenados	Pag 32
2.2.1 Oferta de Oxigenados	Pag 33
2.2.2 Demanda de Oxigenados	Pag 34
2.3 Escenarios para la estructura de la demanda de MTBE	Pag 36
2.3.1 Escenario "A" (10% Probabilidad)	Pag 36

2.3.2 Escenario “B” (60% Probabilidad)	Pag 37
2.3.3 Escenario “C” (30% Probabilidad)	Pag 38
2.4 Estado actual de la industria de Metanol	Pag 40
2.4.1 Revisión Global del Metanol por Dewwit	Pag 40
2.4.2 Ecónomas Asiaticas	Pag 42
2.4.3 Medio Este y Asia	Pag 44
2.4.4 Sudamérica	Pag 45
2.4.5 Norteamérica	Pag 46
2.5 Resumen Global	Pag 49
2.6 Análisis del mundo de metanol por CMAI	Pag 55
2.7 Mercado Nacional de Metanol	Pag 57
CAPITULO TRES COMPARACIÓN DE PROCESOS DE AMONIACO Y METANOL	Pag 60
3.1 Selección de la planta de amoniaco	Pag 62
3.2 Breve descripción del proceso de la planta de Amonico III	Pag 65
3.3 Comparación de la reformación Convencional de Vapor y la reformación Combinada Lurgi	Pag 78
CAPITULO CUATRO DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO DE METANOL	Pag 82
4.1 Descripción del diagrama de flujo de proceso modificado	Pag 82
4.1.1 Preparación del gas de síntesis	Pag 82
4.1.2 Sección de síntesis de metanol	Pag 86
4.1.3 Sección de Purificación	Pag 87
4.1.4 Balance de Materia y Energía	Pag 89
4.2 Lista de Equipo de la planta de Amoniaco III que se conservan	Pag 94
4.3 Lista de Equipo de la sección de síntesis	Pag 98
4.4 Lista de Equipo de la sección de purificación	Pag 100
4.5 Breve explicación del cambio de reactores de síntesis	Pag 102
CAPITULO CINCO EVALUACIÓN ECONÓMICA	Pag 107
5.1 Estimación de la Inversión	Pag 108
5.2 Estimación de los costos de producción y costo unitario	Pag 111

5.3 Evaluación Económica	Pag 112
5.3.1 Flujo Neto de Efectivo	Pag 113
5.3.2 Valor Presente Neto	Pag 114
5.3.3 Tasa Interna de Retorno TIR	Pag 115
5.3.4 Periodo de Recuperación de la Inversión PRI	Pag 115
5.3.5 Relación Beneficio/Costo	Pag 116
RESULTADOS	Pag 117
ANÁLISIS DE RESULTADOS	Pag 119
CONCLUSIONES	Pag 121
BIBLIOGRAFÍA	Pag 122
ANEXO	Pag 124

INTRODUCCIÓN

La inquietud de realizar la transformación de una planta de amoniaco destinada en este caso a la elaboración de otro producto diferente como metanol, nace por las similitudes que presentan ambos procesos para elaborar el gas de síntesis, llevándose a cabo en tres pasos fundamentales que son la desulfuración del gas natural siendo este la materia prima (tanto amoniaco como metanol son "Derivados del metano" y así son considerados y clasificados en la industria petroquímica junto con el anhídrido carbónico), los siguientes pasos son la reformación primaria y secundaria donde finalmente se obtiene el gas de síntesis.

Otra razón por la que se propone hacer el cambio de producción es por la desventaja competitiva del precio del amoniaco en México con respecto al precio del mercado internacional, mientras que algunos países como Trinidad y Tobago ofrecen bajos precios y además poniendo en consideración que la fertilización realizada por amoniaco o por fertilizantes derivados de este se realiza solo en un periodo de tiempo determinado y no durante todo el año.

Además en la actualidad, la demanda del metanol crece como consecuencia del incremento y diversidad de usos del sector secundario tal es el caso de su principal derivado el formaldehído y el consumo de este en la industria de la construcción y en la producción de urea, así también como del ácido acético y no podemos descartar al MTBE (metil-terbutil-eter) y TAME (teramil-metil-eter) que a su vez estos aumentan su demanda por su aplicación en la reformulación de gasolinas; ahora que también debe incluirse la demanda de las demás aplicaciones en las que se encuentra, metilmetacrilato, metilaminas entre otros. Las posibilidades de crecimiento de la demanda se ven favorecidas porque tanto el metanol como etanol se están ocupando directamente como combustible y esto trae como beneficio la protección del medio ambiente, pues al ser usado directamente se consume por completo, sin emisiones al ambiente.

Para llevar a cabo la propuesta formal de la conversión se deben hacer un estudio de las plantas productoras de amoniaco y de acuerdo a esto seleccionar la mas apropiada para realizar el cambio. Algunos puntos importantes que también deberán ser tomados en cuenta son la demanda internacional de metanol, esto porque existen factores de competitividad de la participación del exterior que influyen directamente en el mercado nacional. Así mismo como factores económicos e incluso políticos.

El metanol puede alcanzar una posición en el mercado verdaderamente importante debido al “elemento dinámico” impulsor de la demanda que se presume lo constituyen las gasolinas reformuladas, que en su combustión son menos contaminantes con los aditivos de MTBE y TAME.

La disponibilidad de insumos, bienes de capital, tecnología y la evolución del mercado a nivel mundial, así como el tamaño del mercado interno, las economías a escala y la estructura de costos competitivos encuentran una relación estrecha con el desarrollo y las expectativas de este proyecto.

OBJETIVOS:

Demostrar con base a un análisis económico la posibilidad de realizar el cambio de producción de amoníaco a metanol.

Comprobar técnicamente que es viable el proyecto de transformar una planta que produce amoníaco y se pretende ahora que produzca metanol; utilizando la misma sección de reformación para producir el gas de síntesis y la sección de compresión, adicionando un nuevo reactor de síntesis y el área de purificación correspondiente.

Capítulo UNO

Generalidades

1.1 PERSPECTIVA HISTÓRICA

El metanol (alcohol metílico), CH_3OH , también llamado carbinol es un líquido incoloro a temperatura ambiente, con un suave olor característico; pertenece a la gran serie de los alcoholes, siendo el más simple. Es también de los solventes orgánicos más comunes, tiene carácter polar, miscible en agua, alcoholes, ésteres, entre otros disolventes orgánicos, es poco soluble en grasas y aceites, debido a su polaridad disuelve algunas sustancias inorgánicas, particularmente sales.

El primero en obtener metanol como coproducto del carbón de leña, a través de la destilación seca de la madera fue Robert Boyle en 1661, él dio el nombre al nuevo compuesto de *adiaphorus spiritus lignorum* o bien “espíritu de madera”. Justus von Liebig (1803-1873) y J. B. A. Dumas (1800-1884) determinaron cada uno de manera independiente la composición del metanol. El término “metil” apareció en las bases de sus trabajos y en la química a partir de 1835.

La fuente principal del “alcohol de madera” a partir de la destilación seca de la misma, se mantuvo aproximadamente de 1830 a 1923. Aunque ya en 1913, A. Mittasch y colaboradores de *Badische Anilin and Soda Fabrik (BASF)* produjeron sucesivamente compuestos orgánicos a partir de monóxido de carbono e hidrógeno en la presencia de un

catalizador de óxido de hierro los cuales contenían oxígeno, incluyendo en estos al metanol; durante su trabajo en la síntesis del amoníaco.^[1]

El primer proceso de síntesis de metanol a gran escala comercial fue introducido por (BASF) en Alemania en 1923, el proceso se basó en la reacción de gas de síntesis (mezcla de hidrógeno y óxidos de carbono) sobre un catalizador de Cromo-Zinc a temperaturas relativamente altas (300 a 400°C), y presiones de (250 a 350 atm).

El gas de síntesis se derivó del carbono vía las reacciones gas-agua. Como sugirió Natta, quizá esto no fue una sorpresa que las mismas compañías que comercializaron primero el proceso Haber para amoníaco, debieran también ser las primeras en comercializar ahora el proceso de síntesis de metanol, desde entonces los dos procesos son similares en operación.

Sin embargo, el proceso BASF fue un adelanto significativo en la tecnología del metanol, así como en el desarrollo de la industria petroquímica como un todo.

La primera unidad para síntesis de metanol se ubica en Belle, al oeste de Virginia en la planta de amoníaco de Lazote, Inc, un subsidiario de DuPont y comenzó a operar en 1927. En realidad la unidad se instaló con el propósito de remover del 1 al 2% las impurezas de monóxido de carbono en el gas de síntesis del amoníaco, por la reacción de síntesis de metanol como un paso de purificación. La aplicación comercial actual de los procesos de alta presión en los E.U.A. para producir metanol sintético fue realizada por Commercial Solvent Corporation en Peoria, Illinois, la cual comenzó a operar algunos meses después que la instalada en Belle. La unidad de metanol en Peoria utilizaba los gases de la fermentación del maíz en la obtención de butanol, los cuales tenían en su composición una mezcla con alto contenido de dióxido de carbono e hidrógeno.

En esta unidad lo que se producía inicialmente era amoníaco, pero como la elaboración de este fue abandonada, se realizaron algunas modificaciones y se inició la producción de metanol el 11 de mayo de 1927. La unidad producía alrededor de 4,000 toneladas por año de metanol.^[2] Hasta fines de la segunda guerra mundial, el metanol se producía principalmente como coproducto usando gas de síntesis obtenido del carbón vía las reacciones gas-agua o gas azul, así como también usando los gases de fermentación, hornos de coque y hornos de acero. Estas unidades de metanol eran relativamente pequeñas (en un rango de menos de 200 mil toneladas por año y mayor de 30 mil ton por año).

[1] Ullmann's, Encyclopedia of Industrial Chemistry Fifth Edition Vol A16 pag. 465

[2] J. C. Woodruff Synthetic Methanol and Ammonia from Butyl Fermentation Gases Industrial and Engineering Chemistry Journal Oct 1927 pag.1147-1150

Uno de los principales avances tecnológicos que domino en la industria del metanol fue la conversión de gas-agua a gas natural. El gas de síntesis derivado del gas natural es de mayor calidad, con un contenido mínimo de impurezas y menos venenos para los catalizadores y en ese tiempo era disponible en cantidades ilimitadas. En 1946 el 71% del monóxido de carbono usado para la síntesis del metanol fue obtenido del carbón o coke, mientras que en 1948 el 77% fue derivado del gas natural.

1.2 COMPARACIÓN DE TECNOLOGÍAS DE ALTA Y BAJA PRESIÓN^[3]

En 1965, los últimos adelantos en los procesos típicos de alta presión tenían las siguientes características:

1. Capacidad de 70 a 150 mil toneladas por año.
2. Operación a 350 atm.
3. Uso de compresores centrífugos arriba de 210atm y compresores reciprocantes para presiones alrededor de 210 atm.
4. Consumo de 11-12 millones de kcal por tonelada de metanol (130-140 ft³ de gas natural por galón).

Algunos de los principales licenciadores de esta tecnología en los Estados Unidos de América en el que se incluyen Vulcan-Cincinnati, Chemico, M.W. Kellogg, y Foster Wheeler. En 1966 Imperial Chemical Industries (ICI) en Inglaterra anunciaron el segundo progreso en la tecnología de metanol, el proceso ICI de baja presión para la síntesis de metanol usando un catalizador base cobre de su propiedad, desarrollado por ellos mismos.

La alta actividad del catalizador base cobre, permitió que la reacción de síntesis de metanol se llevara a cabo a niveles de temperaturas relativamente bajas (220 a 280°C), permitiendo de esta manera operar a presiones significativamente bajas (50atm) comparadas con los procesos de altas presiones (350atm). El proceso ICI a baja presión fue mucho más económico que el proceso a presiones altas, tanto en inversión de capital como en costos básicos de operación. Las ventajas del proceso ICI a baja presión comparado con el de presiones altas fueron:

1. Aumento de la eficiencia en la producción de metanol, reduciendo consumo de energía y mejor selectividad del catalizador.
2. Redujo los costos de mantenimiento en los compresores.

3. El tren convertidor fue más simple y de mayor capacidad.
4. Mejoro la seguridad de operación de la planta.
5. Adaptabilidad de operación en pequeñas unidades con capacidades de menos 500 ton por día, así como también en las unidades de mayor capacidad (1000 a 2000 ton por día).
6. El proceso ICI inicialmente consumía alrededor de 9 a 10 millones de Kcal por tonelada de metanol (110 a 120 ft³ de gas natural por galón).

Después de 1968 no se construyeron mas unidades que operaran a presiones altas y para 1980 todas las unidades que estaban ya instaladas fueron convertidas a procesos de baja presión de operación.

A fines de los sesentas y principios de los setentas un gran numero de compañías siguieron los pasos de ICI, anunciando cada una su proceso a baja presión y con su propio catalizador base cobre. Estas compañías incluyendo Lurgi, Mitsubishi, Gas Chemical y Topsoe/Nihon, estas dos ultimas se unieron (la compañía de ingeniería danesa Haldor Topsoe y la compañía japonesa Nihon Suiso, ahora Nippon Kasei). Además del catalizador, estas empresas cambiaron antes que nada el diseño del convertidor. Mientras ICI usaba un reactor adiabatico tipo-quench, Lurgi ocupaba un reactor de coraza y tubos con rehervidor para el control de temperatura. Se han realizado numerosos adelantos para estos procesos, principalmente para el aprovechamiento de la energía. ICI, por ejemplo, tiene su proceso a 100atm con el uso de un catalizador base cobre mejorado y un notable ahorro de energía comparado con su diseño original. Las unidades modernas de metanol a baja presión tienen una capacidad aproximada de 400 a 700mil toneladas por año, operando de 50 a 100atm, con la construcción de un solo tren y un consumo mínimo de energía de 7 a 8 millones de Kcal por tonelada de metanol (o bien 85 a 95 ft³ de gas natural por galon).

La figura 1 muestra un diagrama de flujo para la unidad típica de metanol usando la reformación de vapor y gas natural para la generación del gas de síntesis. El diagrama es muy simplificado y no muestra todo el sistema integrado de recuperación de calor que ahora forma parte de las unidades modernas de metanol. Los procesos se encuentran divididos en tres secciones que son generación del gas de síntesis, síntesis del metanol y purificación. El gas de síntesis puede ser producido por la reformación, como ya se

³¹ Maketta, Encyclopedia of Chemical Processing and Design 1997 por Marcel Dekker Inc. Executive Editor John J.

menciona, o bien por otros métodos como la oxidación parcial del carbón o reformación de naftas. La sección de gas de síntesis para estos procesos es por consecuencia diferente a la sección de reformación ilustrada. Sin embargo las secciones de síntesis de metanol y purificación permanecen igual.

En la tabla 1.1 se enlistan los requerimientos típicos por tonelada de metanol en las unidades modernas.

Tabla 1.1

	Gas Natural	Nafta	Carbón
Alimentación y combustible	7.3 MMKcal 86 MMBtu/gal	7.7MMKcal 91 MMKBtu/gal	7.8MMKcal 92 MMBtu/gal
Fuerza eléctrica	35 KWh	35 KWh	88 KWh
Agua de enfriamiento	70m ³	64m ³	88m ³
Alimentación de agua	1.15m ³	1.15m ³	0.75m ³
Catalizador, 1985 \$	1.50	1.80	1.80

Sección de Reformación

Sección de Síntesis

Sección de Purificación

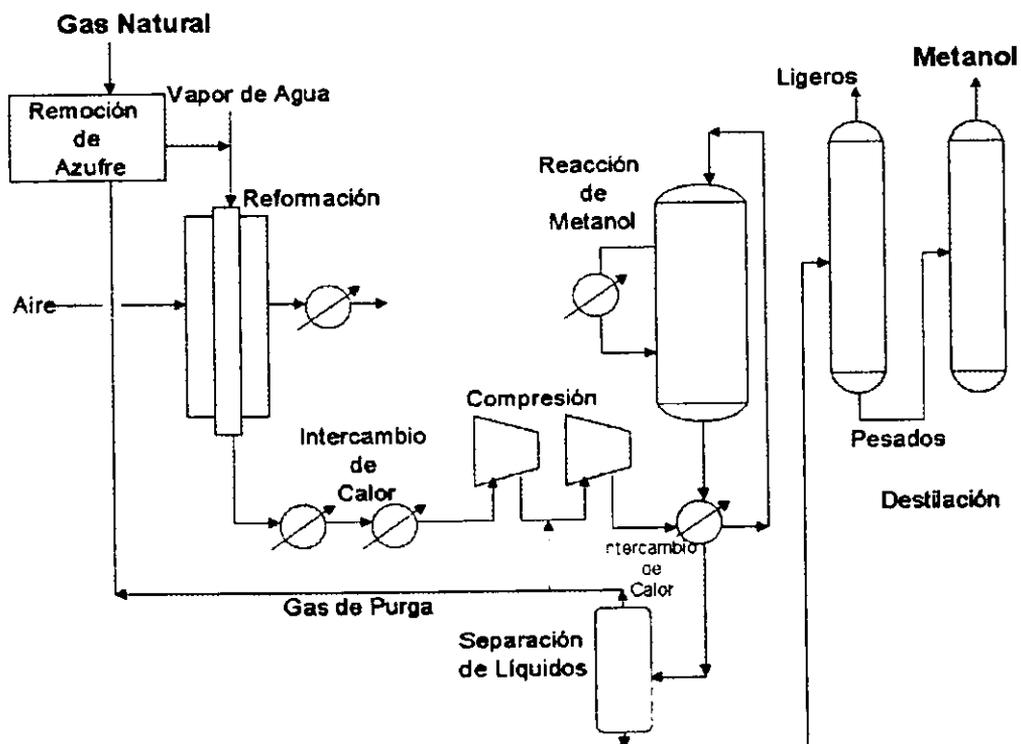


Fig. 2.1 Diagrama de Bloques Simplificado de la Obtención de Metanol.

1.3 DIFERENTES FUENTES DE OBTENCIÓN DEL GAS DE SÍNTESIS

1.3.1 Partiendo de gas natural o hidrocarburos^[4]

Cualquier hidrocarburo que pueda ser convertido en gas de síntesis por reformación con vapor o gasificación con oxígeno, es una materia prima potencial en la elaboración de metanol.

La mayoría de las plantas de metanol usan la reformación de vapor de agua de proceso e hidrocarburos para la producción de gas de síntesis, basados en la tecnología que se desarrolló alrededor de los treinta y llegó a ser ampliamente aceptada a mediados de los años cincuenta. El proceso consta de dos pasos, la desulfurización y las reacciones de reformación con vapor.

Desulfurización:

La alimentación de hidrocarburo al reformador debe tener un contenido mínimo de azufre, ya que los catalizadores usados en el reformador son susceptibles al envenenamiento, cuando se tienen concentraciones mayores a 0.5ppm. El azufre puede ser removido por adsorción sobre una cama de carbón activado de 15 a 50°C. La regeneración es necesaria y se puede realizar por la aplicación de calor a la cama de carbón ó haciendo pasar una corriente de vapor, se puede usar también ZnO (óxido de zinc).

La cama de carbón activado absorbe compuestos de azufre de altos puntos de ebullición, tales como mercaptanos, y los más fáciles de remover con puntos de ebullición más bajos tales como el ácido sulfhídrico (sulfuro de hidrógeno). Puede también ser necesaria la absorción en las guardas de óxido de zinc en un rango de temperaturas de 340 a 370°C. Es recomendable el uso de óxido de zinc sobre carbón activado cuando se tienen cantidades significativas de hidrocarburos condensables, ya que estos saturan rápidamente el carbón adsorbente.

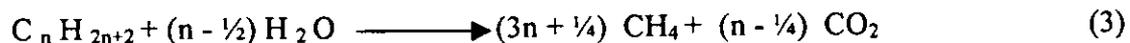
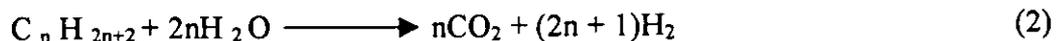
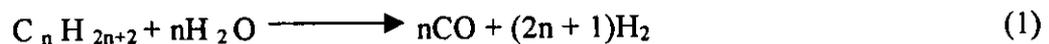
La hidrodesulfuración se debe hacer para compuestos orgánicos de azufre que no son removidos con óxido de zinc o carbón. Esto se realiza mezclando la corriente de compuestos de azufre con hidrógeno (el contenido de H₂ es aproximadamente de 5%), el resultado de la mezcla se hace pasar por una cama de catalizador de molibdato de níquel o cobalto a una temperatura de 290 a 370°C. Bajo estas condiciones, los compuestos

^[4] Kirk Othmer, Encyclopedia of Chemical Technology Vol.16 Fourth Edition. Ed. John Wiley&Sons USA 1995 pag.541

orgánicos de azufre son convertidos a sulfuro de hidrogeno, el cual ya puede ser removido por oxido de zinc.

1.3.2 Reformación con vapor:

Una vez que ya ha sido removido el azufre de la corriente de hidrocarburo alimentada, el gas es mezclado con vapor para producir el gas de síntesis de metanol. En el reformador ocurren las siguientes reacciones:



Las tres reacciones son endotérmicas, todas se llevan a cabo en la reformación. El equilibrio de la reacción del reformador primario incluye metano y vapor:



$$\Delta H_{298 K} = 206.08 \text{ KJ/gmol o } 88,605 \text{ Btu/lbmol}$$

La reacción de equilibrio del monoxido de carbono con vapor, referida frecuentemente a la reacción de conversión gas-agua, que también contribuye significativamente en el proceso:



$$\Delta H_{298 K} = - 41.17 \text{ kJ/gmol o } -17,701 \text{ Btu/lbmol}$$

Note que la reacción de reformación (4) es endotérmica, y que la reacción de conversión gas agua (5) es exotérmica. En el reformador pueden ocurrir reacciones indeseables, teniendo como resultado depósitos de carbón en las paredes del reactor, o en la superficie del catalizador, o en los poros de este.



Una prueba critica de las ecuaciones presentadas permiten hacer una conclusión preliminar relacionada con la operación del reformador. En el reformador la reacción (4) es endotérmica y la reacción de conversión agua gas es exotérmica (5), es obvio que menos metano y mayor cantidad de monóxido de carbono e hidrogeno se debe obtener a temperaturas elevadas. El principio de Le Chatelier aplicado a la ecuación (4) sugiere que la caída de presión debe disminuir la cantidad de metano en la corriente de productos del reformador. De manera similar el incremento de la presión parcial de vapor debe resultar en una disminución de la cantidad de metano en los productos.

Si uno asume que el sistema se encuentra totalmente al equilibrio, usando cualquier juego de ecuaciones independientes de la serie anterior, entonces es posible calcular la composición de salida usando las ecuaciones de equilibrio termodinámico correspondientes.

Uno de cada juego de ecuaciones independientes son la ec(4) una síntesis inversa de Fischer-Tropsch, ec(5) reacción de conversión agua-gas, ec(8) reacción Boudart. Existen muchas fuentes que contienen no solo valores para las constantes de equilibrio termodinámico, sino también métodos que pueden ser usados para estimar la composición al equilibrio.

La deposición de carbono vía la ec(8) puede teóricamente ser prevenida garantizando que haya un exceso de vapor. Cualquier incremento en el vapor también tiene el efecto de incrementar la conversión de metano. La cantidad mínima de vapor en proporción con el carbón cambia dinámicamente la composición de alimentación, temperaturas, y catalizador viejo, pero en general, la proporción incrementa con el aumento de la temperatura. Cada vez más reformadores comerciales con vapor y carbón en relaciones de 3 a 4.5.

A temperaturas altas o áreas donde el gas aun no alcanza el equilibrio, las consideraciones cinéticas de depósitos de carbón pueden anular estos cálculos de equilibrio. La formación de carbono en esta situación puede ser influenciada por la composición del catalizador. Ahora la producción de catalizadores para los reformadores incluyendo compuestos de metales alcalinos como un medio para prevenir la deposición de carbón. El mecanismo toma parte a través de la capacidad básica de situar al absorbedor, agua y aumentar la velocidad de la reacción, como en las Ecs. (9) y (10).

El catalizador del reformador usualmente contiene de 12 a 15% de níquel como óxido de níquel soportado sobre aluminato de calcio, alúmina o bien aluminato de titanio y calcio. El

aluminato de calcio ha reemplazado generalmente al silicato de calcio aluminio como material de soporte para evitar el problema de la migración de la sílica encontrada en la formulación inicial del catalizador.

Los compuestos de metales alcalinos adicionados para prevenir la formación de carbono y para aumentar la durabilidad incluyen al silicato de aluminio y potasio, carbonato de potasio y polialuminato de potasio.

Los compuestos de azufre, cloro y arsénico envenenan los catalizadores; el envenenamiento por azufre es reversible, pero los venenos por cloro y arsénico son severos y generalmente irreversibles.

El gas de síntesis es producido a escala comercial cuando se alimenta una mezcla de hidrocarburos y vapor a un reformador donde se llevan a cabo las reacciones de reformado en la presencia de un catalizador que contiene níquel. El primer reformador de vapor industrial comenzó a operar en 1930 en Baton Rouge, Louisiana, por Standard Oil de Nueva Jersey. El vapor reformado para producir gas de síntesis fue adoptado rápidamente por E.U.A. y la disponibilidad de gas natural como alimentación.

La reacción de reformación debe llevarse a acabo en un horno adaptado para la gran cantidad de transferencia de calor requerida. La corriente de alimentación al reformador es distribuida por cientos de tubos en paralelo con catalizador. Los tubos están sujetos a soportar temperaturas en los rangos de 860 a 950°C, con gas de proceso a temperaturas entre 750 y 885°C. Los rangos de presión van desde 4 a 35 atm (450 a 3550 kPa). Los espacios velocidad del gas son generalmente del orden de 5000 a 8000 base húmeda.

La longitud de los tubos que contienen el catalizador generalmente es de 30 a 50 pies de largo, y de 3 a 5 pulgadas de diámetro interno. Los tubos son moldeados centrifugamente y construidos de aleaciones al alto níquel, tales como HK-40, Inconel 617, Incoloy 800, Supertherm, y Manaurite-36X. Los tubos son generalmente diseñados para una vida de 100,000 horas, o aproximadamente 10 años. Los hornos más grandes construidos hasta la fecha contienen arriba de 900 tubos.

Hoy básicamente existen tres tipos de hornos, con quemadores en los costados, en la parte superior del horno y el tercero en el fondo.

Los hornos con quemadores en los costados usualmente son cajas largas y angostas con tubos de catalizador verticales montados a lo largo de la línea central doblemente alternados o seguidos en línea recta. Las flamas son desviadas en paralelo a las paredes las

cuales actúan como radiadores. Los quemadores están diseñados generalmente para operar con gases combustibles tal como los gases de purga ricos en hidrogeno del ciclo de síntesis de metanol, nafta vaporizada, gas natural o mezclas de estos combustibles. Una ventaja de los quemadores laterales es que la flama puede ser ajustada variando el suministro de flujo de calor a lo largo de los tubos.

Los hornos con quemadores en el fondo o en la parte superior de este contienen tubos con arreglo en paralelo, en líneas anchas que siguen el calentamiento para combustibles líquidos o gases, los quemadores se colocan en el piso o techo del horno entre la línea de los tubos. El tubo penetra en el techo y en el fondo la celda radiante, y son soportados por una parte que sobresale del techo o por contra peso con este mismo. La expansión térmica de los tubos es dirigida hacia arriba, por lo que se hace necesario contar con una soportería colgante para los tubos adecuada. El fuego en la parte superior es mas uniforme en la superficie del tubo. Esto es por la concentración promedio del flujo de calor más grande en la parte de arriba de los tubos, en el cual se encuentran las temperaturas de gas de proceso mas bajas y los más altos rangos de reacciones endotérmicas.

Ambos tipos de hornos son equipados con ventiladores de tiro inducido o forzado. El gas combustible en los hornos con quemadores en el techo es conducido a través de túneles arreglados sobre el piso del horno. Los túneles están arreglados de forma tal que fluya el gas del fondo del horno hacia la parte superior del mismo, paralelas a los tubos.

La temperatura del gas combustible se encuentra en un rango de 980 a 1040°C. Estos gases son transferidos a la sección de convección donde son enfriados y usados como vapor sobrecalentado para llevarlo a las turbinas, generando éstas, vapor de proceso y precalentando las corrientes de alimentación.

La composición de los gases de salida de un reformador de vapor comercial tendrá generalmente una aproximación al equilibrio menor o igual a 15°C; que es la composición del gas que corresponderá a la composición de equilibrio predicha a la temperatura de 0 a 15°C, mas bajo que la temperatura ambiente. Para alimentación de gas natural, la producción de gas de síntesis deberá tener de 73 a 76% de hidrogeno, 12 a 16% de monoxido de carbono, 8 a 10% de dióxido de carbono y de 1.3 a 3% de metano.

El gas de síntesis obtenido de gas natural contiene un exceso de hidrogeno para las reacciones de síntesis de metanol. Si se tuviera la disponibilidad de una corriente auxiliar rica en dióxido de carbono (por ejemplo, de una planta de amoniaco), es mezclada con la

corriente de metano. La cantidad de dióxido de carbono adicional es controlada de tal forma que la producción de gas de síntesis contenga menos hidrogeno para que todos los productos, monóxido de carbono y dióxido de carbono se conviertan estequiometricamente a metanol. Los productos de gas de síntesis elaborados con la mezcla de metano y dióxido de carbono deben contener aproximadamente 69% de hidrogeno, 18% de monóxido de carbono, 10% de dióxido de carbono y 3% de metano.

1.3.3 Gas de síntesis a partir de naftas.

Durante 1950 un suministro excesivo de nafta en Europa hizo económica la reformación de vapor y nafta. Se desarrollo una serie especial de catalizadores para reformación con nafta. Y a principios de los sesentas muchos productores europeos obtuvieron gas de síntesis de nafta ligera destilada. En la actualidad el precio de la nafta también es alto. Por eso, mas plantas de metanol en el mundo, si no es que todas las que basaban su reformación en alimentación de nafta han cerrado.

Es improbable que cualquier nueva planta base su proceso en la reformación de nafta.

El proceso de obtención de gas de síntesis inicia con la vaporización de la nafta y se mezcla esta con la corriente de hidrogeno así la combinación de las corrientes tienen un contenido aproximado de 5% de hidrogeno. La hidrogenación es conducida sobre un catalizador de molibdato de niquel o cobalto para convertir compuestos orgánicos de azufre a sulfuro de hidrogeno y también alquenos saturados en alcanos. La desulfuración se lleva a cabo como fue descrito en la obtención de gas de síntesis de hidrocarburos.

1.3.4 Gas de síntesis vía oxidación parcial

Aunque cada vez mas, la obtención del gas de síntesis se realiza a partir de gas natural, también es posible producirlo vía hidrocarburos pesados, incluyendo el petróleo crudo y los asfáltenos, gases de refinación, nafta, combustibles ligeros y pesados.

La tecnología standard de reformación de vapor no puede usarse para convertir hidrocarburos pesados en gas de síntesis. Toyo Engineering anuncio un nuevo proceso para obtener gas de síntesis a partir de hidrocarburos pesados, así como del petróleo crudo, de los residuos de vacío y atmosféricos. Este proceso debe usar catalizadores apropiados para la reformación en dos etapas en el reactor.

Sin embargo, los productores que usan hidrocarburos pesados no ocupan la reformación de vapor para producir el gas de síntesis, pero en su lugar oxidan parcialmente los hidrocarburos con oxígeno. Los procesos comerciales han sido desarrollados por Texaco y Shell que llevan a cabo la oxidación basándose en la combustión de hidrocarburos con oxígeno o una mezcla rica en oxígeno.

El producto contiene hidrógeno y monóxido de carbono y menor cantidad de dióxido de carbono, agua y metano. La ventaja principal de estos procesos es la flexibilidad, estos procesos pueden operar con cualquier hidrocarburo fluido que su viscosidad sea lo suficientemente baja al ser precalentado para atomizar de forma efectiva. El proceso de gasificación convierte hidrocarburos líquidos a productos gaseosos.

El proceso se realiza por inyección de hidrocarburo precalentado, oxígeno y vapor a través de un quemador especial dentro de un recipiente de combustión cerrado donde la reacción de oxidación ocurre de 1200 a 1400°C y de 33 a 84 atm de presión (3200 a 8370 kPa). Sobre la salida del quemador la corriente de hidrocarburo alimentada es precalentada por conducción y radiación, causando que las moléculas experimenten la reacción de gasificación. Los hidrocarburos reaccionan exotérmicamente con oxígeno. Cuando es consumido casi por completo el oxígeno, el hidrocarburo que permanece sin oxidar reacciona con vapor.

1.3.5 Gas de síntesis vía carbón.

La producción de combustibles gaseosos de carbón ha sido practicada por años. Pero estos fueron reemplazados gradualmente entre 1950 y 1960 por los procesos basados en los bajos costos de los hidrocarburos de petróleo. Pero la falta de petróleo en 1970 renovó el interés en el carbón.

Durante la gasificación el carbón reacciona con el oxígeno y el vapor a temperaturas elevadas para formar el gas de síntesis compuesto principalmente por monóxido de carbono e hidrógeno, con menor cantidad de dióxido de carbono, metano, nitrógeno, argón, sulfuro de hidrógeno, alquitrán y fenoles.

La menor cantidad de compuestos depende de las impurezas encontradas en el carbón, y de la cantidad de oxígeno alimentado al gasificador.

El corazón de la oxidación parcial basada en carbón es el paso de la gasificación. Para lograr una máxima eficiencia, un gasificador debe operar a presiones elevadas, tener poca

demanda de oxígeno y vapor, alta capacidad de conversión de carbón y poca pérdida de calor. Esto es deseable para lograr alta confiabilidad, para minimizar o eliminar la formación de subproductos y para aceptar una amplia variedad de carbón. Los gasificadores de baja temperatura producen más metano, fenoles, aceites, alquitrán que uno de alta temperatura. Un gasificador opera a la temperatura del punto de fusión de la ceniza, así que esta es removida; y la temperatura típica se encuentra entre 2400 y 2700°C. ^[5]

Como se ha podido observar existen varias fuentes de las cuales es obtenido el gas de síntesis, y así como estas también hay diferentes tipos de reformación desarrollados por las compañías productoras ya sea de metanol ó amoniaco; estas son las siguientes y son descritas de forma breve:

1.4 DIFERENTES FORMAS DE REFORMACIÓN

1.4.1 Reformación Convencional^{[6], [7]}

Un reformador de vapor convencional como ya se ha descrito en párrafos anteriores, es la alimentación de gas natural libre de compuestos de azufre al reformador primario en donde se lleva a cabo la conversión de metano en un 65%, y las reacciones de reformado (cracking) son endotérmicas, pasando luego al reformador secundario en el cual se mezclan las corrientes de gas natural parcialmente reformado con una corriente de oxígeno o aire; a la salida se tiene aproximadamente el 98% de conversión de gas natural a gas de síntesis.

El licenciador de este proceso es Kellogg y fue la primera firma de tecnología que llevo al mercado este concepto.

Mejoras a la reformación convencional por otras tecnologías.

El proceso Fluor emplea carbonato de propileno como solvente físico para remover el dióxido de carbono (para elaborar el gas de síntesis del amoniaco), esto significa que la corriente que lleva al convertidor es a baja temperatura para la operación en un sistema de absorción-refrigeración reemplazando de esta manera el compresor de refrigeración. En la unidad criogenica se recupera el hidrogeno y una parte de nitrógeno del gas de purga.

El Proceso Kellogg que reduce el consumo de energía en la elaboración de amoniaco: la principal característica incluye un aumento de presión en la reformación, temperatura mas

^[5] Idem [3] pag. 429-432

^[6] Idem [1] pag 209-210 Vol A2 Ammonia

^[7] Idem [4] pag 542-544

alta de vapor alimentado, así como del aire de proceso, generación de vapor y supercalentamiento del gas de proceso al reformador secundario, removedor de CO₂ Selexol (solvente físico), secado del gas de “makeup” (ó reposición) con tamiz molecular, convertidor horizontal de amoníaco con intercambio de calor entre las camas de catalizador y generación de altas presiones en el ciclo de síntesis.

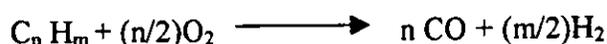
Proceso Humphrey y Glasgow LEAD: este combina las siguientes medidas de eficiencia, alto poder reaccionante, precalentamiento de aire de proceso y combustión, Selexol como removedor de CO₂, absorción-refrigeración, metanación usando catalizadores de metales preciosos para lograr la más baja cantidad de óxidos de carbono, secado del gas de “makeup” con desecantes sólidos; síntesis a 12.5 Mpa, catalizador de tamaño normal en una cama sencilla dentro del primer convertidor, “quench” (enfriamiento directo o apagado), un catalizador más pequeño en una cama sencilla dentro del segundo convertidor, recuperador criogenico de gas de purga.

Proceso Lummus: combina el solvente físico para remover el dióxido de carbono y corriente a baja temperatura de absorción-refrigeración en el convertidor por la generación de agua fría, el convertidor de síntesis de flujo radial usa un intercambiador interno, recuperador criogenico de hidrogeno del gas de purga.

Proceso Topsoe: combina la alimentación de gas de proceso y gas combustible ambos desulfurados para permitir temperaturas de chimenea tan bajas como 100°C. Una relación alrededor de 2.5 de vapor-carbono y nuevamente el desarrollo de un catalizador convertidor que permite temperaturas bajas de operación. También aplica el solvente físico como removedor de dióxido de carbono, un convertidor de amoníaco de 200 series de flujo radial co-intercambiador interno.

Proceso Uhde: tiene las siguientes características, presión de operación del reformador primario a 4.1 Mpa, compresor de aire impulsado por una turbina de gas, aire para que se lleve a cabo la combustión en el reformador primario de la descarga de la turbina de gas, generación de presiones altas de vapor y supercalentamiento de corriente abajo del reformador secundario.

A la salida del reformador la composición del gas de síntesis esta determinada por una aproximación por las reacciones de equilibrio simultaneo (11) y (12), donde $m=2n+2$ que representa la naturaleza parafinica del gas natural.^[8]



La estequiometria del gas reformado puede ser representada por **R**, donde:

$$R = H_2 - CO / CO + CO_2$$

Porque esta es independiente de las reacciones de conversión agua-gas. Sin embargo $R = (2n+1)/n$ para reformación de gas natural.

1.4.2 Reformación Combinada de Metanol

El gas de síntesis es obtenido para la elaboración de amoniaco entre otros productos los que incluyen al metanol, Lurgi, por ejemplo en 1994 dio a conocer su proceso de reformación combinada, la cual consiste en un reformador primario y uno secundario (autotérmico).

En el reformador primario el hidrocarburo es parcialmente reformado y el calor de reacción es proporcionado por los quemadores del hogar, posteriormente el efluente se alimenta al reformador secundario donde es inyectada una corriente de oxigeno para promover reacciones de combustión que proporcionan el calor necesario para las reacciones de reformación. En este caso no se puede usar aire, porque el contenido de nitrógeno se acumula como un gas inerte en el ciclo de síntesis de metanol. Conversión de una parte significativa en el reformador primario, se produce un acercamiento estequiometrico ($R=2$) de gas de síntesis, con poco metano residual. Reduce costos por la menor cantidad de gas natural alimentado.

Con este arreglo el reformador primario puede ser diseñado para operar a presiones altas y temperaturas bajas, desde el metano residual que será llevado a los demás niveles operando a las temperaturas mas bajas del reformador secundario, principalmente para disminuir los requerimientos en la compresión y reducir sobre todo el consumo de energía de la planta. El concepto de reformación combinada ha sido también empleado para salvar

^[8] F. Saviano, V. Lagana, Integrate recovery systems for Energy Ammonia production. Hydrocarbon Processing July 1981 pag 99-108

el uso de reformadores primarios de alta presión de plantas antiguas de amoníaco y proveer gas de síntesis para las plantas de amoníaco. La reformación avanzada KRES igualmente hace uso de este concepto para el ahorro de energía en la producción de amoníaco

1.4.3 Reformador Intercambiador.^[9]

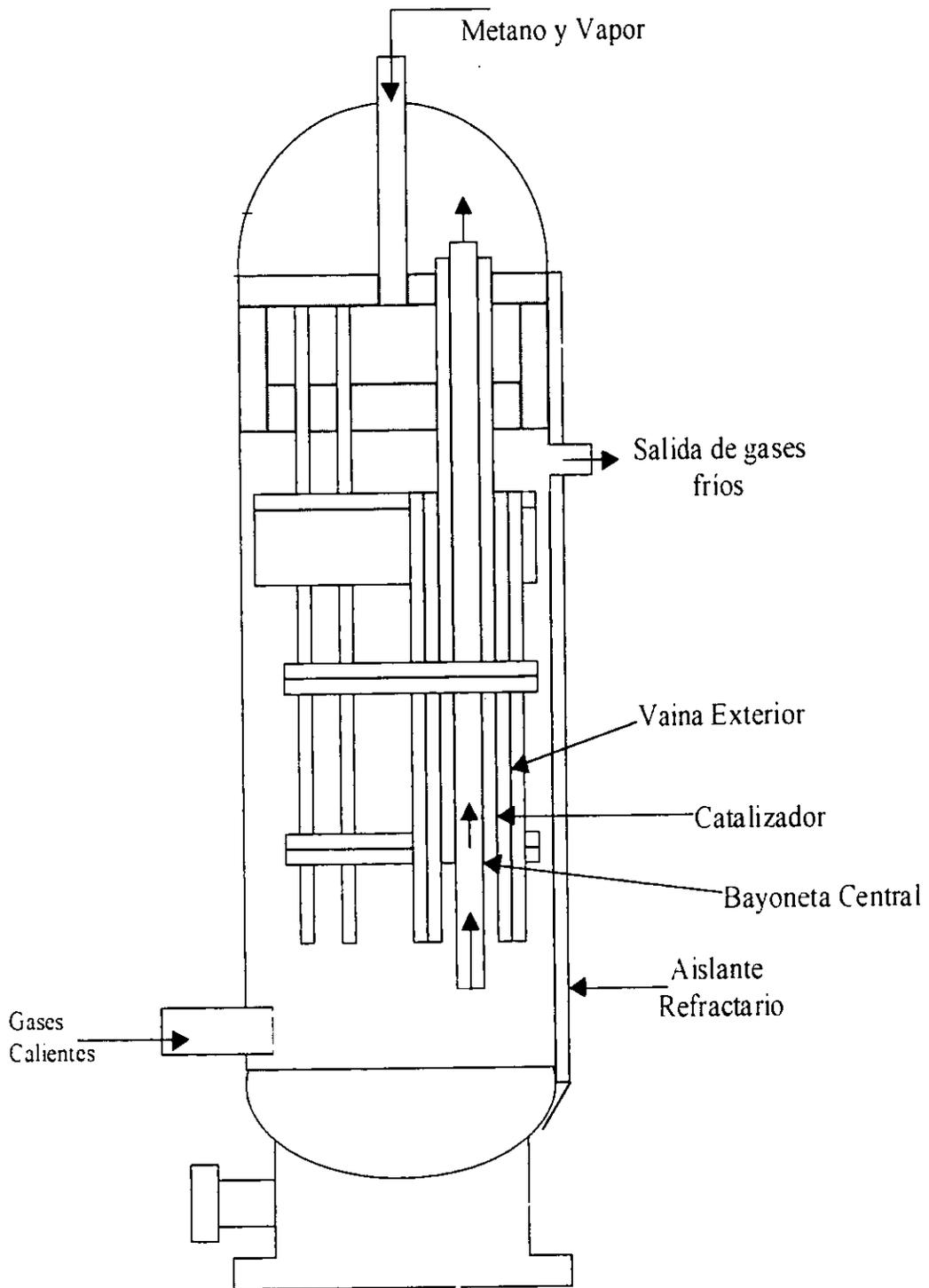
La reformación de gas caliente es una extensión del concepto de reformación combinada donde el reformador primario es reemplazado por un intercambiador de calor en el cual es recuperado el calor del efluente del reformador secundario para llevar a cabo la reacción en el reformador primario. Varios diseños mecánicos han sido propuestos, los cuales son variantes del intercambiador de coraza y tubos.

El reformador de gas caliente ICI (GHR=Gas Heated Reformer) que se muestra en la fig. 2 es un ejemplo del diseño del reformador intercambiador que ha sido comercializado en una planta de amoníaco con una capacidad de 450 toneladas por día. El catalizador del reformador está contenido en tubos envainados, cada uno con una bayoneta central y con una vaina delgada exterior en los tubos. El gas natural desulfurado y el vapor se alimentan por la parte superior del recipiente entre los espacios de los tubos y en la vaina de los mismos. El gas fluye hacia el espacio anular del catalizador entre la vaina y la bayoneta de los tubos. El interior de la bayoneta del tubo está aislada para maximizar el intercambio de calor con el efluente del reformador secundario. El efluente caliente pasa a través de la coraza de GHR.

El proceso ICI (LCM=Leading Concept Methanol) incorporó un GHR y alimentación de oxígeno en el reformador secundario como se muestra en la figura 1.3. Este proceso fue comercializado en Australia en 1994.

^[9] Idem [4] pag 545-549

Fig.1.2 Reformador Intercambiador GHR



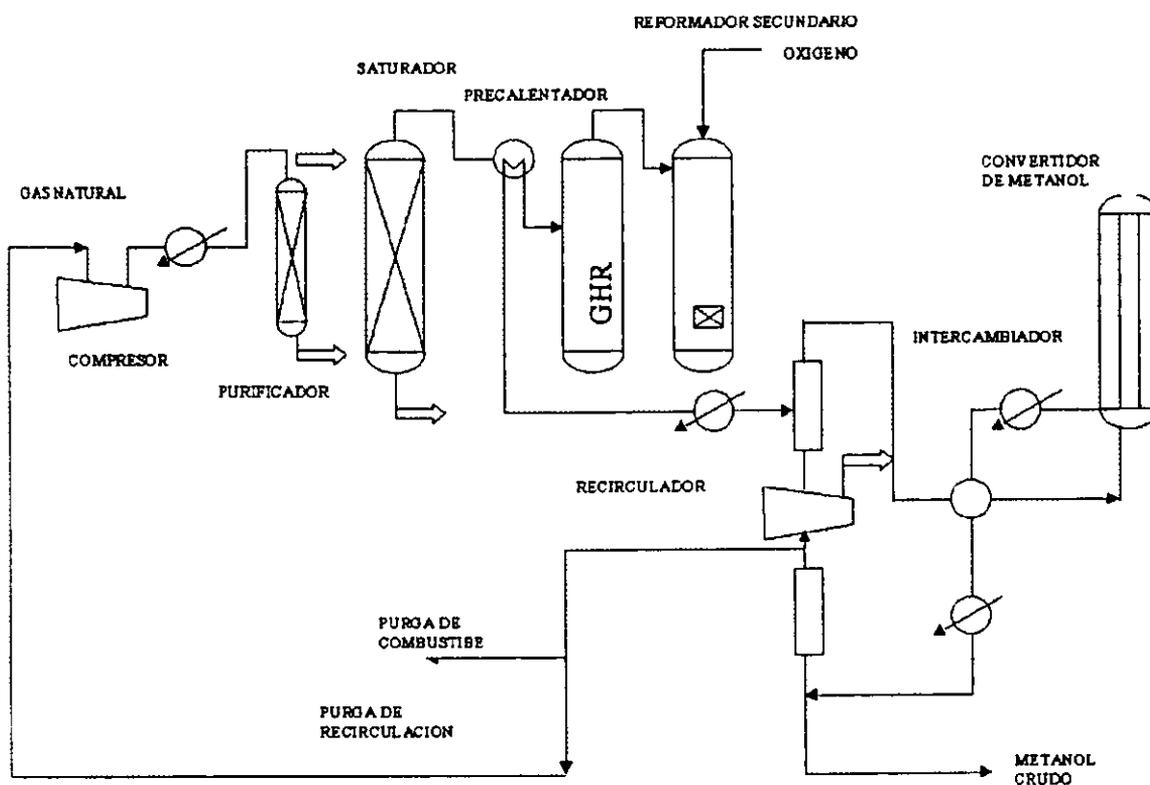


Fig 1.3 Proceso ICI LCM

1.4.4 Reformación Avanzada KRES

La reformación avanzada KRES (Kellogg Reformer Exchanger System), que de cierto modo es un tanto similar al Reformador Intercambiador ya que este proceso también incluye un “reformador Intercambiador”. Pero este consiste en alimentar gas natural mezclado con una corriente de vapor de proceso para ser dividido después en dos corrientes y alimentarse a un calentador a fuego directo.

Después de calentar ambas mezclas son enviadas al “reformador autotermico” y “reformador intercambiador” los cuales operan en paralelo.

Al reformador autotermico (secundario) a diferencia del proceso convencional se alimenta aire enriquecido de oxígeno al 31% mol y una de las corrientes de la mezcla vapor-hidrocarburo. El efluente es enviado por el lado de la coraza del “reformador intercambiador”.

El reformador intercambiador contiene catalizador de níquel sobre alúmina en el interior de los tubos, por donde se alimenta la otra mezcla de vapor-hidrocarburo donde se lleva a cabo la reformación; el calor necesario para la reacción es proporcionado por los gases del lado de la coraza los cuales están formados por el efluente del reformador autotermico y el efluente de los mismos tubos.

1.4.5 Reformación Paralela

Este esquema se dio a conocer en 1979 y consiste en un reformador primario, uno secundario y un reformador intercambiador en paralelo con el primario. En el reformador intercambiador el gas de reacción intercambia calor con el efluente del secundario para después unirse con el efluente del primario y entrar al secundario. Este proceso aunque minimiza el flujo de gas de purga, produce gas en una relación estequiométrica, requiere de vapor de proceso y de un reformador adicional.

1.4.6 Reformación Terciaria

La reformación terciaria es similar a la reformación paralela, solo que en el reformador terciario el gas de reacción a la salida de los tubos se mezcla con el efluente del reformador secundario para pasar por la coraza del mismo reformador terciario y proporcionar el calor de reacción.

Ambos procesos aparecen para dar un ligero incremento en la presión de operación al final de la sección de reformación y consecuentemente una reducción en el consumo de potencia en el compresor de gas de síntesis, pero sin obtener una reducción en el consumo de combustible considerable.

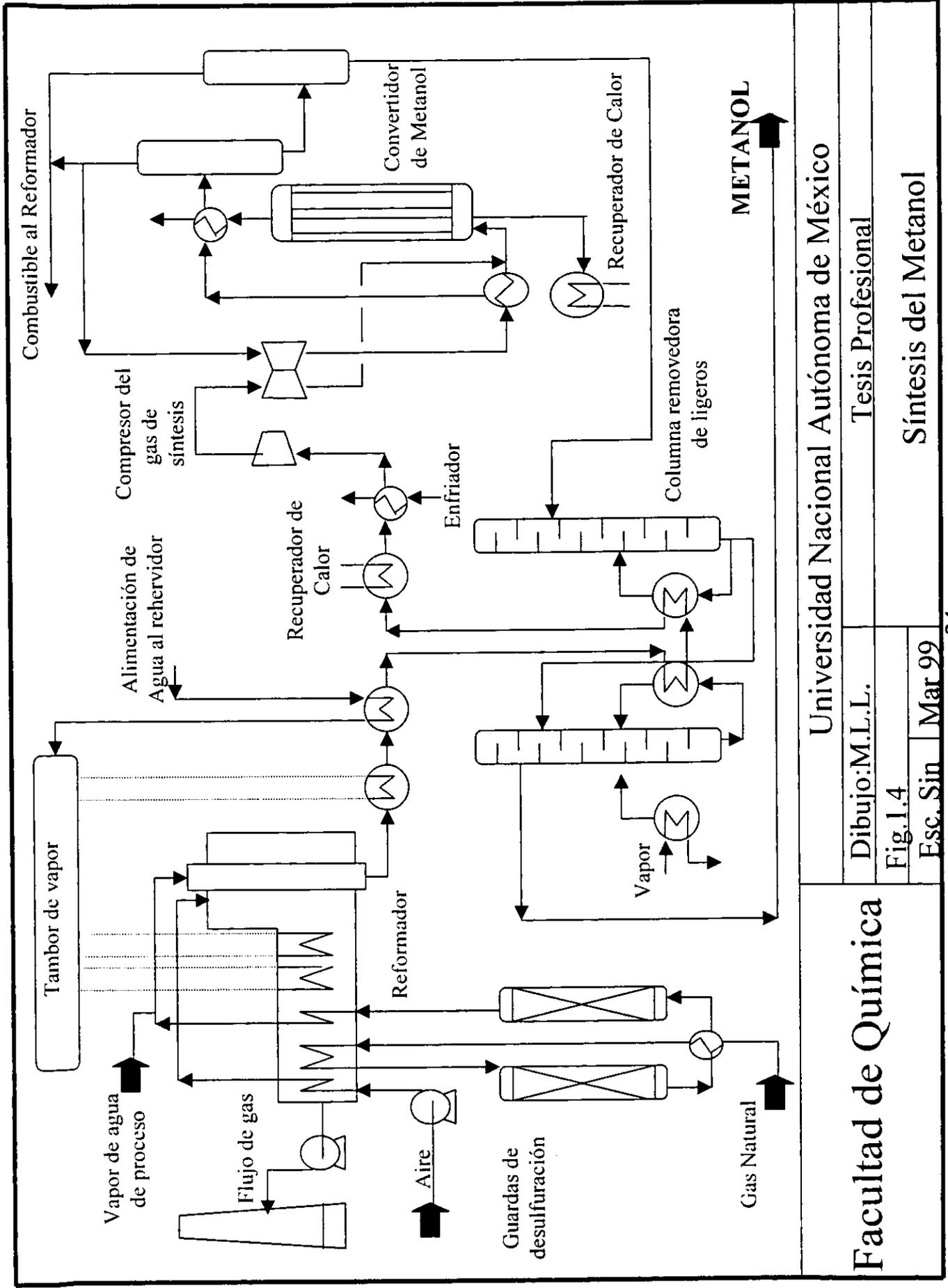
1.5 SÍNTESIS DEL METANOL

Todos los procesos comerciales de metanol emplean un ciclo de síntesis y en la figura 1.4 se muestra un ejemplo típico como una parte del diagrama de flujo de proceso. Un sistema que da una conversión alta es viable porque el producto es metanol y el agua puede ser removida del ciclo por condensación.

El gas de síntesis preparado es comprimido, mezclado con el gas recirculado, y precalentado otra vez el gas efluente del convertidor antes de entrar a este mismo. El efluente del convertidor es usado primero como vapor saturado o alimentado al rehervidor

antes de regresarlo al ciclo del intercambiador y entonces sobre un enfriador en el cual se condensa una mezcla de metanol crudo y agua. Los gases incondensables son enviados a un recipiente receptor para recircularlos. Una de las purgas es tomada para esta recirculación donde son removidos los excesos de hidrogeno, metano y otros inertes. La mezcla de metanol crudo es enviada a la sección de destilación para su purificación.

La característica que distingue un proceso de metanol comercial de otro es el tipo de reactor utilizado. Los cuatro tipos de reactores básicos se muestran en la figura 1.5 Estos son una variedad de diseños disponibles comercialmente propiedad de los licenciadores, todos y cada uno de los cuales pueden ser de uno de estos cuatro tipos o una combinación de dos de ellos.



Facultad de Química

Universidad Nacional Autónoma de México

Dibujo: M.L.L.

Tesis Profesional

Fig. 1.4

Esc. Sin Mar 99

Síntesis del Metanol

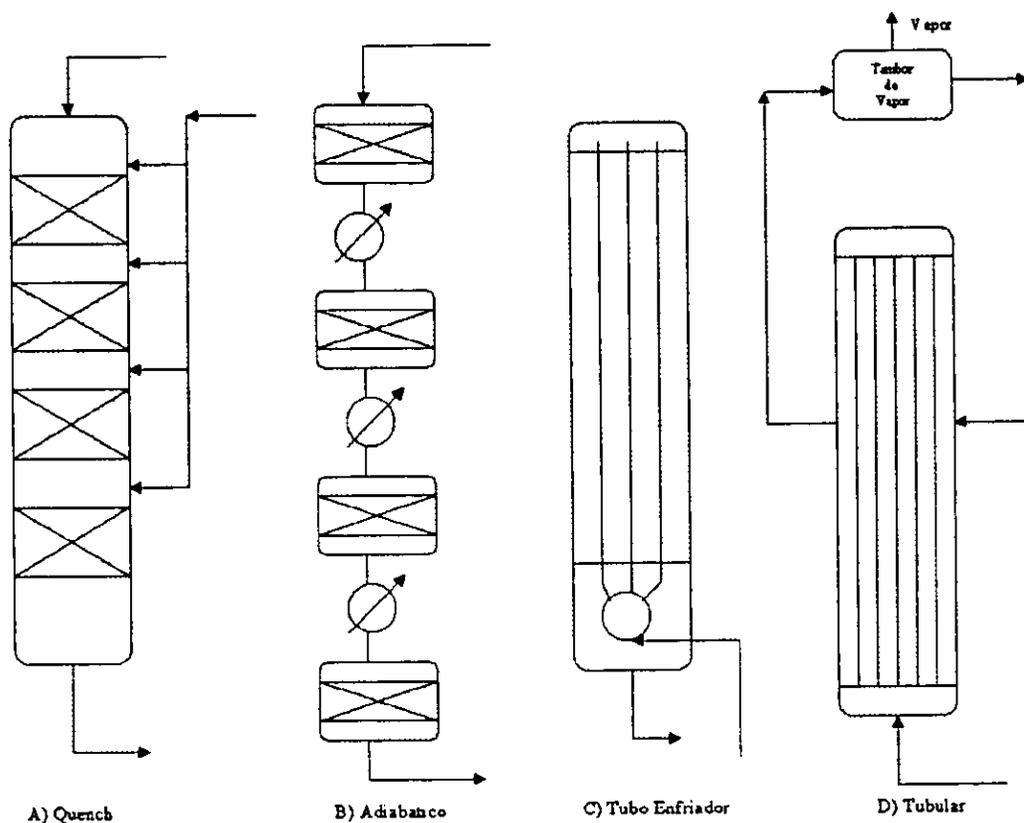


Fig. 1.5 Diferentes tipos de convertidores de Metanol

Convertidor “QUENCH”. El convertidor quench fue básico para el diagrama de flujo de metanol del proceso inicial ICI de baja presión. Una porción del gas de síntesis mezclado y recirculado es desviada del ciclo del intercambiador, el cual provee al “quench” fracciones para las camas de catalizador intermedias. El gas alimentado restante es calentado a la temperatura de entrada de la primera cama. Como las camas son adiabaticas, y la temperatura del gas alimentado se incrementa conforme se lleva a cabo las reacciones exotérmicas de síntesis la inyección de tiros fríos entre las camas sirve como enfriador de la mezcla de reacciones y adiciona más reactivos antes de entrar a la siguiente cama de catalizador. El convertidor “QUENCH” típico contiene de tres a seis camas de catalizador con un distribuidor de gas entre cada cama para la inyección de los tiros fríos. Se emplea una mezcla variada de gases y dispositivos distribuidos los cuales se caracterizan por el diseño propio del convertidor.

La figura 1.6 muestra los dientes de sierra característicos de los perfiles de temperaturas los cuales representan la ineficiencia termodinámica de este tipo de reactor como desviaciones

del rango máximo de reacción. La productividad del catalizador se reduce aun más, porque no todo el gas alimentado pasa a través de todo el catalizador. Sin embargo, el convertidor "QUENCH" ha permanecido como el tipo de reactor predominante con un récord de prueba de confiabilidad.

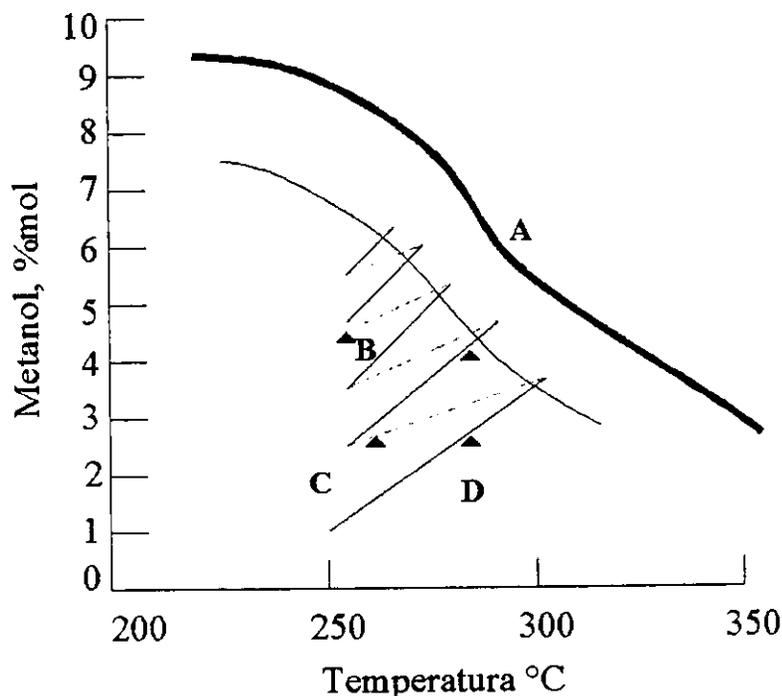


Fig 1.6 Perfiles de temperatura para el convertidor "Quench". A, línea de equilibrio; B, línea de rango máximo; C, línea Quench; D, línea entre camas.

Convertidor Adiabático. El sistema de convertidor adiabático emplea un intercambiador en lugar de los tiros fríos para enfriar las entre camas. (Fig. 1.5b) Porque las camas son adiabáticas, el perfil de temperatura fijo exhibe la misma aproximación de dientes de sierra para el rango máximo de reacción, pero la productividad es mejor porque todo el gas pasa a través del volumen completo del catalizador. Los costos para los recipientes e intercambiadores son generalmente más altos que los sistemas del convertidor "QUENCH".

Convertidor de tubo enfriador. El convertidor de tubo enfriador funciona como un intercambiador, consiste en un recipiente con tubos con catalizador por el lado de la coraza. El gas de síntesis combinado y recirculado entra por el fondo de los tubos del reactor,

donde este es calentado por la reacción que toma lugar en los alrededores de la cama del catalizador. El gas da vueltas hacia la parte superior de los tubos y pasa por abajo a través de la cama de catalizador. La ventaja principal de este convertidor es el volumen reducido de catalizador, entonces el camino de reacción mas cerrado sigue la línea de rango máximo. Fig.1.7

El funcionamiento del convertidor puede aumentar por la extensión del catalizador mas abajo del área los tubos enfriadores para que actúen como una zona de reacción adiabática.

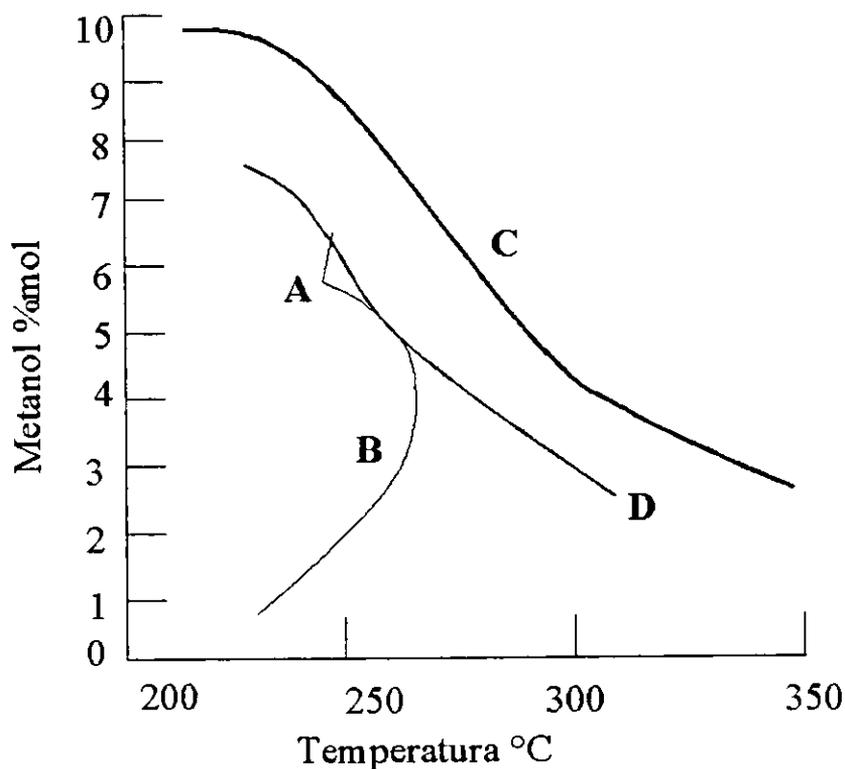


Fig 1.7 Perfiles de temperatura para el convertidor de tubo enfriador. A, cama adiabática; B, cama con tubo enfriador; C, línea de equilibrio; D, línea de rango máximo.

Convertidor productor de vapor. Hay una variedad de convertidores tubulares productores de vapor disponibles, los cuales se caracterizan por flujo axial o radial, con el catalizador por el lado de la coraza o por el lado de los tubos.

La operación cerca de la isoterma de este tipo de reactor es el más eficiente termodinámicamente usado, requiere de menor de volumen de catalizador. El pico de temperatura mas bajo del catalizador también reduce la formación de subproductos y la vida del catalizador mas larga.

La característica apropiada de los tipos de reactores más eficientes ha sido el empuje principal de la modernización de la planta de metanol más vieja. El cambio del convertidor QUENCH a flujo radial mejoro mezcla y distribución sobre la purga del ciclo de síntesis o antes de la etapa final del compresor de gas de síntesis ha sido propuesta como una medida para el cuello de botella. fig. 1.5d.

1.6 PURIFICACIÓN.

El metanol crudo es purificado por un tren de destilación convencional de una a tres torres, dependiendo de la pureza y grado de integración de calor deseado. El metanol y alcoholes mayores tienden a expandirse cerca del fondo de la columna de destilación final, y son separados y quemados como combustible. El agua de la reacción 2 existe en la base de la columna de destilación final, y representa el efluente principal del proceso. Por el uso de esta agua para saturar el gas natural alimentado que provee una parte de vapor reformado, los orgánicos en esta corriente son reciclados para su extinción, reduciendo la contaminación.

Con esta técnica de disminución de residuos, la síntesis de metanol es relativamente limpia. La necesidad del control ambiental esta asociado con el proceso del gas de síntesis

1.7 USOS Y APLICACIONES

El principal uso tradicional del metanol ha sido la producción de formaldehído, donde alrededor de la producción mundial consumida de metanol es de 40%.

FORMALDEHIDO. En el mundo, la cantidad más grande de formaldehído es consumida en la producción de urea -resinas de formaldehído-, el principal uso final y en el cual se encuentran productos preparados tales como la madera terciada y partículas de madera. La demanda de estas resinas y consecuentemente para metanol, es grandemente influenciada por la demanda de viviendas. En E.U.A., parte del mercado más grande de formaldehído es otra vez la industria de la construcción. Sin embargo el crecimiento más rápido del mercado del formaldehído se puede encontrar en la producción de químicos acetilénicos, los cuales están manejados por la demanda de 1,4-butanediol y su producto subsecuente, fibras expandex.

Metil Terbutil Eter. MTBE es usado como un aditivo oxigenado para gasolina. La producción de MTBE en E.U.A. se ha incremento debido a los requerimientos de 1990

para limpiar el aire. Las proyecciones para este uso de metanol son difíciles de estimar debido a las variaciones políticas y consideraciones ambientales que proponen el uso de combustibles más limpios.

ACIDO ACETICO. La carbonilación de metanol ha llegado a ser el proceso de decisión para la producción de este producto básico de la industria química inorgánica, el cual es usado en la manufactura de fibras de acetato, anhídrido acético, y ácido tereftálico, y para fermentación.

OTROS MERCADOS. El uso de metanol en la producción de formaldehído, MTBE, y ácido acético suman aproximadamente dos terceras partes de la demanda de metanol. El metanol es usado también como materia prima para muchos otros productos químicos, tales como dimetil tereftalato (DMT), metil metacrilato, metilaminas, y halidos de metil.

El interés en la producción de dimetil éter a partir de metanol esta creciendo como resultado de uso replanzando a los clorofluorcarbonatos como un impulsor en aerosol. El metanol también encuentra uso en solventes, como un anticongelante en tuberías, y en perforaciones en campos de petróleo.

Capítulo DOS

Aspectos Económicos

Existen muchos factores relevantes que se deben tomar en cuenta en la elaboración de una propuesta como es la conversión de una planta petroquímica; de los cuales forman parte, los aspectos económicos como son la oferta y la demanda del producto que sustituirá al amoniaco, en este caso del Metanol, para comprobar si realmente es recomendable el cambio que se pretende hacer con respecto a las condiciones actuales del mercado nacional e internacional. La demanda de metanol se encuentra en una etapa de rápido crecimiento y está en función directa de la demanda de su derivado principal -el formaldehído- aunque en la actualidad el MTBE y TAME hacen su aparición como grandes consumidores de metanol, que a su vez dependen del incremento en la demanda de las gasolinas y de los requerimientos de está por legislación (normas ambientales). Además hay otros factores que también afectan la demanda, y estos incluyen los precios del gas natural y los precios que imponen las naciones desarrolladas en las que encontramos en primer plano a E.U.A. Por lo que a continuación se presenta un análisis de la demanda del formaldehído y del MTBE pues, como ya se menciono este producto se incorporo a gran velocidad como un nuevo mercado que se relaciona con metanol y su demanda.

En la última parte del presente capítulo hay un resumen global en el que se incluyen regiones importantes y su posible aumento de la demanda para metanol en un futuro cercano, considerando años pasados y situaciones actuales.

2.1 MERCADO MUNDIAL DEL FORMALDEHÍDO¹¹⁰¹

El costo del metanol respresenta el 60% de los costos de producción del formaldehído, es decir, el precio del formaldehído normalmente refleja el precio del metanol.

Los precios del formaldehído para 1998 en el ámbito internacional sintieron la presión como resultado de los más bajos precios de metanol así como también la demanda que aun no ha sido absorbida por toda la capacidad durante los últimos dos años. Los intereses hipotecarios que se mantuvieron abajo del 7 por ciento para las hipotecas a 30 años y a pesar de un ligero descenso en la iniciativa para la construcción de viviendas, la industria del formaldehído continua siendo aun muy fuerte y se espera un impacto positivo sobre la demanda y posiblemente también en los precios.

En el oeste de Europa un productor de formaldehído reporto que la demanda se mantuvo relativamente estable en esa área, con todas las consecuencias que trajo la fuerte caída de la demanda en Asia que afecto solo algunas áreas de sus derivados, esta disminución de la demanda en algunos países asiáticos fue del 25 al 30%. No obstante, estos países representan solo una parte del total del mercado. La demanda de los dos países consumidores asiáticos más grandes, Japon y China cayo pero no en la misma extensión que sus vecinos. Hay reportes de que la presión para vender; aumento sobre todo para los productores de Indonesia, y el incremento de los precios en los Estados Unidos de América tuvo como consecuencia una mayor carga en el transpacífico. Que en realidad, el orden para hacer la distribución de este trabajo, fue la disponibilidad de barcos correctos, costos del flete y otros productos que son combinados con el embarque. Esta situación aplicó también a los productos de Indonesia y los derechos de aduana tendrían que ser pagados hasta que fueran retroactivos.

Para el oeste de Europa 1998 no fue un buen año, sin embargo la demanda en Alemania se caracterizo por ser muy estable y prometedora para crecer notablemente en 1999. Las importaciones de formaldehído y sus derivados en algunas partes de Europa tienen claramente cautiva la producción regional. El interés previo expresado por algunos productores europeos de que esto pasaría como resultado de la crisis económica. En Diciembre de 1998 representantes del gobierno de los Estados Unidos reportaron que la venta de casas nuevas subio en un 0.8 por ciento para Octubre. La buena economía y las tarifas de los intereses abajo del 7% de las hipotecas a 30 años siguen siendo atractivas para

¹¹⁰¹ DeWitt&Company Petrochemical Review April&J.M. Marriot Houston

los compradores de casas. De acuerdo al portavoz de viviendas y desarrollo urbano, la venta de casas para el año 1999, estuvo anticipada para hacer aproximadamente 870 mil unidades, aproximadamente un 8 por ciento arriba del que se logrará en 1997 de 804 mil que estuvo cercano al record de 1977 con 819 mil unidades.

Aunque los precios más bajos de metanol ponen presión sobre los precios del formaldehído. Un productor por ejemplo; reporto que los márgenes que se consiguieron no fueron tan buenos como los que se lograron durante 1992 y 1993. De cualquier modo la demanda en el golfo sigue bastante fuerte con el balance de oferta y demanda, que se encontro en buenas condiciones. El producto esta disponible, y la capacidad de las plantas esta siendo bien utilizada. En Diciembre de 1998 una publicación DeWitt reportó que se espera un efecto positivo en la demanda del formaldehído. Así como también muchos productores en el Oeste de Europa creen que el crecimiento será moderado para este sector.

A principios de 1999 los intereses hipotecarios aumentaron, pero aun se conservan abajo del 7%. Mientras que la construcción de viviendas permanece muy fuerte y su venta aumento rápidamente repitiendose lo del año anterior. Mientras que muchos analistas creyeron que esto no sucederia, el formaldehído y los productores de resinas esperan ordenes, aunque todavía no llegan a una buena fase es evidente que la demanda de viviendas continuara bastante fuerte. Por eso, más observadores predicen, que los rangos de operación deberán regresar a los niveles del 1998.

Para el oeste de Europa la demanda permaneció estable, y productores de Netherlands reportaron buenos rangos de operación para este año, además de que la demanda en la región del Mediterraneo aumentará; así también como en Asia Pacifico se espera que la demanda de los derivados también se mantenga estable por lo menos hasta el año nuevo Chino. Productores en Corea y Tailandia indicaron también la confianza de que la demanda del producto mejorará.

2.2 OFERTA Y DEMANDA DE OXIGENADOS

Por años, se ha observado que los oxigenados y en particular el MTBE, como el mejor ejemplo del crecimiento industrial. Desde el comienzo de los años cincuenta, la demanda de MTBE ha crecido rápidamente en un rango del 21% por año. La capacidad, por supuesto, ha crecido a una velocidad comparable. Durante diez años, 31 plantas de MTBE

en el mundo con una capacidad diaria combinada por arriba 110,000 B/D. Hoy, 142 plantas en el mundo pueden producir mas de 500,000 B/D.

Con el etanol se vio un crecimiento similar, particularmente en gasolina oxigenada en los Estados Unidos.

A fines de 1997, el mercado mundial de MTBE y etanol estuvo bien abastecido, con los precios ligeramente cercanos a los costos marginales de producción en grandes plantas de mercaptanos.

Las plantas de etanol son rentables debido a los bajos precios del maíz, pero más allá de la expansión esta es inhibida por el potencial de la perdida de subsidios Federales de los Estados Unidos los cuales están incluidos para expirar en la siguiente década.

En esta parte, se examinarán brevemente las perspectivas para la oferta y demanda mas allá de su crecimiento, realizando una extrapolación de tiempo hasta el año 2010 y evaluando escenarios potenciales de crecimiento.

2.2.1 Oferta de Oxigenados

Se mostrará el incremento de la capacidad de la planta de MTBE desde los inicios de años ochenta. Esto, por supuesto coincide con la introducción de orden de utilización en el cual el uso de oxigenados es requerido más bien por legislación que por condición voluntaria controlada por las fuerzas del mercado. El crecimiento de gasolina reformada en los E.U.A. tiene un gran camino avanzado, y los futuros requerimientos están oscurecidos por el mejor. Mientras RFG (gasolina reformulada) está aceptada y parte estable del fondo de la gasolina de los Estados Unidos, el futuro crecimiento estará lejos del más lento de años pasados. Algunas de las nuevas plantas de MTBE que han sido seriamente consideradas, pueden bien ser apoyadas financieramente. Otras circunstancias especiales en Brasil (y en partes de Europa), son el uso de etanol como combustible que es por lo común confinado al medio oeste de los Estados Unidos, donde el abastecimiento de maíz y gasolina por ayuda logística es su uso. El crecimiento significativo de etanol depende, más bien de los usos que por decisión voluntaria.

Otros oxigenados tal como el ETBE y TAME no tienen hechos significativos dentro del mercado. Mientras que estos compuestos tienen algunas características muy favorables, pues no parecen estar en equilibrio para ser los principales en el mercado. Se cree que estos se encuentran a expensas de la capacidad del MTBE.

Las plantas de etanol en los Estados Unidos tienen una capacidad combinada de operación de aproximadamente 103,000 B/D. Existen otras con 10,000 B/D de capacidad pero han sido cerradas por falta de incentivos económicos. El combustible etanol en los Estados Unidos es subsidiado en un rango de 54 centavos por galón. Los usos del etanol como un combustible depende críticamente de este subsidio. Aunque se cree que los subsidios serán ampliados indefinidamente, las perspectivas para crecimientos futuros en los Estados Unidos son pobres. Algunas nuevas capacidades están ahora dentro de los usos en Canadá.

El ETBE y otros oxigenados, no han ganado mucho campo en los Estados Unidos. Aunque las razones no son del todo claras. Ya que este puede ser fácilmente obtenido en plantas diseñadas para MTBE, pero las plantas existentes requieren capital para ser modificadas. Además un galón de ETBE es solo equivalente a 0.86 galones de MTBE sobre el contenido base de oxígeno. La planta combinada de éter propuesta por Canadá producirá una mezcla 50-50 de ETBE y MTBE. Si esta planta supera las expectativas, el ETBE tendrá un futuro más claro en la década siguiente. En Europa se produce poca cantidad de ETBE. El TAME tiene un potencial real de provisiones no solo de octano y oxígeno, sino también de olefinas reducidas en las gasolinas pobres. Esto aumentará la importancia de los requerimientos más estrictos de la fase 2 de la reformulación de gasolinas que se incluyen en el proyecto después del año 2000. De modo que la adopción de TAME ha sido limitada, y la capacidad existente parece ser usada en rangos bajos de operación.

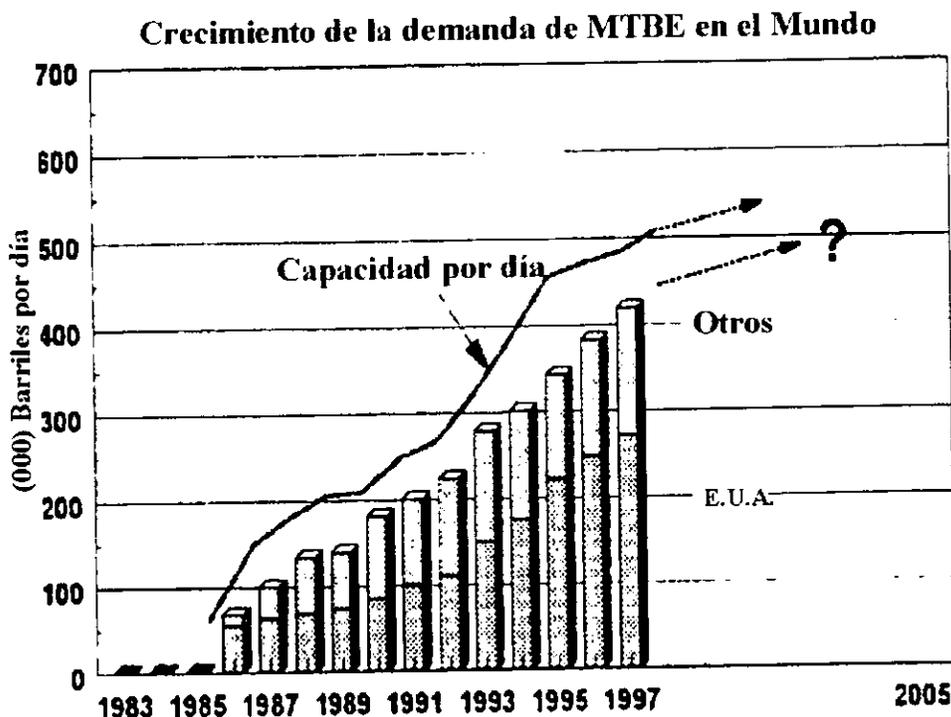
2.2.2 Demanda de Oxigenados

Como puede observarse en la figura 2.1, la demanda mundial para MTBE y para los oxigenados en general ha crecido mucho al mismo tiempo que la capacidad. En la capacidad de las plantas construidas en los años ochenta fue instalada con anticipación de la llegada de los ordenes de RFG (gasolina reformulada) en los Estados Unidos. Con esto, y con la estación natural de oxigenados de gasolinas co-areas, acumulo gran cantidad de productos en los veranos de 1992 y 1994 desde que la demanda de los Estados Unidos ha sido No-estacional, y el capital comercial mucho más bajo.

La tabla 2.1 sobre la siguiente pagina muestra el status presente de la demanda de oxigenados por región y aplicación.

Note que la orden de uso de la cantidad de MTBE para la demanda de Estados Unidos es virtualmente toda, y cerca de tres cuartos con respecto a la demanda mundial, sucede lo mismo con etanol, puesto que el uso semi-voluntario en E.U.A. como "gasohol" se encuentra manejado por incentivos del estado además del subsidio Federal.

Figura 2.1



**Tabla 2.1
DEMANDA PARA OXIGENADOS EN 1997
(000)B/D**

REGION	USO	MTBE	ETANOL	TAME	ETBE
Norteamérica	Orden	262	54	5	2
	Extra	10	31	5	0
Latinoamérica	Orden	15	63	10	0
	Extra	8	0	9	0
Europa	Orden	20	0	4	2
	Extra	40	Pequeña	0	3
Medio Este	Orden	0	0	0	0
	Extra	16	0	0	0
Asia/Pacífico	Orden	15	0	0	0
	Extra	33	0	6	0
Mundial	Orden	312	114	19	4
	Extra	107	31	20	3

Las plantas de Etanol en los Estados Unidos también están produciendo casi a su capacidad practica. Mientras hay lugares para producción adicional, la situación de oferta llevará a la construcción sólida y fuerte de nuevas plantas, si, el uso sigue aumentando. Es claro que la demanda de oxigenados es causada por el acto de limpiar el aire

Gráfica 13

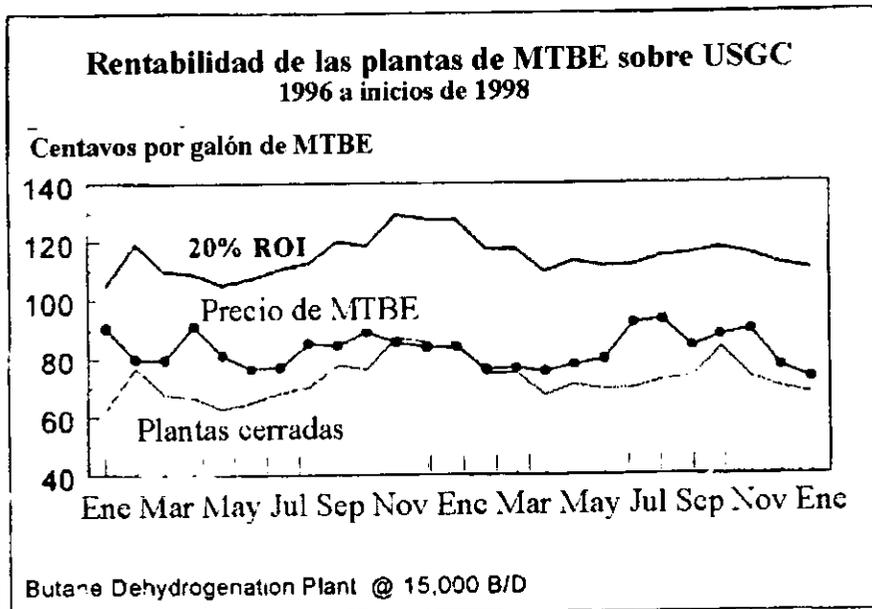


Figura 2.2

2.3 ESCENARIOS PARA LA ESTRUCTURA DE LA DEMANDA FUTURA DE MTBE

Se prepararon tres escenarios para el crecimiento futuro de la industria hasta el año 2010. Estos están basados sobre las situaciones ya descritas.

2.3.1 Escenario "A" (10% Probabilidad)

Este es el caso mas bajo, improbable en consecuencias o resultados, pero no inconcebible. Factores Principales:

1. El MTBE esta prohibido en California para los inicios de 1999. Este es reemplazado por una pequeña cantidad de etanol, pero no suficiente para cubrir toda la RFG (gasolina reformulada) de todo el estado. La perdida en el uso de MTBE ascenderá cerca de 95,000 B/D para el año 2000.
2. En otras áreas de los Estados Unidos continúan con la presencia de RFG y oxigenados, pero en regiones nuevas no soportan el programa.
3. El MTBE usado en Europa cae alrededor del 10% en respuesta a lo anunciado por California, pero se mantiene firme de aquí en adelante.

4. El MTBE detiene su crecimiento en Asia hasta el 2000, pero lo reanuda de ahí en adelante. Esto es en su mayor parte resultado de los problemas económicos en esta área.
5. No a las plantas nuevas de MTBE que son arrastradas por la corriente.

Tabla 2.2
RESULTADOS PARA EL ESCENARIO "A" (10%)
(000)B/D

Demanda	1997	1998	1999	2000	2005	2010
Norteamérica	272	277	232	188	188	189
Latinoamérica	23	27	30	31	31	36
Europa	60	60	55	55	55	55
Africa/Medio Este	16	17	18	21	21	21
Asia Pacifico	48	48	48	48	56	84
Total	419	429	383	343	356	385
Capacidad	525	540	545	545	545	545
% Operación	79.8	79.4	70.3	62.9	65.3	70.6

2.3.2 Escenario "B" (60% Probabilidad)

Este es el escenario BASE o el caso más probable.

Factores Principales:

1. El MTBE no es prohibido en California, pero hay entre un 10 y 15% de reducción en el uso de este, por medio de los estándares más flexibles.
 2. Atlanta optara por el uso de MTBE. San Louis usara ETBE o etanol.
 3. El crecimiento Europeo de MTBE será lento de adquirir, pero eso no disminuirá la demanda.
 4. La demanda de Asia comenzara su crecimiento otra vez en 1999, y se duplicara para el 2010.
 5. Dentro de poco las plantas nuevas planeadas serán construidas.
- Los datos para este escenario se muestran en la siguiente tabla.

Tabla 2.3
RESULTADOS PARA EL ESCENARIO "B" (60%)
(000)B/D

Demanda	1997	1998	1999	2000	2005	2010
Norteamérica	272	277	273	278	293	294
Latinoamérica	23	27	30	36	36	42
Europa	60	60	61	63	68	73
Africa/Medio Este	16	17	18	21	21	21
Asia Pacifico	48	48	52	56	84	125
Total	419	429	434	454	502	555
Capacidad	525	543	589	608	608	608
% Operación	79.8	79.0	73.7	74.7	82.6	91.3

2.3.3 Escenario "C" (30% Probabilidad)

Este es el caso más altamente prometedor.

Factores Principales:

1. California continua presente en el uso de MTBE.
2. Atlanta, San Luis y partes de Pennsylvania optan por RFG.
3. Se necesitan 9,000 B/D de MTBE para remplazar MMT en el mercado Canadiense.
4. El programa Europeo alcanza el 36% de aromáticos para el 2005.
5. El crecimiento es rápido en Asia.
6. Todas las plantas conocidas y planeadas son construidas.

Los datos para este caso son mostrados en la siguiente

Tabla 2.4
RESULTADOS PARA EL ESCENARIO "C" (10%)
(000)B/D

Demanda	1997	1998	1999	2000	2005	2010
Norteamérica	272	281	296	313	339	347
Latinoamérica	23	29	32	40	45	50
Europa	60	64	68	72	95	110
Africa/Medio Este	16	17	18	21	21	21
Asia Pacifico	48	53	61	80	110	150
Total	419	444	475	526	610	678
Capacidad	525	543	589	616	656	656
% Operación	79.8	81.8	80.6	85.4	93.0	103.4

Los tres escenarios descritos cubren un amplio rango de posibilidades. Estas predicciones directas a primera vista parecen como un pronóstico del tiempo el cual declara que "el sol brillara mañana si no llueve (o cae nieve)".

En este momento, los intereses que más presionan son las políticas en California, las especificaciones en Europa y la economía en Asia.

En la medida que estas preguntas se resuelvan se determinará el resto del escenario pronosticado. Se espera que estas preguntas se aclaren totalmente a lo sumo en los siguientes dos años, después de lo cual debiera ser posible tener un enfoque más estratégico de los mercados desarrollados. Si el escenario "B" o "C" llegarán a ocurrir, entonces tendrán que ser consideradas plantas de mayor capacidad, creciendo el dilema del financiamiento discutido anteriormente. La siguiente década habrá un solo interés por productores y usuarios de los oxigenados.

Los datos de los tres escenarios son mostrados en la siguiente figura 2.3. (Donde la leyenda "oriente" indica la suma del Medio Este y Asia).

Figura 2.3

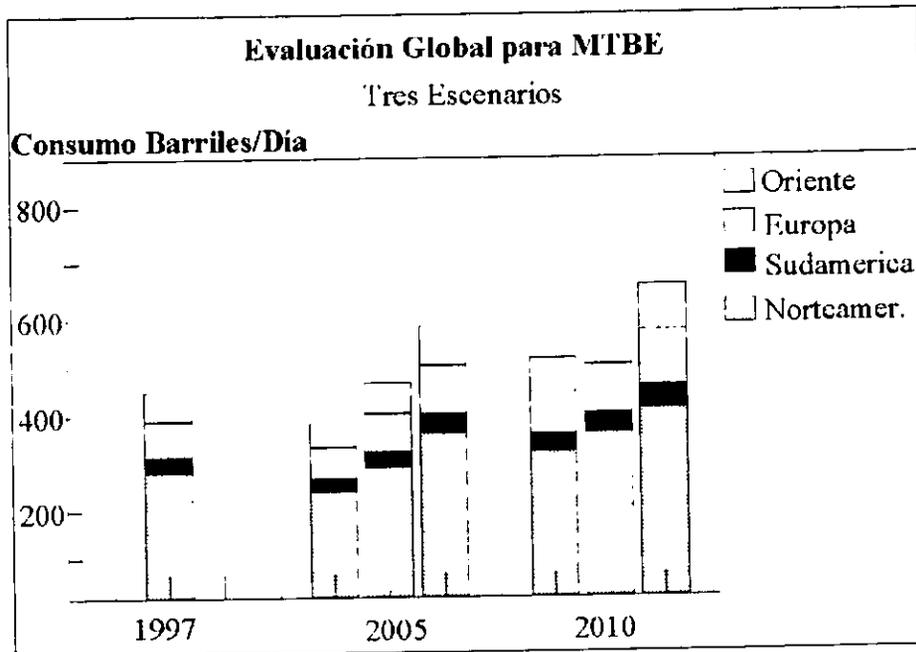
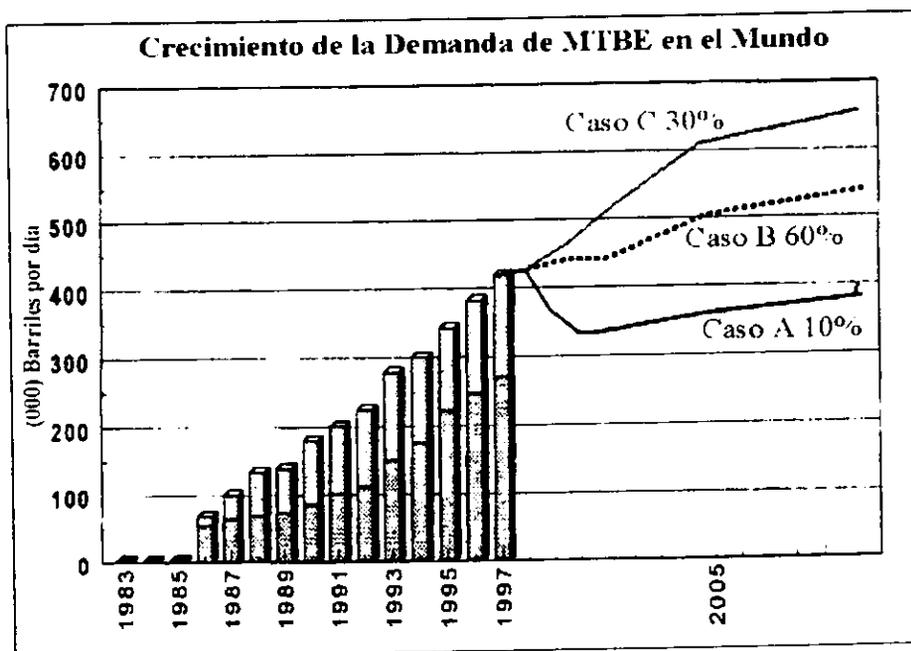


Figura 2.4



2.4. ESTADO ACTUAL DE LA INDUSTRIA DE METANOL

Usualmente, cuando se prepara un documento se encuen-
documentos previos que determinan si algunos puntos debier-
actualizados. Lo que se presenta a continuación es una evaluación hec-
1998. Dada la situación actual y el cambio drástico durante el pasado, es apr-
nuevamente de lo que se está viviendo, antes de tener un panorama más amplio.

2.4.1 Revisión Global del Metanol por DeWitt

El comentario inicial se enfoca sobre el mercado de E.U.A. y el cambio drástico reciente. Por supuesto el comentario debería referirse a cualquiera de las regiones consumidoras de metanol, porque todas han experimentado cambios significativos. Ustedes pueden notificar que no se ha dicho cambios "recientemente desarrollados".

El cambio solo recientemente superficial, pero ha sido desarrollado por años. El problema es y siempre ha sido de temor.
¿Porque estuvieron más participantes en este mercado tan injusto en sus pronósticos para 1997?. Muchos pensaron que con el año pasado sería poco posible alguna recuperación. ¿Esto es una aberración o ha tomado lugar algún cambio fundamental?. Sin más preguntas, el extraño crecimiento del mercado en 1997 sorprendió casi a todos. El precio promedio durante 1997 estuvo alrededor de 58 centavos por galón para los grandes compradores sobre una base de FOB en la Costa del Golfo de E.U.A. Hemos declarado ya la sorpresa para muchos contribuidores en 1997. La disciplina de los productores, consolidación de la industria, y otras numerosas razones. Ahora, se observa el mercado que cayo aproximadamente 30% durante febrero 1999 y como si disminuyera aun más, antes de recuperarse.

La primavera pasada 1997, se hablo acerca de la transición de la industria del metanol, de la extraña consolidación y como los precios existentes soportaron a los más altos niveles de los que se han suscitado en el pasado, bajo circunstancias similares de oferta y demanda. Entonces más que un acuerdo en el precio promedio del metanol en E.U.A. de aproximadamente 58 centavos por galón y en Europa un promedio cercano a los 300 Marcos Alemanes por tonelada métrica y durante 1997 fue mas allá que cualquiera haya pronosticado o presupuestado y el promedio estimado del precio en los E.U.A. fue de 45 centavos por galón para 1997.

Ahora son algunos los que se refieren tanto a las profundidades de las industrias de metanol con el acuerdo de otros. no se espera regresar a los márgenes razonables para productores de metanol sino hasta después de cumplir el milenio. ¿Podría ser esto verdad?. ¿Podrían equivocarse todos los inversionistas que han invertido más de 5 billones de dólares durante los noventas?.

¿Tienen más de 14 toneladas métricas de capacidad adicional durante los noventa creando un exceso tal que los inversionistas perderían sobre sus capitales?.

La siguiente tabla muestra los precios promedios por tonelada métrica para al año indicado y rangos de operación estimados durante el mismo año.

AÑO	1986	1987	1988	1989	1990	1991	1992	1993
S/TonM	100	112	188	134	136	174	133	138
Rango Oper.	76	83	84	87	84	83	86	88

Un promedio del precio para el periodo entero, fue de USD\$139 por tonelada métrica (42 centavos por galón). Calculando los rangos de operación y producción como un porcentaje de la capacidad indicada en placa. El rango promedio de operación sobre el periodo completo fue aproximadamente de 84%. Reconociendo que los precios cercanos incluyen inflación, uno podría razonablemente asumir que los precios en los últimos años deberían estar ligeramente más bajos si estuvieran en dólares constantes a 1986.

Ahora, se permiten observar los últimos 4 años

AÑO	1994	1995	1996	1997
S/TonM	326	230	145	194
Rango Oper	91	84	83	81

Mientras que cuatro años no representan una tendencia, se piensa que es interesante comparar de 1994 a 1997 y al periodo anterior. Conservando en la mente que previo a 1993/1994 la industria no ha completado su consolidación y el mundo industrial dominado relativamente por pocos jugadores no fue un factor. No se esta empleando algo inmoral, ilegal, o sin ética, solo sé esta diciendo que la reestructura de la industria se presenta para el mejor mercado que uno fragmentado. Los datos indican un precio promedio aproximado USA\$224/TonM (toneladas métricas) de 1994 a 1997 con un rango de operación de 85 por ciento. Aunque si, se admite que 1994 fue una aberración y no posible a recurrir, aun

quitando el dato de 1994, el precio promedio es de USA\$190 por tonelada métrica (57 centavos por galón) con un rango de operación aproximada de 83 por ciento.

Como se puede ver desde los números bajo los rangos de operación similares al periodo anterior, los precios fueron significativamente más altos. Por supuesto, una gran distribución de los rangos de operación relativamente bajos para 1996 y 1997 debidos a cortes no planeados los cuales pueden tener un firme efecto sobre los precios. Sin embargo, a pesar de cortes planeados mucho de lo que no fue planeado simplemente se maneja como inventario para mantener un mercado balanceado. Alguien puede cuestionar la eficacia de esta "disciplina" o preguntar si esto ocurrió. Pero que más se puede decir si los números hablan por sí mismos.

2.4.2 Economías Asiáticas

Antes que todo, primero se tiene que aclarar que de ninguna manera se pretende hablar como un experto en economía asiática o cualquier otra economía. Sin embargo, como esta pertenece al mercado global de metanol, los eventos en Asia pueden tener un efecto profundo sobre el balance del mercado y por lo tanto en los precios de varios años por venir.

Previo a los problemas económicos los cuales resultaron el último verano, esta región fue proyectada para muchos como los siguientes mercados petroquímicos para ser la región de rápido crecimiento y significativamente más alto que en cualquier otra región en el mundo.

Como esto pertenece al crecimiento de metanol, algunos proyectaron crecimientos estimados en números de dígitos dobles hasta el 2005. Aun el crecimiento más conservador estimado entre 7 y 8 por ciento y que fue asumiendo el crecimiento no mayor al 1-2 por ciento en Japón.

EXPANSION DE LA CAPACIDAD

No es secreto que desde 1993 se tiene una expansión significativa. Como ya se menciono anteriormente, sobre los 14 millones de toneladas métricas que habrían sido adicionadas durante la década. La siguiente lista muestra los candidatos más posibles para el crecimiento de la capacidad con un factor de probabilidad entre un 75 y 100 por ciento. En 1997 se incluyo el arranque continuo de la propuesta para ilustrar la nueva capacidad durante los últimos tres años de la década.

Tabla 2.5
PRONOSTICO DE LA EXPANSION GLOBAL DE METANOL
(1997-2000)

Categoría "A" 90% de probabilidad (incluido en las tablas de oferta y demanda)

COMPañA	LUGAR	MM-GAL	-M-TON MET.	TIEMPO	COMENTARIOS
STATOIL	NORUEGA	276	830	Q2-97	Inicio en Jun. 97
SABIC	ARABIA	283	850	Q1-98	
MITSUBISHI	SAUDITA				
KALTIM	INDONESIA	220	660	Q4-97	Inicio en Dic. 97
BASF	ALEMANIA	33	100	Q2-97	Inicio en Mar 98
METANOL IV. LTD.	TRINIDAD	183	550	Q2-98	
SASOL	SUDAFRICA	47	120	2H-98	Reemplazo20TM
QAFAC	QATAR	283	825	Q2-99	
SATUR(Titan Metanol)	TRINIDAD	267	850	Q4-99	
METHANEX	CHILE II	308	925	Q1-99	
SAUDI METANOL	ARABIA	283	850	Q3-99	
AMPCO	SAUDITA				
	GUINEA EC.	283	850	Q4-00	
	TOTAL	2466	7410		

Observando este cuadro y la falla en los inicios de 1998, como cualquiera podría pensar que el resto de la década ocurriría otro desastre. Una vez más, mientras se crea que algunos productores tendrán que tomar algunas decisiones difíciles, también se cree que a largo plazo; bajo el mercado en el cual los inversionistas iniciaran con un gran salto fuera de la realidad. Los principios mismos los cuales conservan el mercado arriba de los niveles tradicionales durante 1996 y 1997 se encuentran todavía fuera. Es irrealista pensar que los precios más altos de 1997 podrían ser sostenidos.

Aunque, podría de igual forma ser irrealista creer que una mercancía la cual por el fin de milenio tendría un comercio mundial cercano al 80 por ciento marcado por tres productores para mantener los niveles de hoy. Primero, se supondrá en el fin de milenio que la capacidad global producida será alrededor de 36 millones de toneladas métricas. Para la mayoría, se considera la producción cautiva de Europa Este. La única excepción existe en solo una planta rusa que exporta a E.U.A. y Europa. También es considerada cautiva la capacidad de China y la India porque ellos no exportan. Habiendo hecho estas suposiciones, el resultado final es una demanda cautiva de aproximadamente 45 a 50 por ciento de la capacidad global. Los tres jugadores principales globales tendrán producción y/o acuerdos a fines de 1999 de aproximadamente 14 millones de toneladas métricas. Esto iguala un valor cercano a 39 por ciento de capacidad global o 80 por ciento de comercio

mundial. No se cree que permanezcan los precios de bodega. Precios suaves, por supuesto, a largo plazo entre \$125-\$130 por tonelada métrica o de 38 a 40 centavos por galón aunque, se opina que no son posibles que sucedan. Observando los números durante los ochenta. Aun entonces y sin la extraña consolidación de los precios en la industria que fueron relativamente rápidos para recuperarse de los niveles bajos.

Ahora se observaran las tres regiones principales del mundo que no fueron cubiertas al inicio. Se examinara cada región brevemente, incluyendo una opinión de los balances de oferta y demanda hasta el 2005. Ahora de forma correcta, como se dijo en el pasado, no se usaran los balances de oferta y demanda como un barómetro de la fuerza del mercado o del precio. Esto es una herramienta, y como cualquier otra herramienta, deberá ser usada una evaluación del mercado, pero esta es solo uno de los muchos componentes que integran el paquete de la evaluación total.

2.4.3 Medio Este y Asia

El Medio Este esta entre el crecimiento rápido de las regiones como esta pertenece al crecimiento de la capacidad. De acuerdo a lo estimado, la capacidad tendrá un crecimiento de 3.4 millones de toneladas métricas en 1995 a un nivel potencial cercano a los 10 millones de toneladas para el 2005. Con la terminación de Ar-Razi IV en Arabia Saudita y la planta QAFAC en Katar, ambas están en construcción, la capacidad al completar el siglo sera cercana a los 6 millones de toneladas. La tabla de oferta y demanda no indica cualquier expansión mas allá del 2001. Sin embargo, seguro que más de uno están familiarizados con el memorándum del acuerdo entre Methanex y el gobierno de Katar y el potencial para construir tres plantas de 3 millones de toneladas de capacidad iniciando la construcción en el 2002.

En cuanto a la demanda en la región, esta es mínima con excepción del MTBE. Por supuesto, el mas exportado como bien es el MTBE. Hay algo de producción de formaldehído, una pequeña cantidad de ácido acético y pocas miles de toneladas dentro de otros usos misceláneos, pero la principal salida es la exportación. Como se puede ver, las exportaciones son grandes para 1996 y aun con toda la expansión de MTBE planeada, la exportación de metanol continua creciendo. Por supuesto, el MTBE también es exportado, en cualquiera de las dos formas como MTBE o contenido en las gasolinas reformuladas.

La región exporta pequeños volúmenes a los Estados Unidos y sur de América con volúmenes más sustanciales dentro de Europa y Asia. Con la reciente baja en la demanda Asiática, las otras regiones recibirán posiblemente atención adicional de esta capacidad. La región por supuesto, tiene gas barato y continuara siendo un impacto importante en el mercado del metanol como significado de capitalización sobre sus recursos naturales.

Tabla 2.6
OFERTA Y DEMANDA DE METANOL DE MEDIO ESTE Y AFRICA
-000-TONELADAS METRICA

OFERTA	1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005
CAPACIDAD	3420	4270	4895	5920	5920	6720	6720	6720	6720
PRODUCCION	2802	3365	3704	4701	4918	5222	5386	5484	5395
PORCENTAJE DE OPERACION	82%	79%	76%	79%	83%	78%	80%	82%	80%

DEMANDA	1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005
FORMALDEHIDO	163	164	167	168	169	170	172	174	176
MTBE	833	1116	1125	1545	1553	1553	1553	1553	1553
AC. ACETICO	0	0	0	0	0	0	0	0	0
DMT	18	18	18	18	18	18	18	18	18
M.METACRILATO	0	0	0	0	0	0	0	0	0
GASOLINA COMB	5	5	5	5	5	5	5	5	5
SOLVENTES	40	40	40	40	41	41	43	43	42
OTROS	42	43	43	44	45	45	45	46	46
DEMANDA TOTAL	1701	1979	1398	2881	3087	3390	3550	3645	3555
EXPORTACIONES NETAS	1101	1386	2306	1820	1831	1832	1836	1839	1840

2.4.4 Sudamérica

Sudamérica es también una de las regiones de rápido crecimiento con un aumento de capacidad de 3.6 millones de toneladas métricas en 1995 a 7.6 millones en el 2000 y aproximadamente 9 millones en el 2005. El pronóstico de expansión analizado presento las dos plantas nuevas en Trinidad así como también la planta Chile III durante 1998 y 1999. Se espera que la capacidad adicional, sea construida en esta región. Trinidad, Venezuela y por supuesto Chile tienen el gas natural y la infraestructura para continuar la construcción de plantas de clase mundial que pueden ser competitivas en casi cualquier mercado en el cual ellos elijan competir. También posiblemente esta expansión será para los derivados del metanol cuando el mercado haga viable esta expansión.

Por supuesto, la región es una consumidora significativa con un consumo aproximado de un millón de toneladas en 1995 y un crecimiento superior a 1.4 millones para el 2005. Tomando como año base 1995, se alcanza un promedio ligeramente mayor a 4 por ciento el cual es posiblemente conservador y tal vez pueda ser significativamente más alto.

Se observara también en la tabla de oferta y demanda que los porcentajes de operación en la región están planeados para colocarse por arriba de los rangos de Norteamérica y el mundo. La razón es muy simple. Este es un producto barato de producir y los mercados son débiles cuando otros pueden reducir sus porcentajes, la producción menos cara es posiblemente la que alcanza porcentajes más altos.

Con potenciales pequeños para el crecimiento de la capacidad en los E.U.A., virtualmente todo el crecimiento de la demanda será satisfecho a través de las importaciones y esta región (Sudamérica) será el primer beneficiado con esto.

Tabla 2.7
OFERTA Y DEMANDA DE METANOL EN SUDAMERICA
-000-TONELADAS METRICAS

OFERTA	1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005
CAPACIDAD	5135	5655	6582	7620	7620	8020	8470	8470	8870
PRODUCCION	4890	5002	5839	6248	6659	6822	6990	7030	8075
PORCENTAJE DE OPERACION	95%	88%	89%	82%	87%	85%	83%	83%	91%

DEMANDA	1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005
FORMALDEHIDO	279	290	354	390	396	401	406	412	415
MTBE	426	463	525	551	552	553	554	555	556
AC. ACETICO	88	90	90	91	92	93	94	95	96
DMT	12	12	12	12	12	12	12	12	12
M.METACRILATO	6	6	6	6	6	6	6	6	6
GASOLINA COMB	299	290	291	287	274	271	268	259	262
SOLVENTES	26	30	33	37	38	39	40	40	41
OTROS	54	57	63	66	69	72	75	79	81
DEMANDA TOTAL	3700	3764	4465	4808	5520	5375	5535	5572	6606
EXPORTACIONES NETAS	1190	1238	1374	1440	1439	1447	1455	1458	1469

2.4.5 Norteamérica

Norteamérica es el consumidor más grande de metanol en el mundo con un consumo estimado para 1997 que sobrepasa 2.6 billones de galones (9.1 millones de toneladas métricas). Este también tiene una capacidad de producción superior a 3 billones de galones (10 millones de toneladas métricas), la cual es más del doble que cualquier otra región. Aun cuando la capacidad excede la demanda, la región es una importadora neta porque mucha de la producción canadiense es exportada a otras regiones. Estados Unidos es un importador enorme con un índice estimado de importaciones en 1997 de 750 a 800 millones de galones (2.25 a 2.4 millones de toneladas). México importa de Estados Unidos así como también el Caribe y Sudamérica.

Estados Unidos va mas allá de ser el país consumidor más grande en el mundo, y como ya se dijo, depende mucho de las importaciones. El comercio es balanceado como una región suficiente de los enormes exportadores para otras regiones de Canadá. Sin embargo, se piensa que así como va, Norteamérica llegará a ser un importador mucho más grande. Se espera ver un pequeño crecimiento de la capacidad en la región. Por el contrario, se espera que algunos costos altos de producción en Norteamérica se detengan para hacer un sitio a las importaciones de otras regiones con los más bajos costos de gas natural y de operación. Es posible que algunos de los razonamientos ocurran, y desde luego, la planta Delaware City ya ha cerrado, y el ultimo año Methanex cerro las 270 mil toneladas de la planta Medicine Hat #2. Si los precios regresaran a ser tan bajos como los experimentados en los inicios de los novenas, creemos que habrá cierres adicionales.

Pensando que continuaran las exportaciones substanciales aun cuando las importaciones están planeadas para crecer significativamente por el resto de la década y aun más después del fin de siglo. Las bases de esta conclusión son realmente simples. Canadá continuara exportando mas allá del Este aun cuando los volúmenes reducidos en 1998 debido a la nueva capacidad en Indonesia, así como también por el menor crecimiento de la demanda anticipada en esta región. Los Estados Unidos continuaran importando de Sudamérica, el Caribe, y Europa con parcelas ocasionales de Asia cuando el arbitraje este abierto. Material considerable de Rusia entro a los Estados Unidos durante 1997 y tiende a continuar si el precio de los Estados Unidos permanece en un nivel que soporte los costos de Rusia FOB Finlandia de \$150 a \$160 por tonelada métrica. Con el arranque de la planta IV de Metanol en Trinidad, programada para el primer cuatrimestre de 1998, los precios podrán debilitarse al punto que el arbitraje de Rusia deberá cerrarse. Esta es la opinión de que el producto de Rusia no deberá tener ningún acceso a E.U.A. si los productores no han sido los compradores principales. Muy pocos productos llegan directamente al consumidor.

Estados Unidos ha exportado históricamente varios volúmenes a Asia, si, se busca en los inventarios de los productores de E.U.A. los niveles confortables más altos. Sin embargo, debido a la situación económica y a los bajos precios de metanol en Asia, esta practica fue imposible de continuar en 1998.

El mercado Norteamericano, con algunas excepciones, fija el tono para el resto del mundo. No solo es esta la región productora y consumidora más grande, pero el vendedor del mercado más grande del mundo esta basado en Vancouver. Mientras esas sean siempre

algunas diferencias en precios en el mercado, el precio ultimo en los Estados Unidos llegará a ser otra vez el barómetro en el cual son medidos otros mercados. Es interesante ver, como el mercado con él más alto precio en el mundo y que la tendencia continua posiblemente hacia un mínimo en uno o dos años. Esto no significa que siempre será el precio más alto del mercado, pero es posible promediar arriba del precio de Asia CIF y del Rotterdam T2.

El mercado de E.U.A. experimentó un cambio significativo durante los noventa. El formaldehído fue por mucho él más grande consumidor de metanol durante los ochenta, pero con el hecho de limpiar el aire desde 1990 da un enorme impulso al MTBE, este pronto llegará a ser el consumidor más grande, esto rompió con un estilo diferente de obtención de los derivados del metanol en la química histórica del comprador. Los antiguos compradores para el sector tradicional del no combustible fueron un poco más conservadores que los compradores de MTBE quienes están acostumbrados al cambio diario de los combustibles en el mercado. Durante 1996 y 1997, la tendencia de participación pequeña por los consumidores siguió en el mercado actual. Sin embargo, continuo porque el precio actual en el mercado soportó niveles superiores a los precios contraídos por los productores comprando material disponible.

Ciertamente no es un concepto nuevo en mercancía química, fue usado por consumidores de metanol previo al crecimiento de MTBE. El rápido aumento de MTBE llegó a ser el consumidor numero uno de metanol en los Estados Unidos y el numero dos en el mundo, ha tenido claramente un profundo efecto sobre como el metanol es tratado, y en su opinión, continuara dentro del matiz en algún lugar del mercado, no-solo en los E.U.A., sino también en todas las regiones como resultado directo del continuo crecimiento de MTBE. Como indicativo en la siguiente tabla de oferta y demanda, se cree que la demanda para metanol en la región continuara bastante fuerte lo que resta de la década, pero mayor a la demanda adicional que saldrá adelante por medio de las importaciones.

Aun cuando los precios pueden ser volátiles con muchos picos y valles durante los siguientes tres años, se cree que la consolidación reciente de la industria y las estrategias empleadas por los grandes jugadores multinacionales para continuar soportando el mercado a niveles en los que el tiempo extra proveerán ingresos razonables a los productores por el costo bajo y al mismo tiempo precios razonables a los consumidores.

Tabla 2.8
OFERTA Y DEMANDA DE METANOL DE NORTEAMERICA
-000-TONELADAS METRICA

OFERTA	1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005
CAPACIDAD	1020	10060	10060	9800	9800	9800	9800	9800	9632
PRODUCCION	858	8313	7987	7706	7833	7849	7860	7812	7954
PORCENTAJE DE OPERACION	84%	83%	79%	79%	80%	80%	80%	80%	83%

DEMANDA	1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005
FORMALDEHIDO	215	2215	2276	2352	2399	2549	2509	2574	2725
MTBE	312	3184	3257	3313	3342	3371	3401	3455	3462
AC. ACETICO	108	1125	1175	1225	1225	1225	1225	1225	1480
DMT	17	175	175	175	175	175	175	175	135
M.METACRILATO	21	220	225	230	239	249	260	270	280
GASOLINA COMB	5	58	63	69	71	73	75	78	83
SOLVENTES	35	366	378	391	423	444	456	467	469
OTROS	199	2058	2117	2182	2249	2338	2431	2527	2629
DEMANDA TOTAL	916	9401	9666	9937	10123	10424	10532	10771	11236
IMPORTACIONES NETAS	57	1088	1679	2231	2290	2575	2672	2959	3309

2.5.RESUMEN GLOBAL

Aunque muchos enfoques están puestos en Norteamérica y los Estados Unidos por el volumen que envuelve esa región, es importante recordar que el metanol es una mercancía global y como tal, cada región del mundo es impactada por eventos y las condiciones del mercado en otras regiones. Con Norteamérica se tiene la región consumidora más grande, no es secreto que otras regiones observan eso; así ellos evalúan sus propios mercados, pero algunas veces los jugadores Americanos tienden a dominar el impacto de otros, los mercados más pequeños tienen al mercado Americano.

Actualmente solo dos productores en el mercado llevan su volumen directamente a los consumidores sobre una base global. Los mercados conscientes de su propia producción en el Medio Este y Methanex, los productores/vendedores más grandes del mundo, mercados con su propia producción en Norteamérica, Sudamérica y más allá del Este así como también por medio de los acuerdos tomados de otras producciones. Otro jugador global emergente es el nuevo consorcio en Trinidad, en el que se han asociado todas las plantas existentes, además de ser el único debido al reciente arranque en los inicios de 1998 dentro de la misma entidad. Mientras que la primera planta Caribbean Methanol Company tiene un contrato en marcha para ser vendido por Methanex, todas las demás plantas serán vendidas por el nuevo consorcio. Las 850 toneladas métricas de la planta Titan de metanol la cual

debido a que fue planeada para mediados de 1999, esta no forma parte del consorcio existente y el producto será vendido por una de los socios equitativamente, la compañía de metanol Saturno.

Observando hacia el flujo comercial del mundo, algunos socios muy importantes se están revelando. Primeramente, es importante conservar en mente que el flujo comercial esta cambiando constantemente y mientras son muy pocos socios, se intentara describir la situación como existe hoy en día con algunas ideas tales que podrían cambiar en un futuro cercano.

En la región Sudamericana, Chile es ubicado para embarcar a Europa, E.U.A. y Asia, si bien Europa ha sido la dirección principal con cantidades mucho menores en Asia y Estados Unidos. Se espera que entrara una mayor cantidad en Asia desde el arranque de la planta Chile II (fines de 1996) con una capacidad de 925 mil toneladas (308 millones de galones). Recientemente se ha observado que esta entrando en los Estados Unidos mayor cantidad ya que Methanex ha reducido su programa de compras y esta suministrando mas de su propia producción. La producción del Caribe y Venezuela va hacia los Estados Unidos y Europa, y por supuesto con Chile, se satisface el resto de Sudamérica. Esta anticipado que algo de la producción de Trinidad entrara en Asia en el futuro. Sin embargo, se espera ver un pequeño desplazamiento de Trinidad dentro de Asia durante la situación económica actual. Algo de metanol se mueve de Venezuela en forma de MTBE y en gasolinas reformuladas de San Croix y Venezuela. Estas moléculas terminan principalmente en la gasolina de Estados Unidos.

La producción de Norteamérica es dividida entre E.U.A., Canadá, y una cantidad pequeña en México. La mayor parte de la producción, es contratada y vendida a Estados Unidos o consumida por el uso cautivo. Si bien, el material no es necesario por contrato o por necesidades cautivas algunas veces es exportado.

Estas exportaciones se han dirigido principalmente para Asia, pero ocasionalmente a otras regiones y usualmente se hacen por medio de comerciantes tan opuestos a los vendedores directos. La producción Canadiense para exportar va hacia de la Costa Oeste de Estados Unidos para MTBE y formaldehído con volúmenes mucho menores dentro del Medio-Este y Noreste. Canadá también exporta volúmenes cuantiosos mas allá del Este.

La planta nueva de 660mil toneladas métricas (220 millones de galones) en Indonesia fue planeada en Diciembre de 1997, y el volumen substancial esta reservado para Japón, lo

cual creara algunos problemas por los productos canadienses que actualmente sirven este mercado. Esto, puede hacer más competitiva a la Costa Oeste de Estados Unidos y posiblemente traerá precios cercanos a los niveles de la Costa del Golfo, además ellos no están posibilitados para poner por escrito precios tan bajos como la Costa del Golfo. Sin embargo, recientemente, Methanex ha cerrado 270 mil toneladas (90 millones de galones) por año en su planta Medicine Hat II en el Oeste de Canadá, la que tendera a compensar la pérdida del mercado japonés. Además, Alberta Environmental Fuel recientemente extendió su planta de MTBE en Alberta, la cual consumirá aproximadamente 50 mil toneladas (17 millones de galones) por año de metanol canadiense vía el ducto de la planta de Celanese Edmonton. Anteriormente, mucha de esta producción fue exportada.

La producción del medio esta bendita con muy bajos precios de gas natural y es exportada a otras regiones, pero las principales salidas son Asia y Europa.

Los precios corrientes pagados por gas natural están reportados para ser de USD\$0.75/mmbtu. Mientras que algunos productos están embarcados hacia E.U.A. y otras grandes cantidades dentro de Europa, esto parece indicar que el enfoque principal va mas allá del Este. Los embarques dentro de E.U.A. son predominantemente de Bahrain debido a la situación arancelaria favorable. Por supuesto, el MTBE esta empezando a tener gran importancia y servir de móvil al metanol dentro del mercado de E.U.A. en forma de MTBE o de gasolina reformulada. Con muy poco consumo interno de otros que de MTBE, esta región depende principalmente de la demanda de otras regiones para soportar su producción.

La producción de Europa Oeste es consumida casi completamente dentro de la región. Sin embargo, mucho es exportado como MTBE o en gasolina reformulada a E.U.A. Mientras la región oeste es un gran importador, Europa es también un gran exportador. Las exportaciones son principalmente de Rusia a E.U.A. cuando el arbitraje hace atractivo el mercado de E.U.A. Muchos creen que las exportaciones europeas deberían llegar a ser más comunes después del arranque de la planta Statoil en Noruega de 850 mil toneladas (283 millones de galones) en la primera mitad de 1997. De cualquier modo, esto no ha sido evidencia de tendencia en vías de desarrollo. Aun cuando estas han sido exportaciones substanciales a los E.U.A., estas son de los exportadores tradicionales y la planta Statoil no tuvo algún impacto discernible. Como se dijo, Europa realiza importaciones que van del Medio Este, Nordafrica y Sudamérica/Caribe.

Asia pacífico antes de la crisis económica actual, fue la región de más rápido crecimiento en términos de la demanda con un aumento significativo de ácido acético, formaldehído, y MTBE. Hay una gran producción en la región pero este todavía es un importador y espera permanecer como tal. Actualmente mas importadores originarios del Medio Este y Norteamérica, con volúmenes de Chile que empezaron aparecer en la región en 1997. Si bien, el crecimiento ha sido algo predecible en mas áreas de la región, China permanece como gran incógnita. Ciertamente, las economías del sudeste de Asia son extremadamente débiles en la actualidad, pero China aun esta planeando ser el medio de los porcentajes de crecimiento más alto en la región Asia Pacífico. Esto no es claro, no obstante, pronto será como relacionar la producción contra las importaciones de metanol. China ha sido un gran importador en años recientes, pero el volumen y la regulación de la demanda han sido muy impredecibles. Parece que China importa cuando los precios son menores a USD\$145-\$150 por tonelada métrica, pero el arranque de la producción interna cuando los precios de las importaciones exceden significativamente estos niveles. Para la propuesta de este estudio, se ha escalado moderadamente el crecimiento fuera de las posibilidades.

Considerando el mercado mundial y el papel de Norteamérica, Europa y Este como grandes consumidores, es fácil de entender como eventos y mercados en una región pueden impactar rápidamente en otra región.

Estas regiones con opciones de exportar para multiplicarse en otras, obviamente observando para maximizar sus oportunidades económicas y siempre mantener la flexibilidad para desviar material a un mercado que provea la mejor producción. Una cosa es cierta y no deberá ser pasada por alto. El transporte es un factor muy importante en el costo ultimo de metanol, y se esta viendo el alineamiento cerrado entre los vendedores de metanol y su transporte y los socios finales. Los jugadores multinacionales reconocen que los costos de transporte y manejo pueden ser su única oportunidad por un limite sobre su competencia y estos arreglos son recibidos más escrutinio que quizá en cualquier otra área de los negocios tan asociado al costo. Por supuesto el más grande jugador, Methanex, tiene su propio flota de 14 recipientes con otros dos en construcción para minimizar su exposición al frecuente mercado volátil del transporte.

El principal desafío para los vendedores y productores por el resto de la década es obviamente la capacidad tan relacionada con la demanda. Incuestionablemente, el mercado

ablandara durante las etapas tempranas de una situación de posible sobre capacidad algo de lo que recientemente se ha testificado, pero los productores han demostrado una solución para mantener los precios a los niveles que suministra un poco menos al margen cercano mas arriba del costo efectivo pagado completamente y plantas depreciadas. Sin embargo muchas de las plantas nuevas no disfrutaran de los beneficios de no financiamiento y costos de depreciación; resultara muy interesante ver como esto impacta los precios. Por otro lado, están las plantas más viejas con altos costos de operación/alimentación y las más nuevas con bajos costos de alimentación, pero con los cargos de financiamiento y costos de depreciación. Añadiendo a la situación incierta, ahora tenemos los precios impredecibles del gas natural en los E.U.A.

Con los precios alcanzados arriba de los USD\$3.00/mcf en el invierno de 1996-1997, los productores de metanol en la Costa del Golfo encontraron muy difícil obtener márgenes decentes de los precios altos de metanol. Afortunadamente, los periodos de precios altos del gas no tienden a superar el último de uno a tres meses, pero en un mercado de metanol pobre, que puede hacer una diferencia enorme en el desempeño por un año entero. Esto ha llegado a ser cada vez más claro, que las plantas viejas no son confiables y el costo periódico alto de gas natural hará mucha presión sobre algunos productores de E.U.A.

El contrato futuro, si en verdad es para la expansión futura de metanol en los E.U.A. es posible tomar en cuenta al gas natural dentro de las consideraciones un tanto diferentes a las del pasado. Como se anticipó la relación tan cerrada del suministro de gas natural entre los productores y consumidores de metanol según el cual ellos entran en los acuerdos basados ampliamente no solo de competencia con la producción de metanol costera, pero estabilizar sus negocios y reducir los picos y valles extremos del mercado tradicional de metanol. Los productores de formaldehído, en particular, han ajustado un periodo muy difícil a los mercados dinámicos de metanol en pocos años y están extremadamente ansiosos por encontrar los caminos para estabilizar sus costos de alimentación.

Se ha mantenido consistentemente, y todavía se cree, que algunos de los más altos costos de producción harán finalmente el camino para los costos de producción más nuevos y se espera ver el crecimiento del mercado entre 1998 y 2001 con un balance relativo del 2001 o 2002. La oportunidad puede ser mas pronto si la racionalización ocurre, la cual ceemos es una posibilidad distinta.

Una cosa es segura, el resto del siglo a través del siguiente año, será una jornada interesante para quien esta involucrado en esto, algunas veces volátiles y altamente impredecible.

El pronostico de la oferta y demanda en las tablas de esta presentación incluyen las suposiciones de crecimiento de la capacidad así como la racionalización de algunos costos de producción.

Tabla 2.9
OFERTA Y DEMANDA MUNDIAL DE METANOL
-000- TONELADAS METRICAS

OFERTA	1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005
CAPACIDAD DISPONIBLE	31063	33303	34855	36676	35881	37281	38131	38731	38963
PRODUCCION	25041	26203	27311	28546	29365	30052	30572	31208	32438
PORCENTAJE DE OPERACION	81%	79%	78%	78%	82%	81%	80%	81%	83%

DEMANDA	1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005
FORMALDEHIDO	8897	9178	9432	9696	9934	10295	10471	10767	11174
MTBE	6591	7047	7297	7854	7894	7928	7963	8021	8188
AC ACETICO	2256	2379	2723	2800	3071	3118	3133	3144	3502
DMT	584	584	584	579	588	588	590	590	562
M METACRILATO	685	764	791	806	837	848	885	916	964
GASOLINA COMB.	664	691	716	752	767	788	813	829	858
SOLVENTES	1024	1066	1106	1147	1209	1245	1285	1313	1345
OTROS	4340	4502	4662	4912	5065	5242	5432	5628	5845
DEMANDA TOTAL	25041	26203	27311	28546	29365	30052	30572	31208	32438
Balance (ofer deman)	0	0	0	0	0	0	0	0	0

Como se puede ver en esta tabla final, porcentajes de operación probablemente serán bastante bajos hasta tal vez como alguna racionalización ocurra. Esto tradicionalmente ha significado precios poco convenientes, pero como hemos señalado, bajos porcentajes de operación no significan necesariamente bajos precios.

Como se dijo anteriormente que recupera los cambios recientes del mercado y los factores que contribuyeron a la caída del precio. Estos fueron algunos factores, pero en la opinión principal, fue la retirada de los productores de sus compras contra la postura del producto. Para muchos el año pasado, se vio que los productores compraban volúmenes que ellos podían producir. Esto en efecto, soporto los precios después de que ellos tendrían sin que soportar. En efecto, más producto estuvo disponible para ventas actuales que fueron compradas por los productores, mientras algo de la compra fue necesaria debido a cortes no planeados y en algunos casos a la venta excesiva de los productores, otra razón fue por diseño.

Obviamente, un mercado no puede mantenerse por siempre, o cada uno deberá construir plantas de metanol. No sabemos cuando, pero podría esperarse que la estrategia de compras contra producto será empleada nuevamente. Cualquier estrategia que de resultados tal como los de 1997 seguramente no serán descartadas permanentemente.

2.6 ANÁLISIS DEL MUNDO DE METANOL POR CMAI^[11]

Mr. James R. Crocco, Vicepresidente ejecutivo de los estudios de metanol para Chemical Market Associates, Inc (CMAI) de Houston, Texas, anunció la publicación del Análisis mundial del metanol. El estudio consta de 565 paginas y su contenido profundo de la industria global del metanol con cinco años de historia desde 1993, y cinco años más de pronostico hasta el 2003. Aproximadamente 60 países fueron analizados y distribuidos dentro de diez regiones globales. Incluyendo historia y datos pronosticados tales como precio, costos de producción, producto interno bruto, salidas futuras potenciales de los derivados tradicionales, capacidad del metanol y derivados primarios, etc. La oferta y demanda del metanol por país, región y global es una parte importante del estudio.

Con la crisis de Asia se redujo la demanda de metanol en el ámbito mundial, la demanda de MTBE por oxigenados y gasolina reformulada se ha estabilizado en E.U.A. y no es progresiva en otros países, la demanda de metanol para los combustibles propuestos en Brasil practicamente se detuvo. Los resultados finales, del pronostico global de los rangos de operacion de metanol para los años 1999 a 2003 aparecen como sigue:

1999	2000	2001	2002	2003
76.7%	72.1%	72.4%	73.9%	76.1%

Como se puede observar mejor graficamente, con los siguientes dos o tres años los rangos de operacion del metanol estan alcanzando los niveles más bajos en muchos años, aunque, los más bajos se tuvieron en los setentas de acuerdo a datos consultados. Previamente, los rangos de operacion o de utilizacion que se recuerdan más bajos fueron en 1985 con un 77 por ciento, y el precio del metanol con el tiempo se ha deteriorado con margenes negativos para muchos productores. Un ejemplo similar podria esperarse en la industria global de metanol a corto plazo.

A pesar de lo anterior las nuevas instalaciones para metanol se construyen en Trinidad, Chile, Arabia Saudita, Qatar, Guinea Ecuatorial, Irak y por Delaware en los E.U.A. En

resumen, para los inicios de este año 1999 se programo el comienzo de la construcción de nuevas instalaciones en Kuwait y Argentina. Tambien, con cinco años de pronosticos todavía más plantas de metanol podrían empezar a contruirse en Qatar, Venezuela, Trinidad, Peru, Estonia, Rusia, Noruega, Norte y Este de Africa así como tambien en otros lugares.

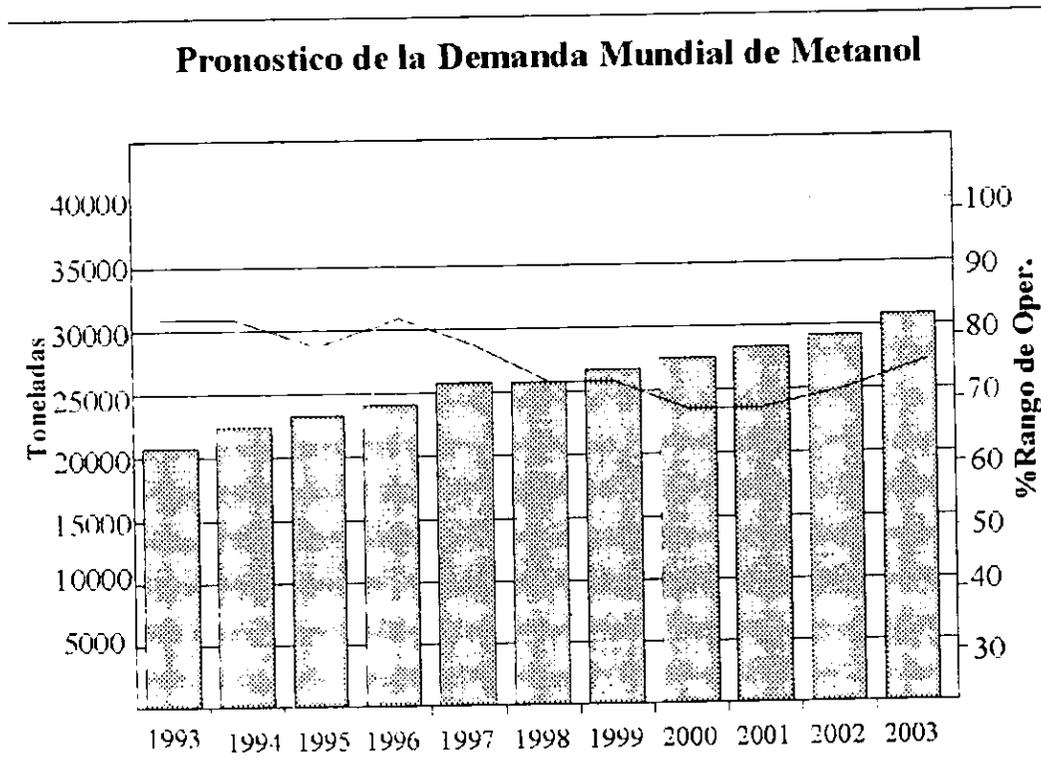
Hay quienes creen que los altos costos y menos eficiencia en la producción de metanol seran racionalizados para dar cabida a uno nuevo, más eficiente y con menores costos de producción. Sin embargo como se observo durante los ochentas las condiciones drasticas del mercado, con altos costos de produccion en el Oeste de Alemania, basados mas en carbon y productos del petroleo y con los valores mucho más altos de petroleo crudo que hoy, continuan. En E.U.A. algunos servicios fueron cerrados (ellos fueron los ultimos en reiniciar) y algunos de los consumidores más grandes fueron obligados a depender de las importaciones menos confiables.

La decisión de construir mas plantas de metanol incluye: poner gente a trabajar (tecnología, ingeniería, construcción); vanidad y razones politicas; obtener divisas, medio ambiente, incrementar el valor de los recursos naturales, etc. Por otro lado, la decisión de racionalizar la producción no es tan facil y abarca: flujo de efectivo, contratos de trabajo, uso cautivo de la materia prima, contratos con los clientes, sinergia con otros productos (como el amoniaco); los costos de los servicios y administración, etc. Por lo tanto, sería peligroso para muchas entradas de la industria del metanol asumir simplemente que un numero suficiente de altos costos de produccion cerraran sus puertas. Esto es muy poco probable; que los más altos costos de producción del mercado de los productores de metanol reduzcan su producción, y esto ya se vio en el Este Europa. La racionalización de los procesos comenzo en E.U.A.; pero es muy dudoso que muchos consumidores cautivos decidan cerrar completamente.

Esta llegando a ser en vez de la industria global del metanol es ahora "la cabeza" periodo entre el rápido crecimiento de la demanda, el cual tiene un promedio de 5.7% anual global de 1993 a 1997, y una maduración de la industria, con un pronostico promedio anual de crecimiento de la demanda de 2.8 % de 1997 a 2003. En periodos más largos, comenzando de 5 a 10 años desde ahora, es muy posible que la industria experimentara el aumento de la demanda mas grande de metanol por los combustibles y el sector de las olefinas, y quizas de algunos otros. Pero mientras tanto, la industria global puede debilitarse, causado por nuevas

entradas. Una condición similar ocurrió en los inicios de los ochenta, cuando, cerca de 9 millones de toneladas de la nueva producción de metanol entro al mercado global que comenzó con 11 millones de toneladas de la demanda total.

Figura 2.5



2.7 MERCADO NACIONAL DE METANOL

Las evaluaciones hechas por las diferentes compañías DeWitt y CMAI para el metanol prometen cambios importantes en la demanda del metanol en el campo internacional y los pronósticos realizados son prometedores, ambas coinciden en que la demanda se verá considerablemente incrementada, aunque el pronostico CMAI solo fue realizado hasta el año 2003 la demanda estimada para este año es de 31,000 miles de toneladas que a su vez coincide con lo propuesto por DeWitt para este mismo año con una pequeña variación con un valor de 30,572 miles de toneladas de metanol, y lo que ellos proponen para el 2005 es una demanda de 32.438 miles de toneladas.

Lo anterior muestra un panorama muy amplio para el metanol, pero es importante hacer notar que la demanda nacional debe ser tomada en cuenta, aun más cuando el país se encuentra inmerso en la globalización, es necesario ver las necesidades del metanol dentro del país y observar también el posible incremento de la demanda interna de metanol por lo

que a continuación presentamos una relación de cómo se ha comportado el precio, la demanda las importaciones y exportaciones de metanol a través de los años.

El precio que se reporta es en pesos corrientes y en dólares corrientes.

Tabla 2.10
Comportamiento del Metanol en el Mercado Nacional^{[12],[13]}

Año	Producción Total Toneladas	Importación Toneladas	Exportación Toneladas	Demanda Toneladas	Precio \$/Ton	Precio US\$/Ton
1989	207,606	22,615	0	232,210	366.00	214.54
1990	210,494	22,005	0	232,499	254.67	114.79
1991	213,280	323.62	0	245,642	426.23	165.25
1992	200,130	442.00	227	244,103	409.92	139.80
1993	169,000	907.90	41	259,749	442.84	136.48
1994	185,000	112.90	7,285	290,605	1,160.81	328.44
1995	202,450	137,442	820	339,072	1,244.54	227.64
1996	211,000	155,434	1,400	365,024	1,325.42	189.67
1997	193,000	204,100	1,233.48	395,866	1,976.35	242.79
1998	200,100	189,900	487.57	389,512	1,440.23	144.02
1999	200,100	175,625	583.85	371,208	1,381.85	145.00

Como se puede observar en la tabla anterior, las importaciones de metanol son mayores que las exportaciones, esto significa que la producción de metanol en el país, no es suficiente para cubrir las necesidades del mercado nacional.

Además durante la recopilación estadística se encontró un estudio que incluye una proyección de la demanda nacional hasta el año 2002, según lo reportado, esta evaluación fue realizada empleando un método de regresión múltiple relacionando la demanda con datos del producto interno bruto y la tasa de inflación del plan nacional de desarrollo 1996-2000 y los resultados que se reportan en ese estudio proyectan una demanda de 435,566.62 toneladas para el año 2002. Esta evaluación fue elaborada en 1998 por lo que incluye una proyección de cinco años a partir de este, obteniéndose 359,528.02 toneladas de metanol, pero el que se obtuvo realmente en este mismo año fue de 387,850 toneladas, si el valor real supera el proyectado en todos los casos como para este año, entonces la demanda podría verse incrementada aun más para los años siguientes por lo tanto la necesidad de metanol aumenta, confirmando de este modo que la capacidad de producción de este producto tendría igualmente que ser incrementado para poder cumplir con los requerimientos de metanol en el país y evitar grandes importaciones y en cambio contribuir

[12] Memoria de labores de Pemex 1998

[13] Anuario Estadístico 1999

en lo posible a la generación de exportaciones o en su defecto satisfacer las necesidades internas.

En la siguiente tabla se muestran los valores del posible comportamiento de la demanda para 1998-2002.^[14]

Año	% Tasa de inflación	Demanda Toneladas
1998	22	359,528.02
1999	22	377,912.47
2000	32	399,422.92
2001	32	417,807.37
2002	30	435,566.62

La demanda nacional de metanol se anuncia prometedora al igual que los reportes de la demanda global.

Los requerimientos de metanol tanto en el ámbito nacional como internacional se esperan con un incremento considerable de acuerdo a los pronósticos anteriores, lo cual implica que la necesidad de aumentar la capacidad de metanol en México es indispensable, con esto además de cubrir la demanda nacional, se tiene la ventaja de poder realizar exportaciones que resultan benéficas. De lo contrario si no se lleva a cabo una mayor producción de metanol, el país tendrá que importar, situación que ya no resulta tan ventajosa, además de que el precio del metanol es un factor que afecta la demanda así mismo como el precio de las gasolinas, el gas natural, y entre otros que se mencionaron y en conjunto ponen a México en un lugar difícil con respecto al mercado del metanol.

^[14] Análisis de factibilidad técnico-económico para el aprovechamiento del CO₂ y gas de purga de las plantas de amoníaco del C.P. Cosoleacaque en la producción de Metanol. Erick Oswaldo Martínez Aguirre.

Capitulo TRES

Comparación de procesos De amoniaco y metanol.

Los factores de competitividad para prever los riesgos de participación con el exterior, como ya se pudo observar en el capítulo anterior son muchos y los más importantes son la disponibilidad de insumos, tecnología y bienes de capital, así como a la evolución del mercado petrolero en el ámbito mundial. La demanda del metanol crece como consecuencia del crecimiento y diversidad de usos del sector secundario.

El metanol y sus derivados secundarios como son plastificantes, fibras sintéticas, resinas, adhesivos, pesticidas, tintas, perfumes, pinturas, explosivos, elastomeros. Aunque sin duda el elemento dinámico de la demanda se estima lo constituirán las gasolinas, que en su combustión son menos contaminantes.

Al sustituir importaciones, Pemex beneficia a industriales mexicanos. Petróleos Mexicanos genero un ahorro alrededor de 700 millones de dólares al reducir la proporción de sus compras al exterior de bienes y servicios durante los últimos años convirtiéndose así en un importante promotor de la sustitución de importaciones y sólido apoyo a la actividad industrial en nuestro país. Mediante la concentración de programas de importaciones y de fomento industrial entre sus proveedores nacionales, Pemex impulso en el país la

fabricación de los principales bienes de capital que anteriormente se importaban con el consecuente ahorro de divisas.

En este lapso también fue posible incrementar el grado de integración nacional de diversos bienes de capital demandados por la industria petrolera mexicana, con lo cual se abatió el nivel de importaciones indirectas. Por lo que con este proyecto se pretende que la sustitución de importaciones continúe, contribuyendo con el aumento de la producción de metanol.

Además en este capítulo se presentará de forma breve los procesos de obtención del amoníaco y metanol, aunque para el metanol se presentó en el capítulo 1, es indispensable hacer mención de algunos puntos que son relevantes para comparar de esta forma las similitudes que presentan dichos procesos sobretodo para la elaboración del gas de síntesis, de lo que podría decirse que es la misma etapa para ambos, así como esto tenemos la sección de compresión. También será seleccionada de forma apropiada la planta de amoníaco que cumpla con algunos requisitos tales como economía a escala, capacidad de la planta, factor vinculado con el anterior, ya que es un trabajo que debe realizarse y para esto es preciso saber cuantas plantas productoras de amoníaco existen en México y que capacidad de producción tienen estas así, como el lugar donde se encuentran ubicadas. Conocer la capacidad de las plantas es un factor muy importante porque una parte de la decisión que se tome para elegir la planta que convertirá su producción de amoníaco en metanol se debe a este punto. Es preciso recordar que las únicas plantas de Pemex que producen metanol se encuentran en San Martín Texmelucan en el Complejo Petroquímico Independencia con una capacidad total de 210,000 toneladas por año (aunque en la actualidad con la apertura de mercado y la liberación de algunos productos que antes eran exclusivos de Pemex ahora los particulares también pueden producir metanol); como se observa entonces la cantidad producida de metanol es relativamente pequeña, pues como fue mencionado en repetidas ocasiones en el capítulo anterior, la demanda de metanol en el mundo esta aumentando a pasos agigantados por la necesidad cada vez mayor de contribuir de una forma positiva y mejorar en lo que se pueda la calidad del aire y del medio ambiente en general, razón por la cual muchos países se han preocupado por mejorar sus gasolinas y esto por consecuencia directa afecta la demanda del metanol y sus derivados entre los cuales encontramos al formaldehído que es uno de los principales que absorben la demanda

de metanol junto con sus derivados secundarios y encontramos al tan ya mencionando MTBE que es uno de los aditivos que usa para incrementar el nivel de octano en las gasolinas. Lo anterior puede parecer demasiado repetitivo pero en realidad es muy digno de tomarse en cuenta para reconocer que aumentar la producción de metanol es necesaria y no solo por el hecho de pretender cambiar la función de una planta petroquímica, haciendo por otro lado una aclaración igualmente importante la cual es no perjudicar la producción de amoníaco porque tampoco se trata de implementar algo perjudicando otra cosa razón por la cual al inicio se hablo de conocer las plantas de amoníaco para elegir la adecuada.

3.1 SELECCIÓN DE LA PLANTA DE AMONIACO

Actualmente México cuenta con 10 plantas y una capacidad total de 2,512,000 toneladas de amoníaco por año en tres estados del país y son Ciudad Camargo Chihuahua, Cosoleacaque Veracruz y Salamanca Guanajuato, las plantas de amoníaco se caracterizan por ser de gran tamaño y complejidad y se encuentran integradas por más de ocho áreas diferentes donde se llevan a cabo los distintos tipos de transformación tanto física como química. Debemos hacer de su conocimiento dos puntos que son de un valor muy significativo uno de ellos es que de las diez plantas de amoníaco, siendo su principal objetivo elaborarlo, tres de ellas ya no lo producen, dos se encuentran fuera de operación desde 1993 y la otra fue modificada para obtener hidrógeno. Y el otro punto de igual importancia o tal vez mayor es lo que se está haciendo actualmente Pemex y es un estudio para la posible construcción de una planta de metanol de 825 mil toneladas al año en el complejo petroquímico Cosoleacaque Veracruz que para nuestros fines tomaremos en cuenta como un factor más para hacer la correcta selección de la planta en que se propone cambiar su objetivo inicial. Contribuyendo de alguna manera en los planes de Pemex.

A continuación presentamos dos tablas que incluye la planta de amoníaco, ubicación, capacidad, y año en que fue puesta en operación. Y lo mismo para las dos plantas de metanol aunque ambas se encuentran en San Martín Texmelucan Puebla. ^[15] ^[16]

^[15] Idem 12

^[16] Idem 13

Tabla 12 Plantas de amoniaco

Nombre	Producto	Cap. Ton/Año	Año de inicio Operación	Tipo de tecnología	Localización
Amoniaco1	Hidrógeno	14,800	1962	Fluor Daniels	Cosolecaque Veracruz
Amoniaco2	Amoniaco	300,000	1968	ABB Lummus	Cosolecaque Veracruz
Amoniaco3	Amoniaco	300,000	1974	M.W. Kellogg	Cosolecaque Veracruz
Amoniaco4	Amoniaco	445,000	1977	M. W. Kellogg	Cosolecaque Veracruz
Amoniaco5	Amoniaco	445,000	1978	M.W. Kellogg	Cosolecaque Veracruz
Amoniaco6	Amoniaco	445,000	1981	M. W. Kellogg	Cosolecaque Veracruz
Amoniaco7	Amoniaco	445,000	1981	M.W. Kellogg	Cosolecaque Veracruz
Amoniaco	Amoniaco	132,000	1967	Technip	Cd. Camargo Chihuahua
Amoniaco1	Amoniaco	79,000	1978	M.W. Kellogg	Salamanca Guanajuato
Amoniaco2	Amoniaco	300,000	1978	M. W. Kellogg	Salamanca Guanajuato

Las plantas que se dedican a la producción de metanol localizadas en el país como ya se dijo son dos (solo se incluye las plantas de Pemex, además de que la producción a particulares tiene muy poco que fue abierta).

Tabla 13 Plantas de metanol

Planta	Producto	Capacidad Ton/día	Año inicio de operación	Lugar
Metanol 1	Metanol	100	1969	San Martín Texmelucan. P
Metanol 2	Metanol	500	1980	San Martín Texmelucan. P

Los factores que debemos tomar en cuenta para seleccionar la planta de amoniaco son innumerables y por lo mismo resulta muy elaborado, estudiar detalladamente todos estos puntos, razón por la cual se trata de disminuir un poco el trabajo aplicando algunos criterios importantes como lo es la economía a escalas, y de acuerdo a esto no es muy recomendable escoger la planta que tenga la menor capacidad, pues no resultaría rentable elaborar un producto que sustituye a otro si será producido en una cantidad reducida y el

mercado no se satisface por completo, tomando en cuenta lo que hace falta es incrementar la producción de metanol, por otro lado parecería mejor opción la planta de amoniaco de mayor capacidad, sin embargo no lo es, porque entonces si afectaríamos el mercado del producto que se deja de elaborar, aunque, ya hemos mencionado que la fertilización del campo con amoniaco o sus derivados que es uno de sus principales usos se realiza únicamente en una determinada época del año y no durante todo este, por ese lado a simple vista no parece ser afectado su mercado, pues según datos estadísticos que han sido publicados recientemente existe una sobrecapacidad mundial de amoniaco que excede los requerimientos de este; todo esto resulta un tanto contradictorio, pues al hablar de afectar el mercado y luego de un excedente, es complicado hacer la selección mas adecuada.

La última opción y probablemente acertada es la planta que no tiene la mayor capacidad pero en cambio es suficiente para cumplir con nuestro cometido y esta tiene una capacidad media de tal forma que no se perjudica el mercado del amoniaco. De estas plantas existen dos con capacidad de 300,000 toneladas por año de amoniaco, una es la de Amoniaco 2 en Salamanca Guanajuato y la de Amoniaco 3 en Cosoleacaque Veracruz, considerando que son diseñadas ambas por la misma tecnología, podría parecer indistinto elegir cualquiera de las dos, pero si recordamos el estudio que Pemex está haciendo para la posible construcción de una planta de metanol con capacidad para 825 mil toneladas al año en el complejo petroquímico Cosoleacaque y que la planta de Amónico 3 se encuentra localizada en este sitio; entonces lo más adecuado es elegir el cambio en esta, contribuyendo de alguna forma a la modernización de la planta, pues actualmente en el país se cuenta con muy poca tecnología de punta y los costos de inversión en ella para la construcción de plantas nuevas y modernas son muy elevados representando un gran problema por eso cada vez es más difícil la construcción de plantas nuevas y con tecnología de punta. Razón por la que se propone realizar el cambio en esta planta aprovechando las intenciones de Pemex y la ventaja de tener varias plantas de amoniaco en este mismo lugar. Con base en esto la planta seleccionada finalmente es la planta de **Amoniaco 3** en el Complejo Petroquímico Cosoleacaque.

Habiendo seleccionado la planta, nos daremos a la a tarea de dar una descripción breve del proceso de amoniaco.

3.2. Breve descripción del proceso de la planta "Amoniaco 3" instalada en el Complejo Petroquímico Cosoleacaque Veracruz.

El proceso de amoniaco se lleva a cabo en varias etapas las cuales son⁽¹⁷⁾

1. Gas de síntesis:

Desulfurización
Reformación Primaria
Reformación Secundaria

2. Purificación de gas de síntesis:

Mutación de Baja y Alta Temperatura
Absorción de CO₂
Metanación

3. Compresión

4. Síntesis de amoniaco

Purificación y ciclo de refrigeración

1. Elaboración de gas de síntesis

Lo más importante de la sección de gas de síntesis es lograr una mezcla de gas lo más puro posible de nitrógeno (N₂) e hidrógeno (H₂) en una mezcla estequiométrica 1:3 que es llamada "gas de síntesis", a partir de vapor de agua, aire y gas natural. La sección se subdivide en desulfurización, reformación primaria y secundaria, mutación de alta y baja temperatura.

Los componentes con alto contenido de azufre son reducidos de un 5-15ppm. hasta menos de 0.5ppm. Esta sección consta del separador de gas de carga, separador de gas combustible, torres de carbón, precalentador de carga y cámaras de guarda.

El gas natural proveniente de los pozos petroleros, contiene compuestos altamente corrosivos tales como H₂S, el CO₂ y por esta razón no es posible utilizarlo en plantas de proceso sin antes eliminar estos contaminantes.

Con el objeto de eliminarle H₂S y el CO₂ al gas natural, se alimenta a las plantas endulzadoras, después es alimentado a las plantas Criogénicas donde se eliminan los hidrocarburos como etano, propano, butano etc. (las cuales no se encuentran integradas en las plantas de amoniaco) finalmente la corriente de gas tratado se manda como carga a las plantas de amoniaco a través del gasoducto Catus-Reinosa, que entra al separador de gas de carga a 63 °F y 667 psia (17°C y 46 kg/cm²abs). donde se eliminan los hidrocarburos líquidos, enseguida pasa al tambor separador de gas combustible que surte combustible a

116 psia (8kg/cm²abs.) a los siguientes equipos: reformador primario, calentador de arranque, precalentador de carga, caldera auxiliar. El gas natural de proceso es desulfurado antes de que reaccione con vapor y aire, ya que el catalizador de reformación es senciblemente envenenado por los compuestos de azufre.

El gas parcialmente desulfurado y con contenido de hidrógeno entra a los serpentines del precalentador, donde la temperatura se eleva a 700°F (371°C), con el objeto de favorecer la descomposición térmica de los compuestos orgánicos de azufre a H₂S e hidrocarburos y es por ello que es suministrada la corriente rica en hidrógeno; posteriormente el gas se envía a las cámaras de guarda. La función de esta última es de eliminar completamente los compuestos orgánicos de azufre, para esto, cuentan con dos camas, la superior, con catalizador de cobalto molibdeno soportado en alúmina, que convierte los compuestos orgánicos de azufre a H₂S que no se descompone térmicamente, por medio de un cracking catalítico y la cama inferior con contenido de óxido de zinc que elimina el H₂S por el siguiente mecanismo:



El óxido de zinc no se puede regenerar, por lo que se tiene que operar en relevo para su remplazo.

Reformador primario: en este equipo el metano es convertido parcialmente a hidrógeno y monóxido de carbono en un 65%, de acuerdo a la siguiente reacción de reformación:



Es altamente endotérmica, por el equilibrio químico se ve favorecido hacia productos a altas temperaturas, además la reacción produce un aumento en volumen, por lo que a bajas presiones se promueve una mayor conversión de metano y a una alta relación de vapor-hidrocarburo es favorecida la formación de productos. Una reacción de equilibrio agua-monóxido de carbono simultánea a la de reformación se lleva a cabo:



Esta reacción es muy rápida respecto a la de reformación, por lo que prácticamente alcanza el equilibrio en el reformador, además de que se favorece a bajas temperaturas, por lo que en la etapa de reformación se lleva a cabo en pocas cantidades, según el equilibrio lo permita. Otras reacciones secundarias son las de los hidrocarburos presentes en el gas natural, (alrededor del 3% mol, del cual el etano se encuentra en mayor proporción). Estos hidrocarburos son crackeados y reaccionan rápidamente, por lo que a la salida del reformador han reaccionado prácticamente todos. De acuerdo a lo expuesto, las

condiciones óptimas en la etapa de reformación son altas temperaturas y medias presiones, alrededor de 40 kg/cm² abs. , ya que se tienen algunas ventajas como son el requerir recipientes más pequeños que ocupan menos espacio y tienen menor costo de inversión. Además de facilitar la purificación de gas de síntesis porque la absorción del CO₂ se favorece a altas presiones.

El reformador primario consta de cinco partes que son la zona de radiación, zona de convección caliente, zona de convección fría, zona de transición y ventilador de tiro inducido y la chimenea.

En la zona de radiación del reformador primario se encuentran colocados los 504 tubos empacados con catalizador de níquel, estos tubos se encuentran distribuidos en 12 bancos, los cuales cuentan con un tubo colector o elevador, el cual sirve para que el gas parcialmente reformado se colecte a la línea de transferencia, la cual desemboca el gas hacia el reformador secundario.

El calor requerido para la reacción es obtenido por calentamiento directo suministrado por 260 quemadores de arco, los cuales están distribuidos por 13 cabezales con 20 quemadores cada uno. A los quemadores se alimenta como combustible una mezcla de gas natural precalentado y el gas de purga de proceso proveniente de la sección de síntesis. El metano es mezclado con vapor de agua (razón de vapor-carbon de 3.5 mol de agua por mol de carbón) y precalentado hasta una temperatura de 950 °F (510°C), en la sección de convección. Inseguida el gas de reacción se introduce a los tubos con catalizador de níquel donde reaccionan saliendo de los tubos a una temperatura de 1490 °F (810°C), una vez colectados pasan a través de una línea de transferencia calentándose hasta una temperatura de 851°C para enviarse al reformador secundario 103-D.

Zona de transición.

Esta se localiza entre el hogar y la zona de convección caliente y por aquí en doce túneles es donde pasan los gases de combustión provenientes del hogar y se encuentran a una temperatura de 1832°F (1000 °C).

Zona de convección caliente.

En esta zona se tiene una temperatura de 1564° (850°C) y se tienen tres serpentines, calentador de vapor de alta Presión, calentador de aire de proceso, calentador de mezcla de vapor-gas natural de proceso.

Zona de convección fría.

Los gases de combustión de la caldera auxiliar se unen con los gases de la zona de combustión caliente. En esta zona se encuentran el serpentín calentador de gas natural, el calentador de vapor y el de condensado.

Ventilador de tiro inducido y la chimenea.

En el reformador primario una pequeña cantidad de los gases de combustión es eliminada por medio de un ventilador de tiro inducido, el cual es impulsado por una turbina y enviados a la atmósfera a través de una chimenea.

Uno de los grandes problemas ingenieriles en el reformador primario, es que deben de resistir las altas temperaturas y ser resistentes a la corrosión, no obstante los avances de la metalurgia han logrado poner a disposición materiales que satisfacen estos requerimientos, además de lograr un aprovechamiento más eficiente en la recuperación de calor en los hornos, aunque con un mayor costo de inversión. El material usado en el reformador es el acero al carbón con alto contenido de cromo y níquel "HK-40.

Composición de la aleación HK-40 (Hydrocarbon use alloy)

Cromo:	24-28 %
Níquel:	19-22%
Manganeso:	2%
Silicio:	2%
Carbono:	0.2%-0.6%
Fierro:	46-48%

El gas efluente del reformador primario sale a 1564°F (850°C) y es combinado con aire a 480°C en un quemador especial en el domo del reformador autotérmico, donde ocurren las reacciones de combustión.



Estas reacciones son muy exotérmicas, así que se generan temperaturas de flama muy altas, hasta 2012°F (1100°C). Las reacciones de combustión se llevan a cabo totalmente hasta agotar prácticamente todo el oxígeno y proporcionando así el calor para la reformación secundaria. La mezcla formada, fluye hacia abajo a través de una cama empacada de catalizador con un contenido de níquel; el recipiente cuenta con el recubrimiento refractario ya que la conversión de metano procede adiabáticamente,

enfriándose a medida que proceden las reacciones que ocurren en el reformador hasta una temperatura de 1004°C , las reacciones que ocurren en el reformador autotérmico son las mismas que en el reformador primario obteniéndose así un metano residual de 0.33% mol base seca. Como se generan temperaturas muy altas en la parte superior del catalizador, se utiliza una capa especial de catalizador de cromo-níquel, que resiste altas temperaturas.

2. Purificación del gas de síntesis

Hasta aquí se tienen hidrógeno, nitrógeno, metano, dióxido de carbono, agua y una gran cantidad de óxido de carbono y otros contaminantes para eso se llevan a cabo las mutaciones de baja y alta temperatura en las que el monóxido es convertido a dióxido de carbono que se elimina fácilmente por adsorción en una torre adsorbidora de donde se obtiene hidrógeno adicional. Los óxidos deben eliminarse puesto que son un veneno para el catalizador del reactor de síntesis. La constante de equilibrio para la reacción de mutación es extremadamente dependiente de la temperatura y como la reacción es exotérmica, su valor aumenta al disminuir la temperatura y esto favorece la formación de CO_2 , no obstante, existen limitaciones en la actividad de los catalizadores de bajas temperaturas. Tradicionalmente existe un catalizador que opera solo a temperaturas altas, pero se han desarrollado otros que operan a temperaturas más bajas, sin embargo son muy costosos; es por ello que los procesos modernos se ocupan catalizadores de los dos tipos, en el mutador de alta y baja temperatura respectivamente, logrando beneficios de inversión y operación. El catalizador utilizado en el mutador de alta temperatura es óxido férrico (Fe_2O_3) con 5-10% de óxido de cromo (Cr_2O_3) y durante la operación este es reducido estequiométricamente a la composición de magnetita (Fe_3O_4). Este activado a una temperatura de $300\text{-}500^{\circ}\text{C}$, siendo barato y resistente ya que soporta el envenenamiento (entre 0.5-1 ppm). En este mutador es donde se logra la mayor conversión de monóxido. El catalizador usado en el mutador de baja temperatura consiste de 25 a 40% en peso de cobre con promotores de óxido de zinc y/o óxido de aluminio como material promotor que es muy susceptible a envenenamiento además de ser más caro que el del mutador de alta temperatura. Este catalizador es activo entre 230 y 530°C .

La absorción de CO_2 se lleva a cabo utilizando el proceso Catcarb, dicho proceso usa un catalizador en solución acuosa de carbonato de potasio, para eliminar el CO_2 hasta en 50ppm. La absorción de dióxido de carbono involucra una reacción química donde el

carbonato de potasio en solución acuosa forma bicarbonato de potasio con desprendimiento de calor. La fase final de la obtención de gas de síntesis es la metanación en la cual lo que se quiere es reducir a menos de 10ppm la cantidad de monóxido y dióxido de carbono para evitar la formación de carbonato de amonio al reaccionar con el amoníaco en el cuarto paso del compresor además de ser un veneno para el catalizador de síntesis.

3. Compresión del gas de síntesis

Por los requerimientos de presión impuestos por el reactor de síntesis, es necesario comprimir el gas de síntesis, para ello el proceso Kellogg utiliza un compresor centrífugo 103-J de cuatro pasos accionado por una turbina de vapor.

El compresor cumple con dos funciones:

- a) Comprimir el gas de síntesis hasta la presión del circuito del gas de síntesis.
- b) Recircular el gas del circuito del gas de síntesis.

Es por lo anterior que la variable principal que afecta el diseño del circuito de gas de síntesis es la presión, afectando a la construcción de todos los equipos y tuberías pero además de todo, determina la economía de la energía de toda la planta, por un lado las altas presiones incrementan la rapidez de reacción y favorece el equilibrio a altos contenidos de amoníaco para una producción dada, esto provoca una reducción del flujo de recirculación en el circuito además de requerirse menos cantidades de catalizador, también la licuefacción del amoníaco es más fácil. Sin embargo por otro lado para alcanzar altas presiones los costos de inversión y operación en el compresor se incrementan considerablemente en la figura se muestran todos los trabajos de compresión para el circuito de recirculación.

El compresor esta conformado por cuatro etapas de compresión, en la primera etapa el gas de síntesis fresco se lleva hasta una presión de (80 kg/cm²abs.) y una temperatura de 230°F (110°C), condensando y eliminando agua en un tanque separador para posteriormente alimentarlo a la segunda etapa de compresión, en donde se comprime hasta una presión de 99 kg/cm²abs. En este paso se comprime hasta 185-200 kg/cm² para así incorporarlo al circuito de síntesis. El efluente del tercer paso se une con el producto del reactor y junto pasan al sistema de refrigeración para separar el amoníaco de los gases que

no reaccionaron. Los gases después de calentarse en el intercambiador a 15 °C entran al cuarto paso de compresión donde se comprime hasta 200 kg/cm₂abs. y es alimentado al reactor de síntesis.

4. Síntesis del amoníaco

Es muy importante que la relación molar hidrógeno/nitrógeno de la corriente alimentada al convertidor de síntesis este en relación molar 1:3 y debe mantenerse y la temperatura en la cama de catalizador debe controlarse. La reacción de síntesis de amoníaco se lleva a cabo en un catalizador de hierro y es la siguiente:

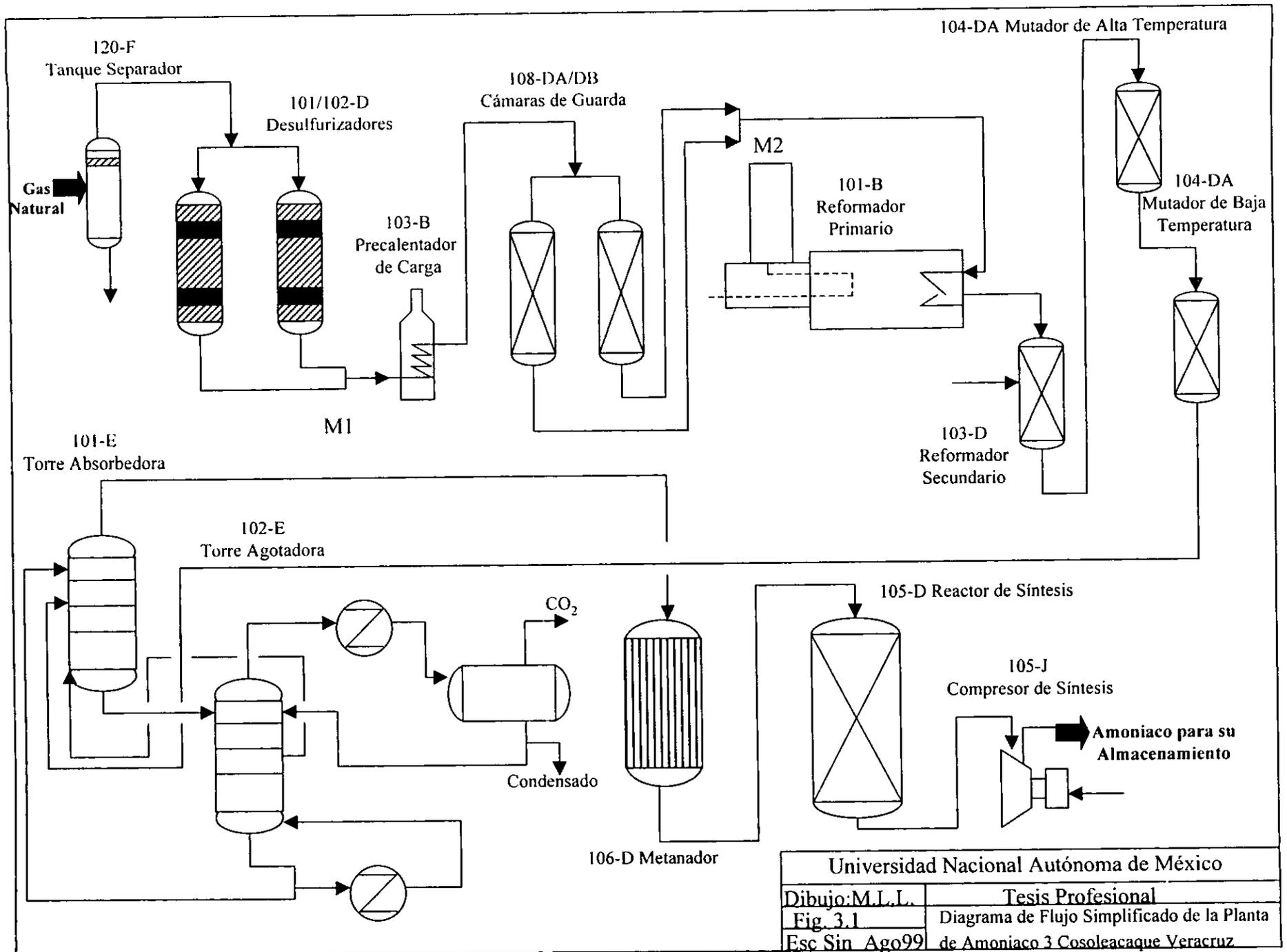


Esta reacción es exotérmica por que el equilibrio químico para esta reacción se favorece a muy bajas temperaturas y a muy altas presiones.

El convertidor de gas de síntesis consta de tres camas siendo la superior la más pequeña de las tres con el objeto de controlar el calor de reacción, el reactor tiene en su interior un intercambiador de calor donde se intercambia el calor del influente con el efluente del reactor saliendo el gas a 306°C. La corriente que sale del reactor de síntesis pasa por una sección de refrigeración mecánica de 4 etapas o niveles de refrigeración donde se alcanza una temperatura de 240 K (-27°F) para condensar totalmente el amoníaco.

En esta sección de compresión y refrigeración donde se observa un aumento en el flujo del gas de purga, también se tiene un aumento en el contenido de hidrógeno, que se puede recuperar y enviar a otro proceso para su aprovechamiento. El amoníaco líquido fluye por esta sección para enfriar las corrientes del gas de síntesis sin afectarse las cargas térmicas de los equipos involucrados respecto al diseño. Y lo mismo para los enfriadores interetapa del compresor. Finalmente el amoníaco producto se manda almacenar para su posterior distribución. En la figura 3.1 muestra el diagrama flujo simplificado de la planta de amoníaco 3 en Cosoleacaque Veracruz.

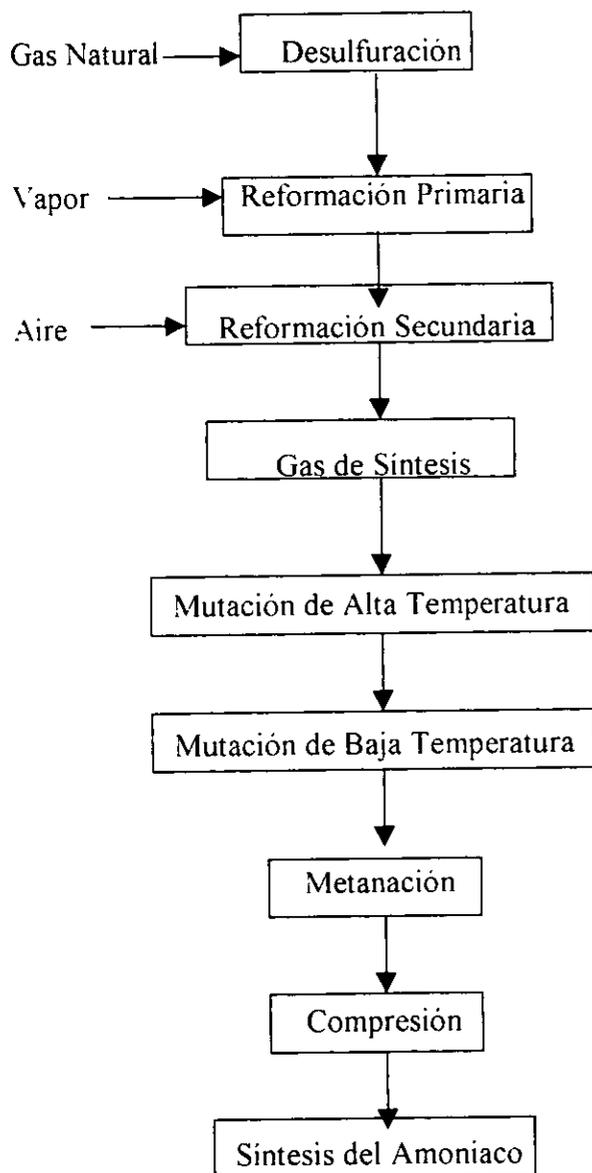
Como podemos observar en la descripción del proceso de amoníaco la parte que presenta mayor similitud con el proceso para obtener metanol, si recapitulamos un poco esta sería la sección para elaborar el gas síntesis que igualmente fue presentada en el proceso de metanol descrito en el capítulo 1. A continuación se presenta dos diagramas de



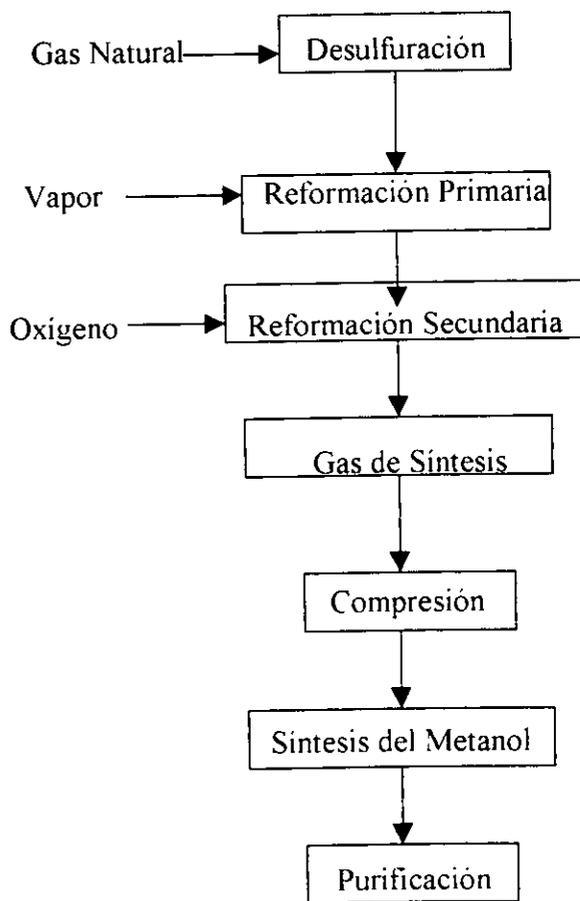
Universidad Nacional Autónoma de México
 Dibujo: M.L.L. Tesis Profesional
 Fig. 3.1 Diagrama de Flujo Simplificado de la Planta
 Esc Sin Ago99 de Amoniaco 3 Cosoleacaque Veracruz

bloques con las secciones de proceso que corresponden para la obtención de amoniaco y metanol. Finalmente uno tercero con las secciones las cuales serían ocupadas para producir amoniaco y lo que se tendría que adicionar a este de tal forma que la planta de amoniaco quede con las modificaciones adecuadas y se complete el proceso para elaborar metanol.

OBTENCIÓN DEL AMONIACO



OBTENCIÓN DE METANOL



Como se puede observar se tienen que hacer algunos cambios importantes que requerirán de cierta inversión, pero es de suma importancia hacer notar que el aprovechamiento de la sección de producción de gas de síntesis que incluyen la desulfuración y reformación primaria y secundaria representan una gran ventaja.

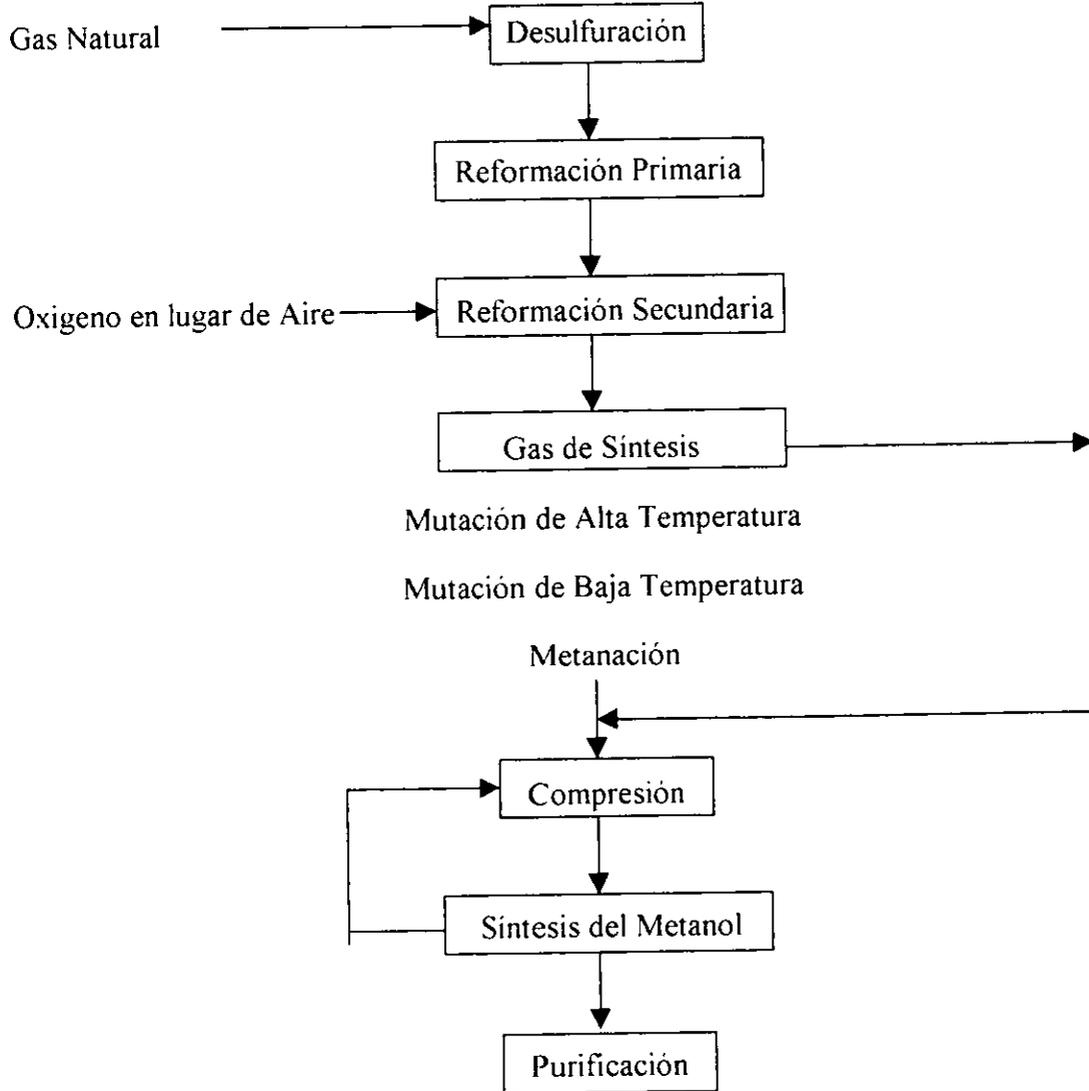
Por supuesto también habrá que realizar algunos cambios en esta misma sección tales como la alimentación de oxígeno en lugar de aire en el reformador secundario.

La sección de compresión es reusada para la alternativa de producir metanol pero tal vez solo se ocupará dos pasos de la sección pues para el amoníaco se comprime hasta $200\text{Kg}/\text{cm}^2$ y en el caso del metanol solo necesitamos comprimir hasta $85\text{Kg}/\text{cm}^2$, sin embargo la instalación de una nueva sección de síntesis y de un sistema de purificación (columnas de destilación) para metanol si resulta indispensable. Siendo necesario el dimensionamiento de las mismas, que habrán de incorporarse a la planta junto con la inversión que esto implica.

Producir metanol en vez de amoníaco es posible, aunque está claro que solo con esto se comprueba en parte la probabilidad técnica, pues en realidad es indispensable una idea más clara para lo cual se debe presentar con mayor precisión los aspectos técnicos como son tal vez las condiciones de operación de los equipos así mismo los que tendrían que ser implementados tales como el reactor de síntesis y las torres de destilación para realizar la síntesis y purificación de metanol.

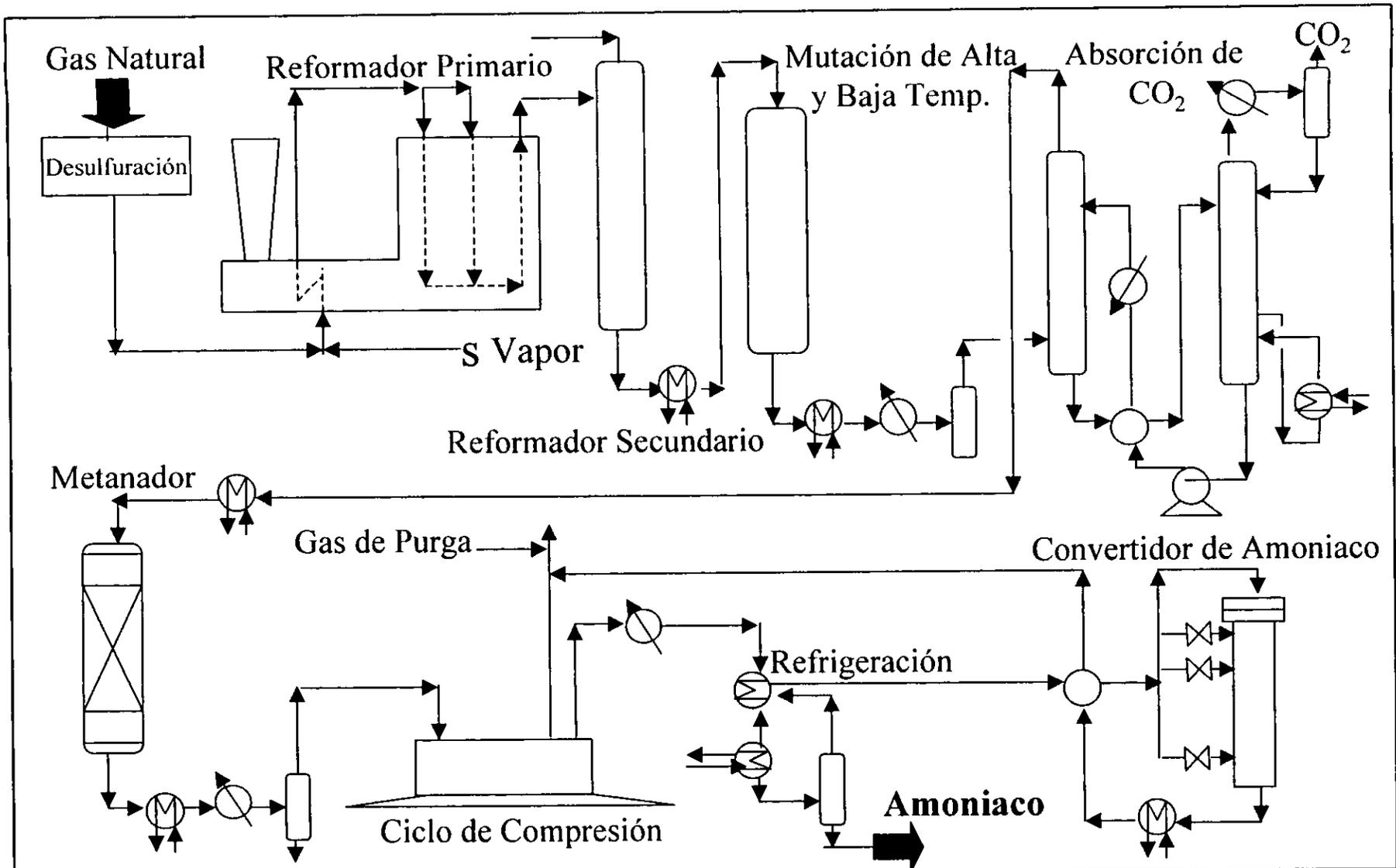
Ahora marcaremos las diferencias que los procesos presentan y estos son que para la producción de metanol no hay mutación ni tampoco metanación por lo que estas etapas deben ser suprimidas de la sección de obtención del gas de síntesis lo que indica que este al salir del reformador secundario se alimenta directamente a un compresor multietapa del cual se estudiara la posibilidad de su reutilización pero en este caso para comprimir el gas de síntesis pero para elaborar metanol, que requiere una presión de descarga mucho menor a la que comprime el gas de síntesis para obtener amoníaco, posteriormente se mezcla con una recirculación proveniente de un compresor multietapa de recicló, que recircula lo que no reacciona en el reactor, esta recirculación es importante para aumentar el rendimiento global del proceso. El siguiente diagrama de bloques muestra las partes que no se utilizaran y las nuevas partes que habrá de adicionarse.

DIAGRAMA DE BLOQUES MODIFICADO



Para completar el proceso para la producción de metanol se deben retomar algunos puntos del capítulo uno que implican la necesidad de un reactor de síntesis para metanol nuevo así mismo como de las columnas de destilación y también se tomará apoyo de planta de metanol instalada en San Martín Texmelucan Puebla así como de la tecnología Lurgi, y otras tecnologías en las que se encuentran ICI, Kellogg, y Ammonia Casale que serán las que juegan un papel muy importante en la elaboración de este proyecto.

Las dos figuras que son presentadas a continuación muestran también las similitudes de los procesos de metanol y amoniaco, estos son diagramas de flujo simplificados en los que se puede observar como en las primeras etapas de cada proceso e incluso los equipos son parecidos, cabe hacer mención que la tecnología es diferente ya que el proceso de



Universidad Nacional Autónoma de México

Facultad de Química

Dibujo: M.L.L.

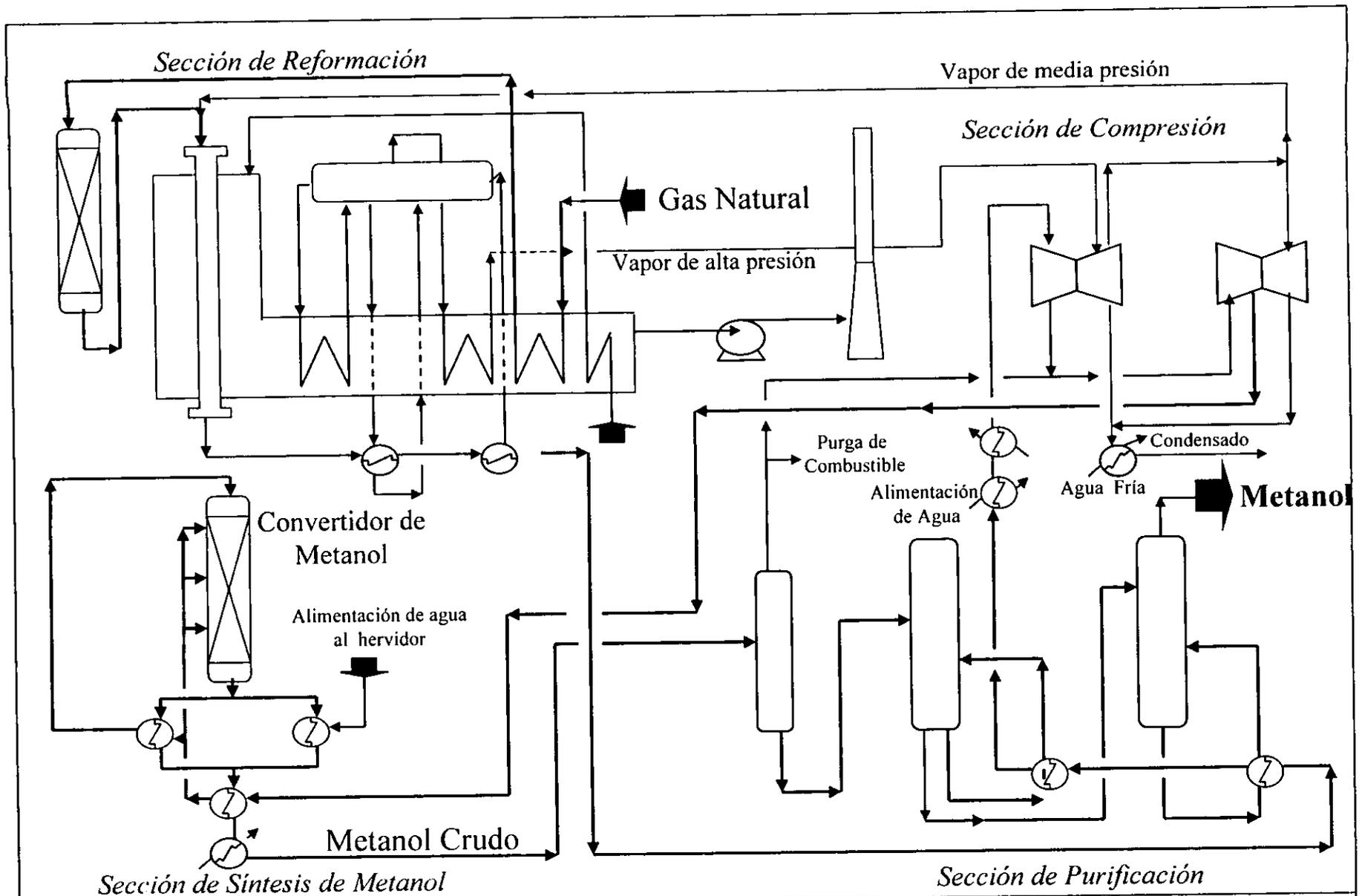
Fig. 3.2

Esc. Sin

Mar 99

Tesis Profesional

Diagrama de flujo de una planta de amoniaco (Kellogg)



Facultad de Química

Dibujo: M.L.L.

Fig. 3.3

Esc. Sin

Mar 99

Universidad Nacional Autónoma de México

Diagrama de flujo de una planta de metanol (ICI)

amoníaco presentado pertenece a la tecnología Kellogg (figura 3.2) y el proceso de la figura 3.3 para metanol es tecnología ICI (Imperial Chemical Incorporated). Aun siendo tecnologías diferentes, la forma de obtención de gas de síntesis es parecida así mismo la etapa de compresión que también forma parte de ambos procesos.

3.3 Comparación de la Reformación Convencional de Vapor y la Reformación Combinada Lurgi

La tecnología empleada para realizar el cambio con resultados muy prometedores es Lurgi comprobando con ello que la conversión de una planta de amoníaco a metanol es técnicamente posible de acuerdo a la literatura citada ya que al contar con La tecnología Lurgi y Mineraloeltechnik GmbH quienes hacen una clara demostración de la factibilidad de realizar un cambio de este tipo. Lurgi realizó un estudio en el que evalúa dos opciones para realizar el cambio de la planta de amoníaco Tenneco Chemicals, en Pasadena, Texas, la cual producía inicialmente 600 toneladas por día de amoníaco convirtiendo esta producción en 1700 toneladas por día de metanol. Para la primera opción, el tamaño del reformador y la capacidad de la planta presentan un cuello de botella para la reformación convencional de vapor, puesto que el reformador está diseñado para la producción de gas de síntesis para obtener amoníaco y puede ser operado a la temperatura de salida del catalizador de 790 C (1454 F) y una presión de 28.84 kg/cm² (406.10 psia). Por esta razón al ser alimentado el gas natural a las condiciones típicas el porcentaje molar de vapor/carbón es de 2.75, y el gas reformado obtenido aun contiene 16% en mol de metano sin convertir y un número estequiométrico (expresado como H₂-CO₂ /CO + CO₂) de 3.96. Este valor estequiométrico para el metano hace al gas de síntesis altamente inconveniente para metanol. Esto quiere decir, que alto contenido de metano en el gas de síntesis lo hace casi prohibitivo para la producción de metanol.

Contrario a una producción en línea de metanol, donde el gas reformado no es tan acondicionado (solo por enfriamiento), lo que sucede en una producción en línea de amoníaco es una caída de presión considerable que se genera en el reformador secundario por la conversión de CO pero ocurre una menor en la absorción del CO₂ y la metanación que son dos secciones que el gas reformado para la elaboración de metanol no se requieren. En el diseño hecho para esa planta, esta caída de presión es de 3.5 kg/cm² (50.76 psia), y por lo tanto se decidió disminuir la presión de salida del reformador de vapor porque esa diferencia en orden permite una temperatura de salida más alta. El tamaño del equipo

tampoco incrementa la temperatura por una reducción en la presión, ya que la resistencia del material de los tubos en el reformador de vapor disminuye rápidamente en altos niveles de temperatura. Además bajo estas condiciones de operación el reformador de vapor, el metano deberá reducirse a 12.7% en mol del valor estequiométrico anterior. Para lograr una máxima conversión de óxidos de carbono en el ciclo de síntesis, con tal objeto fue seleccionada una presión de reacción de 100 bar (1450.37 psia), considerando particularmente un alto contenido de CO₂ en la composición del gas reformado. Bajo las condiciones de operación standard aplicadas en los reactores tubulares de numerosas plantas de metanol y usando el catalizador de cobre probado, puede esperarse un rango de producción diaria de 450 toneladas de metano. Aproximadamente fueron requeridas 1178 m³ de gas natural por tonelada de metanol como alimentación de materia prima como de gas combustible al reformador. La cantidad de vapor producido del calor residual excede los requerimientos del vapor de proceso en el reformador y en la destilación, así como también el manejo en la síntesis y el ciclo de compresión, por lo tanto una cantidad significativa de vapor tiene que ser exportada. También, debido al contenido alto de metano en la purga del gas de síntesis, la energía disponible excede más allá de los requerimientos del reformador, y una buena parte del gas de purga también debe exportarse. Porque para recircular y recuperar el metano del gas de purga a la salida del ciclo de síntesis, se requeriría de una inversión adicional, por esta razón la opción no es considerada. Para los fines que se persiguen con este proyecto que son prácticamente los mismos se lograron en la planta de amoníaco en Pasadena con la tecnología Lurgi se evaluó esta posibilidad realizando un balance de materiales con el que se obtuvo 20.137 kg de CO (44394.58 lb), 32615 kg de CO₂ (72614.79 lb) y 10288.59 kg (22682.45 lb), cantidades con las que apenas se producirían 840 toneladas por día de metanol.

En la segunda opción se propone una reformación combinada con lo cual el reformador de vapor ya no representa más un cuello de botella. Los datos presentados en la figura 3.4 demuestran porque con esta tecnología, puede ser alcanzada una producción de metanol más alta, comparada con la reformación convencional. En esta misma figura se comparan los diagramas de bloques simplificados de las dos diferentes rutas mostrando algunos parámetros clave. Mientras que en la opción número uno todo el gas natural es alimentado al reformador primario, en la segunda opción solo se alimenta el 35% de la alimentación total, mientras que el otro 65% es alimentado directamente a la corriente del reformador

ESTA TESIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA

secundario. En este caso, el reformador secundario no es operado con aire, como cuando se producía amoníaco, pero sí con oxígeno. La energía requerida para la compresión del gas de síntesis es 86% más alta para la opción uno. Como el metano a la salida del reformador primario no tiene mayor importancia, el vapor reformado puede ser operado a un rango reducido de vapor/carbón, la temperatura a la salida se puede disminuir y por consecuencia la presión es incrementada. Cuando es usada la reformación convencional, los 3710 m³ de gas reformado por tonelada de metanol se tiene que comprimir de 23 kg/cm² (333.58 psia) a 100 kg/cm² (1450.58 psia) aproximadamente, mientras que para la reformación combinada, solo 2444 m³ de gas se deben comprimir de 25 kg/cm² (362.59 psia) a 80 kg/cm² (1160 psia). Bajo las condiciones de la opción No. 2, se logra una producción arriba de 1900 toneladas por día de metanol. Esta gran capacidad incrementada puede ser lograda por la existencia de un rehervidor con calor residual que ha sido diseñado con una superficie sobrada, y con la ventaja de que carcasa del compresor del gas de síntesis ofrece un espacio suficiente para acomodar un rotor nuevo más grande. Otro aspecto benéfico es que el oxígeno alimentado al reformador secundario promueve las reacciones de combustión con las que se incrementa considerablemente la cantidad de óxidos de carbono que enriquecen el gas de síntesis para la elaboración de metanol.

Un beneficio más de la segunda opción es que las emisiones por tonelada métrica de metanol son considerablemente más bajas que las de la primera opción. Las emisiones CO₂ y NO_x por tonelada de metanol son de 60% y 30% más bajas. La reformación de vapor combinada es una tecnología madura. En Malasia por ejemplo se encuentra una planta de metanol de 2000 toneladas métricas por día construida por Sabah Industries en 1982 usando Reformación Combinada Lurgi.^[18]

[18] AiChe 1992 Spring Meeting. Conversion of Ammonia Plants to methanol Production. Using Lurgi's Combined Reforming Technology.

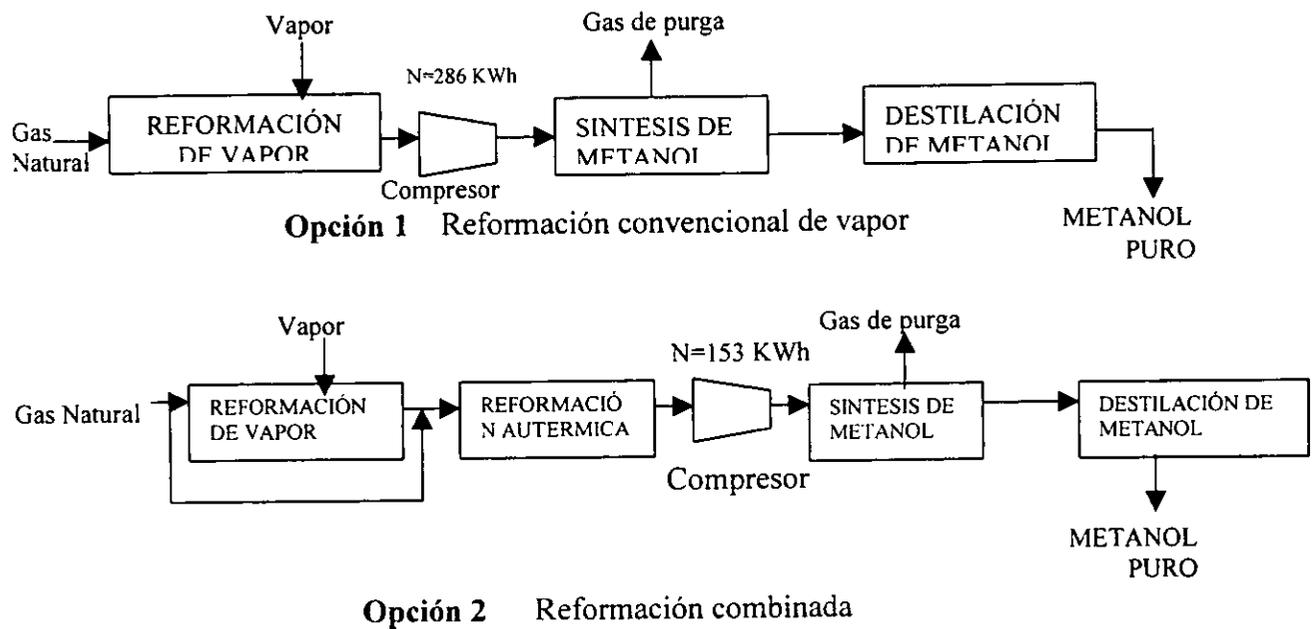


Figura 3.4

Comparación de la reformación convencional con la reformación combinada para metanol en la conversión de la planta de amoniaco

Capitulo CUATRO

Diagrama de Flujo de Proceso de Metanol

4.1 DESCRIPCIÓN DEL DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO MODIFICADO.

La planta de proceso de amoniaco modificada para la elaboración de metanol con los cambios propuestos se muestran en el diagrama de flujo de proceso que se presenta en la figura (4.1) y el balance de materia y energía en las tablas (4.1).

El proceso esta dividido en tres secciones principales: Preparación del gas de síntesis, Síntesis del metanol y Purificación.

4.1.1 Preparación del gas de síntesis.

El gas natural proveniente de los pozos petroleros debe acondicionarse ligeramente, contiene como impurezas compuestos de azufre que son muy corrosivos, razón por la cual no es posible utilizarlo en las plantas de proceso sin antes eliminar estos contaminantes.

Con el objeto de eliminar H_2S y CO_2 el gas natural se alimenta primero a las plantas endulzadoras de gas, posteriormente a las plantas criogenicas donde son eliminados los hidrocarburos mas pesados como el etano, propano, butano, etc.

La corriente de alimentación de gas natural que llega a la planta a través del gasoducto Cactus-Reynosa, entra al tanque separador de carga 120-F a 60.8 F y 651.42 psia para eliminarle los hidrocarburos líquidos. El gas de carga puede contener sulfuro de hidrogeno

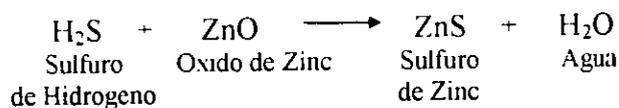
y sulfuros de bajo punto de ebullición (mercaptanos, disulfuros y tiofenos). Los compuestos de azufre deben ser totalmente eliminados de la carga debido a que el azufre provoca la desactivación de los catalizadores a partir de metales como el fierro, níquel, cromo, los cuales son los principales componentes de los catalizadores empleados en la planta.

Así los compuestos de azufre de la carga son removidos por absorción sobre carbón activado, dispuesto en lecho fijo en torres desulfuradoras 101-D, 102-D que operan entre 293.15-301 K (68-82.4 °F) y 38-40 kg/cm² (540-568 psia).

Estos desulfuradores operan en relevo para llevar a cabo la regeneración del carbón activado mediante inyección de vapor de baja presión. La cantidad de compuestos de azufre debe ser eliminada hasta 0.5ppm como máximo que es la cantidad permitida a la entrada del reformador primario.

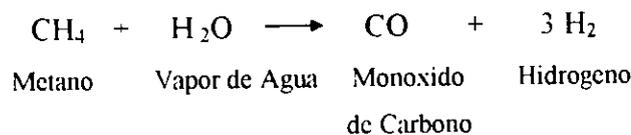
El gas combustible es separado en el tanque 121-F que surte del gas combustible a 8 kg/cm² al reformador primario 101-B y al precalentador de carga 103-B.

El gas parcialmente desulfurizado que sale de las torres 101-D y 102-D entra en los serpentines del calentador (103-B), donde la temperatura se eleva a 371°C (700 F), con el objeto de favorecer la descomposición térmica de los compuestos orgánicos de azufre, después pasa a las cámaras de guarda 108-DA, 108-DB; donde son eliminados completamente los compuestos de azufre que se puedan arrastrar de las torres de carbón, para esto se cuenta con dos camas la inferior con un contenido de óxido de zinc que elimina el H₂S y la superior con catalizador de cobalto-molibdeno soportado sobre alúmina, que convierte los compuestos orgánicos de azufre a H₂S para la posterior reacción de este con la cama inferior (ZnO), puesto que el H₂S no se descompone térmicamente por medio de un cracking catalítico. El catalizador de óxido de zinc no es regenerable por lo que se tiene que operar en relevo para su remplazo y su tiempo de vida depende de la concentración de compuestos de azufre a la salida de las torres de carbón. Las reacciones que se llevan a cabo en las cámaras de guarda son las siguientes:

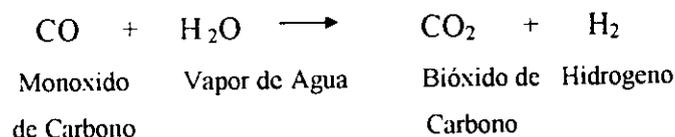


La temperatura se mantiene en 371°C (700 °F) y la cantidad de hidrocarburos de azufre a la salida de las cámaras de guarda es mínima.

Es muy importante hacer mención que en la parte de reformación, la corriente de gas de síntesis debe ser dividida con el objeto de aprovechar al máximo la capacidad del reformador secundario 103-D, tomando en cuenta las consideraciones pertinentes como la carga que debe ser tal, para que tenga la suficiente energía de proporcionar el calor de reacción de reformación, de tal forma que sea satisfecha por las reacciones de combustión, por lo que la tecnología Lurgi recomienda alimentar el 65% del gas de carga, y por consecuencia la corriente alimentada al reformador primario 101-B lleva solo el 35% del total de la corriente de salida de las cámaras de guarda, la función del reformador primario es convertir los hidrocarburos de carga en hidrogeno y óxidos de carbono, empleando un catalizador de níquel en un medio de vapor de agua el cual se alimenta junto con el gas de síntesis. Las reacciones que se llevan a cabo son altamente endotérmicas por lo que las condiciones de equilibrio se ven favorecidas hacia productos a altas temperaturas además la reacción produce un aumento en volumen por lo que a bajas presiones se promueve una mayor conversión de metano y una alta relación de vapor hidrocarburo favoreciendo la formación de productos, las condiciones de operación optimas de temperatura 820°C (1508°F) y de presión 40 kg/cm² (573.14 psia). La reacción de reformación es la siguiente:

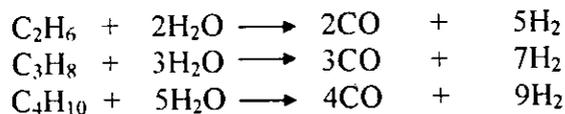


Simultáneamente a la reacción de reformación se efectúa el equilibrio de agua y monóxido de carbono, de acuerdo a la siguiente reacción de mutación:



Esta reacción es muy rápida respecto a la reacción de reformación y prácticamente alcanza el equilibrio en el reformador, además de que se favorece a bajas temperaturas, por lo que en la etapa de reformación primaria se lleva a cabo en pocas cantidades, según el equilibrio lo permita.

Otras reacciones secundarias que toman lugar son las de hidrocarburos presentes en el gas natural (alrededor de 3% en mol, del cual el etano esta en mayor proporción), y son las siguientes:



Estos hidrocarburos son crackeados o reaccionan rápidamente de acuerdo a lo anterior, por lo que a la salida del reformador primario, prácticamente han reaccionado todos.

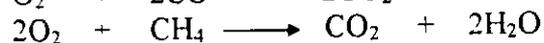
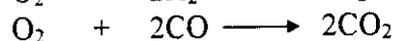
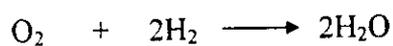
De acuerdo a lo expuesto anteriormente, las condiciones optimas en la etapa de reformación son: altas temperaturas y bajas presiones, sin embargo se utilizan altas temperaturas y medias presiones 40 kg/cm² y esto es por que representa la ventaja de requerir recipientes más pequeños que ocupan menos espacio y tienen menor costo de inversión.

El reformador primario 101-B tiene como función calentar la de calentar diversas corrientes a parte de hacer reaccionar el gas natural de proceso con el vapor de agua. Las partes en que es dividido el reformador primario son:

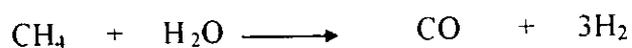
Zona de radiación
Zona de transición
Sección de convección caliente
Sección de convección fría
Zona de radiación

El gas de proceso que sale del reformador primario entra al reformador secundario 103-D a una temperatura de 851 °C también es alimentado el gas natural de proceso (el otro 65%) que es combinado con una corriente de oxígeno a una temperatura de 372.5 °C. El oxígeno agregado tiene la finalidad de promover las reacciones de combustión de metano generandose una mayor cantidad de agua y esto permite que la relación de vapor /carbón de alimentación se reduzca. La variación de esta afecta directamente a la carga de metano de alimentación y por tanto a la proporción de alimentación a este reformador, la relación determinada fue de 2.7 mol de vapor por mol carbón, con una relación menor aumentaría la fuga de metano a la salida del reformador secundario, lo que no es conveniente para la sección de síntesis de metanol. Sin embargo lo que sí resulto muy apropiado fue separar la corriente de gas de purga que sale de las cámaras de guarda y alimentar la mayor cantidad de este (dos terceras partes) al reformador secundario, pues se observa un incremento considerable en la cantidad de óxidos de carbono obtenidos.

El reformador secundario se divide en dos secciones, una de combustión y una de reacción en la primera se llevan a cabo las siguientes reacciones:



Todas estas reacciones son exotérmicas así que se generan temperaturas de flama muy altas, hasta de 1100°C. Las reacciones de combustión se llevan a cabo totalmente hasta agotar prácticamente todo el oxígeno y proporcionando así el calor necesario para la reformación secundaria. En la sección de reacción la mezcla formada, fluye hacia abajo a través de una cama empacada con catalizador con contenido de níquel; el recipiente cuenta con un recubrimiento refractario ya que la conversión de metano procede adiabáticamente, enfriándose a medida que proceden las reacciones hasta una temperatura de 1004°C las reacciones que ocurren en el reformador secundario son las mismas que para el primario:



Como se generan temperaturas muy altas en la parte superior del catalizador, se utiliza una capa especial de catalizador de cromo-níquel, que resiste las altas temperaturas.

Hasta este punto el contenido del gas de síntesis es: monóxido de carbono, bióxido de carbono, hidrógeno, agua y otros compuestos en muy pocas cantidades.

4.1.2. Sección de síntesis de metanol

Después de los reformadores la corriente pasa a un compresor centrífugo multietapa (cuatro etapas) 103-J que al igual que la sección completa de reformación será conservada y usado con algunos cambios (la clave de este equipo la mantenemos igual para evitar confusiones, aunque para la planta propuesta de metanol forme parte de la segunda sección), donde el gas se comprime hasta 1160 psia y 217°F, posteriormente se mezcla con una recirculación proveniente de un tanque separador 202-FA y que contiene parte del gas que no reacciono enviándolo nuevamente al reactor, de este mismo tanque se obtiene el metanol crudo. La corriente de reciclo al reactor es muy importante para aumentar el rendimiento global del proceso. El gas de síntesis mezclado con la corriente de recirculación se hace pasar por un intercambiador de calor 201-C utilizando como medio de calentamiento los gases provenientes del reactor de síntesis.

Las reacciones que se efectúan en el reactor 201-DC son exotérmicas y ocurren entre 200 y 300°C (392 a 572°F), razón que amerita mantener una temperatura de 250°C

aproximadamente, por lo que es necesario implementar un sistema de enfriamiento que parte de la alimentación de agua de proceso caliente que llega de una caldera fuera de los límites de batería a un tanque 201-FA de donde se suministra al reactor, generándose vapor de media presión que es enviado al mismo tanque y luego fuera de él.

El reactor que se emplea es un reactor de coraza y tubos empacados con catalizador de cobre (Cu), soportado en óxido de zinc, en un primer paso como el 50% del gas de síntesis es convertido en el reactor debido a que se alcanza el equilibrio químico. Las reacciones que se llevan a cabo en el reactor son exotérmicas entre 392 y 572 °F (200 y 300°C) razón que obliga a mantener una temperatura de operación aproximada de 482°F (250°C) para lo cual se implementa un sistema de enfriamiento que consta de alimentar agua caliente de proceso a un tanque donde se suministra al reactor, generándose vapor de media presión que es enviado al mismo tanque. La corriente que sale del reactor se enfría en el mismo intercambiador 201-C que precalienta la carga del reactor, solo que los gases de síntesis enfrían a los gases provenientes del reactor con el objeto de condensar la corriente de metanol crudo que se hace pasar por los cambiadores de calor 202-C y 203-C, de aquí el metanol crudo se envía a un tanque separador del que ya se hizo mención en la parte de compresión, ya que este tanque separa los gases aun disueltos, y parte de estos gases son enviados como purga para combustible en la sección de reformación primaria y el restante como ya se dijo se comprime en el reciclo para enriquecer la corriente de gas de síntesis. El gas de purga es utilizado generalmente como gas combustible para el calentamiento de la reformación primaria.

4.1.3. Sección de Purificación

El metanol crudo que proviene de la sección de síntesis contiene agua y otras impurezas que deben eliminarse. La cantidad y composición de estas impurezas depende de las condiciones de reacción, del tipo gas alimentado y del tiempo de vida del catalizador. El metanol crudo se hace ligeramente alcalino, por la adición de pequeñas cantidades de sosa cáustica para neutralizar y disminuir los ácidos carboxílicos y parcialmente hidrolizar los ésteres. El metanol contiene compuestos de bajo y alto punto de ebullición (ligeros y pesados), los ligeros incluyen gases disueltos, dimetileter, formiato de metilo y acetona; los pesados incluyen hidrocarburos de cadena larga, alcoholes superiores, cetonas y ésteres de alcoholes inferiores con ácido fórmico, acético y propiónico. Los hidrocarburos superiores (parafínicos), consisten en una mezcla de componentes de cadena lineal mayor C₈ y C₄₀ que

son formados en pequeñas cantidades; estos tienen baja volatilidad y los residuos en los fondos de la destilación pueden ser removidos debido a la baja solubilidad y densidad en el agua. Las impurezas del metanol crudo, son separadas en dos etapas normalmente: primero, la corriente que viene del tanque separador 202-FA se hace pasar por otro tanque igualmente separador 301-FA que elimina algunas partes de gases disueltos que aun permanecen en el metanol crudo, después pasa a una columna despuntadora de "40" platos 301-DA donde todos los compuestos de bajo punto de ebullición son removidos, posteriormente el metanol puro es destilado en una o más columnas de destilación dependiendo del grado de pureza que se desee alcanzar teniendo columnas de 65 a 80 platos. Cuando la cantidad de gas reformado no genera la suficiente cantidad de calor, es recomendable usar tres columnas de destilación. Si las columnas operan a diferentes presiones, el calor de condensación de los vapores de la columna que opera a alta presión, puede ser usado para calentar la columna que opera a baja presión. El metanol que sale de la torre despuntadora se envía a una columna de purificación 302-DA de "85" platos y a su vez de esta a la torre de destilación 303-DA de "40" platos donde finalmente se obtiene el metanol puro

A continuación se muestran las tablas del Balance de Materia y Energía con las modificaciones en las alimentaciones de materia prima para la planta de metanol y el diagrama de Flujo de la planta con los equipos que se conservan y los nuevos.

4.1.4. Balance de materia y energía

Tablas 4.1 BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA

Corriente	1	2	3	4	5	6
T °F	60.8	699.8	377.6	68	60.8	60.8
P psia	654.27	583.15	497.81	14.22	654.27	654.27
PM lb/lbmol	16.5	18	32	32.03	16.5	16.5
V/F	1	1	1	1	1	1
δ lb/lbmol	2.11	0.9191	.9527	3.74E-2	8.05E-2	8.05E-2
Componente lb/h						
CH ₄	60808.25				52295.05	8509.84
H ₂ O		192912.06		1.055		
CO						
CO ₂	137.56				118.3	17.89
CH ₃ OH				182182.605		
O ₂			147598.69			
C ₂ H ₆	3239.07				2785.60	453.47
C ₃ H ₈	76.01				65.37	10.13
C ₄ H ₁₀ ⁻²	6.26				5.70	0.8818
C ₄ H ₁₀ ⁻¹	12.51				10.76	1.75
Total lb/h	64279.67	192912.06	147598.69	182183.661	55280.80	8993.97

Corriente	7	8	9	10	11	12
T °F	98.6	699.8	699.8	699.8	696.2	702.5
P psia	651.42	611.60	611.60	611.60	594.53	549.02
PM lb/lbmol	16.5	16.15	16.15	16.15	17.6	24.075
V/F	1	1	1	1	1	1
δ lb/lbmol	1.9140	0.7835	0.7835	0.7835	0.8815	0.4262
Componente lb/h						
CH ₄	52295.05	52295.05	18303.27	33991.44	18303.27	33991.44
H ₂ O					192912.06	
CO						
CO ₂	118.3	118.	41.405	76.895	41.405	76.895
H ₂						
O ₂						147598.69
C ₂ H ₆	2785.6	2785.6	975.22	1810.64	975.22	1810.64
C ₃ H ₈	65.37	65.37	22.87	42.49	22.87	42.49
C ₄ H ₁₀ ⁻²	5.41	5.41	1.896	3.52	1.896	3.52
C ₄ H ₁₀ ⁻¹	10.76	10.76	3.766	6.99	3.766	6.99
Total lb/h	55280.51	55280.51	19348.44	35932.32	212260.5	183530.35

Corriente	13	14	15	16
T °F	1563.8	1839.2	100.04	216.968
P psia	497.81	477.90	448.03	1159.201
PM lb/lbmol	13.65	15.74	15.74	13.81
V/F	1	1	1	1
δ lb/lbmol	0.3109	0.3028	0.3028	0.1758
Componente lb/h				
CH ₄	267.57	182.19	122.79	121.08
H ₂ O	161820.22	250129.47	420.34	28.65
CO	15694.62	137354.01	137354.01	135466.98
CO ₂	25578.78	12222.38	12222.38	12054.483
H ₂	8028.13	67138.10	67138.10	66215.73
CH ₃ OH				265.99
C ₂ H ₆	975.22	1379.65	324.6	317.9
C ₃ H ₈	22.87	31.42	9.76	7.85
C ₄ H ₁₀ ⁻²	1.89	5.18	1.127	.034
C ₄ H ₁₀ ⁻¹	3.76	5.40	1.142	.056
Total lb/h	212393.1	468447.82	217594.24	214478.75

Corriente	17	18	19	20	21	22
T °F	482.576	144.338	144.33	104	104	156.74
P psia	1072.58	1065.32	1065.32	19.91	19.9	22.04
PM lb/lbmol	25.81	29.94	25.28	40.21	25.03	34.66
V/F	1	1	0	1	0	1
lb/lbmol	0.2022	0.3496	0.3995	1.37E-2	0.1560	1.1827E-2
Componente lb/h						
CH ₄						
H ₂ O	14252.59	1283.68	12971.11	337.24	12633.86	2.88E-2
CO	4187.81	3434	753.80	565.35	188.45	188.01
CO ₂	3514.94	2882.25	632.69	474.51	158.17	158.07
H ₂	32.89	26.98	9.21	6.911	2.30	2.29
CH ₃ OH	184368.70	264.18	184104.52	1399.19	182705.32	225.64
C ₂ H ₅ OH	44.31	0.3280	43.98	.8311	43.15	43.01
C ₂ H ₆ O	84.59	22.70	61.89	1.1697	60.72	60.72
Total lb/h	206485.86	214400.02	198577.24	2785.22	195792	677.79

Corriente	23	24	25	26
T °F	163.58	102.92	127.58	149.36
P psia	17.06	3.55	21.33	17.06
PM lb/lbmol	24.9	18.41	31.72	26.28
V/F	0	0	0	0
δ lb/lbmol	3.81E-2	4.55E-2	3.74E-2	3.74E-2
Componente lb/h				
CH ₄				
H ₂ O	12633.83	12359.91	273.92	272.86
CO	0.4367			
CO ₂	9.61E-2			
H ₂	5.61E-3			
CH ₃ OH	182479.67	168.09	182311.58	128.97
C ₂ H ₅ OH	0.1074			
C ₂ H ₆ O	4.48E-3			
Total lb/h	195114.17	12528.01	182585.51	401.83

Corriente	27	28	29	30	31	32
T °F	60.8	60.8	60.8	60.8	60.8	67.46
P psia	113.78	113.78	113.78	113.78	113.78	112.36
PM lb/lbmol	16.5	16.5	16.5	16.5	16.46	21.7
V/F	1	1	1	1	1	1
δ lb/lbmol	0.3296	0.3296	0.3296	0.3296	0.3296	0.4852
Componente lb/h						
CH ₄	8510.94	8234.66	276.28	1741.077	6493.58	2290.58
CO						1195.61
CO ₂	17.89	17.73	0.1655	4.0741	13.6560	5260.73
H ₂						313.82
O ₂						2253.91
C ₂ H ₆	453.46	437.46	16.004	96.2428	341.22	
C ₃ H ₈	10.13	9.7404	0.3902	2.1428	7.5975	
C ₄ H ₁₀ ⁻²	0.8818	0.8505	3.11E-2	0.1872	0.6635	
C ₄ H ₁₀ ⁻¹	1.7517	1.6896	6.21E-2	0.3716	1.3179	
Total lb/h	8995.07	8702.94	292.32	1844.096	6858.04	11314.74

Corriente	33	34	35	36	37	38
T °F	476.6	240	240	240	564.8	597.2
P psia	109.51	1721.02	1721.02	1721.02	1721.02	1544.65
PM lb/lbmol	19.9	18	18	18	18	18
V/F	1	0	0	0	0	0
δ lb/lbmol	0.2154	56.2544	56.2544	56.2544	41.3947	24.0376
Componente lb/h						
CH ₄	8783.19					
H ₂ O		288583.51	60603.02	227980.48	288583.51	5163576.29
CO	1195.67					
CO ₂	5274.45					
H ₂	313.82					
O ₂	2253.91					
C ₂ H ₆	341.22					
C ₃ H ₈	7.5975					
C ₄ H ₁₀ ⁻²	0.6635					
C ₄ H ₁₀ ⁻¹	1.3179					
Total lb/h	18171.87	288583.51	60603.02	227980.48	288583.51	5163576.29

Corriente	39	40	41	42	43	44
T F	597.2	597.2	597.2	597.2	597.2	597.2
P psia	1544.65	1544.65	1544.65	1544.65	1544.65	1544.65
PM lb/lbmol	18	18	18	18	18	18
V/F	1	0	0	0	0	0
δ lb/lbmol	0.2154	56.2544	56.2544	56.2544	41.3947	38.8349
Componente lb/h						
H ₂ O	286139	5163576.29	2530152.38	2633423.91	1756534.72	876889.18
Total lb/h	286139	5163576.29	2530152.38	2633423.91	1756534.72	876889.18

Corriente	45	46	47	48	49	50	51
T °F	597.2	597.2	597.2	597.2	597.2	597.2	597.2
P psia	1544.65	1544.65	1544.65	1544.65	1544.65	1544.65	1544.65
PM lb/lbmol	18	18	18	18	18	18	18
V/F	0	0	0	0	0.075	0.087	0.087
δ lb/lbmol	38.8349	38.8349	38.8349	38.8349	24.3498	24.0376	23.6037
Componente lb/h							
H ₂ O	876889.1	879645.6	610128.9	269516.65	879645.61	1756534.7	2633423.9
Total lb/h	876889.1	879645.6	610128.9	269516.65	879645.61	1756534.7	2633423.9

4.2 LISTA DE LOS EQUIPOS DE LA PLANTA DE AMONIACO 3 QUE SE CONSERVARAN Y SUS CARACTERÍSTICAS DE DISEÑO:

Clave	Servicio
101-B	Reformador primario Serpentín Calentador de gas de proceso Serpentín Calentador de aire de proceso Serpentín Supercalentador de vapor (Sección de convección caliente) Serpentín Supercalentador de vapor (Sección de convección fría) Serpentín Calentador de agua saturada Serpentín calentador de combustible Caldera auxiliar
103-B	Precalentador de gas carga
101-CA	Generador de vapor
101-CB	Generador de vapor
102-C	Generador de vapor
103-C	Generador de vapor
101-D	Desulfurador de gas de carga
102-D	Desulfurador de gas de carga
103-D	Reformador secundario
108-DA	Cámara de guarda
108-DB	Cámara de guarda
101-F	Tanque de vapor de alta presión
120-F	Tanque separador de gas de carga
121-F	Tanque separador de gas combustible
103-J	Compresor de gas de síntesis

Si observamos esta lista, se podría afirmar que prácticamente toda la sección de reformación será reutilizada, y efectivamente tal vez sea así pero en realidad hay equipos de los que no requerimos tal es el caso de los mutadores de baja y alta temperatura, pues los fines que se persiguen son otros y para lo cual no es necesario acondicionar tanto el gas de síntesis que tenemos a la salida de los reformadores, si acaso solo enfriamiento de este.

Características:

101-B Reformador Primario

Temperatura de entrada:	510 °C	950 °F
Temperatura de salida:	851 °C	1564 °F
Presión de entrada	40.8 kg/cm ²	580 psia
Carga Térmica	84.23 MMkal/h	334.25 MMbtu/h
Caida de presión	5.8 kg/cm ²	82.49 psia
Conversión de metano	0.63 %	
Fuga de metano	10.5 % mol base seca	
Catalizador:	Niquel soportado en alumina	

Serpentin calentador de gas de proceso

Temperatura de entrada:	418 °C	784.4 °F
Temperatura de salida:	510 °C	950 °F
Presión de entrada	41.8 kg/cm ²	594.53 psia
Carga térmica	11.51 MMkcal/h	45.67 MMbtu/h
Caída de presión	0.98 kg/cm ²	13.93 psia

Serpentin calentador de la corriente de oxígeno

Temperatura de entrada:	192 °C	377.6 °F
Temperatura de salida:	482 °C	899.6 °F
Presión de entrada	35.5 kg/cm ²	504.92 psia
Carga térmica	4.91 MMkcal/h	19.48 MMbtu/h
Caída de presión	0.90 kg/cm ²	12.80 psia

Serpentin supercalentador de vapor de alta presión (Sección de convección caliente)

Temperatura de entrada:	482 °C	899.6 °F
Temperatura de salida:	498 °C	928.4 °F
Presión de entrada	108.6 kg/cm ²	1544.65 psia
Carga térmica	3.01 MMkcal/h	11.94 MMbtu/h

Serpentin supercalentador de vapor de alta presión (Sección de convección fría)

Temperatura de entrada:	314 °C	597.2 °F
Temperatura de salida:	482 °C	899.6 °F
Presión de entrada	108.6 kg/cm ²	1544.65 psia
Carga térmica	34.036 MMkcal/h	135.06 MMbtu/h

Serpentin calentador de condensado

Temperatura de entrada:	115 °C	239 °F
Temperatura de salida:	300 °C	572 °F
Presión de entrada	121 kg/cm ²	1721.02 psia
Carga térmica	15.66 MMkcal/h	62.14 Mmbtu/h

Serpentin calentador de combustible

Temperatura de entrada:	16 °C	60.8 °F
Temperatura de salida:	482 °C	899.6 °F
Presión de entrada	8 kg/cm ²	113.78 psia
Carga térmica	5.47 MMkcal/h	21.70 Mmbtu/h
Caída de presión	0.3 kg/cm ²	4.26 kg/cm ²

Caldera auxiliar

Temperatura de entrada:	314 °C	597.2 °F
Temperatura de salida	314 °C	597.2 °F
Presión de entrada	108.6 kg/cm ²	1544.65 psia
Carga térmica	23.8 MMkcal/h	94.44 MMbtu/h
Fracción vaporizada	0.3	

103-B Precalenetador de gas de carga

Temperatura de entrada:	34 °C	93.2 °F
Temperatura de salida	371 °C	699.8 °F
Presión de entrada	43.4 kg/cm ²	617.29 psia
Carga térmica	6.48 MMkcal/h	25.71 MMbtu/h
Caída de presión	0.38 kg/cm ²	5.40 kg/cm ²

101-CA Generador de vapor

Temperatura de entrada:	1004 °C	1839.2 °F
Temperatura de salida	482 °C	899.6 °F
Presión de entrada	33.6 kg/cm ²	477.9 psia
Carga térmica	28.98 MMkcal/h	115 MMbtu/h
Caída de presión	0.9 kg/cm ²	12.80 kg/cm ²

101-CB Generador de vapor

Temperatura de entrada:	1004 °C	1839.2 °F
Temperatura de salida	482 °C	899.6 °F
Presión de entrada	33.6 kg/cm ²	477.9 psia
Carga térmica	28.98 MMkcal/h	115 MMbtu/h
Caída de presión	0.9 kg/cm ²	12.80 kg/cm ²

102-C Generador de vapor

Temperatura de entrada:	482 °C	899.6 °F
Temperatura de salida	371 °C	699.8 °F
Presión de entrada	32.7 kg/cm ²	465.1 psia
Carga térmica	11.59 MMkcal/h	45.99 MMbtu/h
Caída de presión	0.3 kg/cm ²	4.26 kg/cm ²

103-C Generador de vapor

Temperatura de entrada:	441 °C	825.8 °F
Temperatura de salida	342 °C	647.6 °F
Presión de entrada	32.1 kg/cm ²	456.56 psia
Carga térmica	10.44 MMkcal/h	41.42 MMbtu/h

Caida de presión	0.14	kg/cm ²	1.99	kg/cm ²
------------------	------	--------------------	------	--------------------

101-D Desulfurador de gas de carga

Temperatura de entrada:	16	°C	60.8	°F
Temperatura de salida	37	°C	98.6	°F
Presión de entrada	46	kg/cm ²	654.27	psia
Caida de presión	0.18	kg/cm ²	2.56	psia
Medio adsorbente	Oxido de Zinc			

102-D Desulfurador de gas de carga

Temperatura de entrada:	16	°C	60.8	°F
Temperatura de salida	37	°C	98.6	°F
Presión de entrada	46	kg/cm ²	654.27	psia
Caida de presión	0.18	kg/cm ²	2.56	psia
Medio adsorbente	Oxido de Zinc			

103-D Reformador secundario

Temperatura de entrada:	791	°C	1455.8	°F
Temperatura de salida	1004	°C	1839.2	°F
Presión de entrada	34.52	kg/cm ²	490.9	psia
Caida de presión	0.92	kg/cm ²	13.08	psia
Catalizador	Cr/Ni soportado en alúmina			
Fuga de metano	0.33 %mol base seca			
Conversion de metano	98.31% con respecto del reformador primario			

108-DA/DB Cámaras de guarda

Temperatura de entrada:	371	°C	699.8	°F
Temperatura de salida	371	°C	699.8	°F
Presión de entrada	41.8	kg/cm ²	594.53	psia
Caida de presión	0.31	kg/cm ²	4.40	psia
Catalizador	Co/Mo soportado en alúmina			
Medio adsorbente	Oxido de Zinc			

101-F Tanque de vapor de alta presión

Temperatura de entrada:	314	°C	597.2	°F
Temperatura de salida	314	°C	597.2	°F
Presión de entrada	121	kg/cm ²	1721.02	psia
Presión de salida	108.6	kg/cm ²	1544.65	psia

120-F Separador de gas de carga

Temperatura de entrada:	16	°C	60.8	°F
-------------------------	----	----	------	----

Temperatura de salida	16 °C	60.8 °F
Presión de entrada	46.5 kg/cm ²	661.38 psia

121-F Tambor de gas combustible

Temperatura de entrada:	16 °C	60.8 °F
Temperatura de salida	16 °C	60.8 °F
Presión de entrada	46.5 kg/cm ²	661.38 psia
Presión de salida	36.5 kg/cm ²	519.15 psia

103-J Compresor de gas de síntesis

Temperatura de entrada:	38 °C	100.4 °F
Temperatura de salida	102.76 °C	216.96 °F
Presión de entrada	31.5 kg/cm ²	448.03 psia
Presión de salida	81.5 kg/cm ²	1159.2 psia
Potencia	13790.82 HP	10283.8 KW
Eficiencia politropica	0.72	

A cerca del compresor tendrá que hablarse de forma mas detallada, debido a que en este equipo se realizaron algunos cambios importantes en las condiciones de operación de este, sobretodo del aspecto termodinámico, de ahí la razón que obliga a presentar la justificación del cambio y esto corresponde al anexo.

La lista que se presenta a continuación es la que toca a los equipos que son necesarios para continuar y completar el proceso de obtención de metanol que pertenecen a las secciones de síntesis donde encontramos el corazón del proceso que es el convertidor de síntesis y posteriormente la sección de purificación del producto.

4.3 LISTA DE EQUIPO DE LA SECCIÓN DE SÍNTESIS

Clave	Servicio
201-C	Cambiador de calor entre el gas de síntesis y el efluente del reactor.
202-C	Enfriador del efluente del reactor
203-C	Enfriador de metanol crudo
201-DC	Reactor de síntesis de metanol
201-FA	Tambor de vapor
202-FA	Separador de metanol crudo
201-C	Cambiador de carga efluente del reactor

Temperatura de entrada	102.7 °C	216.9 °F
Temperatura de salida	250.32 °C	482.5 °F

Presión de salida	81.5	kg/cm ²	1159.2	psia
Carga térmica	4.54	MMkcal/h	18.03	MMBtu/h
Area de transferencia	15.45	m ²	168.72	ft ²

202-C Enfriador del efluente del reactor

Temperatura de entrada	250	°C	482	°F
Temperatura de salida	187	°C	369.23	°F
Presión de salida	75.09	kg/cm ²	1068.03	psia
Caída de presión	0.32	kg/cm ²	4.55	psia
Carga térmica	10.3	MMkcal/h	40.83	MMBtu/h
Area de transferencia	206.23	m ²	2219.89	ft ²

203-C Enfriador final de metanol crudo

Temperatura de entrada	187.35	°C	369.23	°F
Temperatura de salida	62.4	°C	144.32	°F
Presión de salida	74.9	kg/cm ²	1065.32	psia
Caída de presión	0.19	kg/cm ²	2.7	psia
Carga térmica	3.75	MMkcal/h	14.75	MMBtu/h
Area de transferencia	76.62	m ²	824.73	ft ²

201-DC Reactor de síntesis de metanol

Temperatura	250	°C	482	°F
Presión	75.41	kg/cm ²	1072.58	psia
Carga térmica	39.47	Mmkcal/h	156	MMBtu/h
Area de transferencia	12602	m ²	135650	ft ²
Longitud de los tubos	6	m	19.7	ft
Diámetro externo de los tubos	0.025	m	1	in
Espesor de los tubos	0.0027	m	0.109	in
Numero de tubos	26742			
Tipo	Vertical			

202-FA Separador de metanol crudo

Longitud entre tangentes	9.10	m	29.8	ft
D interior	2.37	m	7.77	ft

Por las características del reactor reportadas en esta sección, se observó que este es de gran tamaño, y por economía será necesario un reactor más pequeño o en su defecto, la búsqueda de otro tipo de reactor que lo sustituya.

4.4 LISTA DE EQUIPO DE LA SECCIÓN DE PURIFICACIÓN

Clave	Servicio
301-C	Condensador de columna despuntadora
302-C	Rehervidor de columna despuntadora
303-C	Condensador de columna de metanol I
304-C	Rehervidor de columna de metanol I
305-C	Condensador de columna de metanol II
306-C	Rehervidor de columna de metanol II
307-C	Enfriador de metanol puro
301-DA	Columna despuntadora
302-DA	Columna de metanol puro I
303-DA	Columna de metanol puro II
301-FA	Recipiente de expansión
302-FB	Recipiente de reflujo de columna despuntadora
303-FB	Recipiente de reflujo de columna de metanol puro I
304-FB	Recipiente de reflujo de columna de metanol puro II
301-GA/GB	Bomba de reflujo de la columna despuntadora
302-GA/GB	Bomba de fondos de la columna despuntadora
303-GA/GB	Bomba de reflujo de la columna de metanol I

301-C Condensador de columna despuntadora

Temperatura	69.3	°C	156.74	°F
Presión	1.55	kg/cm ²	22.04	psia
Carga térmica	5.6	MMkcal/h	22.22	MMBtu/h
Area de transferencia	295.48	m ²	3180.52	ft ²
Tipo	Horizontal			

302-C Rehervidor de columna despuntadora

Carga térmica	6.78	MMkcal/h	26.92	MMBtu/h
Area de transferencia	126	m ²	1358.94	ft ²
Tipo	Vertical			

303-C Condensador de columna metanol I

Temperatura	53.1	°C	127.58	°F
Presión	1.55	kg/cm ²	22.04	psia
Carga térmica	23	MMkcal/h	91.27	MMBtu/h
Area de transferencia	501.06	m ²	5399.17	ft ²
Tipo	Horizontal			

304-C Rehervidor de columna de metanol I

Carga térmica	30.25	MMkcal/h	120.04	MMBtu/h
Area de transferencia	351	m ²	3779.4	ft ²
Tipo	Vertical			

305-C Condensador de columna de metanol II

Temperatura	49.8	°C	121.64	°F
Presión	1.55	kg/cm ²	22.04	psia
Carga térmica	18.33	MMkcal/h	72.76	MMBtu/h
Area de transferencia	179.5	m ²	1932.33	ft ²
Tipo	Horizontal			

306-C Rehervidor de columna de metanol II

Carga térmica	15.78	MMkcal/h	62.62	MMBtu/h
Area de transferencia	184	m ²	1989	ft ²
Tipo	Vertical			

307-C Enfriador de metanol puro

Temperatura	20	°C	68	°F
Presión	1	kg/cm ²	14.22	psia
Carga térmica	0.67	MMkcal/h	2.65	MMBtu/h
Area de transferencia	11.8	m ²	127.87	ft ²
Tipo	Horizontal			

301- DA Columna despuntadora

D interior	1.5	m	4.92	ft
Longitud entre tangentes	55	m	180.44	ft
Numero de platos	50			

302- DA Columna de metanol I

D interior	2.75	m	8.85	ft
Longitud entre tangentes	55	m	180.44	ft
Numero de platos	85			

303- DA Columna de metanol II

D interior	1.20	m	3.93	ft
Longitud entre tangentes	27	m	88.5	ft
Numero de platos	40			

301-FA Recipiente de expansión

Temperatura	40	°C	104	°F
Presión	1.4	kg/h	19.91	psia
Diámetro interior	3.91	m	12.82	ft
Longitud entre tangentes	13.8	m	45.25	ft

301-FB Recipiente de reflujo de columna despuntadora

Temperatura	49.8	°C	121.64	°F
Presión	1.55	kg/cm ²	22.04	psia
Diámetro interior	1.59	m	5.21	ft
Longitud entre tangentes	4	m	13.12	ft

302-FB Recipiente de reflujo de la columna I

Temperatura	53.1	°C	127.58	°F
Presión	1.5	kg/cm ²	21.33	psia
Diámetro interior	2.64	m	8.66	ft
Longitud entre tangentes	2.9	m	9.52	ft

303-FB Recipiente de reflujo de la columna II

Diámetro interior	1.52	m	5.01	ft
Longitud entre tangentes	2.66	m	8.72	ft
Tipo	Cilindro horizontal			

301-GA/GB Bomba de reflujo de columna despuntadora

Tipo:	Centrifuga			
Flujo:	10 49	m ³ /h	370.45	ft ³ /h
Caída de Presión	2	kg/cm ²	29	psia

302-GA/GB Bomba de fondos de columna despuntadora

Tipo:	Centrifuga			
Flujo:	145 08	m ³ /h	5120.62	ft ³ /h
Caída de Presión	5	kg/cm ²	71.11	psia

303-GA/GB Bomba de fondos de columna I

Tipo:	Centrifuga			
Flujo:	37 62	m ³ /h	1963.24	ft ³ /h
Caída de Presión	3	kg/cm ²	43.51	psia

4.5 BREVE EXPLICACIÓN DEL CAMBIO DE REACTOR DE SÍNTESIS.^[19]

En un principio se pensó que el reactor isotérmico de coraza y tubos seleccionado de acuerdo a la tecnología Lurgi sería el adecuado pues esta compañía fue quien logrará la transformación de una planta de amoníaco en la producción de metanol y ellos emplean este tipo de reactor además de que es el más empleado actualmente, y este no resultó ser el

^[19] Umberto Zardi, Review these developments in Ammonia and methanol reactors, Hydrocarbon Processing, Aug.82

idoneo, debido a que las dimensiones obtenidas para este son consideradas un tanto fuera de la realidad y de las posibilidades de construcción y costo, razón que nos obliga a buscar otro tipo de convertidor del cual se logre optimizar el tamaño a las condiciones requeridas con un máximo de conversión, aumentando la capacidad de la planta que es uno de los objetivos, que implica también el que este pueda ser construido y además de que el costo total sea el menor.

Como es bien sabido, la reacción de síntesis de metanol es exotérmica, y este procede más fácilmente a bajas temperaturas debido a la reacción de equilibrio y con la presión parcial más baja de metanol de acuerdo al principio de Le Chatelier. Por la aplicación de este principio básico, han sido desarrollados varios tipos de convertidores para la obtención de metanol, de los cuales el convertidor tipo adiabático quench resultó una de las mejores opciones, por ser considerado como el más simple en su construcción y ha sido adoptado por plantas de gran capacidad; además algunos de los criterios de selección que se tomaron en cuenta desde el punto de vista de la ingeniería de diseño, son que la reacción isotérmica que se lleva a cabo en el reactor de coraza y tubos aparentemente ofrece un volumen de reactor más pequeño comparado con el modelo adiabático. Sin embargo, la longitud de los tubos del tipo isotérmico multitubular que es el caso del reactor seleccionado inicialmente tiende a ser fija y por lo tanto, lo único que se puede incrementar es el diámetro, pero no de forma indefinida, ya que esto sucedió al dimensionar el reactor, resultó ser de gran tamaño, por eso al escalar la producción de una planta con un reactor como este resulta muy complicado; ahora que de acuerdo a la información consultada desde el punto de vista del diseño mecánico la selección de los materiales de construcción de los tubos y de la coraza es crítica por el hecho de que el tamaño de los tubos es fijo y sobretodo el diseño ya se encuentra requerido, y esto no asegura la expansión térmica por el lado de la coraza. Normalmente, los procedimientos de operación especial y el equipo de control son necesarios para asegurar que el agua este siempre presente bajo presión por el lado de la coraza mientras la reacción toma lugar en los tubos. Por estas razones de diseño mecánico, el remplazar un reactor adiabático por uno isotérmico multitubular, es uno de los caminos viables que se tienen para este caso.

Ahora el nuevo reactor tipo adiabático que se presenta, no es tecnología Lurgi, ya que el reactor adiabático del cual se cuenta con la información para dar las dimensiones adecuadas es el reactor ICI, que ofrece un convertidor de metanol con cuatro camas de catalizador,

siendo la cama superior la más pequeña, con el objeto de controlar el calor de reacción. La reacción de equilibrio teóricamente se estanca, cuando el estado del sistema (concentración y temperatura) se aproximan a la línea de equilibrio, y el rango de reacción más bajo, y las condiciones de reacción llegarían a ser muy antieconómicas, de acuerdo al convertidor quench, cuando las proximidades a la línea de equilibrio se extienden, el gas de reacción es extraído de la cama de catalizador y se inyecta gas de síntesis a temperaturas más bajas así como a la más baja temperatura del sistema y la concentración de metanol. Este proceso es repetido tantas veces como camas de catalizador existan, en la cuarta cama del reactor, es un proceso donde la temperatura del gas de síntesis se incrementa ligeramente por un precalentador que a su vez recupera el calor de reacción y enfría la corriente de salida del reactor. El cambio de reactor trae consigo, algunos otros no de gran magnitud pero sin duda importante, pues este tipo de convertidor tiene recuperadores de calor para aprovechar el calor de reacción, pues como ya se ha mencionado en repetidas ocasiones la reacción de síntesis es exotérmica, y este calor se aprovecha para calentar la primera corriente de entrada al reactor ya que la corriente que viene del compresor debe ser dividida para tener dos corrientes adicionales de gas frío que son alimentadas entre las camas del catalizador y esto sirve para controlar la temperatura entre ellas.

El recuperador de calor que se encuentra después de la última cama de catalizador sustituye al intercambiador de calor del efluente del reactor y carga al mismo, y prácticamente tiene la misma función que este.

Las camas del convertidor deben dimensionarse para ayudar en el control de la reacción exotérmica de la síntesis de metanol, esto es adicional a la inyección de gas frío entre las camas. El uso del equipo como el tambor de vapor ya no será necesario.^[20]

A continuación se presentan las características del reactor junto con las del recuperador de calor de la última cama de catalizador.

201-DC Reactor de síntesis adiabático

Diaméto	4.2	m	13.7	ft
Longitud	12	m	39.37	ft
Temperatura Entrada	250.45	°C	482.5	°F
Temperatura Salida	275.25	°C	527.45	°F
Caida de presión	0.5	kg/m ²	7.25	Pstia
Volumen de Catalizador	133.5	m ³	4714.5	ft ³

^[20] R. E. Smith, Optimize large methanol plants. Hydrocarbon Processing May 1984

Tipo	Vertical	
Catalizador	Cu-Zn-Al (Base Cu)	

201-C Recuperador de calor de la ultima cama de catalizador

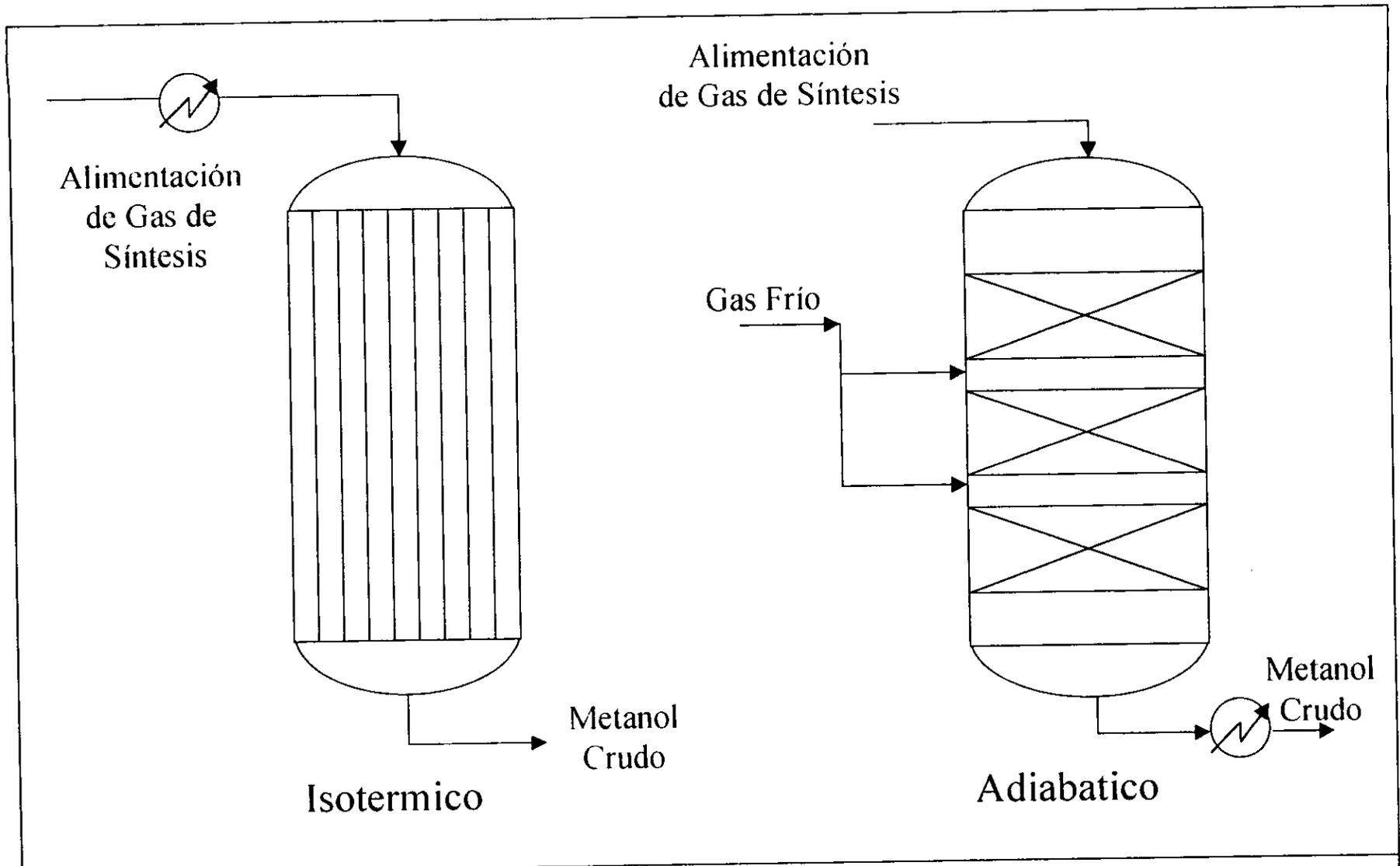
Carga Térmica	3.03	MMkcal/h	12.02	MMBtu/h
Área de transferencia	13.06	m ²	140.6	ft ²
Temperatura de entrada	102.7	°C	216.9	°F
Temperatura salida	250.32	°C	482.5	°F

La nueva lista de equipo para sección de síntesis incluye el reactor de síntesis tipo adiabático y su correspondiente recuperador de calor, las dos tablas anteriores incluyen las características de estos dos equipos, a continuación solo se enunciarán los equipos que deberán quedar de forma definitiva en la sección de síntesis excluyendo el tambor de vapor y el reactor isotérmico se sustituye por el tipo adiabático, los demás equipos que forman parte de esta sección conservan sus características, por lo que solo se mencionarán, ya que los detalles de estos ya fueron descritos en la lista preliminar.

Lista de equipo de la sección de síntesis

Clave	Servicio
201-C	Recuperador de calor de la ultima cama del reactor.
202-C	Enfriador del efluente del reactor
203-C	Enfriador de metanol crudo
201-DC	Reactor de síntesis de metanol
202-FA	Separador de metanol crudo

La figura 4.2 muestra un esquema de los reactores adiabático e isotérmico.



Facultad de Química

Universidad Nacional Autónoma de México

Dibujo: M.L.L.

Reactores Isotermico y
Adiabatico

Fig. 4.2

Esc. Sin

Oct 99

Capítulo CINCO

Evaluación Económica

En este capítulo se presentan los resultados del proyecto para demostrar su rentabilidad y justificar su realización. Con la evaluación económica se analiza la bondad o incosteabilidad económica del proyecto.

Para efectuar los cambios requeridos en la planta es necesario hacer una evaluación económica con el fin de estimar la factibilidad al invertir cierta cantidad y recuperar lo invertido en un tiempo corto. La inversión de recursos se puede agrupar en:

- a) Los que se requieren para la adquisición e instalación de la planta, constituyendo la inversión fija y
- b) Los requeridos para la operación misma.

Los puntos anteriores no integran el capital de trabajo

A continuación se presenta el desglose del análisis de costos para determinar la inversión del proyecto, la rentabilidad y el tiempo de recuperación de la inversión, así como la estimación del valor presente neto el cual es el principal indicador de los beneficios que genera el cambio propuesto en el proyecto.

Determinar la inversión inicial de la planta, forma parte importante del proyecto para la conversión de la planta y para llevar a cabo la estimación se utilizó información del capítulo anterior, donde se reportan datos mínimos del dimensionamiento preliminar de los equipos de proceso requeridos para obtener el costo de los mismos. Para la realización de esto último fue usado el método de escalamiento de las seis décimas, teniendo como

referencia el precio de un equipo para cierta capacidad, corrigiendo luego los costos para el año 1999 con los índices Marshall & Swift.

Finalmente, se hizo uso del método para la estimación de la inversión total en porcentajes, este tiene una incertidumbre de +/-25%. Y es la inversión que tendrá que hacerse para llevar a cabo la realización del proyecto.

5.1 ESTIMACIÓN DE LA INVERSIÓN

Para obtener la inversión, el costo de los equipos como los cambiadores de calor, torres de destilación, y recipientes tales como los tanques de vapor y separadores fueron determinados con la siguiente ecuación que es la que emplea el método de las seis décimas:

$$\text{Costo A} / \text{Costo B} = [\text{Capacidad A} / \text{Capacidad B}]^{0.6}$$

$$\text{Costo A} = \text{Costo B} [\text{Capacidad A} / \text{Capacidad B}]^{0.6}$$

Y la fórmula para actualizar el precio a 1999 con los índices Marshall & Swift.

$$\text{Costo}_{1999} = \text{Costo A}_{1998} [1060.1_{1998} / 1055.6_{1999}]$$

Para demostrar como se obtuvo el costo de los equipos ya mencionados se ilustrará con un ejemplo y este corresponde al cambiador de calor 201-C que recupera el calor de la última cama de catalizador del reactor de síntesis. El costo para un equipo como este con área de transferencia de 76.1 m² en 1998 fue de USD\$ 184,952.00.

$$\text{Costo A} = 184,952.00 [101.45 \text{ m}^2 / 76.1 \text{ m}^2]^{0.6}$$

$$\text{Costo A} = \text{USD } \$ 218,473.22$$

$$\text{Costo}_{1999} = 218,473.22 [1060.1 / 1055.6] = 219,404.56$$

$$\text{Costo}_{1999} = \text{USD } \$ 219,404.42$$

El costo del recuperador de calor con el escalamiento de las seis décimas y la actualización del mismo con los índice Marshall & Swift es de \$ 219,404.56. Este procedimiento se siguió para cada uno de los intercambiadores, así como para los tanques de separación y los receptores del condensado. En algunos casos que se tenían equipos del mismo tamaño de los cuales se contaba con el costo de este, no hubo necesidad de escalarlo, únicamente de actualizar el mismo con el índice correspondiente.

Tabla 5.1. Estimación del costo los equipos de poceso

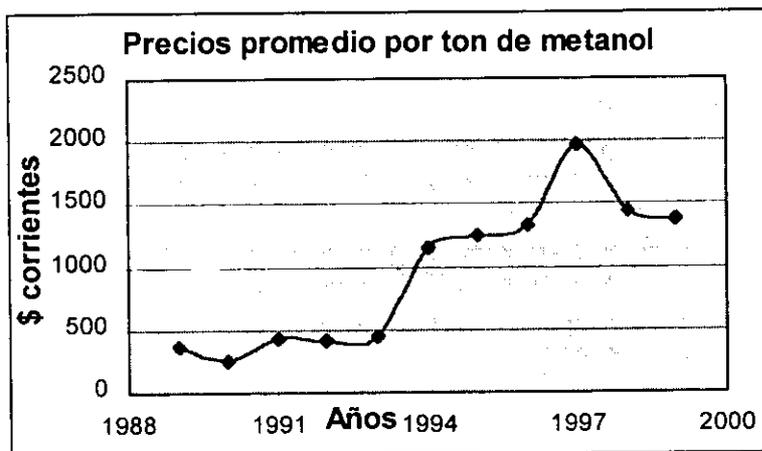
Clave	Servicio	Costo (\$USD 1999)
201-C	Recuperador de calor de la última cama de catalizador	219,404.42
202-C	Enfriador del efluente del reactor	262,257.29
203-C	Enfriador de metanol crudo	147,830.58
301-C	Condensador de columna despuntadora	403,559.20
302-C	Rehervidor de columna despuntadora	223,224.32
303-C	Condensador de columna de metanol I	619,867.69
304-C	Rehervidor de columna de metanol I	502,234.83
305-C	Condensador de columna de metanol II	338,038.56
306-C	Rehervidor de columna de metanol II	343,907.94
307-C	Enfriador de metanol puro	703,12.92
201-DC	Reactor de síntesis de metanol	1,856,992.50
301-DA	Columna despuntadora	143,388.84
302-DA	Columna de metanol puro I	601,748.11
303-DA	Columna de metanol puro II	114,711.06
202-FA	Separador de metanol crudo	115,062.62
301-FA	Recipiente de expansión	282,525.10
302-FB	Recipiente de reflujo de columna despuntadora	37,081.13
303-FB	Recipiente de reflujo de columna de metanol puro I	46,283.95
304-FB	Recipiente de reflujo de columna de metanol puro II	29,316.12
301-GA/GB	Bomba de reflujo de la columna despuntadora	46,270.50
302-GA/GB	Bomba de fondos de la columna despuntadora	47,090.40
303-GA/GB	Bomba de reflujo de la columna de metanol I	46,270.50
TOTAL		6,451,108.09

Tabla 5.2 Estimación de la inversión

ESTIMACIÓN DE LA INVERSIÓN	
CONCEPTO	SUSD 1999
EQUIPO DE PROCESO	6,451,108.09
INSTALACIÓN DEL EQUIPO DE PROCESO (39%)	2,515,932.16
INSTRUMENTACIÓN (INSTALADA 28%)	1,806,310.27
TUBERÍA (31%)	1,999,843.51
INSTRUMENTACIÓN ELÉCTRICA (10%)	645,110.81
CONSTRUCCIÓN (INCLUYENDO SERVICIOS)	1,419,243.78
COSTOS TOTALES DE DIRECTOS DE LA PLANTA	14,837,548.61
LICENCIA DE TECNOLOGIA (8%)	516,088.65
INGENIERIA Y SUPERVISIÓN (32%)	2,064,354.59
COSTO TOTAL DIRECTO E INDIRECTO	17,417,991.84
INTEGRACIÓN DE LA PLANTA (20%)	3,483,598.37
CONTINGENCIAS (IMPREVISTOS 10%)	1,741,799.18
INVERSIÓN TOTAL	22,643,389.40

5.2 ESTIMACIÓN DE LOS COSTOS DE PRODUCCIÓN Y COSTO UNITARIO

El precio promedio en pesos por tonelada de metanol para los últimos años se muestra en la gráfica siguiente.



COSTO DE MATERIA PRIMA

DESCRIPCION	UNIDAD	UNIDAD/DIA	\$USD/UNIDAD	USD TOTAL/AÑO	\$USD TON/CH ₃ OH
GAS NATURAL	Ton	699.76	110.83	25,592,952.26	39.10
TOTAL				25,592,952.26	39.10

COSTO DE SERVICIOS AUXILIARES

DESCRIPCION	UNIDAD	UNIDAD/DIA	\$USD/UNIDAD	USD TOTAL/AÑO	\$USD TON/CH ₃ OH
GAS COMBUSTIBLE	m ³	148,367.20	0.105	5,140,923.48	7.85
AGUA DE ENF.	m ³	126,296.07	0.039	1,625,430.42	2.48
VAPOR DE B.P.	Ton	2100.08	1.64	1,136,520.00	1.74
ENERGIA ELÉCTRICA	KWh	92,206.20	0.035	1,064,981.61	1.63
TOTAL				8,967,855.51	13.70

COSTO DE SUSTANCIAS QUÍMICAS

DESCRIPCION	UNIDAD	UNIDAD/DIA	\$USD/UNIDAD	USD TOTAL/AÑO	\$USD TON/CH ₃ OH
Catalizador	m ³	34.58	20,317.45	702,577.42	1.07
Oxígeno	Ton	1,606.77	27.25	14,450,971.30	22.08
TOTAL				15,153,548.72	23.15

Los costos fijos se encuentran divididos en directos e indirectos, los directos son la mano de obra, mantenimiento y supervisión técnica; y en los costos fijos indirectos encontramos los gastos generales de la planta, de administración, seguros e impuestos sobre la propiedad.

COSTOS FIJOS DIRECTOS E INDIRECTOS

DESCRIPCIÓN	\$ USD'99
Mano de obra directa M.O.D.	370,206.86
Mantenimiento (2% Costo equipo)	93,744.40
Supervisión técnica (10% M.O.D)	37,020.68
Operación (M.O.D. + 33% prestaciones)	492,375.12
Administración y Ventas (15% M.O.D.+SUP+MTO)	186,296.11
Generales de la planta (65% MOD + SUP + MTO)	371,399.54
Impuestos sobre la propiedad y seguros (2% costo equipo)	278,420.88
TOTAL	1,829,463.59

COSTOS VARIABLES DE PRODUCCIÓN \$USD 49,714,356.79
(incluyen materias primas, servicios auxiliares y sustancias químicas)

COSTO EN EFECTIVO DE PRODUCCIÓN TOTAL \$USD 51,543.820.38
(incluye costos variables, de operación y gastos fijos)

CARGOS DE CAPITAL
Depreciación (L.R. 10 años) y amortización \$USD 1,915,979.10

COSTO TOTAL DE PRODUCCIÓN \$USD **53,459,799.48**

El costo unitario de metanol, considerando USD \$2.79 por tonelada de CH₃OH por costos de producción fijos indirectos y directos más un total de 75.95 por costos variables se obtiene un **COSTO UNITARIO DE** \$USD **78.66 / TonCH₃OH.**

5.3 EVALUACIÓN ECONÓMICA

Para concluir con la secuencia de análisis de factibilidad del proyecto se realizará el estudio de Evaluación Económica. Habiendo ya calculado la inversión necesaria para llevar a cabo el proyecto se demostrará que la inversión propuesta sea económicamente rentable.

Las premisas para la evaluación económica se enuncian a continuación.

- a) Precios constantes de 1999, en dólares americanos.
- b) Horizonte de planeación de 15 años
- a) El tiempo de duración del proyecto de modificación, se programa en 12 meses.

- b) Las materias primas y servicios auxiliares (energía eléctrica, vapor, agua de enfriamiento, etc.) son los correspondientes al promedio de enero de 1999 de precios interorganismos PEMEX.
- e) Para establecer la depreciación lineal a 10 años y los cargos anuales de amortización se aplican conforme a lo que dicta la "Ley de Impuesto sobre la renta" LR.
- f) Considerando 100% de la capacidad de producción en el horizonte de planeación.

5.3.1 Flujo neto de efectivo

De forma general, los flujos netos de efectivo para el proyecto son, el beneficio real de operación de la planta que se obtiene restando a los ingresos todos los costos en que incurra la planta, además de que la determinación del flujo neto de efectivo es que son cantidades que se usan en la evaluación económica y mientras mayores sean estos valores de flujo neto de efectivo, la rentabilidad económica del proyecto será mejor.

$$FNE = \text{Ingresos} - \text{Depreciación} - \text{Amortización} - \text{Costos de producción}$$

Los ingresos fueron tomados con base a las ventas por año.

Ingresos de ventas por producto

Descripción	UNIDAD	UNIDAD/DÍA	\$USD/UNI	UNIDAD/AÑO	\$USD/AÑO
Metanol	TON	1983.288	145.00	654,482.4	94,899,948.00

Ingresos por ventas \$USD 94,899,948.00

Depreciación y amortización 2,264,338.94

Costos de producción 51,543,820.38

$$FNE = 94,899,948.00 + 2,264,338.94 - 51,543,820.38 = \$USD 45,620,466.56$$

Tabla 5.3 Flujo Neto de Efectivo FNE

Año	Producción	Aprov. Cap.	Ingresos	FNE
1	654,482.40	100%	94,899,948.00	45,620,466.56
2	654,482.40	100%	94,899,948.00	45,620,466.56
3	654,482.40	100%	94,899,948.00	45,620,466.56
4	654,482.40	100%	94,899,948.00	45,620,466.56
5	654,482.40	100%	94,899,948.00	45,620,466.56
6	654,482.40	100%	94,899,948.00	45,620,466.56
7	654,482.40	100%	94,899,948.00	45,620,466.56
8	654,482.40	100%	94,899,948.00	45,620,466.56
9	654,482.40	100%	94,899,948.00	45,620,466.56
10	654,482.40	100%	94,899,948.00	45,620,466.56
11	654,482.40	100%	94,899,948.00	43,356,127.62
12	654,482.40	100%	94,899,948.00	43,356,127.62
13	654,482.40	100%	94,899,948.00	43,356,127.62
14	654,482.40	100%	94,899,948.00	43,356,127.62
15	654,482.40	100%	94,899,948.00	43,356,127.62

5.3.2 El valor presente neto

Es el valor monetario que resulta de restar la suma de los flujos netos de efectivo a la inversión inicial. La evaluación del valor presente neto, es un indicador económico que permite decidir si es conveniente efectuar la inversión estimada. Este resulta de restar a la suma de los flujos netos de efectivo a la inversión inicial.

Al hacer uso del valor presente neto, se pueden realizar cálculos de pasar de manera equivalente, el dinero del presente al futuro, entonces se utiliza una i de interés o de crecimiento del dinero; pero si lo que se desea es pasar cantidades futuras al presente, se emplea una "tasa de descuento" llamada así porque descuenta el valor del dinero en el futuro a su equivalente en el presente, y a los flujos traídos al tiempo cero se les llaman flujos descontados.

El cálculo del valor presente neto para un determinado periodo de años es

$$VPN = INV - FNE (1 - i)^1 - FNE (1 - i)^2 - FNE (1 - i)^3 - \dots - FNE (1 - i)^n$$

Tabla 3.3 Valor Presente Neto

Años	Factor VPN $1/(1+i)^n$	VPN
1	0.9091	13,969,300.70
2	0.8264	12,699,364.27
3	0.7513	11,544,876.61
4	0.6830	10,495,342.37
5	0.6209	9,541,220.34
6	0.5645	8,673,836.67
7	0.5132	7,885,306.07
8	0.4665	7,168,460.06
9	0.4241	6,516,781.87
10	0.3855	5,924,347.16
11	0.3505	4,592,133.16
12	0.3186	4,174,666.51
13	0.2897	3,795,151.37
14	0.2633	3,450,137.61
15	0.2394	3,136,488.74
	VPN	90,924,024.11

5.3.3 La tasa interna de retorno, es la tasa que iguala la suma de los flujos de efectivo a la inversión.

El cálculo de la TIR= Tasa de Interna de retorno para un determinado periodo de años se calcula de la siguiente manera

$$INV = FNE (1+i)^1 + FNE (1+i)^2 + FNE (1+i)^3 + \dots + FNE (1+i)^n$$

La tasa interna de retorno resulta de **TIR = 38.31%**

5.3.4 Periodo de la recuperación de la inversión, y porcentaje anual de recuperación de la inversión

El periodo de la recuperación de la inversión PRI y el porcentaje anual de la recuperación de la inversión, son parámetros económicos, que permite evaluar a partir de que año empieza a haber ganancia, pagando la inversión.

Tabla 3.4 Período de recuperación de la inversión.

Año	PRI
1	-22,643,389.40
2	-8,674,088.70
3	4,025,275.57
4	15,570,152.19
5	26,065,494.56
6	35,606,714.90
7	44,280,551.57
8	52,165,857.64
9	59,334,317.70
10	65,851,099.57
11	71,775,446.73
12	76,367,579.89
13	80,542,246.39
14	84,337,397.76
15	87,787,535.37
	90,924,024.11

El periodo de recuperación de la inversión **PRI= 1.62 años**

Y el porcentaje anual de recuperación desde el arranque de la planta como productora de metanol es de **32.81 %**

5.3.5 La relación beneficio / costo

La relación beneficio/costo se utiliza para ver que proporción de beneficios tiene un proyecto con respecto a sus costos, entonces si la relación beneficio/costo es menor de 1 no conviene el proyecto pero si, es mayor de 1 es rentable, esto significa que mientras mayor sea la relación beneficio/costo los ingresos que se perciben serán mayores.

Beneficio 90,924,024.11

Costo 22,643,389.40

La relación **BENEFICIO/COSTO = 4.01**

RESULTADOS

A continuación se presentan los resultados obtenidos y se mencionan de forma breve los aspectos más relevantes que se realizaron para efectuar el cambio de producción de amoníaco a metanol.

Aspectos económicos

Precio de metanol	145.00	\$USD'99
Exportaciones 1999	583.85	Toneladas
Importaciones 1999	175,625	Toneladas
Demanda 1999	371,208	Toneladas
Demanda Nacional Proyectada al 2002	435,566.62	Toneladas
Demanda Global Proyectada al 2005	32,438,000.00	Toneladas

Requerimientos para la transformación

Descripción	Por Día
Gas natural de proceso	699.76 Toneladas
Gas natural combustible	148,367.20 m ³
Oxígeno	1606.77 Toneladas
BWF	3141.58 Toneladas
Vapor de proceso	2100.08 Toneladas
Energía Eléctrica	92,206.20 kWh

Cambios mínimos realizados en la sección de reformación del gas de síntesis

- La sección de reformación con sus equipos se conserva, aunque si hay algunos cambios.
- Dividir la corriente de alimentación de gas natural proceso en dos, una con 35% y la otra de 65%.
- Alimentar el 35% de gas de proceso al reformador primario.
- El 65% es enviado al reformador secundario.
- Se cambia el uso de aire para el reformador secundario por oxígeno.

Cambios realizados en las secciones de reacción de síntesis y purificación y la incorporación de equipos nuevos

- En el compresor de gas de síntesis se hace una evaluación termodinámica simple, con lo cual se verificó que puede ser reutilizado.
- Se incorpora un reactor nuevo de reacción de síntesis, un tanque separador de gas, un separador de metanol crudo y dos enfriadores de metanol crudo.
- La sección de purificación es completamente nueva con tres columnas, una despuntadora, dos de purificación y un enfriador de metanol puro.

Con los cambios realizados se obtiene:

Gas de síntesis	2,368.77	Ton/día	5,222,261.76	lb/día
Metanol Crudo	2,004.20	Ton/día	4,418,508.48	lb/día
Metanol Puro	1,983.27	Ton/día	4,372,382.52	lb/día

Resultados de la evaluación económica

Costo de los equipos	\$USD 6,451,108.09
Costo de producción unitario	\$USD 78.66 / TonCH ₃ OH
Costo de producción	\$USD 53,459,799.48
Inversión total	\$USD 22,643,389.40

Parámetros Económicos	
Tasa interna de retorno TIR	38.31 %
Período de recuperación de la inversión PRI	1.62 años
Porcentaje anual de recuperación de la inversión	32.81 %
Relación Beneficio/costo	4.01
Valor Presente Neto VPN	\$USD 90,924,024.11

ANÁLISIS DE RESULTADOS

Con respecto a la recopilación estadística económica del metanol y por lo que toca al mercado nacional, la demanda del metanol para 2002 será de 435,566.62 toneladas, por lo que sí, solo se mantiene con la producción existente del valor promedio de 200,000 toneladas anuales, es obvio que no quedará satisfecha, y las necesidades de importar tendrán que aumentar; en cambio, con la propuesta realizada la demanda nacional sería cubierta y con la ventaja de exportar, ya que únicamente con la capacidad de esta planta se estaría produciendo 654,482.4 toneladas por año adicional al valor promedio actual, además no se puede olvidar que la demanda internacional de metanol también crece y esta, según los pronósticos realizados por las diferentes compañías como Dewitt y CMAI para 2005 tendrá un valor aproximado promedio de 30 millones de toneladas, esto, junto con la planeación de los diferentes países productores de metanol para construir más plantas y las ya establecidas, son puntos que fueron considerados. Ahora que al tener un mercado tan productivo, también debe ser competitivo por las exigencias que se tienen que cumplir al participar en un mercado internacional como es la globalización y que es necesario ofrecer calidad y precio.

Como se puede observar los aspectos económicos son tan importantes como la parte técnica, pues de eso, mucho depende que se lleve a cabo la realización de un proyecto como este, debido al papel que juega en el mercado el producto que se pretende elaborar, a la oferta y la demanda del metanol, así como también del tipo de mercado con el que se quiere competir. Es por eso que al tener un mercado en continuo crecimiento como es el caso del metanol, requiere ser también incrementada su producción.

Con base a los resultados obtenidos de los cambios propuestos en las diferentes secciones del proceso para elaborar metanol en lugar de amoníaco y el balance de materia y energía, se tiene que es posible hacer la modificación de la planta, además de que la capacidad de esta se ve notablemente incrementada con respecto al producto original; puesto que la producción de amoníaco es de 909 Ton/día y de metanol se produce 1,983.27 Ton/día esto se vio favorecido porque al usar la segunda sección de reformación como reformación combinada Lurgi, que consiste en ser alimentado solo un 35% de gas natural

de proceso en el reformador primario y la mayor parte, es decir el 65% en el reformador secundario, además aquí también es inyectada una corriente de oxígeno que ayuda a promover las reacciones de combustión que a su vez proporcionan el calor para las reacciones de reformación lograndose una mayor cantidad de gas de síntesis, esto corresponde a uno de los cambios realizados en la sección, antes de pasar a la siguiente etapa del proceso es conveniente hacer mención del cambio realizado en el compresor de síntesis ya que al ser uno de los equipos que se conservan del proceso de amoniaco y en él que se realizo una evaluación termodinámica simple, con el objetivo de verificar que si puede ser reusado para comprimir el gas de síntesis para la obtención de metanol en la que solo se comprime a 80 kg/cm^2 y no hasta 200 kg/cm^2 como en amoniaco; otros requerimientos de la planta fue la necesidad de una nueva sección de síntesis, donde se incorporo un reactor adiabático en lugar del reactor isotermico que fue el tipo seleccionado en un inicio ya que este convertidor es el que usa en la tecnología Lurgi y es quien realizó la transformación que aquí se propone, pero al ser dimensionado, este resultado de gran tamaño e incosteable, por esa razón se opto por la búsqueda de otro tipo de reactor que fue el adiabático, el cual necesita de un recuperador de calor. En la sección de purificación se usaron tres columnas de purificación para metanol crudo, la razón de utilizar tres es por el grado de pureza AA de metanol que se requiere para que pueda ser utilizado en síntesis química. Las secciones de síntesis y de purificación son totalmente nuevas porque al ser productos diferentes no puede usarse el mismo reactor y las misma etapa de purificación ya que sus necesidades también son diferentes aunque las características de sus procesos sean similares.

Por lo que toca a la evaluación económica, los costos de producción podría pensarse que son un tanto elevados siendo de \$USD 53,459,799.48 por año, pero sin embargo corresponden a la capacidad de producción de metanol de 654,482.4 toneladas por año.

La inversión total de la planta asciende a USD \$ 22,643,389.40 y una tasa interna de retorno de 38.31%, con un porcentaje de recuperación anual de 32.81%, y la inversión es recuperada en 1.62 años, lo cual se presenta bastante atractivo.

Esto quiere decir que la recuperación de la inversión es en un tiempo corto y se recupera con un porcentaje anual muy bueno, además de que la tasa interna de retorno es muy atractiva al ser comparada con la tasa de interes bancario que es del 5%.

CONCLUSIONES

Finalmente se concluye de acuerdo a los resultados obtenidos del análisis técnico, que el cambio propuesto es viable porque casi con la misma cantidad de materia prima que es destinada a la producción de amoníaco, es decir que con 649.08 toneladas de gas natural por día se producen 909 Ton/día de amoníaco, en cambio con la propuesta realizada en este trabajo para la elaboración de metanol se requiere 699.76 Ton/día de gas natural un poco más que para amoníaco pero, se logra duplicar la producción de metanol con respecto a la original, siendo la nueva capacidad de la planta transformada de 1983.27 Ton/día de metanol, una razón más que nos confirma la factibilidad es el uso de reformación combinada, donde se adiciona oxígeno en lugar de aire en el reformador secundario lo que favorece notablemente la cantidad de gas de síntesis obtenida. Además la cantidad de energía que se consume para la producción de metanol es de 18.9 MMBtu/ton CH₃OH que es menor, comparada con la cantidad de energía que se requiere para producir una tonelada de amoníaco que es 29.3 MMBtu.

Por lo que se refiere a los aspectos económicos, resulta más rentable producir metanol ya que la producción de amoníaco queda fuera de competencia por la economía a escalas, además de que en México existen siete plantas que lo elaboran localizadas en tres diferentes estados como son Veracruz, Chihuahua y Guanajuato, pero con la desventaja de que su uso o los de sus derivados para fertilización se realiza solo en una época determinada del año; contrario a lo que sucede con el metanol ya que su empleo aumenta cada vez más por las necesidades de oxigenados para aditivos en gasolinas que por normas ambientales son requeridas para mejorar sus formulaciones y por lo que toca al formaldehído otro de sus derivados principales en los que su uso final es la construcción de viviendas que también se incrementa.

Por estos factores y a la necesidad nacional de importar metanol es que se recomienda la transformación de la planta de amoníaco a metanol y se beneficiaría por el lado de los centros de distribución del producto que sea realizada en Veracruz pues en ese lugar no se elabora metanol.

Ahora por lo que toca la inversión para la transformación de la planta que resultó de \$USD 22,643,389.40, de acuerdo con lo cual no es un costo alto, debido a que no es

necesario invertir en los compresores que son de los equipos más caros y poderse utilizar con sus cambios correspondientes de alguna manera representan un ahorro en la compra del equipo, esto, junto con de las secciones de síntesis y purificación que son equipos de fabricación nacional hacen que los costos totales del equipo no sean tan elevados y por supuesto también se refleja en la inversión.

La inversión de la planta se recupera en 1.62 años una vez iniciado el arranque de la misma, además de que se obtiene un porcentaje de recuperación anual de 32.81% que es bastante aceptable y una tasa interna de retorno de 38.31% que es muy atractiva.

Continuando con los parámetros económicos la relación beneficio/costo de 4.01, nos indica que los ingresos percibidos son mayores que el costo, el valor presente neto de \$USD 90,724,029.11, por todo lo anterior reiteramos se lleve a cabo la realización del proyecto.

En otro rubro y como una ventaja más tenemos que la construcción de las secciones de síntesis y purificación necesarias para la transformación de la planta, puede hacerse en paralelo con la producción de amoníaco, es decir que su operación se suspendería en el momento de acabar con la construcción de las secciones para conectarse a las del reformado y compresión e inmediatamente iniciarse el arranque para metanol, esto se puede hacer por la ventaja de espacio que se tiene para incorporar los nuevos equipos, sin la necesidad de quitar los equipos de la planta de amoníaco que ya no serán utilizados. En la parte final del anexo se muestra un plano de localización de equipo y un diagrama de servicios auxiliares de la Planta de Amoníaco 3 de Cosoleacaque Veracruz.

Las condiciones presentadas para realizar el cambio de producción son recomendables de acuerdo a lo expuesto técnica y económicamente.

BIBLIOGRAFÍA

1. Ullmann's, Encyclopedia of Industrial Chemistry. Vol 16, Fifth Edition
2. J.C. Woodruff, Synthetic Methanol and Ammonia from Butyl Fermentation Gases, Industrial and Engineering Chemistry Journal, October 1927, pp. 1147-1150
3. Mc Ketta, Enciclopedia of Chemical Processing and Design 1977 por Marcel Dekker. Inc. Executive editor John J. Mc Ketta Vol 29, Editorial Advisory Board.
4. Kirk Othmer, Encyclopedia of Chemical Technology, Vol 16 Fourth Edition. Editorial John Willey&Sons U.S.A. 1995
5. F. Saviano, V. Lagana. Integrated recovery systems for Low Energy Ammonia production , Hydrocarbon Processing July 1989 pp. 99-108
6. CMAI, Chemical Market Associate Inc. The Annual World Petrochemical Conference 1994.
7. DeWitt & Company Petrochemical Review April J.M. Marriot Houston, Conference Annual 1998.
8. Memoria de Labores de Petróleos Mexicanos, México 1998.
9. Anuario Estadístico de Petróleos Mexicanos, México 1999.
10. Manual de operación de la planta de Amoniaco No. 3. Petroquímica Cosoleacaque, S.A.
11. Anuario Estadístico de la Industria Química Mexicana 1998
12. Richard W. Greene. Compresores. Selección, Uso y Mantenimiento Editorial Mc Graw-Hill pp. 47-51
13. Plant Design and Economics for Chemical Engineering 4ta. Edit. Max. S. Peters; Klaus D. Timmerhaus Ed. Mc Graw Hill. 1991.
14. Remer S. D. And Lawrence H. Chai; Design cost factors for scaling-up engineering equipment: Chemical Engineering Progress; pp. 77-82 August. 1990.
15. Emil Supp and A.T. Weschler, "Conversion of Ammonia Plants to Methanol Production using Lurgi's Combined Recorming Technology" Aiche 1992 Spring Meeting, New Orleans, Louisiana.
16. A. Pinto and P.L. Rogerson. Impact of High Fuel Cost on Plant Design. Chemical Engineering Progress Vol 73 July 1997 pag 95

-
17. Methanol, Hydrocarbon Processing, Vol 63 November 1983. Pag 111
 18. Review these developments in ammonia and methanol reactors, Umberto Zardi, Ammonia Casale S.A. , Lugano Switzerland. Hydrocarbon Processing, August 1982, pag 129.
 19. Technology of Lurgi's low pressure methanol process. E. Supp. Chemical Technology July 1973, pag. 430
 20. Optimize Large Methanol Plants. R. E. Smith, G.C. Humpreys and G.W. Griffiths Davy Mckee. London. Hydrocarbon Processing, May 1984 pag 95.
 21. New Developments in Methanol Technology, Ib Dybkyjaer and John B. Hansen , Chemical Economy & Engineering Review, May 1985 Vol 17 pp. 13-37
 22. Economic Indicators, Marshall & Swift, Equipment Cost Index.. Chemical Engineering October 1999, pag 194.

ANEXO

Adaptación del Compresor de Gas de Síntesis de la Planta de Amoniaco 3

Características del Compresor de Gas de Síntesis 103-J

Marca:	Clark Bros			
Modelo:	289-2B9-8			
Tipo:	GAS, Centrifugo Radial			
No. de etapas:	4			
Capacidad:	99,226	lb/h		
Velocidad:	10850	RPM		
PM _{gas} :	8.69	lb/lbmol		
Presión de Succión:	372	psia	26.154	kg/cm ²
Presión de la Descarga:	3010	psia	207	kg/cm ²
Temperatura de Succión:	100	°F	37.77	°C
Temperatura de la Descarga:	342	°F	172.22	°C

Accionador

Marca: De Laval Turbine Inc
 Modelo: GJMV
 Turbina: Vapor
 Potencia: 13.960 HP

Sistema de lubricación de 22 GPM a 110 psia 7.66 kg/cm²
 Sistema de H₂O de enfriamiento de 32 Galones a 90°F y 50psia

El compresor de gas de síntesis es un de los equipos que serán usados de la planta de Amoniaco 3 por lo que haremos una aclaración para este equipo ya que la clave del mismo seguirá conservándose por fines prácticos, pues en realidad para la nueva planta de metanol formará parte de la segunda sección que corresponde a la de síntesis.

Un compresor puede ser adecuado para un servicio diferente, sin hacer cambios en los componentes principales. Además para adaptar un compresor se debe tomar en cuenta la capacidad, la potencia del accionador, la presión y la velocidad.

El procedimiento que se aplico para evaluar las posibilidades de que el compresor pueda ser útil para el nuevo servicio, en el que el gas difiere en el peso molecular, razón de los calores específicos, temperatura y presión en la admisión. Básicamente lo que se realizó, comprende un análisis termodinámico simple, en el que se usaron los datos de la aplicación original en este caso para la compresión del gas de síntesis del amoniaco.

A continuación se presenta el procedimiento que va de acuerdo con el criterio de rendimiento equivalente que se ha utilizado como base para relacionar los datos de prueba del compresor en los códigos para pruebas de rendimiento. Todo esto consiste en transformar las curvas globales dadas del funcionamiento del compresor de etapas

múltiples para un conjunto de condiciones en la entrada, lo que comprende la composición del gas, temperatura y presión en nuevas curvas para un conjunto diferente de esas condiciones.

El grado de aplicabilidad de un compresor a las nuevas condiciones depende del grado en el que las curvas de rendimiento transformadas se ajusten a los límites de funcionamiento deseados.

La correlación consiste en que para cada punto seleccionado de rendimiento del gas original hay un punto correspondiente del nuevo gas.

Los datos que se necesitan para realizar la evaluación en un punto de funcionamiento son los siguientes:

N= 10.850 rpm
 PCMS= 25.910 ft³/min
 H_{poli}= 18.464.42 ft-lb/lb
 HPG= 13.960 HP

Y las ecuaciones que serán utilizadas comprenden el cálculo del trabajo de compresión, W, la eficiencia politrópica, η_{poli} , el exponente politrópico de presión-volumen y la relación de las presiones, p_2/p_1 .

$$W = 33000(HPG)Ve1/(PCMS) \quad (1)$$

$$\eta_{poli} = H_{poli} / W \quad (2)$$

$$n-1/n = (k-1 \cdot k)(1/\eta_{poli}) \quad (3)$$

$$p_2/p_1 = \{1 + [(n-1)/n] H_{poli} / 144p_1 Ve1 \} En/(n-1) \quad (4)$$

Relación de presiones, la cual es calculada con la relación de volúmenes.

$$Q_1 / Q_2 = Ve1 / Ve2 = (p_2/p_1)E1/n$$

De donde:

D= Diámetro del impulsor (rueda),	ft
HPG= Potencia para comprimir el gas.	HP
H _{poli} = Carga politrópica.	ft-lb/lb
PCMS= Flujo en volumen en la succión.	ft ³ /min
N= Velocidad.	rpm
p= Presión.	psia
Q= Caudal.	ft ³ /min
T= Temperatura absoluta	R
Ve= Volumen específico.	ft ³ /lb
W= Trabajo.	ft-lb/lb
η_{poli} = Eficiencia politrópica	
R= Constante de los gases = 1545 / peso molecular.	ft/R
n= Exponente politrópico de presión volumen	

K= Exponente isoentrópico de presión volumen (por lo común la razón de los calores específicos)

Subíndice: 1 entrada 2 salida

Sustituyendo los valores numéricos correspondientes en las ecuaciones se obtiene:

$$W = 33000 (13960)(1.4423)/(25910.44) = 25645.03$$

$$\eta_{\text{poli}} = H_{\text{poli}} / W \quad \text{pero como } \eta_{\text{poli}} = 0.72$$

$$\text{entonces queda como } H_{\text{poli}} = W \eta_{\text{poli}} = (0.72)(25645.03) = 18464.42$$

Sí, $n = 1.337$ y $k = 1.2117$

$$n-1/n = [(1.217-1)/(1.217)][(1/0.72)] = 0.2472$$

$$p_2/p_1 = \{1 + [(0.2472-1)/0.2472] / [144(26.154)(1.4426)]\} E + 4.0361$$

$$W = 25,645.03 \quad \text{ft-lb/lb}$$

$$\eta_{\text{poli}} = 0.72$$

$$H_{\text{poli}} = 18,464.42 \quad \text{ft-lb/lb}$$

$$n-1/n = 0.72$$

$$n/n-1 = 4.0361$$

$$p_2/p_1 = 11.7685$$

Con la relación de presiones, se calcula la relación de volúmenes quedando como:

$$Q_1/Q_2 = V_{e1}/V_{e2} = (p_2/p_1)E(1/n) = (11.7685)E(1/1.337) = 6.3217$$

El coeficiente de flujo Q_1/ND^3 y el coeficiente de carga, H_{poli}/N^2D^2 se puede reducir Q_1/N y H_{poli}/N^2 , porque no cambia el diámetro de la rueda. El valor del coeficiente de flujo que se requerirá es:

$$Q_1/N = 25910.44 / 10850 = 2.38 \text{ ft}^3/\text{rpm}$$

Sí, el valor del coeficiente de carga se conserva es:

$$H_{\text{poli}}/N^2 = 18464.42 / (10850)^2 = 1.5684E-4 \text{ ft}/(\text{rpm})^2$$

Ahora a las condiciones de entrada del nuevo servicio: CO, CO₂, H₂, en lugar de la mezcla de gases anterior H₂, N₂, tenemos que:

A una $T=100.04$ °F y $P=448.03$ psia con $k=1.347$; $R=53.3$ ft-lb/°F (lb)

Pero además lo que también se conserva es la relación de volúmenes entonces $\eta_{\text{poli}} = 0.72$ y para calcular el exponente presión volumen para el nuevo gas (mezcla CO, CO₂, H₂), que es $(6.3217)^{1.557} = 17.6562$, sustituyendo en la ecuación 4 tenemos que:

$$H_{\text{poli}} = \{[(53.3)(69)/(1.557-1)/1.557][(17.6562)E(1.557-1)/1.557 - 1]\}$$

$$H_{\text{poli}} = 18432.29 \text{ ft-lb/lb}$$

Para tener semejanza dinámica debe ser de

$$H_{poli}/N^2 = 1.5684E-4 \text{ ft}/(\text{rpm}); \quad Q_1/N = 2.38 \text{ ft}^3/\text{rpm} \quad \text{por lo tanto } N=10840\text{rpm}$$

$$Q_1 = (2.38)(10840) = 25801.09 \text{ ft}^3/\text{min}$$

Estos serian lo nuevos valores de flujo, carga y velocidad para el punto equivalente con el gas nuevo que es la mezcla de CO, CO₂, H₂.

La potencia y la T₂ de la descarga, son otros valores importantes.

$$HPG = (144 p_1 / RT_1)(Q_1 H_{poli} / 33000 \eta_{poli})$$

$$HPG = 13.790.82 \text{ HP}$$

$$T_2 = T_1 + H_{poli} (k-1) / R \eta_{poli}$$

$$T_2 = 96.8 + (18432.29)(0.347) / (53.3)(0.72)(1.347)$$

$$T_2 = 220.53 \text{ } ^\circ\text{F} \quad 104 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Datos para el nuevo servicio:

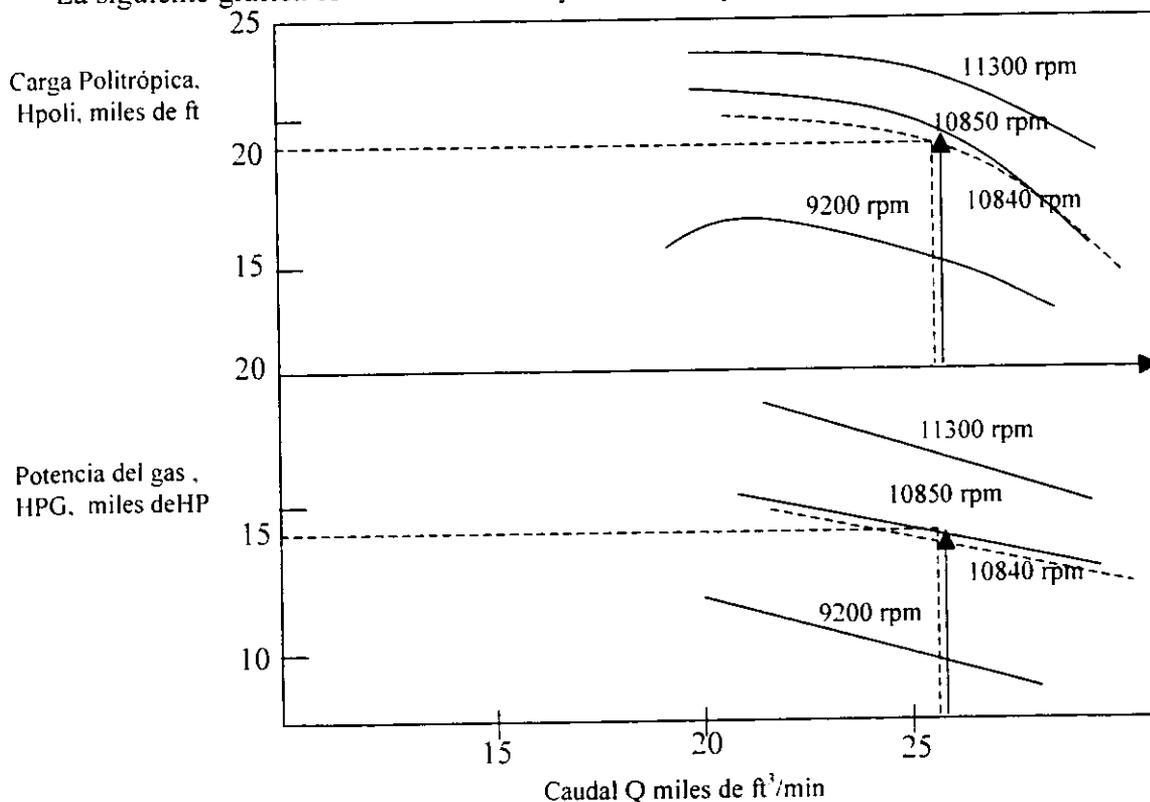
$$H_{poli} = 18,432.29 \text{ ft-lb/lb}$$

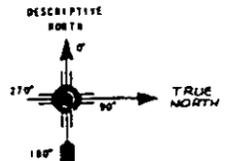
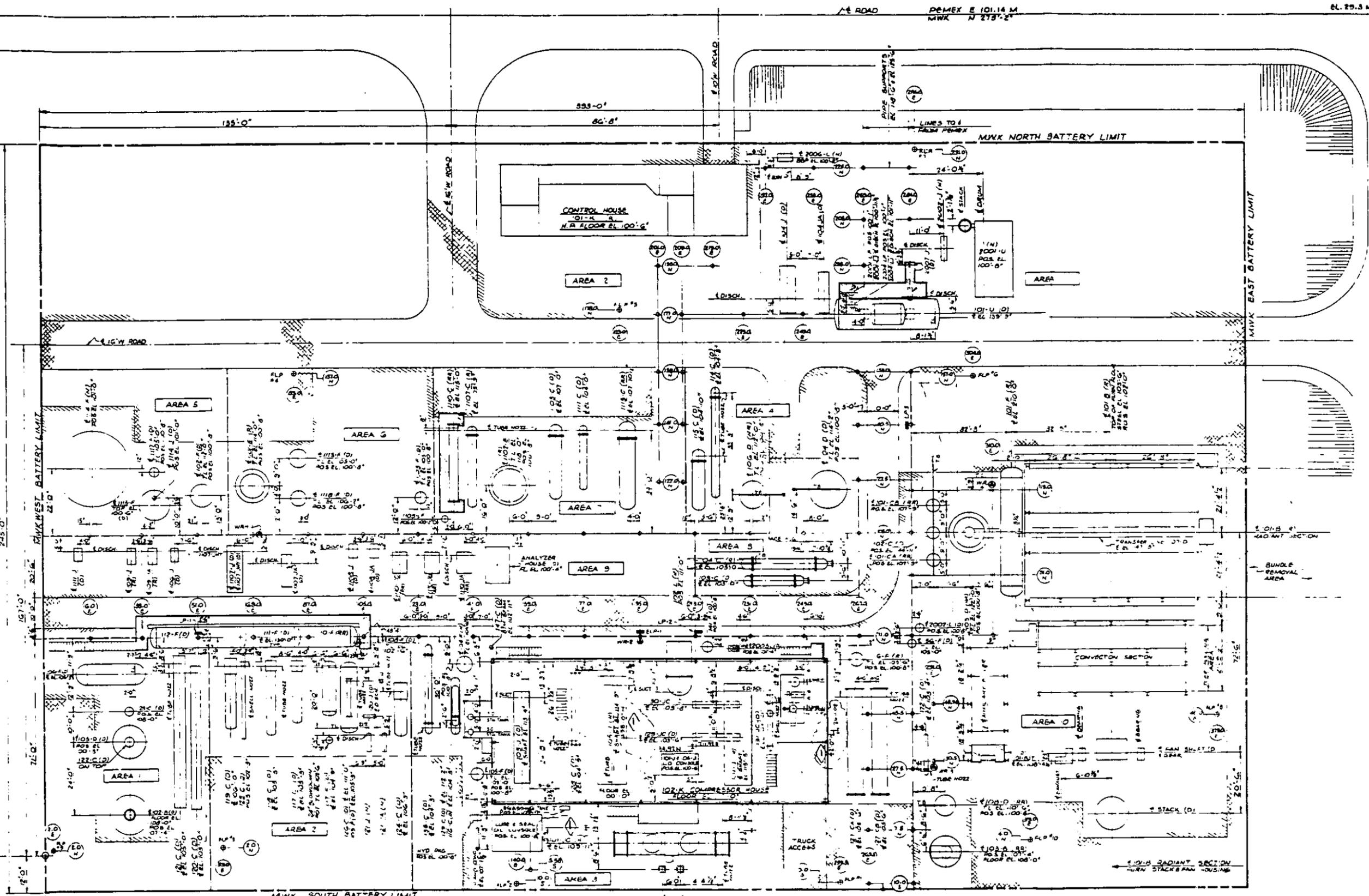
$$HPG = 13,790.82 \text{ HP}$$

$$T_1 = 38 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 100.04 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 106.73 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 224.13 \text{ } ^\circ\text{F}$$

La siguiente gráfica es la transformada y las curvas punteadas son las reproducidas.





NOTE:

1. D INDICATES A PROCESS DUPLICATE OF CICA-5691
2. R INDICATES MAJOR REVISED EQUIP
3. R INDICATES MINOR REVISED EQUIP
4. N INDICATES NEW EQUIPMENT NOT A DUPL. OF CICA-5691
5. M INDICATES METERS
6. INDICATES ACCESS ROADS & HWY TRAMP AREAS - GICORNER PAVED BY MEMEX
7. INDICATES REMAINDER OF PLOT TO BE SURMOUNTED BY THE CLIC. BY MEMEX.
8. INDICATES WELDING RECEPTACLE DUREX
9. INDICATES LIGHTING PANEL
10. INDICATES FLOOD LIGHT MOUNT
11. INDICATES EYE WASH & SAFETY SHOWER
12. CLIENT ELEV. 20 METERS - MEX EL. 00'-0"
13. OFF SITE PLOT PLAN - UMG G1-01
14. ALL PUMPS HAVE 3/4" FL. OF "00'-0" UNLESS OTHERWISE NOTED
15. ALL COLUMN COOR. LOCATIONS ARE GIVEN IN FEET & DECIMALS OF A FOOT
16. ALL METICAL LEVELS ARE NOTED AS "ELEV. WHEN INDICATED BOTTOM T.L. ELEV.
17. INDICATES PLATFORMS
18. FOR LIST OF EQUIPMENT SEE DWG G1-03
19. FOR SITE LOCATION PLOT SEE DWG G1-03

ABBREVIATIONS

1. C - CENTERLINE
2. POS. - POINT OF SUPPORT
3. B.M.P. - BOTTOM OF SAME PLATE
4. T - TANGENT LINE
5. T.S. - TROLLEY SHAM

1. ADD LOG OF NEW ST. TO PLOT 4/8/72			
NO.	REVISION DESCRIPTION	DATE	BY
1	ISSUED		
2	DESIGNED BY: M. THOMAS	SCALE: 1" = 100'	
3	CHECKED BY: J. TAYLOR		
4	APPROVED BY: J. TAYLOR		
5	DATED: 2-4-72		
PETROLEOS MEXICANOS MEMEX PROJECT NO. 0-171-61-01 COSOLECAQUE, MEXICO 1980 SIFD AMMONIA PLANT PLOT PLAN			
M	5874	G1-D1	

12-472	ISSUE TO CONSTRUCTION FOR FOUNDATIONS	1	6/24/72
1-575	ISSUE TO CONSTRUCTION - SHIPPING AREAS	2	6/24/72
12-673	ISSUE TO CONSTRUCTION - PUMP AREA 10	3	7/1/72
12-733	ISSUE TO CONSTRUCTION - PUMP AREA 11	4	7/1/72
12-733	ISSUE TO CONSTRUCTION - PUMP AREA 12	5	7/1/72