

103
24



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

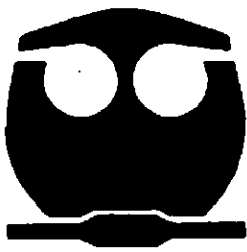


EXAMENES PROFESIONALES
FAC. DE QUIMICA

“ANALISIS DE FACTIBILIDAD TECNICO-ECONOMICA
PARA EL APROVECHAMIENTO DE DIOXIDO DE CARBONO
Y GAS DE PURGA DE LAS PLANTAS DE AMONIACO DEL C.P.
COSOLEACAQUE EN LA PRODUCCIÓN DE METANOL.”

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A:
ERICK OSWALDO MARTINEZ AGUIRRE

263347



México, D.F.

1998.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

Jurado Asignado:

Presidente: Prof. LOPEZ TORRES ARTURO.
Vocal: Prof. ORTIZ RAMIREZ JOSE ANTONIO.
Secretario: Prof. VILLALOBOS HIRIART ALEJANDRO.
1er. Suplente: Prof. TEXTA MENA JOSÉ AGUSTÍN.
2do. Suplente: Prof. AGUILAR GOMEZ MANUEL JESUS.


Sitio donde se desarrolló el tema.

INSTITUTO MEXICANO DEL PETROLEO
Y LABORATORIO DE SIMULACIÓN Y OPTIMIZACIÓN
DE PROCESOS, FACULTAD DE QUÍMICA. UNAM.

Asesor del tema:


M.E. ALEJANDRO VILLALOBOS HIRIART.

Supervisor técnico:


I.Q. FERNANDO DE JESUS RODRIGUEZ RIVERA.

Sustentante:


ERICK OSWALDO MARTINEZ AGUIRRE.

Índice

| | Págs. |
|---|-------|
| INTRODUCCIÓN | 1 |
| OBJETIVOS | 3 |
| CAPITULO 1. <u>ELABORACIÓN TRADICIONAL DE METANOL</u> | 4 |
| 1.1 Aspectos históricos. | 5 |
| 1.2 Tecnología del proceso de obtención de metanol. | 6 |
| 1.2.1 Producción de gas de síntesis. | 7 |
| 1.2.2 Síntesis de metanol. | 16 |
| 1.2.3 Purificación de metanol. | 17 |
| 1.3 Termodinámica y cinética del proceso en general. | 22 |
| 1.4 Resumen de algunos aspectos técnicos. | 25 |
| | |
| CAPITULO 2. <u>ESTUDIO DE MERCADO</u> | 30 |
| 2.1 Definición del producto. | 31 |
| 2.2 Naturaleza y usos del producto. | 31 |
| 2.3 Análisis de la demanda. | 34 |
| 2.3.1 Distribución geográfica del mercado nacional de consumo. | 34 |
| 2.3.2 Proyección de la Demanda. | 36 |
| 2.4 Análisis de la oferta. | 39 |
| 2.4.1 Capacidad instalada en México. | 39 |
| 2.4.2 Comportamiento de la Oferta. | 41 |
| 2.5 Análisis de precios. | 42 |
| 2.5.1 Determinación del precio promedio. | 43 |
| 2.5.2 Comportamiento del precio del metanol. | 45 |
| 2.6 Análisis de resultados del estudio de mercado. | 47 |

| | Págs. |
|---|-----------|
| CAPITULO 3. <u>HIDROGENACIÓN DEL CO₂ COMO ALTERNATIVA PARA LA PRODUCCIÓN DE METANOL</u> | 48 |
| 3.1 Naturaleza de las corrientes de dióxido de carbono e hidrógeno de las plantas de amoníaco. | 49 |
| 3.1.1 Origen. | 49 |
| 3.1.2 Análisis de la pureza de las corrientes. | 50 |
| 3.1.3 Disponibilidad. | 51 |
| 3.2 Hidrogenación del dióxido de carbono. | 53 |
| 3.2.1 Antecedentes. | 53 |
| 3.2.2 Ruta Química, termodinámica y cinética para la elaboración de metanol. | 55 |
| 3.2.3 Cuantificación teórica de la cantidad de metanol que se puede producir por la ruta química. | 60 |
| 3.3 Proceso propuesto para la síntesis de metanol a partir de la hidrogenación del dióxido de carbono. | 62 |
| 3.3.1 Descripción del proceso. | 62 |
| 3.3.2 Esquema del proceso. | 64 |
| 3.3.3 Características resumidas de los equipos de proceso. | 64 |
| 3.4 Análisis de la alternativa de hidrogenación del dióxido de carbono en la elaboración de Metanol. | 68 |
| | |
| CAPITULO 4. <u>PLANTA DE METANOL</u> | 70 |
| 4.1 Bases de diseño. | 71 |
| 4.2 Diagrama de flujo de proceso. | 84 |
| 4.2.1 Balance de materia y energía (Simulación). | 84 |
| 4.3 Lista de equipos. | 90 |
| 4.4 Dimensionamiento preliminar del equipo. | 91 |
| 4.5 Servicios auxiliares al proceso. | 102 |

| | Págs. |
|--|-------|
| <u>CAPITULO 5. ESTUDIO ECONÓMICO</u> | 103 |
| 5.1 Premisas para el estudio económico. | 104 |
| 5.2 Estimación de la inversión total inicial. | 105 |
| 5.3 Determinación de los costos de producción. | 108 |
| 5.4 Determinación del flujo neto de efectivo. | 112 |
| 5.5 Determinación del punto de equilibrio. | 116 |
| 5.6 Análisis de resultados del estudio económico. | 118 |
| | |
| <u>CAPITULO 6. EVALUACIÓN ECONÓMICA</u> | 119 |
| 6.1 Premisas de la evaluación económica. | 120 |
| 6.2 Valor presente neto (VPN). | 120 |
| 6.3 Tasa interna de recuperación (TIR). | 121 |
| 6.4 Período de recuperación de la inversión, Porcentaje anual de recuperación de la inversión y Relación Beneficio/Costo. | 123 |
| 6.5 Análisis de sensibilidad. | 123 |
| 6.6 Análisis de resultados de la evaluación económica. | 128 |
| | |
| <u>CONCLUSIONES</u> | 130 |
| | |
| <u>ANEXO A</u> | 133 |
| <u>ANEXO B</u> | 137 |
| <u>ANEXO C</u> | 139 |
| <u>GLOSARIO</u> | 140 |
| <u>BIBLIOGRAFÍA</u> | 143 |

Índice de Tablas

| Tabla No. | Pags. |
|---|-------|
| 1.1 Catalizadores típicos para la síntesis de metanol de base Cu. | 24 |
| 2.1 Propiedades físicas del metanol. | 32 |
| 2.2 Pureza comercial del metanol. | 33 |
| 2.3 Comportamiento histórico de la Demanda de metanol. | 35 |
| 2.4 Distribución geográfica del mercado de metanol. | 35 |
| 2.5 Proyección de la demanda considerado la Tasa de Inflación. | 38 |
| 2.6 Comportamiento de la Oferta de metanol. | 40 |
| 2.7 Volumen y ventas de metanol producido por PEMEX. | 43 |
| 2.8 Precio promedio de metanol. | 44 |
| 2.9 Precio de metanol en pesos de 1997. | 44 |
| 2.10 Precio de metanol en dolares de 1997. | 44 |
| 2.11 Estimación de los precios de metanol sobre la base del precio de 1997. | 45 |
| 2.12 Precio estimado del metanol. | 45 |
| 3.1 Origen del H ₂ . | 50 |
| 3.2 Origen del CO ₂ . | 50 |
| 3.3 Composición de gas de purga de Planta BTX. | 50 |
| 3.4 Composición de gas de purga de Plantas de Etileno. | 51 |
| 3.5 Composición de gas de purga de Plantas de NH ₃ . | 51 |
| 3.6 Composición del CO ₂ de las Plantas de NH ₃ . | 51 |
| 3.7 Producción de CO ₂ de las Plantas de NH ₃ . | 52 |
| 3.8 Producción de gas de purga de las Plantas No. 4 a la 7 de NH ₃ . | 52 |
| 3.9 Producción de gas de purga de la Planta No. 3 de NH ₃ . | 53 |
| 3.10 Impurezas formadas por la alimentación de gas de síntesis. | 59 |
| 5.1 Estimación de los costos del equipo de proceso. | 106 |
| 5.2 Estimación de la inversión. | 107 |
| 5.3 Costos variables en \$USD 1997. | 109 |
| 5.4 Costos de producción | 110 |

| Tabla No. | Pags. |
|--|-------|
| 5.5 Horizonte de costos de producción. | 111 |
| 5.6 Ingresos en \$USD 1997. | 113 |
| 5.7 Flujo neto de efectivo. | 114 |
| 5.8 Horizonte del flujo neto de efectivo. | 115 |
| 5.9 Punto de Equilibrio. | 117 |
| 6.1 VPN y Relac. Beneficio/Costo. | 122 |
| 6.2 PRI y TIR. | 125 |
| 6.3 Análisis de Sensibilidad a la Inversión. | 126 |
| 6.4 Análisis de Sensibilidad al precio de metanol. | 127 |
| 6.5 Resultados de la Evaluación Económica. | 128 |

Índice de Figuras

| Figura No. | Pags. |
|--|-------|
| 1.1 Reformación Convencional. | 9 |
| 1.2 Reformación Combinada. | 10 |
| 1.3 Reformación de Vapor paralela. | 11 |
| 1.4 Reformación Terciaria. | 13 |
| 1.5 Reformación Avanzada KRES. | 14 |
| 1.6 Síntesis de metanol. | 18 |
| 1.7 Purificación de metanol. | 20 |
| 1.8 Proceso de metanol con reformación Convencional. | 21 |
| 1.9 Diseños del convertidor de metanol. | 26 |
| 2.1 Distribución geográfica del mercado de metanol. | 36 |
| 2.2 Comportamiento de la Tasa de Inflación. | 37 |
| 2.3 Mercado natural de metanol en San Martín Texmelucan. | 40 |
| 2.4 Comportamiento de la Oferta de metanol. | 42 |
| 2.5 Comportamiento de la Demanda de metanol. | 42 |
| 2.6 Comportamiento del precio de metanol. | 46 |
| 2.7 Comportamiento de la Tasa de Inflación. | 46 |
| 2.8 Comportamiento del PIB. | 46 |
| 3.1 Curva de equilibrio de CO_2 y H_2 a metanol. | 57 |
| 3.2 Actividad del catalizador para CO_2 y H_2 . | 58 |
| 3.4 Proceso de metanol a partir de CO_2 y H_2 . | 65 |
| 4.1 Localización de Petroquímica Cosoleacaque. | 72 |
| 4.2 Flujo de información en Aspen. | 86 |
| 5.1 Punto de Equilibrio. | 117 |
| 6.1 Sensibilidad a la inversión. | 126 |
| 6.2 Sensibilidad al precio de metanol. | 127 |

Introducción

El metanol es un compuesto petroquímico de los más importantes, el 85% que se produce en el mundo es destinado a la industria química para la síntesis orgánica, del cual aproximadamente el 20% es usado exclusivamente para producir MTBE (Metil-terbutil-eter) y TAME (Teramil-metil-eter) y el 65% restante para producir Formaldehido, Ácido acético, Metil metacrilato y Dimetil tereftalato (DMT).

El 15% restante de metanol que se produce en el mundo, es empleado en el sector energético en la producción de gasolina, MOBIL CORP. ha patentado un proceso llamado MTG, que significa conversión de metanol a gasolina (Methanol-to-Gasoline).

Con los problemas ambientales que existen, se están constantemente reformulando las gasolinas empleando como aditivos MTBE y TAME, por lo cual se espera que la demanda de metanol aumente. En México debido a que no se alcanzan a cubrir las necesidades de producción de metanol para sus diferentes usos en el mercado nacional y con el incremento de la producción de gasolina, se recurre cada vez más a las compras en el extranjero.

Actualmente como una tendencia mundial, se busca que al optimizar cada vez más los procesos, se aprovechen como materia prima las corrientes de subproductos generadas con el fin de elaborar un determinado producto. Las plantas de amoniaco del Complejo Petroquímico de Cosoleacaque tiene corrientes que se obtienen como subproducto de la elaboración de amoniaco como son el dióxido de carbono y el hidrógeno contenido en el gas de purga; cabe mencionar que el hidrógeno proveniente de gas de purga es empleado solo como combustible usándose para la reformación primaria del proceso de amoniaco y el dióxido de carbono es enviado a la atmósfera.

El proceso de síntesis de metanol, tradicionalmente ha sido sintetizado partiendo principalmente de una mezcla de CO y H₂, donde adicionalmente la mezcla siempre contiene CO₂ y vapor de agua, y los catalizadores empleados son de Cu-Zn-Al₂O₃ y Zn-Cr. Actualmente, se han reportado muchos trabajos que hablan sobre la hidrogenación del CO₂ como una nueva ruta para obtener diversos hidrocarburos y la mayor parte de estos trabajos se han enfocado a la síntesis de metanol, debido a que al reducir el CO₂ se obtiene con una alta selectividad. Ante esta situación firmas de ingeniería como LURGI y M.W. Kellogg reconocidas en todo el mundo por hacer tecnología de punta, han reportado información técnica con una propuesta de su tecnología para instalar una planta de metanol que parte de CO₂ y H₂ de gas de purga como una opción para aquellas zonas industriales que deseen aprovechar al máximo los subproductos de estas características.

Entonces si se aprovechan las corrientes de subproductos para elaborar un producto de suma importancia, como en este caso el metanol, la construcción de una planta puede ser más rentable debido a que las materias primas para elaborarlo están disponibles, por lo que emplear dichas corrientes para producir metanol son una muy buena opción, en este trabajo se hará uso de la tecnología publicada acerca del tema, estimandose la factibilidad técnica y económica dentro de los alcances de la presente tesis.

Objetivos

Analizar la posibilidad de aprovechar las corrientes de dióxido de carbono e hidrógeno de gas de purga, provenientes de las plantas de amoniaco del Complejo Petroquímico de Cosoleacaque, Ver. para la elaboración de metanol.

Realizar un análisis acerca de la tecnología requerida para instalar una planta de metanol que parte de dióxido de carbono e hidrógeno de gas de purga.

Realizar un análisis económico para estimar la factibilidad de instalar una planta de metanol que parte de dióxido de carbono e hidrógeno de gas de purga, proveniente de las plantas de amoniaco del Complejo Petroquímico de Cosoleacaque, Ver.

Capítulo 1

Elaboración tradicional de metanol

En este capítulo, se presentan de manera muy general los antecedentes históricos del metanol y como a través del tiempo la tecnología evolucionó para llevar a cabo su producción de manera más óptima.

Se describe brevemente cada una de las secciones que involucran una planta de metanol, con la finalidad de hacer más clara la comprensión del funcionamiento de cada una de ellas y entender mejor el proceso. Se mencionan además los parámetros termodinámicos y cinéticos del proceso en general que intervienen en la formación de metanol, mencionando algunas características del catalizador comercial que se emplea a escala industrial.

Finalmente se resumen algunos aspectos técnicos de suma importancia en el funcionamiento mecánico y de proceso de una planta de metanol.

1.1 Aspectos históricos.

Roberto Boyle, en 1661, observó la existencia de una “sustancia neutra” en el licor obtenido por destilación seca de la madera, llamando el nuevo compuesto *adiaphoras spiritus lignorum* que significa “espíritu de madera”. Esta sustancia fue llamada “éter piroleñoso” por Taylor, en 1812, y su identidad fue demostrada en 1834 por Dumas y Péligot, quienes aislaron el alcohol y determinaron su fórmula. El término “metil” fue introducido en la química en 1835 en las bases de su trabajo.

De 1830-1923 el “alcohol de madera” obtenido por la destilación seca de madera, permaneció como la más importante fuente de metanol. Muy pronto en 1913, A. Mittasch y colaboradores de BASF sucesivamente produjeron compuestos orgánicos que contenían oxígeno incluyendo metanol a partir de CO y H₂ en presencia de un catalizador de óxido de hierro mientras desarrollaban la síntesis de amoníaco. El paso decisivo en la producción industrial a gran escala de metanol fue hecho por M. Pier y algunos colaboradores en los inicios de 1920, con el desarrollo de un catalizador resistente al azufre compuesto de Zn-Cr. A finales de 1923 el proceso fue modificado y la etapa de producción desarrollada por trabajos de BASF en Leuna Alemania, el proceso se efectuaba a alta presión (de 250 a 360 Kg/cm²) y un intervalo de 320 a 450 °C, rigiendo la producción industrial de metanol por más de 40 años.

En el año de 1960, ICI desarrolló una ruta para la síntesis de metanol en el cual el gas de síntesis libre de azufre contenía una alta proporción de CO₂ logrando una reacción con alta selectividad en un catalizador más activo a base de Cu-Zn-Al₂O₃ que podía operar de 50 a 100 kg/cm² y de 210 a 270 °C.

Los procesos a alta presión fueron dados como obsoletos a mediados de 1960; posteriormente aparece LURGI que desarrolló un catalizador similar al de ICI pero mostrando su propio proceso en Alemania a principios de

1970, presentando un reactor tubular con un sistema de enfriamiento que producía vapor de media presión, a partir de agua caliente de proceso. Los resultados de los procesos de baja presión revolucionaron a la industria, ya que permitieron un ahorro considerable de energía, y costos de operación, mantenimiento y servicios más bajos⁽¹⁾.

1.2 Tecnología del proceso de obtención del metanol.

El Metanol es comúnmente producido a escala industrial exclusivamente por conversión catalítica de gas de síntesis (CO , H_2 , CO_2 y H_2O). Los procesos son clasificados de acuerdo a la presión empleada:

1. Procesos a alta presión 250-360 Kg/cm^2 (25 a 30 MPa).
2. Procesos a media presión 100-255 Kg/cm^2 (10 a 25 MPa).
3. Procesos a baja presión 50-100 Kg/cm^2 (5 a 10 MPa).

Las tecnologías existentes difieren principalmente en el tipo de catalizador, condiciones de operación, diseño del reactor con un control de temperatura y la recuperación de calor integral del proceso.

Por las ventajas que presentan los procesos de baja presión han tenido un gran auge en la industria y por lo tanto, son los que actualmente predominan en el mercado. Debido a esto, la descripción del proceso que a continuación se explica, es basándose en el proceso de baja presión⁽²⁾.

Independientemente de la presión a la que se lleve el proceso de metanol, industrialmente se subdivide en tres etapas principales:

1. Producción del gas de síntesis.
2. Síntesis de metanol.
3. Purificación del metanol crudo.

(1) Kirk-Othmer. *Encyclopedia of Chemical Technology*. Vol. 16. p. 465.

(2) *Ibid*, p. 471-472.

1.2.1 Producción del gas de síntesis.

Todos los materiales tales como el carbón, coque, gas natural, petróleo y fracciones obtenidas del petróleo (asfáltenos, gasolinas y compuestos gaseosos) pueden ser usados como materia prima para producir gas de síntesis. El factor importante para elegir a los materiales mencionados como materia prima depende de la gran disponibilidad que se tenga, consumo de energía, economía del país y los aspectos ambientales que actualmente son considerados⁽³⁾.

El gas natural se usa normalmente en la producción a gran escala del gas de síntesis para sintetizarlo a metanol, los gases de síntesis se caracterizan por el número estequiométrico S :

$$S = \frac{[H_2] - [CO_2]}{[CO] + [CO_2]}$$

donde la concentración de los componentes está expresada en porcentaje volumen. El número estequiométrico puede ser menor a 2.0 para la mezcla de gas de síntesis. un valor arriba de 2.0 indica un exceso de hidrógeno y menor a este indica una deficiencia de hidrógeno, esto es relativo a la estequiometría de la reacción de formación de metanol.

Los procesos de elaboración de gas de síntesis son:

- 1.-Reformación Convencional (ICI, HALDOR TOPSOE, KELLOGG, LURGI).
- 2.-Reformación Combinada (LURGI, MITSUBISHI).
- 3.-Reformación de Vapor Paralela (LURGI y M.W. KELLOGG).
- 4.-Reformación Terciaria por MONTEDISON.
- 5.-Reformación Avanzada KRES por M.W. KELLOGG.

(4) Ulmann's, Encyclopedia of Industrial Chemistry. Vol. A16. p. 541-543.

(5) Saviano-Lagana, Integrate recovery systems for low energy ammonia production. Hydrocarbon Processing, July 1997. p. 99-108

1.-Reformación Convencional⁽⁴⁾.

En este proceso el gas natural desulfurado se alimenta al reformador principal mezclado con vapor de agua, el efluente de salida que contiene CO, CO₂ y H₂ sale a una temperatura cercana a 865 °C y una presión de 13.7 Kg/cm². Los gases de chimenea que salen del reformador se dirigen a la sección de radiación del reformador con una temperatura de 980 °C, a un sistema de recuperación de calor. Parte de los gases (15% peso) no reaccionados se purgan para evitar inertes en el reactor de metanol en la sección de síntesis (Fig. No. 1.1).

2.-Reformación Combinada⁽⁴⁾.

En este proceso únicamente parte del gas natural (40%) se alimenta al reformador primario y el efluente se mezcla al resto y se alimenta a un reformador secundario autotérmico al cual también se alimenta O₂, evitando las reacciones de formación de carbón, la mezcla de salida (a una temperatura de 925 a 975 °C y una presión de 15 a 40 Kg/cm²) del reformador secundario se comprime de 25 a 80 Kg/cm² y se alimenta al convertidor de metanol (Fig. No. 1.2).

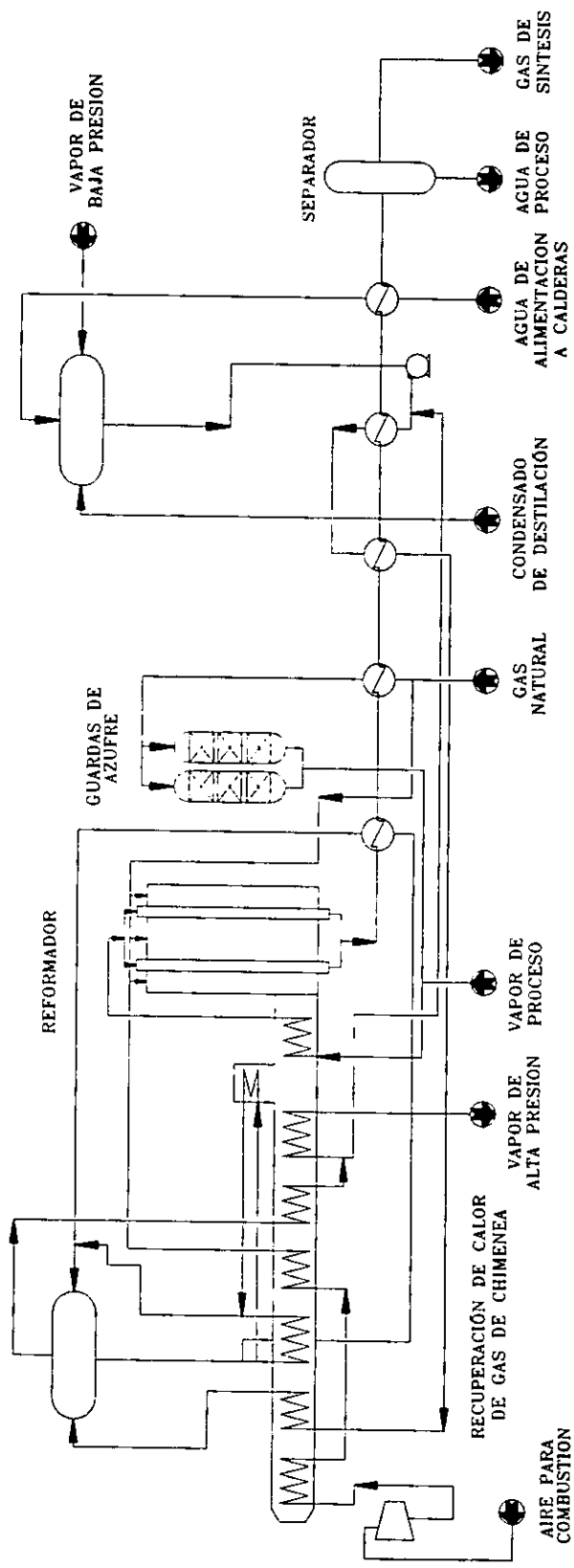
La cantidad de metano que no reacciona es baja, las emisiones de NO_x y CO₂ son menores, se produce más metanol con menor alimentación de gas natural y menor consumo de combustible.

3.-Reformación de Vapor Paralela⁽⁵⁾.

Este esquema se dio a conocer en 1979 y consiste de 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 purga, produce gas en una relación estequiométrica, requiere de vapor de

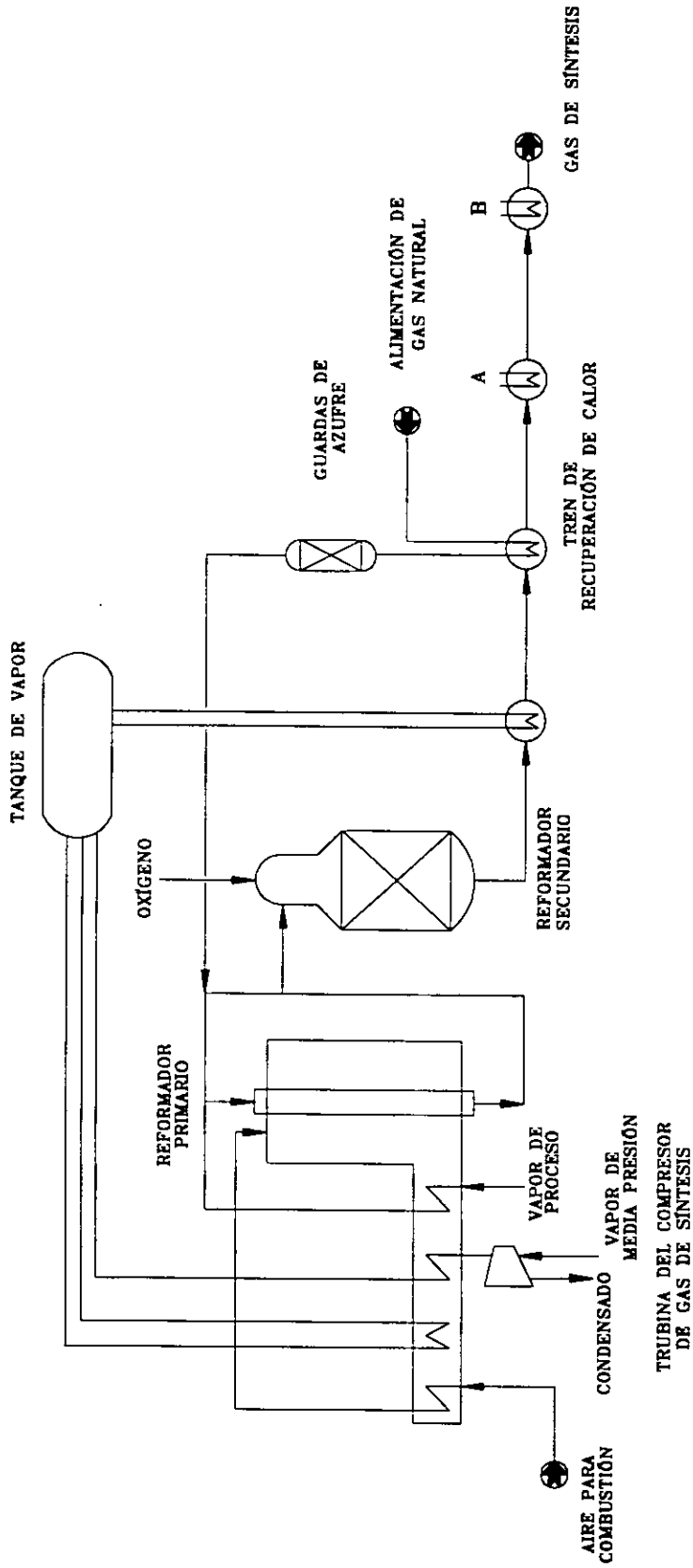
(4) Ulmann's, Encyclopedia of Industrial Chemistry. Vol. A16. p. 541-543.

(5) Saviano-Lagana, Integrate recovery systems for low energy ammonia production. Hydrocarbon Processing, July 1997. p. 99-108



RECUPERACION DE CALOR DE GAS REFORMADO

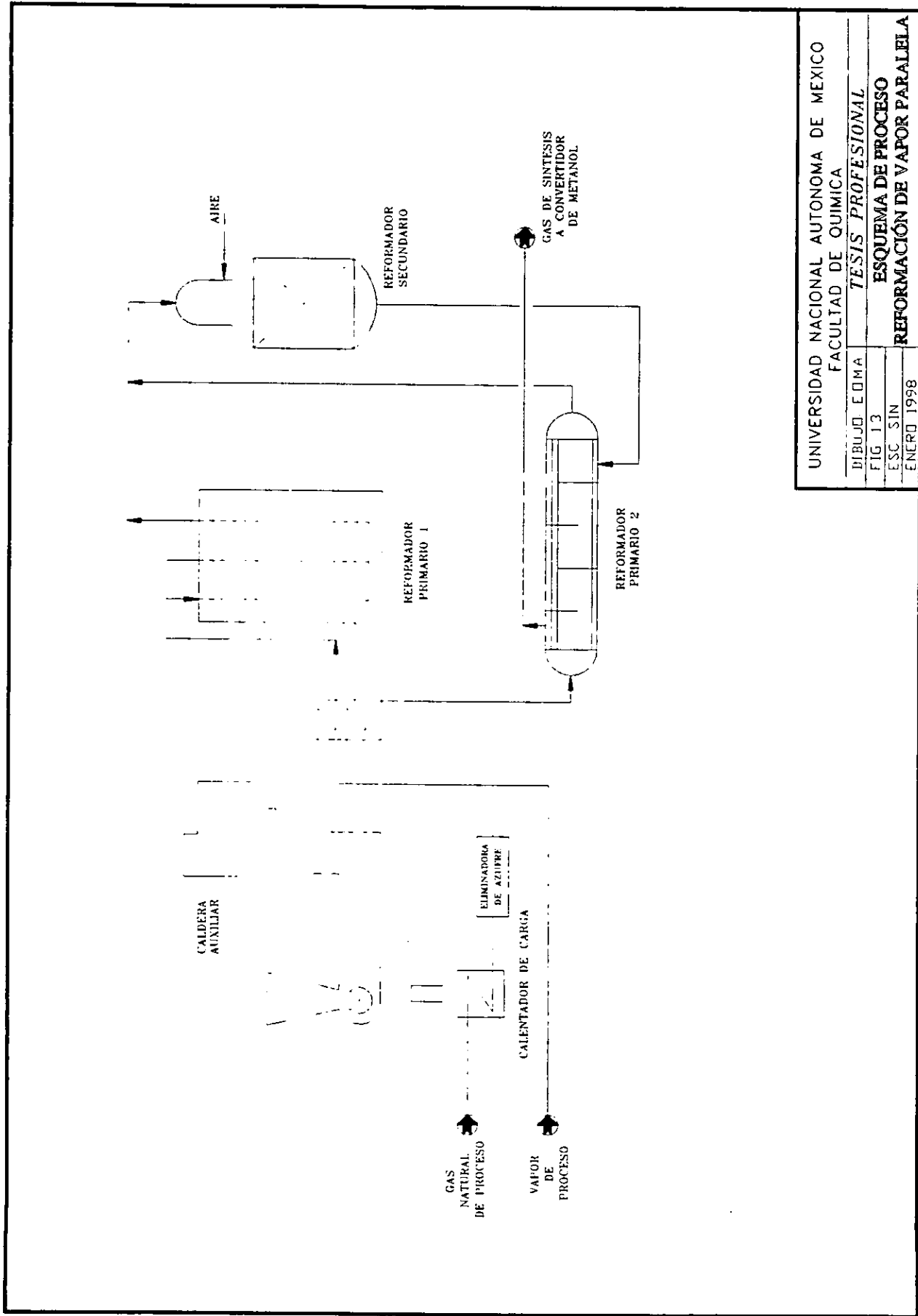
| | |
|---|--------------------------|
| UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO | |
| FACULTAD DE QUIMICA | |
| DIBUJO: E.D.M.A. | TESIS PROFESIONAL |
| FIG. I.I | ESQUEMA DE PROCESO |
| ESC. SIN | REFORMACION CONVENCIONAL |
| ENERO 1998 | |



Notas:

- A) Rehervidor de torre de purificación.
- B) Enfriador de gas de síntesis.

| | |
|---|--|
| UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO | |
| FACULTAD DE QUIMICA | |
| TESIS PROFESIONAL | |
| ESQUEMA DE PROCESO | |
| REFORMACIÓN COMBINADA | |
| DIBUJÓ: E.O.M.A. | |
| FIG. 1.2 | |
| ESC. SIN | |
| ENERO 1998 | |



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
 FACULTAD DE QUIMICA
 TESIS PROFESIONAL
 FIG 13
 ESC SIN
 ENERO 1998

ESQUEMA DE PROCESO
 REFORMACIÓN DE VAPOR PARALELA

proceso y de un reformador adicional (Fig. No. 1.3).

4.-Reformación Terciaria⁽⁶⁾.

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 coraza del mismo reformador terciario y proporcionar el calor de reacción (Fig. No. 1.4).

5.-Reformación Avanzada KRES⁽⁷⁾.

En octubre de 1994 Kellogg da a conocer el sistema de reformación con intercambio de calor "KRES" (Kellogg Reformer Exchanger System) que es un proceso de reformación de vapor radicalmente diferente, usado para la generación de gas de síntesis de amoníaco, puesto en operación en plantas de amoníaco de Corporation Methanex en Kitimat, Columbia British, Canadá y es llamado "Amoníaco Avanzado".

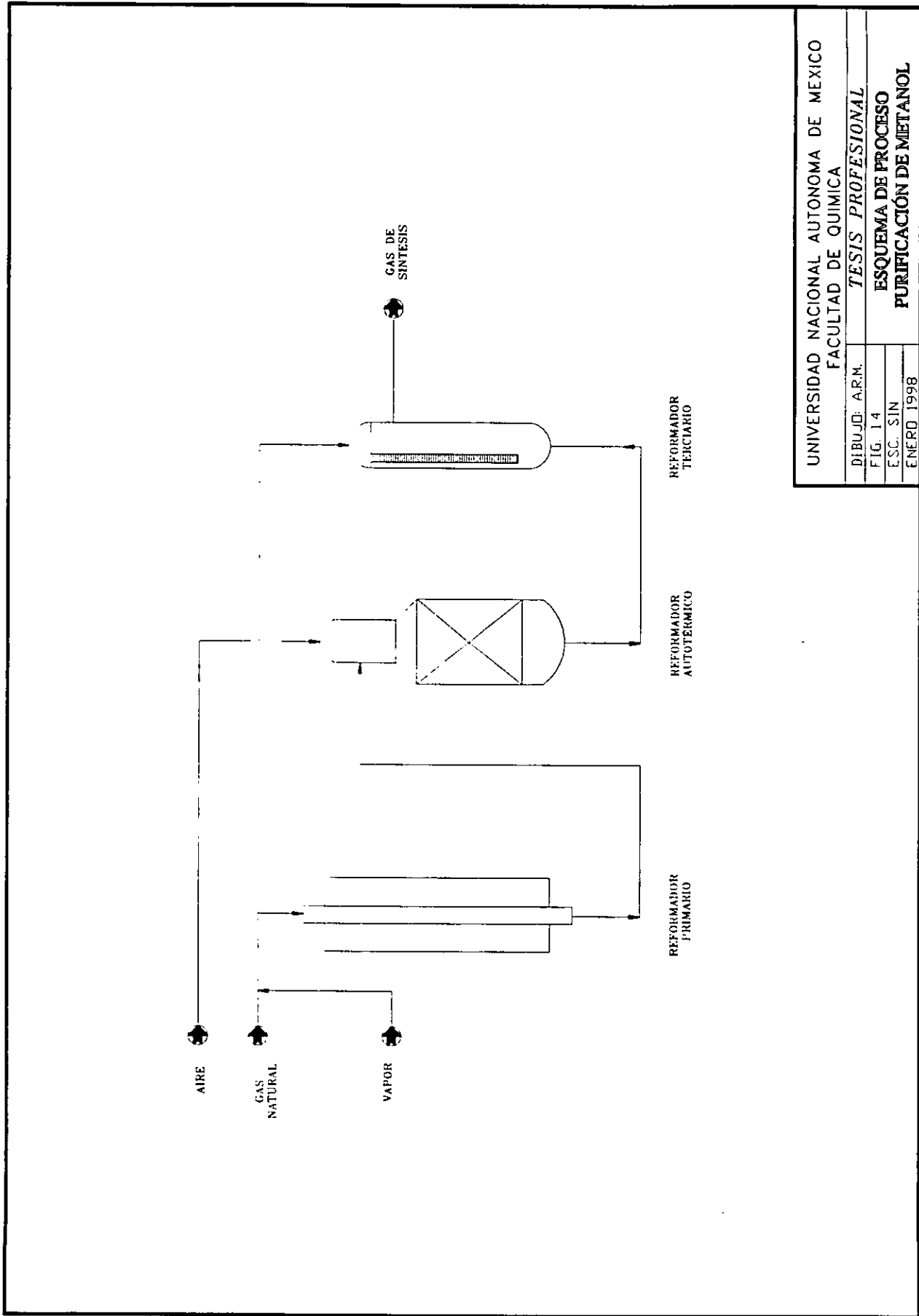
La reformación KRES consiste en lo siguiente:

El gas natural es mezclado con vapor de proceso para dividirse en dos corrientes y alimentarse a un calentador a fuego directo. Después de calentar ambas mezclas son enviadas al "Reformador Autotérmico" y "Reformador Intercambiador" los cuales operan en paralelo.

El "reformador intercambiador" contienen 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 autotérmico y efluente de los mismos tubos (Figura No. 1.5).

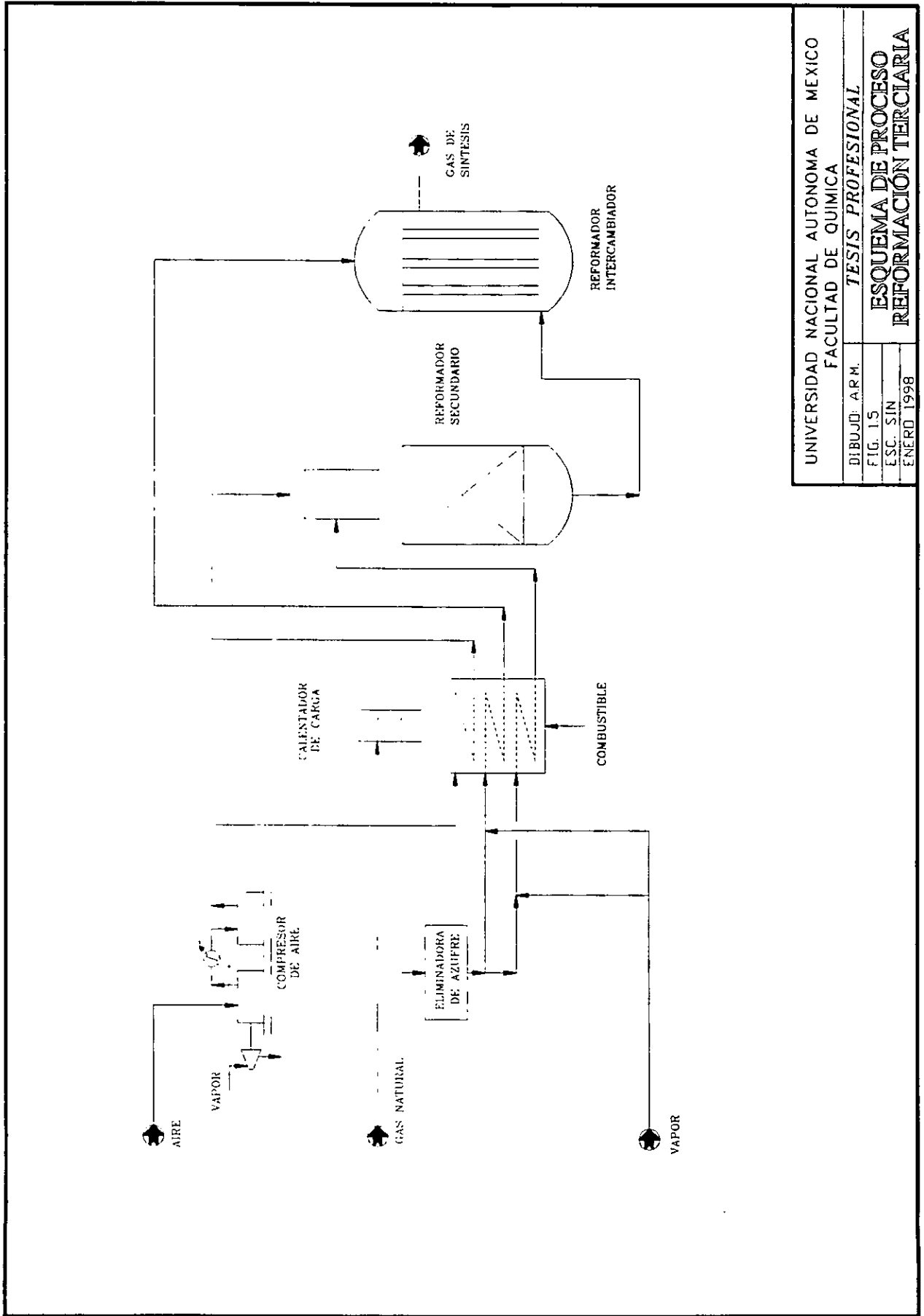
(6) Idem.

(7) Ammonia Advance, Petrochemical Processes 1997. Hydrocarbon Processing, March 1997. p. 99-108.



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
 FACULTAD DE QUIMICA
 TESIS PROFESIONAL
 ESQUEMA DE PROCESO
 PURIFICACION DE METANOL

DIBUJO: A.R.M.
 FIG. 1.4
 ESC. SIN
 ENERO 1998



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
 FACULTAD DE QUIMICA
 TESIS PROFESIONAL
 DIBUJO: A.R.M.
 FIG. 15
 ESC. SIN
 ENERO 1998

En los procesos anteriormente mencionados, el gas de síntesis producido en la sección de reformación pasa por una serie de intercambiadores con el fin de aprovechar su transferencia de calor para la generación de vapor y calentamiento de otros servicios.

A continuación se mencionan algunos detalles de suma importancia:

El catalizador empleado en la reformación está constituido de níquel soportado en alúmina, el cual es extremadamente sensible al azufre, concentraciones de azufre menores de 0.5 p.p.m. rápidamente envenenan el catalizador, por lo cual es conveniente contar con una etapa de purificación de gas antes de la etapa de reformación. Si el azufre aparece primero en forma de compuestos de alto punto de ebullición (ej. Mercaptanos) se recomienda una columna de adsorción con camas de carbón activado, pues este puede ser fácilmente regenerado. En el caso del ácido sulfhídrico, el óxido de zinc es empleado como adsorbente para remover el azufre como sulfuro de zinc de 340 a 370 °C. La hidrogenación como desulfurización, es necesaria cuando existen compuestos orgánicos con azufre (ej. COS) que no pueden ser removidos con carbón entonces, el hidrógeno proveniente del gas de purga de la síntesis de metanol es mezclado con la corriente de gas que se quiere desulfurar pasando por un catalizador de Co o Ni-Mo de 290 a 370 °C convirtiendo los compuestos de azufre en ácido sulfhídrico el cual puede ser removido mediante una columna de óxido de zinc⁽⁸⁾.

Las reacciones principales que se efectúan en la reformación con vapor son:



La primera de estas reacciones es endotérmica y lleva a un incremento en el volumen, mientras que la segunda es exotérmica y procede sin un

(8) *Idem* (1), p. 473.

cambio en el volumen. El grado de conversión de metano se incrementa con un aumento en la temperatura, incrementando la presión parcial de vapor o disminuyendo la presión absoluta.

La interferencia del equilibrio de la siguiente reacción:



puede conducir a depósitos de carbón en el catalizador o en las paredes de los tubos del reformador, esto puede ser prevenido utilizando un exceso de vapor o disponiendo de largos tiempos de residencia en el rango de temperatura crítica arriba de 700 °C.

Para alcanzar la estequiometría necesaria para la síntesis de metanol, si se dispone de CO₂, se recomienda mezclarlo con el gas de salida de la reformación, si no se dispone de tal la conversión puede ser realizada con un exceso de hidrógeno.

1.2.2 Síntesis de metanol⁽⁹⁾.

Las reacciones principales para la formación de metanol a partir del gas de síntesis son:



El gas de síntesis procedente de la sección de reformación se alimenta a un compresor multietapa, en donde se descarga a una presión de 48 Kg/cm² y una temperatura de 120 °C aproximadamente, posteriormente se mezcla con una recirculación proveniente de un compresor multietapa de

reciclo, que recircula lo que no reacciona en el reactor, esta recirculación es 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, utilizando como medio de calentamiento los gases provenientes del reactor de síntesis (Fig. No. 1.6).

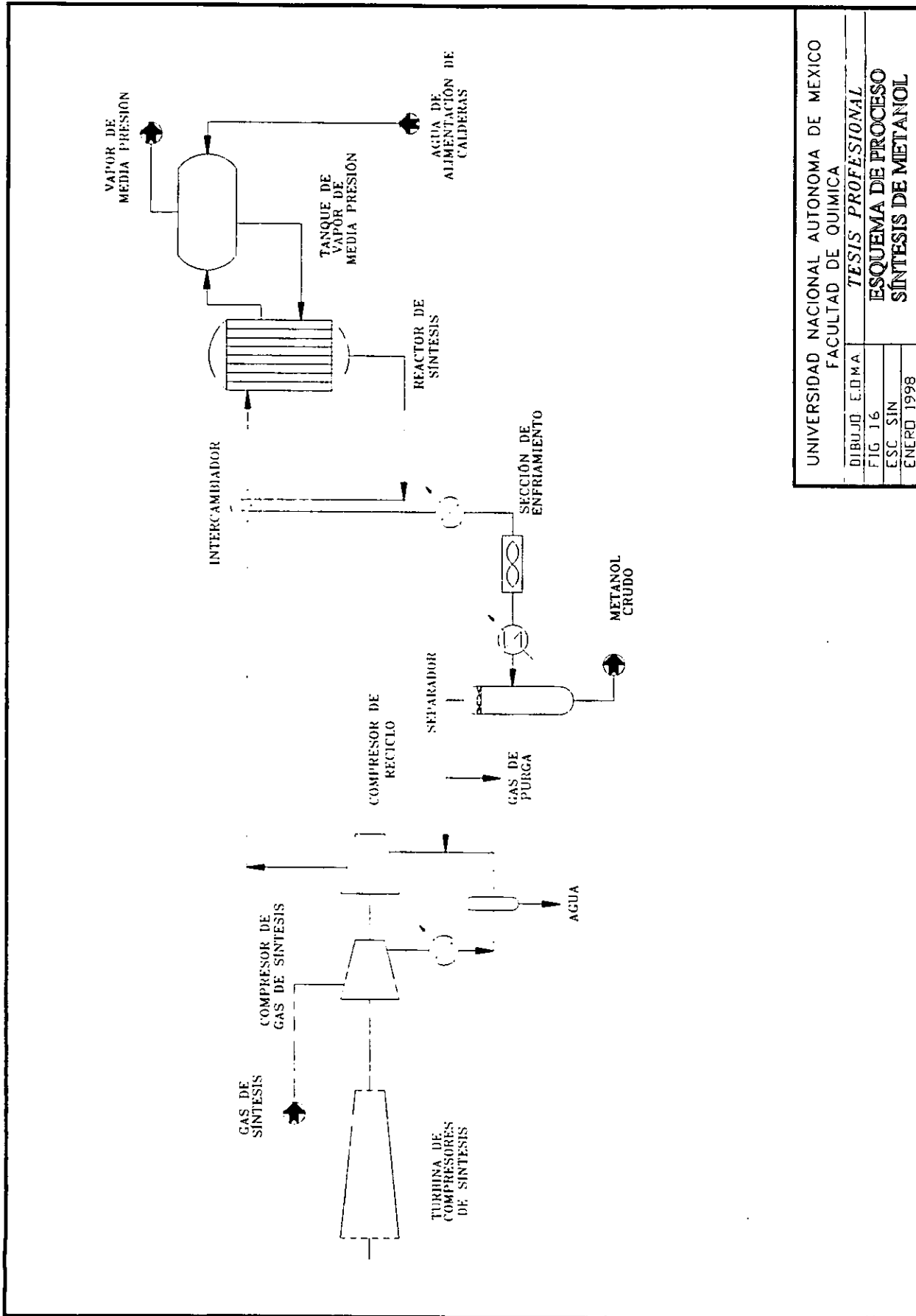
Debido a que las reacciones que se efectúan en el reactor son exotérmicas de 200 a 300 °C, es necesario mantener una temperatura de operación de 250 °C aproximadamente para lo cual, se implementa un sistema de enfriamiento, que consta en alimentar agua caliente de proceso a un tanque de donde se suministra al reactor, generándose vapor de media presión que es enviado al mismo tanque.

El reactor de síntesis de metanol que se emplea actualmente, 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 el equilibrio químico es alcanzado. La corriente que sale del reactor se enfría en el mismo intercambiador que precalienta la carga al reactor, solo que los gases de síntesis enfrían a los gases provenientes del reactor con el objeto de condensar la corriente de metanol crudo.

El metanol crudo condensado se envía a un tanque separador, donde se separan los gases aún disueltos, parte de estos gases se envían como purga para combustible y el restante es comprime en el compresor de reciclo para enviarse a enriquecer la corriente de gas de síntesis. El gas de purga es normalmente usado para el calentamiento de la reformación primaria (Fig. No. 1.6).

1.2.3 Purificación de metanol⁽¹⁰⁾.

El metanol crudo proveniente de la sección de síntesis contiene agua y otras impurezas. La cantidad y composición de estas impurezas depende de las condiciones de reacción, del tipo de gas alimentado y del tiempo de vida



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
 FACULTAD DE QUIMICA

TESIS PROFESIONAL

ESQUEMA DE PROCESO
 SINTESIS DE METANOL

DIBUJO E.D.M.A

FIG 16

ESC SIN

ENERO 1998

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 esterés.

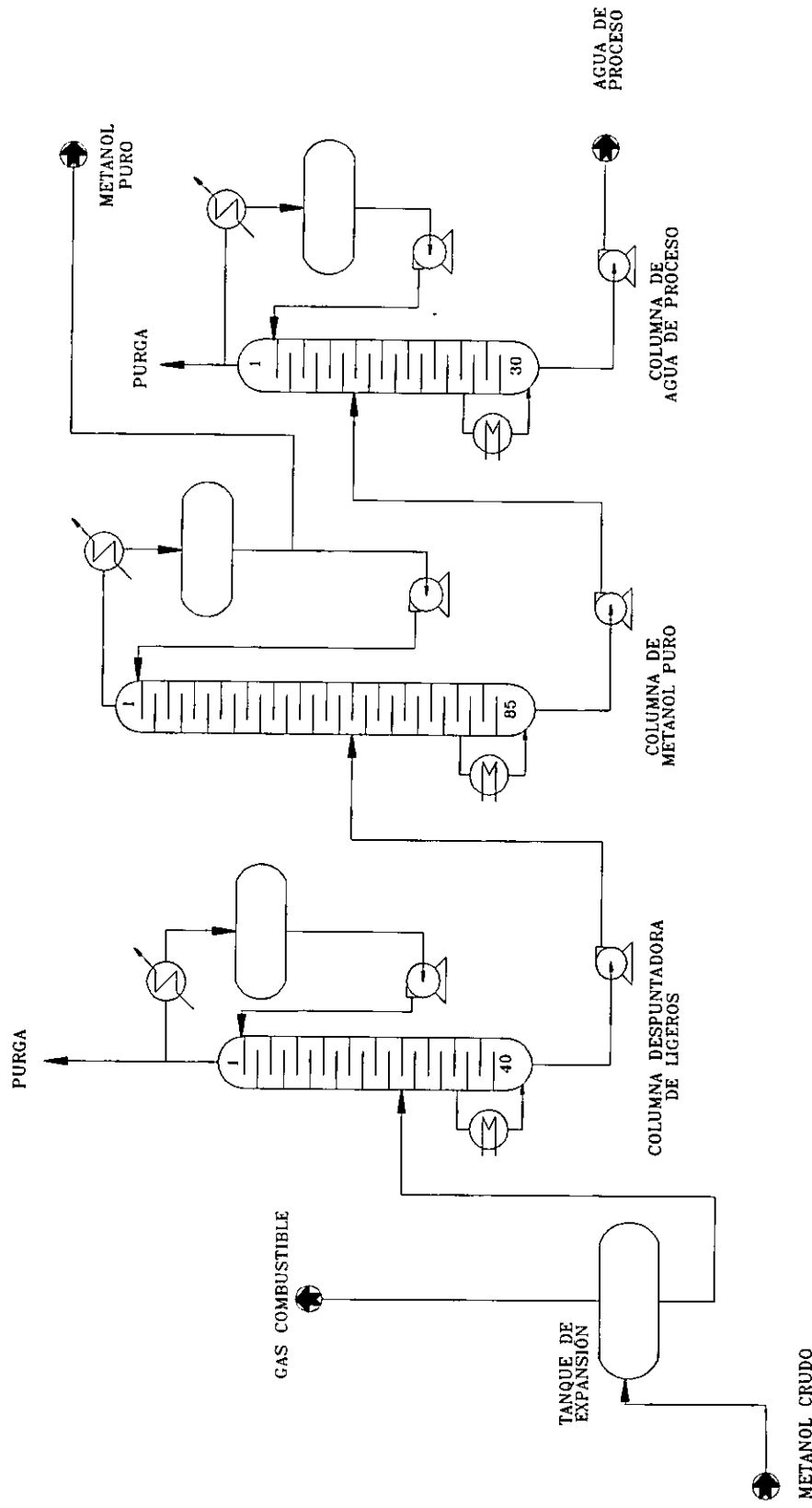
El metanol contiene compuestos de bajo y alto punto de ebullición (Ligeros y pesados), los ligeros incluye gases disueltos, dimetileter, formato de metilo y acetona; los pesados incluye hidrocarburos de larga cadena, alcoholes superiores, cetonas y esterés de alcoholes inferiores con ácidos fórmico, acético y propiónico. Los hidrocarburos superiores (Parafínicos), consisten en una mezcla de compuestos de cadena lineal mayor de C₈ a 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^{(11),(12)}.

Las impurezas en el metanol crudo, son generalmente separadas en dos etapas: Primero, todos los compuestos de bajo punto de ebullición son removidos en una columna despuntadora de 40 platos, posteriormente el metanol puro es destilado en una o más columnas de destilación dependiendo del grado de pureza que se desee alcanzar teniendo de 60 a 85 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 de baja presión (Figura No. 1.7)⁽¹²⁾.

En la Figura No. 1.8, se muestra el proceso de metanol integrado por las tres secciones anteriormente descritas. En esta misma figura se presenta el proceso de metanol con reformación convencional que es la tecnología que existe en México en el Complejo Petroquímico Independencia en San Martín Texmelucan, Pue.

(11) *Idem* (1), p. 475.

(12) *Idem* (4), p. 549.

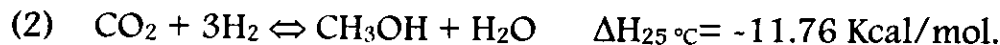


UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
 FACULTAD DE QUIMICA
 TESIS PROFESIONAL
ESQUEMA DE PROCESO
PURIFICACION DE METANOL

DIBUJO: E.D.M.A.
 FIG. 1.7
 ESC. SIN
 ENERO 1998

1.3 Termodinámica y cinética del proceso en general.

La formación de metanol, a partir de gas de síntesis puede ser descrito por las siguientes reacciones en equilibrio⁽¹³⁾:



Las entalpías de reacción son determinadas a partir de las entalpías estándar de los reactivos y productos. Las reacciones 1 y 2 son exotérmicas y se acompañan de una disminución en el volumen molar. La formación de metanol es favorecida por un incremento en la presión y una disminución en la temperatura, la máxima conversión esta determinada por la composición en el equilibrio.

Adicionalmente a las dos reacciones que forman metanol, la reacción endotérmica de dióxido de carbono e hidrógeno reacción 3, que es la reacción reversible de gas-agua también se hace presente en el equilibrio. Por simplicidad, las reacciones 1 y 3 se consideran como reacciones independientes, la conversión de CO₂ a metanol reacción 2 es entonces el resultado total de las reacciones 1 y 3 y la constante de equilibrio K₂ puede ser descrita como K₂ = K₁·K₃. Cuando el comportamiento no ideal de los gases es tomado en cuenta, las constantes de equilibrio son determinadas de la siguiente manera:

$$K_1 = \left(\frac{f_{\text{CH}_3\text{OH}}}{f_{\text{CO}} \cdot f_{\text{H}_2}^2} \right) = \left(\frac{\varphi_{\text{CH}_3\text{OH}}}{\varphi_{\text{CO}} \cdot \varphi_{\text{H}_2}^2} \right) \cdot \left(\frac{P_{\text{CH}_3\text{OH}}}{P_{\text{CO}} \cdot P_{\text{H}_2}^2} \right) = K\varphi_1 \cdot Kp_1$$

$$K_3 = \left(\frac{f_{\text{CO}} \cdot f_{\text{H}_2\text{O}}}{f_{\text{CO}_2} \cdot f_{\text{H}_2}} \right) = \left(\frac{\varphi_{\text{CO}} \cdot \varphi_{\text{H}_2\text{O}}}{\varphi_{\text{CO}_2} \cdot \varphi_{\text{H}_2}} \right) \cdot \left(\frac{P_{\text{CO}} \cdot P_{\text{H}_2\text{O}}}{P_{\text{CO}_2} \cdot P_{\text{H}_2}} \right) = K\varphi_3 \cdot Kp_3$$

donde f_i es la fugacidad, ϕ_i es el coeficiente de fugacidad y la P_i la presión parcial de los i componentes.

La formación de metanol como típica reacción de catálisis heterogénea, puede ser descrita por el mecanismo de adsorción-desorción de Langmuir-Hinshelwood o Eley-Rideal. La naturaleza de los centros activos en los catalizadores Cu-ZnO-Al₂O₃ usados bajo condiciones industriales en el proceso de baja presión en la síntesis de metanol puede ser una solución de iones cobre (I) en la fase de óxido de zinc. Por otra parte, hay evidencia que la catálisis de formación de metanol puede ser en base a cobre (0). La composición del gas alimentado (particularmente la proporción de CO₂ y H₂O) también juega un papel importante en la determinación de la actividad y la selectividad del catalizador en la producción de metanol⁽¹⁴⁾.

El mecanismo de síntesis de metanol en el catalizador de Cu-Zn-Al₂O₃ fue dado a conocer en 1990, para una mezcla pura de H₂-CO donde el monóxido de carbono es adsorbido en la superficie de Cu para posteriormente ser hidrogenado y transformarse en metanol. Cuando el CO₂ es añadido a la mezcla reaccionante, la superficie de cobre es cubierta parcialmente por la adsorción de oxígeno llevándose a cabo la siguiente reacción⁽¹⁵⁾:



donde el CO reacciona con la adsorción de oxígeno para formar CO₂, formándose una fuente primaria de carbón a metanol.

El Zn del catalizador sirve para mantener la actividad y el área de superficie del cobre y adicionalmente ayuda para reducir la formación de subproductos ligeros⁽¹⁶⁾. La selectividad es mejor que 99%, con la existencia de impurezas típicas como éteres, esterres, aldehidos, cetonas, alcoholes superiores y parafinas. La porción de alúmina (Al₂O₃) del catalizador sirve

(14) Chi-Kung Kuei, Min-Dar Lee. *Hydrogenation of Carbon Dioxide by hybrid catalysts, direct synthesis of aromatics from Carbon Dioxide and Hydrogen*. p. 347-354. 23

(15) Chinchén, Waugh and Witan. *The activity and state of Copper Surface in Methanol Synthesis Catalysts*. p. 101-107.

(16) Baussart, Delobel, Lebras. *A Macroscopic study of Cu/Zn/Al catalyst for carbon dioxide hydrogenation*. p. 381-389.

como soporte. La selectividad es una función directa de la temperatura, la cantidad de subproductos tiende a incrementarse cuando la temperatura de operación se eleva, pero a veces es necesario aumentarla para compensar la pérdida de actividad del catalizador. La formación de subproductos, también se ve influenciada por impurezas en el catalizador durante el desarrollo de todo el proceso; las impurezas alcalinas catalizan la producción de alcoholes superiores, mientras que las impurezas ácidas como son de hierro y níquel promueven la formación de hidrocarburos pesados.

En la Tabla No. 1.1⁽¹⁷⁾, se muestran algunas patentes existentes del tipo representativas de los catalizadores para la síntesis de metanol de base cobre.

Tabla No. 1.1. Catalizadores típicos para la síntesis de metanol de base Cu.

| LICENCIADOR | COMPONENTES | CONTENIDO EN % ATOM. |
|---------------------|-------------------------|-------------------------|
| IFP | Cu | 25-80 |
| | Zn | 10-50 |
| | Al | 4-25 |
| SUD CHEMIE | Cu | 65-75 |
| | Zn | 18-23 |
| | Al | 8-12 |
| SHELL | Cu | 71 |
| | Zn | 24 |
| | Oxidos de tierras raras | 5 |
| ICI | Cu | 61 |
| | Zn | 30 |
| | Al | 9 |
| BASF | Cu | 65-75 |
| | Zn | 20-30 |
| | Al | 5-10 |
| DU PONT | Cu | 50 |
| | Zn | 19 |
| | Al | 31 |
| UNITED CATALYSTS | Cu | 62 |
| | Zn | 21 |
| | Al | 17 |
| HALDOR TOPSOE | Cu | 37 |
| | Zn | 15 |
| | Al | 48 |

1.4 Resumen de algunos aspectos técnicos^{(18),(19)}.

La parte fundamental de cualquier proceso de metanol es el ciclo de síntesis.

El equipo principal en el ciclo de síntesis de metanol es el convertidor, este convertidor contiene al catalizador sobre el cual el gas de síntesis se convierte a metanol. La principal diferencia en la competencia de los procesos de metanol radica actualmente en el convertidor y en su método de control de temperatura y recuperación de calor.

Los convertidores Adiabáticos tipo "Quench" usan múltiples camas de catalizador. Los volúmenes de las camas son dimensionadas para ayudar en el control de la reacción exotérmica de la síntesis del metanol. Adicionalmente, se inyecta gas frío entre las camas para controlar o "quenchar" las temperaturas de entrada a la cama. El calor de reacción se recupera típicamente a través de la adición de intercambiadores recuperadores de calor localizados corriente abajo del convertidor. El proceso de la compañía ICI es el prototipo de los diseños de convertidor de metanol Adiabático (Figura No. 1.9).

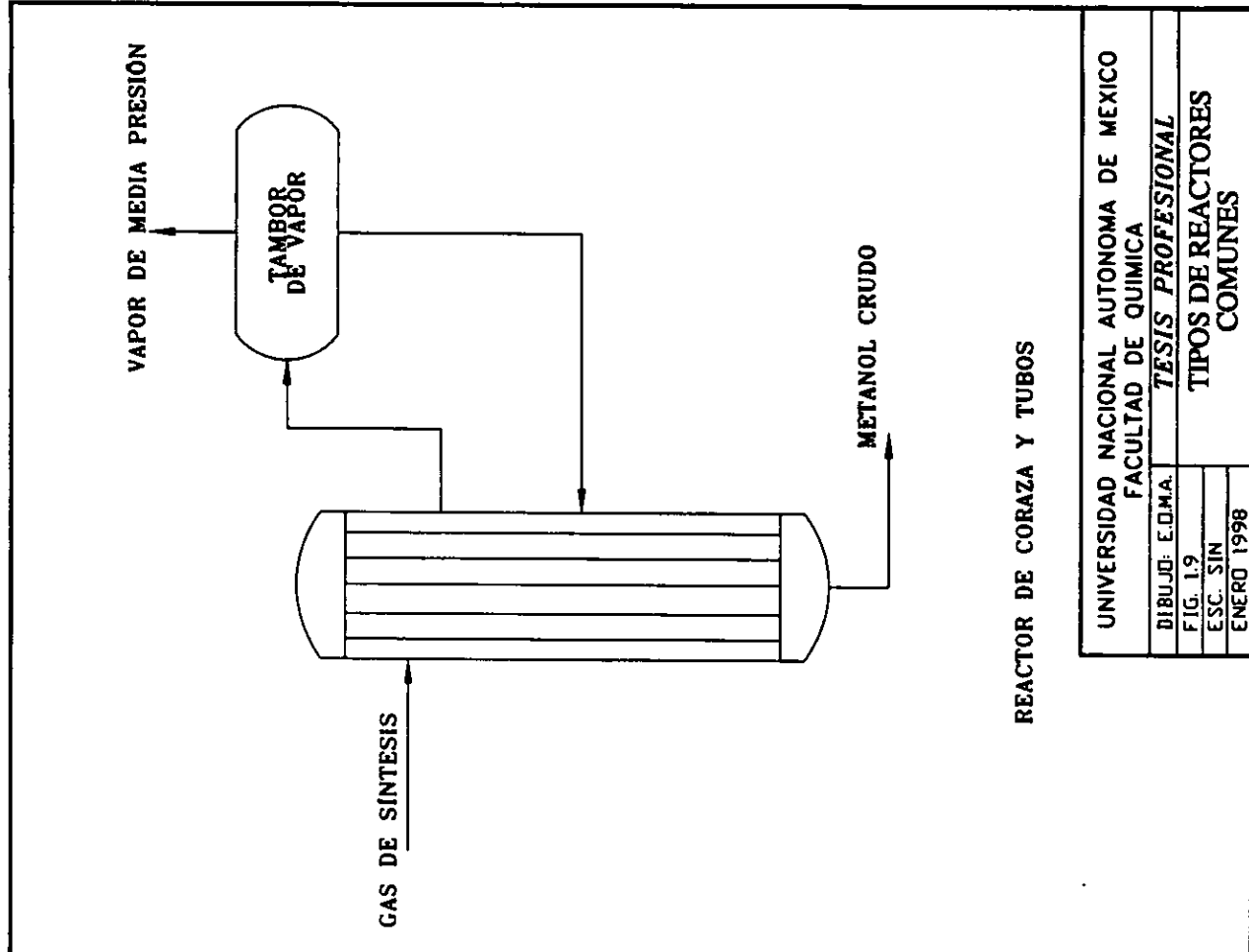
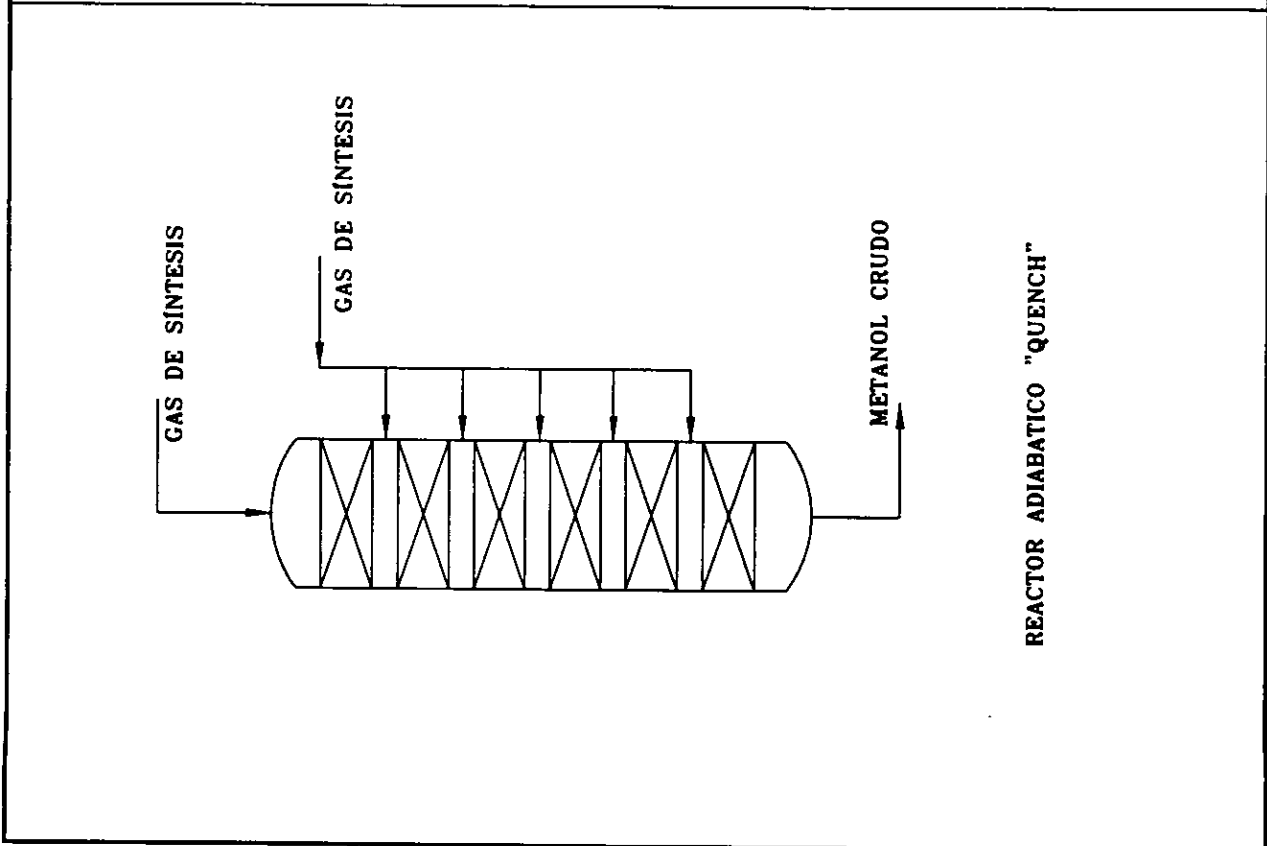
En los convertidores tipo Isotérmico, el calor de la reacción exotérmica de la síntesis de metanol se recupera parcialmente, generándose usualmente vapor de agua. El prototipo de este tipo de diseño lo tipifico el convertidor coraza enfriada con agua-tubo de la compañía LURGI (Figura No. 1.9).

La mayoría de los catalizadores basados en cobre a baja presión operan en el intervalo de temperatura de 200-300 °C. El sobrecalentamiento puede dañar al catalizador y al propio convertidor. Adicionalmente, las altas temperaturas limitan la conversión de los óxidos de carbón a metanol debido a las restricciones de equilibrio.

Debido a que la conversión de los óxidos de carbón (CO y CO₂) se completa normalmente solo en un 40 a 60% por paso, la economía usualmente dicta que el exceso de gas de síntesis no reaccionado se deberá

(18) *Idem* (1), p. 474.

(19) *Idem* (4), p. 547-549.



| | |
|---|----------------------------|
| UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO | |
| FACULTAD DE QUIMICA | |
| TESIS PROFESIONAL | |
| DIBUJO: E.D.M.A. | TIPOS DE REACTORES COMUNES |
| FIG. 1.9 | |
| ESC. SIN | |
| ENERO, 1998 | |

recircular. Esto conlleva al empleo de equipo secundario: el intercambiador (usado antes del convertidor Isotérmico), intercambiadores de recuperación de calor (usados en el diseño de convertidor Adiabático), el condensador o enfriador final, el separador, y el compresor de recirculación (Figura No. 1.6).

El intercambiador utiliza el gas efluente caliente del convertidor para precalentar el gas de síntesis y el gas recirculado hasta la temperatura de reacción. Es importante una baja caída de presión en el intercambiador para minimizar los costos del ciclo de compresión de reciclaje. Mecánicamente, el intercambiador debe estar diseñado para que este libre de vibración en los tubos (vibración inducida por el flujo), para un amplio rango de flujos de recirculación y composiciones del gas. El intercambiador pasa por una región de temperatura favorable para la formación de carbonilo de hierro, por tanto, se deberán usar materiales de construcción resistentes a la formación del carbonilo con la intención de minimizar el envenenamiento del catalizador de síntesis por carbonilo de hierro.

Si el diseño del convertidor es del tipo Adiabático, puede utilizarse el intercambiador de calor para recuperar el calor de reacción de la corriente efluente del convertidor, además de que deberá considerarse en el diseño la vibración de tubos inducida por el flujo y el potencial de formación de carbonilo. También se deberá tomar en cuenta la operabilidad del ciclo de síntesis. Una remoción excesiva de calor puede llegar a enfriar la entrada del gas al convertidor al punto en que se puede detener la reacción exotérmica, un evento bastante indeseable. Deberá tenerse mucho cuidado en el diseño de los intercambiadores de tal forma que sea removida una cantidad adecuada de calor dentro del ciclo de reacción. Los diseñadores competentes tienen la experiencia necesaria para manejar dicha situación.

El condensador enfría y condensa el metanol producto proveniente del gas efluente del convertidor, enviando una cantidad de calor baja a los

alrededores. Frecuentemente se usa una combinación condensador con aire-ventilador y un intercambiador de coraza y tubos. El metanol crudo condensado, se satura con CO_2 , de tal forma que las superficies mojadas del intercambiador de calor sean resistentes al ataque del ácido carbónico.

El separador recibe al metanol crudo líquido y previene que se recircule un exceso de metanol líquido hacia la entrada del convertidor. Aun cuando los conceptos del diseño de los separadores esta bien conocida, la experiencia práctica a mostrado que debe tenerse cuidado en el diseño y dimensionamiento del separador (Figura No. 1.6). La recirculación de metanol líquido al convertidor puede reducir drásticamente la efectividad del catalizador alterando la reacción de equilibrio. Finalmente, el tener acceso para reparar el separador esta severamente limitado. La reparación de los internos de un equipo en ciclo solamente se puede realizar en un cambio de catalizador, sin correr el riesgo de la oxidación del catalizador y una pérdida permanente en la actividad del catalizador y de su resistencia mecánica.

El compresor de recirculación regresa gas de síntesis sin reaccionar hacia el convertidor. La caída de presión en el ciclo de recirculación se encuentra en el intervalo de menos de 3.5 Kg/cm^2 hasta 14 Kg/cm^2 . El compresor de recirculación deberá ser capaz de operar con un amplio rango de pesos moleculares del gas que van de 6 a 28 (desde gas de síntesis a nitrógeno).

Un aspecto de gran importancia que debe tomarse en cuenta es que en ocasiones llega a ser necesario equipo de separación extra para ayudar a balancear los requerimientos estequiométricos, tales como la cantidad de H_2 o CO_2 dentro del ciclo de síntesis según lo dicte el catalizador específico.

El diseño del ciclo de presión afecta a un número importante de variables a través de todo el proceso de síntesis de metanol. Por ejemplo, un aumento en la presión de diseño del ciclo de compresión puede incrementar

la razón de compresión del gas de reposición y los costos de operación. Sin embargo, una presión alta beneficia el ciclo de síntesis, se incrementa la presión parcial de los reactantes y por lo tanto la velocidad de reacción y la productividad del catalizador, en términos del espacio tiempo de producción. Esto da como resultado mayores conversiones, un menor flujo de recirculación (menores costos de compresión) y un convertidor más pequeño. Un aumento en la densidad del gas da como resultado intercambiadores de calor, recipientes y líneas más pequeñas. Por lo tanto, una presión óptima representa un balance entre los costos de compresión y los costos del convertidor.

Capítulo 2

Estudio de Mercado

Siempre que se desea realizar un proyecto de este tipo, es de suma importancia recabar información con respecto a quién podemos vender el producto, cuantos kilogramos o toneladas necesita, cuanto esta dispuesto a pagar; quién puede proporcionarnos las materias primas, bajo que especificaciones y a que costo; donde debe localizarse la planta para ser un proveedor eficiente, para tener accesibilidad óptima de materias primas y que capacidad de producción deberá tener dicha planta son datos elementales que cualquier Estudio de Mercado ha de aportar, por lo que a continuación se obtendrá dicha información. La investigación que se realice debe proporcionar información que sirva de apoyo para la toma de decisiones, y en este tipo de estudios la decisión final esta encaminada a determinar si las condiciones del mercado no son un obstáculo para llevar a cabo el proyecto.

2.1 Definición del producto^{(20), (21)}.

El metanol también llamado, alcohol metílico o alcohol de madera, es la más simple de una larga serie de componentes orgánicos llamados alcoholes; su fórmula molecular es CH_3OH . Es un líquido incoloro de carácter polar, miscible en agua, alcoholes, ésteres y muchos otros disolventes orgánicos; es poco soluble en grasas y aceites, y debido a su polaridad disuelve muchas sustancias inorgánicas, particularmente sales. El metanol forma mezclas explosivas con el aire y se quema con una flama no luminosa. La ingestión de este alcohol provoca ceguera o muerte en el caso en que se ingieran grandes cantidades de este.

Las principales propiedades físicas del metanol se encuentran en la Tabla No. 2.1.

La pureza del metanol comercial varía principalmente por el contenido de acetona, etanol, y agua, por lo que se le asigna un grado de pureza, según General Services Administration y ASTM D1152, como se muestra en la Tabla No. 2.2.

2.2 Naturaleza y usos del producto⁽²¹⁾.

El metanol puro es un importante material en síntesis química. Sus derivados son usados en grandes cantidades para producir un vasto número de compuestos, entre los que destacan importantes productos sintéticos como los decolorantes, resinas, productos farmacéuticos y perfumes. Es también usado en anticongelante automotriz, combustibles para cohetes y como un disolvente en general. Por lo tanto, el metanol se clasifica como un producto de consumo intermedio y de consumo final.

Aproximadamente el 85% del metanol producido en el mundo se utiliza en la síntesis química en las cuales se encuentran en orden de importancia las siguientes:

- Formaldehído.

(20) *Idem* (1), p. 465-467

(21) *Idem* (4), p. 537-538, 552-554

- Metil-terbutil-eter (MTBE) y Teramil-eter (TAME).
- Ácido acético.
- Metil metacrilato, y
- Dimetil tereftalato (DMT).

Tabla No. 2.1. Propiedades físicas del metanol.

| PROPIEDAD | VALOR |
|--|----------|
| Punto de ebullición °C | 64.70 |
| Temperatura Crítica °C | 239.43 |
| Presión Crítica Kg/cm ₂ | 82.49 |
| Volumen Critico m ³ /mol | 118 |
| Factor de Compresibilidad | 0.224 |
| Calor de Formación (Líquido) a 25 °C, Kcal/mol | -57.18 |
| Energía Libre de Formación (Líquido) a 25 °C, Kcal/mol | -39.90 |
| Calor de Fusión. Cal/g | 24.64 |
| Calor de Vaporización a punto de ebullición, Cal/g | 270.09 |
| Calor de combustión a 25 °C, Cal/g | 5421.53 |
| Temperatura de Autoignición °C | 464 |
| Tensión Superficial a 25 °C, Nm/m=Dina/cm | 22.1 |
| Calor Específico del Vapor a 25 °C, Cal/g K | 0.327 |
| Calor Específico del Líquido a 25 °C, Cal/g K | 0.605 |
| Presión de Vapor a 25 °C Kg/cm ² | 0.172 |
| Solubilidad en H ₂ O | Miscible |
| Densidad a 25 °C, Kg/m ³ | 0.7866 |
| Indice de Refracción n _D a 20 °C | 1.3284 |
| Viscosidad del Líquido a 25 °C, cp | 0.541 |
| Constante Dieléctrica a 25 °C | 32.7 |
| Conductividad Térmica a 25 °C W/m K | 0.202 |

Tabla No. 2.2. Pureza comercial del metanol

| PARAMETRO | GRADO A | GRADO AA | ASTM D1152 |
|--|-----------------------------|-----------------------------|-----------------------------|
| Pureza %Peso | 99.85 | 99.85 | 99.85 |
| Gravedad espec. A 20 °C. | 0.7928 | 0.7928 | 0.7920-0.7930 |
| Rango de destilac. (20 °C). | 64.6 | 64.6 | 64.6 |
| Color max. (Pt-Co). | 5 | 5 | 5 |
| Olor | Característico | Característico | Característico |
| Carbonizables. | 30 | 30 | 50 |
| Apariencia | Incoloro sin sedimentos. | Incoloro sin sedimentos. | Incoloro sin sedimentos. |
| Conc. No volatiles. (mg/100 ml max.). | 1 | 1 | 5 |
| Acetona (%Peso, max.) | | 0.002 | 0.003 |
| Etanol (%Peso, max.). | | 0.001 | |
| Acidez (%Peso, max.). | 0.003 | 0.003 | 0.003 |
| Agua (%Peso, max.). | 0.15 | 0.10 | 0.10 |
| Miscibilidad en H ₂ O. | Sin turbidez. | Sin turbidez. | Sin turbidez. |

Sólo una pequeña parte se utiliza para la producción de energía. Otros productos sintetizados en los que se emplea el metanol en alguna de sus etapas de producción son:

- La síntesis de Gasolina.
- Ácido fórmico.
- Esteres dimetilicos de ácidos orgánicos para solventes y monómeros.
- Esteres dimetilicos de ácidos inorgánicos en insecticidas y explosivos.
- Metilaminas para productos farmacéuticos.
- Trimetilfosfina (Vitaminas y fragancias).
- Metóxido de sodio (Catalizadores, intermediarios orgánicos).
- Metanal (Disolventes y propulsores relacionados con los combustibles).
- Etileno (Polimeros, intermediarios orgánicos).

El crecimiento en el uso de metanol como combustible depende de varios factores: Economía de los combustibles, la necesidad de resolver los problemas de contaminación, y leyes regionales o nacionales. El metanol tiene varias ventajas únicas como combustible, y el tipo de combustible está aún en vías de desarrollo, como son: Mezclas de gasolina con metanol, metanol puro, combustibles metilicos con aplicaciones estacionarias, MTBE y el proceso MOBIL para la conversión de metanol en gasolina.

2.3 Análisis de la demanda⁽²²⁾.

El principal propósito que se persigue con el análisis de la demanda es determinar y medir cuales son las fuerzas que afectan los requerimientos del mercado con respecto a un bien o servicio, así como determinar la posibilidad en la satisfacción de dicha demanda.

2.3.1 Distribución geográfica del mercado nacional de consumo.

Se entiende por demanda al llamado Consumo Nacional Aparente (CNA), que es la cantidad de determinado bien o servicio que el mercado requiere y se puede expresar como ⁽²²⁾:

$$\text{DEMANDA} = \text{CNA} = \text{Producción Nacional} + \text{Importaciones} - \text{Exportaciones.}$$

En la Tabla No. 2.3 se muestra el comportamiento histórico de la demanda del periodo de 1985 a 1996. Posteriormente en la Tabla No. 2.4 y la Figura No. 2.1 se presenta la distribución geográfica del mercado de metanol, mostrando los principales estados consumidores dentro del país (mercado potencial).

Tabla No. 2.3. Comportamiento histórico de la Demanda de metanol.

| TONELADAS | 1985 | 1986 | 1987 | 1988 | 1989 | 1990 |
|--------------------------------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|
| Producción | 192210 | 182285 | 190898 | 200666 | 207606 | 210494 |
| Importación | 0 | 8000 | 1690 | 20630 | 22615 | 22005 |
| Exportación | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Consumo Aparente | 192210 | 190285 | 207798 | 221296 | 23221 | 232499 |
| Capacidad Instalada | 171500 | 171500 | 171500 | 171500 | 171500 | 171500 |

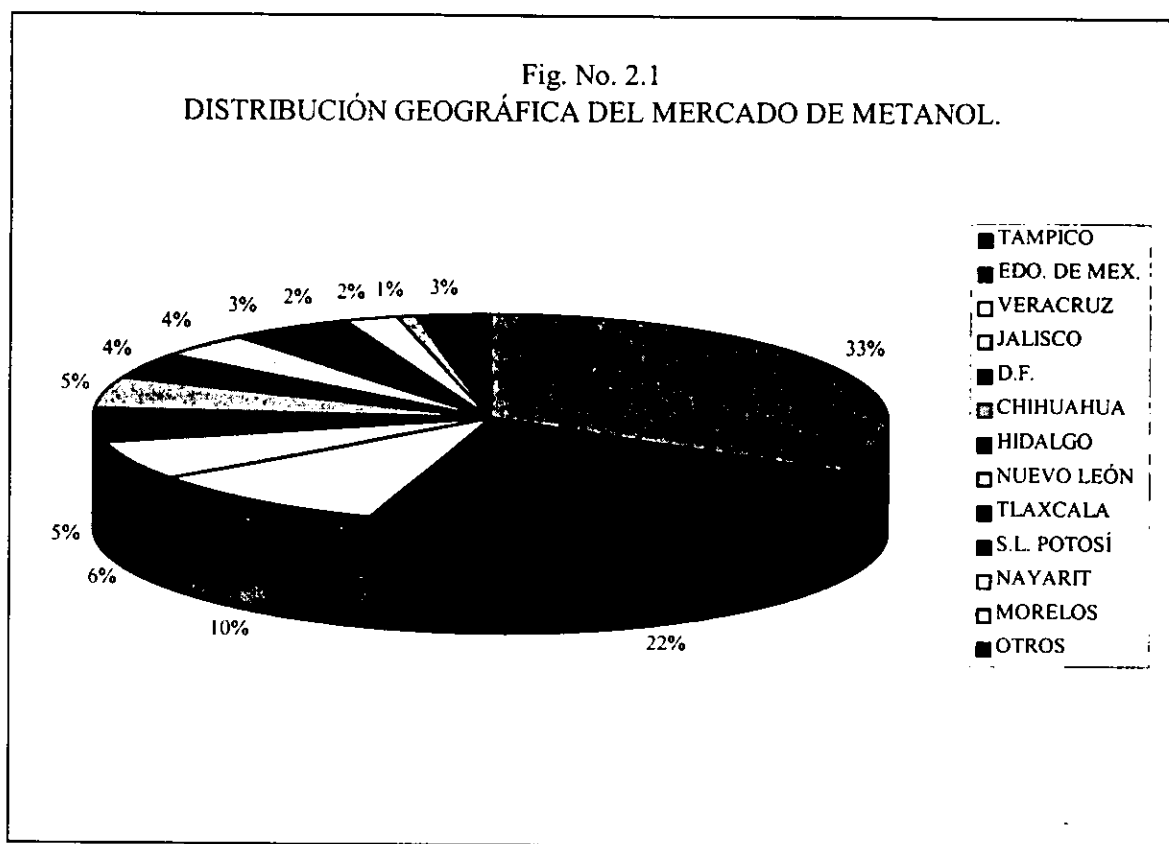
| TONELADAS | 1991 | 1992 | 1993 | 1994 | 1995 | 1996 |
|--------------------------------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|
| Producción | 213280 | 200130 | 169000 | 185000 | 20245 | 211000 |
| Importación | 32362 | 44200 | 90790 | 112890 | 137442 | 155434 |
| Exportación | 0 | 227 | 41 | 7285 | 820 | 1400 |
| Consumo Aparente | 245642 | 244103 | 259749 | 290605 | 339072 | 365034 |
| Capacidad Instalada | 171500 | 171500 | 171500 | 171500 | 171500 | 171500 |

Fuente: INEGI, Bancomex. y Memorias de labores de PEMEX 1997.

Tabla No. 2.4. Distribución geográfica del mercado de metanol.

| ESTADO | DEMANDA % |
|----------------------|-----------|
| Tamaulipas (Tampico) | 33 |
| Edo. de México | 22 |
| Veracruz | 10 |
| Jalisco | 6 |
| Distrito Federal | 5 |
| Chihuahua | 5 |
| Hidalgo | 4 |
| Nuevo León | 4 |
| Tlaxcala | 3 |
| S. L. Potosí | 2 |
| Navarrit | 2 |
| Morelos | 1 |
| Otros | 3 |

Fuente: INEGI



Fuente: INEGI

Se puede observar en la Tabla No. 2.3, que lo producido u ofrecido no alcanza a cubrir los requerimientos, por lo tanto se dice que existe una demanda insatisfecha.

2.3.2 Proyección de la demanda⁽²³⁾.

Para calcular cuantitativamente la evolución futura de la demanda, se han aplicado series estadísticas básicas, específicamente mediante el método de regresión lineal múltiple, que de acuerdo con el comportamiento histórico considerado (1987 a 1996), permita calcular estas evoluciones de uso del producto en el periodo (1998 a 2002).

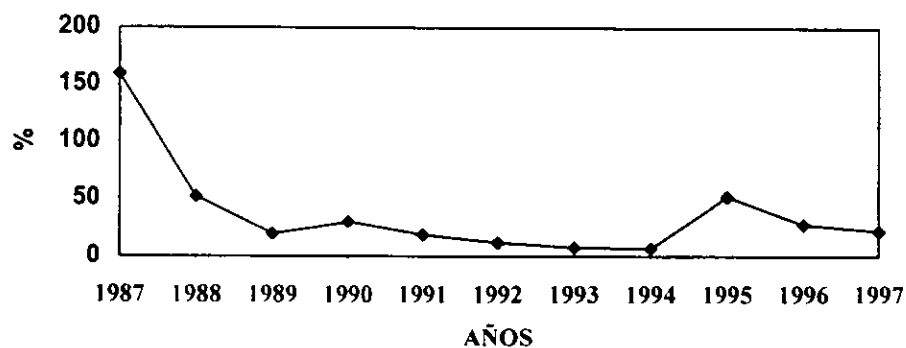
En relación con las variables consideradas para la obtención de la ecuación de la tendencia histórica de la demanda, se tomaron en cuenta los

años de proyección (tiempo), como primera variable; los datos históricos demandados para estos años, como segunda variable, y dos factores de decisión como tercera variable.

En referencia a los factores de decisión que se emplearon en los cálculos, se consideraron la Tasa de Inflación y el Producto Interno Bruto (PIB). De estos factores, el que presenta el coeficiente de correlación más alto es la Tasa de Inflación. El cálculo de la ecuación representativa se muestra en el anexo A, (Ver Tabla No. 2.5).

Las tasas de inflación tomadas para evaluar el periodo 1998-2002 fueron supuestas teniendo como referencia el Plan Nacional de Desarrollo de 1996 al 2000 y siguiendo el comportamiento de la tasa de inflación del periodo de 1987 a 1997 (Ver Fig. No. 2.2), por lo cual en la proyección de la demanda se muestran las tasas de inflación supuestas que posiblemente se esperan para ese periodo de tiempo.

Fig. No. 2.2
COMPORTAMIENTO DE LA TASA DE INFLACIÓN



Fuente: Banco de México.

*ECUACIÓN DE LA TENDENCIA HISTÓRICA DE LA
DEMANDA CON TRES VARIABLES*

$$Y = 168,806.32 + 18,384.45 X + 312.6 Z$$

Tabla No. 2.5. Proyección de la Demanda considerando la Tasa Inflación.

| X | AÑO | TASA DE INFLACIÓN (Z) (%) | DEMANDA ESPERADA (Y) (Toneladas) |
|----|------|------------------------------|-------------------------------------|
| 10 | 1998 | 22 | 359,528.02 |
| 11 | 1999 | 22 | 377,912.47 |
| 12 | 2000 | 32 | 399,422.92 |
| 13 | 2001 | 32 | 417,807.37 |
| 14 | 2002 | 30 | 435,566.62 |

En el anexo A se describen los pasos del método de regresión múltiple empleado, ahí se mostrara un cálculo hecho con el PIB y con la tasa de inflación que por tener el coeficiente de correlación más alto fue considerada en esta sección.

Como una observación, cabe mencionar que en la Tabla No. 2.3 en algunos años se indica que existe exportación de metanol, lo cual hace pensar que en esos años la producción de metanol fue lo suficiente para todavía exportar, pero ¿Por qué se sigue importando?, la respuesta puede deberse a diversas situaciones, aunque la más razonable puede ser que, debido a que en algunos meses del año la demanda y la oferta disminuye o aumenta, PEMEX como productor debe manipular la producción de su producto, entonces algunas empresas tienen que asegurarse de tener las cantidades que requieren de metanol, si su uso es como una materia prima o un intermediario para la elaboración de su producto y estas importan la cantidad requerida y por lo tanto, lo que no se consume en el país PEMEX lo vende fuera, es decir lo exporta a quien lo requiera.

2.4 Análisis de la oferta⁽²⁴⁾.

El propósito que se persigue mediante el análisis de la oferta es determinar o medir las cantidades y las condiciones en que una economía puede y quiere poner a disposición del mercado su bien o servicio.

2.4.1 Capacidad instalada en México.

En la parte de la determinación geográfica del mercado (sección 2.3.1), se señalan los sectores del mercado potencial de metanol que se tiene que cubrir.

Actualmente el único productor de metanol es PEMEX PETROQUÍMICA (PFQ), aunque con la apertura del mercado y la liberación de algunos productos exclusivos de producción que tenía PEMEX, es posible la producción de metanol por medio de particulares. La Tabla No. 2.6 muestra el comportamiento que ha seguido la oferta del período de 1985 a 1996 según información reportada por el C.P. Independencia (Plantas Metanol I y Metanol II) en San Martín Texmelucan, Pue., a PEMEX. Cabe mencionar que actualmente, la Planta de Metanol I esta produciendo 80 Ton/día y la Planta de Metanol II esta produciendo 500 Ton/día.

En la Figura No. 2.3 se muestra la distribución geográfica ofertada de metanol por las plantas de San Martín Texmelucan, Pue., en porcentaje de metanol distribuido.

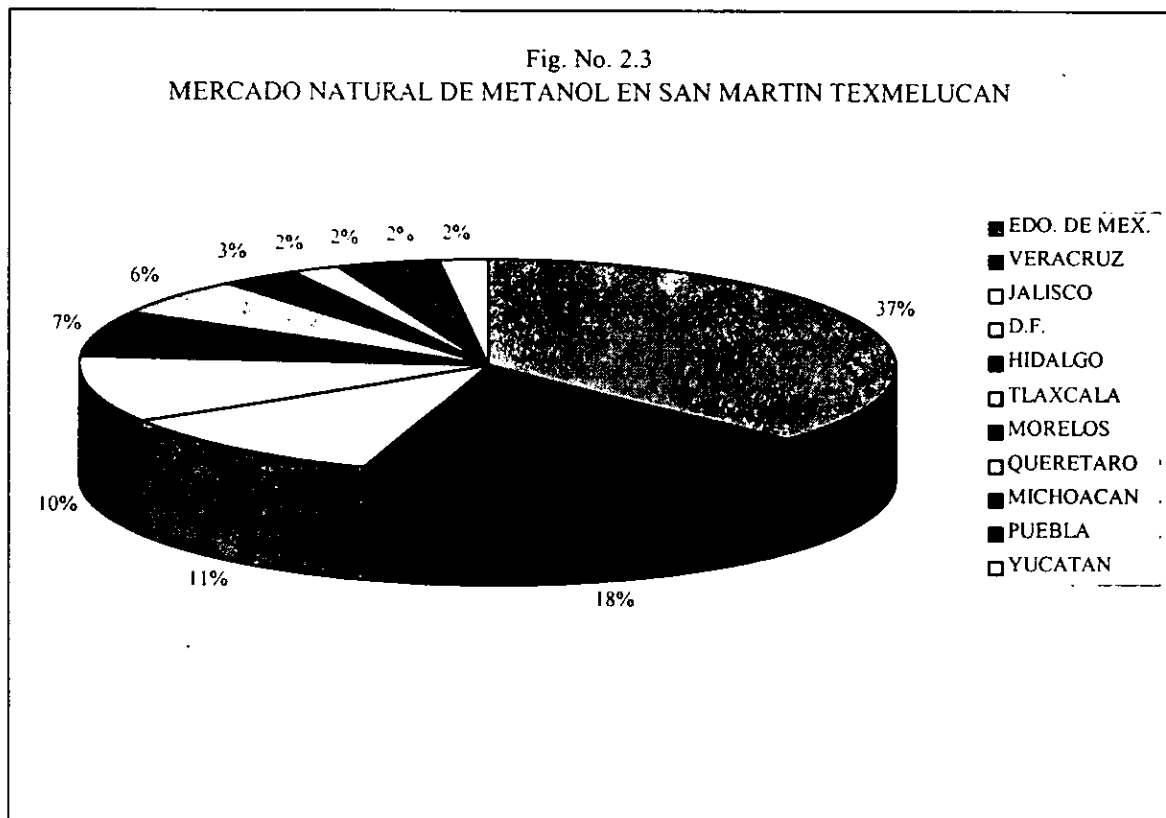
Es obvio, que lo ofertado por San Martín Texmelucan, Pue. aunque cubre cierta demanda del país, no llena en general las expectativas del mercado de metanol, así que tener planes de expansión de la producción de metanol es un punto que habría que considerar.

Tabla No. 2.6. Comportamiento de la Oferta de metanol

| ANO | PRODUCCION TOTAL DE METANOL (TONELADAS) |
|------|---|
| 1985 | 192,210 |
| 1986 | 182,285 |
| 1987 | 190,898 |
| 1988 | 200,666 |
| 1989 | 207,606 |
| 1990 | 210,494 |
| 1991 | 213,280 |
| 1992 | 200,130 |
| 1993 | 169,000 |
| 1994 | 185,000 |
| 1995 | 202,460 |
| 1996 | 211,000 |
| 1997 | 193,000 |

Fuente: Memorias de labores de PEMEX 1997

Fig. No. 2.3
MERCADO NATURAL DE METANOL EN SAN MARTIN TEXMELUCAN



Fuente: INEGI

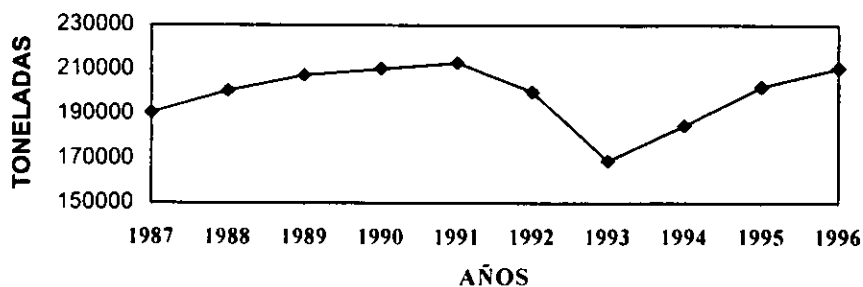
2.4.2 Comportamiento de la Oferta⁽²⁵⁾.

La oferta es una función de la capacidad instalada del productor, por lo que este caso, no es necesario realizar una proyección a futuro. La proyección de la oferta será siempre una buena opción, si se tiene la intención de aumentar la capacidad instalada y PEMEX no tiene ninguna intención de hacerlo.

Así es que, analizar el comportamiento de la oferta de metanol presenta una visión a través del tiempo de la tendencia que habrá de seguir PEMEX en el mercado nacional. Comparando este comportamiento con el de la demanda se puede verificar la relación que ha tenido con el tiempo (Ver Figura No. 2.4 y 2.5).

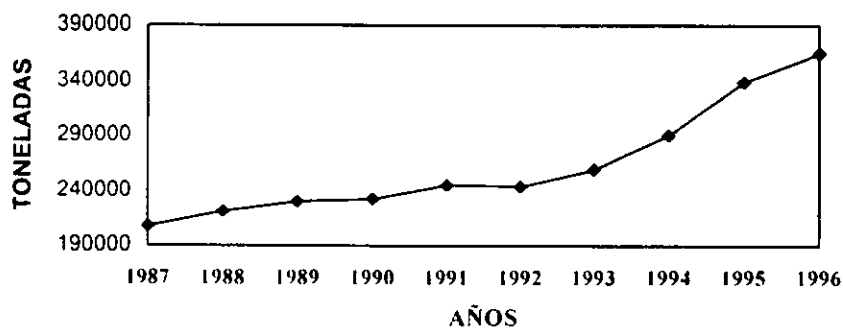
Como se puede observar en las figuras anteriores, el comportamiento histórico de la demanda de metanol se ha incrementado por las diversas aplicaciones que se le esta dando al metanol. Sin embargo, frente a esto el comportamiento histórico de la oferta de metanol indica que PEMEX a procurado mantener dentro de sus límites de producción de las plantas de metanol una producción que siga la tendencia de la demanda, aunque de 1991 a 1993 lo ofertado muestra un decremento, seguramente debido a que por problemas operativos la Planta de Metanol I salió fuera de operación en ese período. Por lo tanto, debido a que se espera un incremento en la elaboración de los productos oxigenados MTBE y TAME, lo ofertado no será suficiente para las necesidades nacionales y la importación estará aumentando y esto a su vez se encontrará reflejado en el incremento de la demanda.

Fig. No. 2.4
COMPORTAMIENTO DE LA OFERTA DE METANOL



Fuente: Memorias de labores de PEMEX 1997

Fig. No. 2.5
COMPORTAMIENTO DE LA DEMANDA DE METANOL



Fuente: Memorias de labores de PEMEX 1997

2.5 Análisis de precios⁽²⁶⁾.

Se persigue mediante el análisis de los precios, conocer el precio del producto en el mercado no por el simple hecho de saberlo, sino porque sería la base para calcular los ingresos probables en varios años, por lo tanto el precio determinado será el que se use en el estado de resultados.

2.5.1 Determinación del precio promedio.

En cualquier tipo de producto, así sea este de exportación o de importación, hay diferentes calidades y diferentes precios. El precio también está influido por la cantidad que se compre, por lo cual según los datos proporcionados por PEMEX en la Tabla No. 2.7 se presenta el volumen de ventas y el valor de las ventas internas de metanol para el periodo de 1986 a 1997.

Tabla No. 2.7. Volumen y Ventas de metanol producido por PEMEX.

| INTERNAS | 1986 | 1987 | 1988 | 1989 | 1990 | 1991 |
|--------------------------------|-----------|------------|------------|------------|------------|------------|
| VALOR DE VENTAS (\$) | 8,684,424 | 32,423,402 | 44,919,735 | 69,379,205 | 52,680,377 | 79,683,437 |
| VOLUMEN DE VENTAS (TON) | 175,832 | 159,564 | 184,854 | 189,560 | 207,167 | 183,359 |

| INTERNAS | 1992 | 1993 | 1994 | 1995 | 1996 | 1997 |
|--------------------------------|------------|------------|-------------|-------------|-------------|-------------|
| VALOR DE VENTAS (\$) | 70,919,516 | 61,603,000 | 164,094,000 | 149,351,935 | 122,635,790 | 150,625,150 |
| VOLUMEN DE VENTAS (TON) | 172,401 | 142,038 | 146,953 | 127,012 | 98,031 | 79,347 |

Fuente: Memorias de labores de PEMEX 1997

Dividiendo el valor de ventas internas entre el volumen de ventas internas se encuentra el precio por tonelada de metanol mejor conocido como precio implícito en este caso precio promedio, para el periodo de 1986 a 1997 (Ver Tabla No. 2.8), cabe mencionar que los precios reportados por PEMEX son precios con referencia al precio internacional. Como el precio promedio se encuentra en pesos corrientes, es necesario considerar un año de referencia y trabajar con pesos constantes, por lo cual en este caso se tomara como año de referencia 1997 para tener los precios de los años anteriores en pesos de 1997 y ver el comportamiento que ha tenido el precio de metanol con el tiempo (Tabla No. 2.9).

Tabla No. 2.8. Precio promedio de metanol.

| AÑO | PRECIO PROMEDIO (PESOS CORRIENTES) (\$/TON. DE METANOL) |
|------------|--|
| 1986 | 49.39 |
| 1987 | 203.19 |
| 1988 | 242.99 |
| 1989 | 366.00 |
| 1990 | 254.28 |
| 1991 | 434.57 |
| 1992 | 411.35 |
| 1993 | 433.70 |
| 1994 | 1116.64 |
| 1995 | 1175.88 |
| 1996 | 1250.98 |
| 1997 | 1898.30 |

Tabla No. 2.9. Precio de metanol en pesos de 1997.

| EN \$ DE 1997 | 1988 | 1989 | 1990 | 1991 | 1992 |
|--------------------------|-------------|-------------|-------------|-------------|-------------|
| \$/TON DE METANOL | 1363.41 | 1716.39 | 918.35 | 1322.18 | 1118.47 |

| EN \$ DE 1997 | 1993 | 1994 | 1995 | 1996 | 1997 |
|--------------------------|-------------|-------------|-------------|-------------|-------------|
| \$/TON DE METANOL | 1091.89 | 2627.55 | 1821.42 | 1517.43 | 1898.30 |

Tomando en cuenta que la paridad del dólar con respecto al peso para el año de 1997 fue de \$8.00 M.N., entonces en la Tabla No. 2.10 se muestra el precio del metanol en dolares.

Tabla No. 2.10. Precio de metanol en dolares de 1997.

| EN SUS DE 1997 | 1988 | 1989 | 1990 | 1991 | 1992 |
|---------------------------|-------------|-------------|-------------|-------------|-------------|
| SUS/TON DE METANOL | 170.42 | 214.54 | 114.79 | 165.25 | 139.80 |

| EN SUS DE 1997 | 1993 | 1994 | 1995 | 1996 | 1997 |
|---------------------------|-------------|-------------|-------------|-------------|-------------|
| SUS/TON DE METANOL | 136.48 | 328.44 | 227.64 | 189.67 | 237.28 |

2.5.2 Comportamiento del precio del metanol.

Para conocer el precio del metanol en el futuro, no se emplea un modelo de regresión para ajustar la tendencia, pues sería una técnica errónea que no se contrapondría a la realidad. Una buena alternativa es estimar los precios conforme a la tasa de inflación esperada como valor futuro. De esta forma se piensa que los precios se ajusten más a la realidad (Ver Tabla No. 2.11).

Es necesario mencionar que debido a que el precio de metanol reportado por PEMEX, esta como referencia al precio internacional que se rige por la demanda y oferta mundial, el precio de metanol no se ve afectado por problemas que existan en el país y para visualizar mejor este efecto se compara el comportamiento histórico del precio de metanol, con la tasa de inflación y el PIB (Producto Interno Bruto) que son parámetros que muestra la situación económica que vive el país (Ver Figuras No. 2.6, 2.7 y 2.8).

Tabla No. 2.11. Estimación de los precios de metanol sobre la base del precio de 1997.

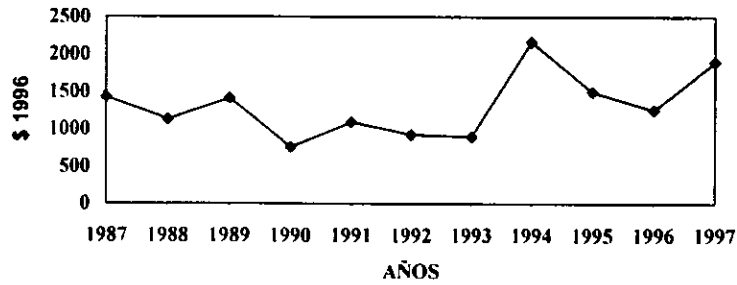
| ANO | TASA DE INFLACION (%) | PRECIO ESTIMADO (PESOS CORRIENTES) (\$/TON. DE METANOL) |
|------|-----------------------|---|
| 1998 | 22 | 2315.90 |
| 1999 | 22 | 2825.39 |
| 2000 | 32 | 3729.51 |
| 2001 | 32 | 4811.06 |
| 2002 | 30 | 6254.38 |

La Tabla No. 2.12 muestra el precio estimado en dolares de 1997.

Tabla No. 2.12. Precio estimado del metanol.

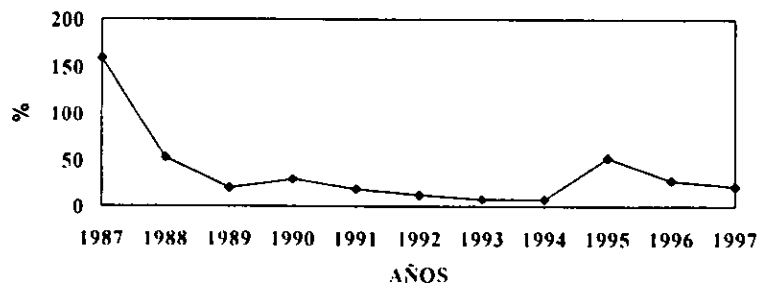
| ANO | PRECIO ESTIMADO (DOLARES CORRIENTES) (\$US/TON. DE METANOL) |
|------|---|
| 1998 | 289.48 |
| 1999 | 353.17 |
| 2000 | 466.18 |
| 2001 | 601.38 |
| 2002 | 781.79 |

Fig. No. 2.6
COMPORTAMIENTO DEL PRECIO DE METANOL



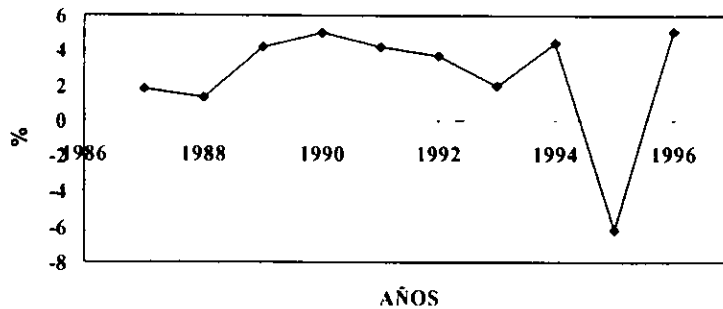
Fuente: Memorias de labores de PEMEX 1997

Fig. No. 2.7
COMPORTAMIENTO DE LA TASA DE INFLACIÓN



Fuente: Banco de México

Fig. No. 2.8
COMPORTAMIENTO DEL PIB



Fuente: Banco de México

Como se puede observar en la Figura No. 2.6 debido a la variabilidad del precio de metanol, es imposible predecir de manera exacta como se comportara el precio en el futuro, aunque la Tabla No. 2.11 muestra una estimación de cómo se podría comportar el precio en función del tiempo y al parecer los resultados indican que aumentará, aunque lo más recomendable será siempre estar informado de cómo se encuentra el mercado mundial de metanol.

2.6 Análisis de resultados del estudio de mercado.

Hasta este punto la realización del proyecto es viable por las siguientes razones:

a) El consumo aparente o demanda tiende cada vez más a incrementarse y por lo tanto, la importación sigue creciendo debido a que no existe una capacidad instalada que satisfaga las necesidades del país.

b) Por la razón anterior y otras, como el crecimiento industrial, el metanol aumentara en su consumo considerablemente con el paso de los años y debido a esto PEMEX como único productor potencial, como se muestra en el análisis de la oferta, debe de alguna forma incrementar sus capacidades para poder poner a disposición del mercado dicho producto.

c) Se encontró que la demanda en el año 2002 será aproximadamente de 435,566 Ton de metanol por año (Cuando en 1996 fue de 365,034 Ton de metanol por año), es decir habrá un incremento en la demanda de 19.32%.

d)El precio de metanol para el año 1997 fue de \$1898.00 pesos por tonelada de metanol (es decir, \$US 237.00 dolares por tonelada de metanol). Por lo cuál, este precio será la base para calcular los ingresos probables más adelante.

e) Por lo tanto, se encontró que existe un mercado de metanol por cubrir, por lo que se recomienda continuar con el estudio de este proyecto.

Capítulo 3

Hidrogenación del CO₂ como alternativa para la producción de metanol

Existe el interés de producir metanol utilizando dióxido de carbono e hidrógeno proveniente de gas de purga como materias primas, mismas que están disponibles en los Complejos Petroquímicos Cangrejera, Morelos, Pajaritos y Cosoleacaque. En otros países, se ha desarrollado ya tecnología acerca del tema y firmas de ingeniería como LURGI y M.W. Kellogg han publicado información donde se propone aprovechar estas corrientes de subproductos como materias primas. Esta tesis enfoca su estudio solo para las plantas de amoniaco del Complejo Petroquímico de Cosoleacaque, aunque en algunos puntos del capítulo comparativamente serán mencionados los complejos anteriormente nombrados. El objetivo que persigue este capítulo es proponer como alternativa, la tecnología mencionada para aprovechar las corrientes con las características anteriores, para elaborar metanol.

3.1 Naturaleza de las corrientes de dióxido de carbono e hidrógeno de las plantas de amoniaco.

Año con año grandes cantidades de dióxido de carbono son emitidas a la atmósfera de varias fuentes. Hay sociedades de algunas ciudades que se preocupan sobre las grandes consecuencias que puede traer esto al ambiente, por lo cual, se ha restringido la emisión de dióxido de carbono introduciendo normas ambientales.

3.1.1 Origen.

El metanol es un compuesto químico, que puede ser producido de dióxido de carbono e hidrógeno y por lo tanto, por los usos que tiene el metanol como combustible o como materia prima para sintetizar químicos es un producto de mucho valor en la industria química.

El metanol es producido de gas de síntesis (llamado syngas), una mezcla de H₂, CO y CO₂, el CO es la principal fuente de carbón en los procesos a escala comercial; consecuentemente el papel que juega el CO₂ en los procesos de síntesis de metanol a baja presión ha sido estudiado y se tiene antecedentes de que el verdadero precursor de metanol es el CO₂ ⁽²⁷⁾. LURGI una firma orientada a procesos, desarrollo un proceso a escala comercial, por el cual el metanol puede producirse bajo condiciones competitivas a partir de una mezcla de CO₂ y H₂.

A continuación se presentan la Tablas No. 3.1 y 3.2 en donde se muestra el origen del CO₂ y H₂ así como de donde provienen estos productos. Se mencionan varios centros petroquímicos, pero en este caso se profundizara obviamente más en lo que respecta al C.P. de Cosoleacaque, Ver.

Los complejos petroquímicos de PEMEX de Cosoleacaque, Cangrejera, Morelos y Pajaritos tienen como subproductos de sus procesos H₂ de gas de purga y un excedente de CO₂. Además el CO₂ es enviado a la atmósfera, por lo

cual, bien podrían utilizarse para producir metanol, basándose como referencia en la tecnología de LURGI.

Tabla No. 3.1. Origen del H₂.

| HIDRÓGENO | |
|-------------------------------------|---------------------------------|
| ORÍGEN | CENTRO |
| Gas de purga de plantas de amoniaco | Cosoleacaque |
| Plantas de etileno | Cangrejera, Morelos y Pajaritos |
| BTX | Cangrejera |

Tabla No. 3.2. Origen del CO₂.

| DIÓXIDO DE CARBONO | |
|---------------------|--------------|
| ORÍGEN | CENTRO |
| Plantas de amoniaco | Cosoleacaque |

3.1.2 Análisis de la pureza de las corrientes.

No cabe duda, que es necesario saber con que calidad de corrientes se cuenta por que en función a esto su previo tratamiento (en cuanto a lo que se refiere a impurezas indeseables) puede resultar con un costo elevado y por lo tanto, el uso de estas corrientes de subproductos no convenga para ser empleadas para producir algún producto.

A continuación se muestra en las Tablas No. 3.3, 3.4, 3.5 y 3.6 la composición de gas de purga que contiene el H₂ de las plantas de amoniaco de Cosoleacaque, Cangrejera, Morelos y Pajaritos, y la composición del CO₂ excedente de las plantas de amoniaco de Cosoleacaque.

Tabla No. 3.3. Composición de gas de purga de Planta BTX.

| H ₂ PLANTA BTX | | | |
|-------------------------------|-------|------------------|-------|
| Componentes | % Mol | Componentes | % Mol |
| H ₂ | 72.16 | nC ₄ | 0.81 |
| CH ₄ | 12.52 | iC ₅ | 0.25 |
| C ₂ H ₆ | 8.05 | nC ₅ | 0.14 |
| C ₃ H ₈ | 4.32 | C ₆ + | 0.26 |
| iC ₄ | 0.99 | | - |

Tabla No. 3.4. Composición del gas de purga de Plantas de Etileno.

| H₂ PLANTAS DE ETILENO (% Mol) | | | |
|---|-------------------|------------------|----------------|
| Componentes | CANGREJERA | PAJARITOS | MORELOS |
| H ₂ | 78.5 | 82.5 | 88.18 |
| CH ₄ | 17.52 | 14.33 | 11.58 |
| C ₂ H ₆ | 0.41 | 0.46 | 0.01 |
| C ₃ H ₈ | 0.5 | | |
| C ₂ H ₄ | 3.2 | 2.9 | 0.2 |
| CO ₂ | | 0.01 | |

Tabla 3.5. Composición del gas de purga de Plantas de NH₃.

| H₂ GAS DE PURGA DE PLANTAS DE AMONIACO | |
|--|---------------|
| Componentes | (%Mol) |
| H ₂ | 64.51 |
| CH ₄ | 8.76 |
| N ₂ | 21.3 |
| Ar | 3.69 |
| NH ₃ | 1.74 |

Tabla 3.6. Composición del CO₂ de las Plantas de NH₃.

| CO₂ DE PLANTAS DE AMONIACO | |
|--|---------------|
| Componentes | (%Mol) |
| CO ₂ | 98.05 |
| H ₂ | 0.9 |
| N ₂ | 1.05 |

Aunque el gas de purga de las plantas de amoniaco no tenga un %mol muy alto de hidrógeno como en los otros centros, es un gas que contiene menor cantidad de impurezas, lo cual puede facilitar la remoción de manera menos complicada. En lo que respecta a la pureza que contiene el CO₂, se encuentra con las condiciones optimas para ser empleado, pues la cantidad de impurezas es muy pequeña y se puede decir que hasta despreciable, por lo tanto se puede considerar puro.

3.1.3 Disponibilidad.

En el Complejo Petroquímico de Cosoleacaque existen en operación las plantas de amoniaco No. 1, 3, 4, 5, 6 y 7, de las cuales la planta No.1 produce

solo H₂. La capacidad de producción de diseño de la planta No. 4 a la No. 7 es de 450,000 Ton/año, solo la planta No. 3 difiere con una cantidad de 330,000 Ton/año.

Cada planta de amoniaco tiene una determinada cantidad de CO₂ producido, aproximadamente la producción de las plantas de amoniaco es la siguiente (Tabla No. 3.7):

Tabla No. 3.7. Producción de CO₂ de las Plantas de NH₃.

| PLANTA DE AMONIACO No. | PRODUCCIÓN DE CO ₂ (Ton/d) |
|------------------------|--|
| 1 | 169 |
| 3 | 1083 |
| 4 | 1597 |
| 5 | 1395 |
| 6 | 1647 |
| 7 | 1686 |
| TOTAL | 7577 |

Del CO₂ total de las plantas de amoniaco una parte es vendida a otras compañías y la cantidad que aproximadamente se vende a la atmósfera es de aproximadamente 4587 Ton/d, por lo tanto esta sería la disponibilidad de dicho producto.

En lo que respecta al gas de purga proveniente de las plantas de amoniaco, de la planta No. 4 a la No. 7 tienen la siguiente disponibilidad (Tabla No. 3.8):

Tabla No. 3.8. Producción de gas de purga de las Plantas No. 4 a la 7 de NH₃.

| GAS DE PURGA (P= 31Kg/cm ² y T= 35 °C) | | |
|---|-----------------|-------------------|
| COMPONENTE | Kg/hr | Kg/d |
| H ₂ | 668.14 | 16035.36 |
| N ₂ | 3073.54 | 73764.96 |
| Ar | 864.54 | 20748.96 |
| NH ₃ | 159.66 | 3831.84 |
| TOTAL | 5,919.83 | 114,381.12 |

y la planta de amoniaco No. 3 la siguiente:

Tabla 3.9. Producción de gas de purga de la Planta No. 3 de NH₃.

| GAS DE PURGA (P= 31Kg/cm ² y T= 35 °C) | | |
|---|-----------------|------------------|
| COMPONENTE | Kg/hr | Kg/d |
| H ₂ | 462.66 | 11103.84 |
| N ₂ | 2146.39 | 515113.36 |
| Ar | 555.19 | 13324.56 |
| CH ₄ | 784.26 | 18822.24 |
| NH ₃ | 137.89 | 3309.36 |
| TOTAL | 4,086.39 | 98,073.36 |

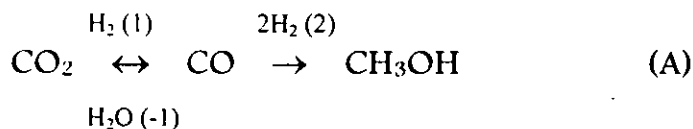
Sumando la cantidad de H₂ disponible de las plantas de amoniaco No. 4, 5, 6, y 7, tenemos un total de 64141.44 Kg/d (64.141 Ton/d), más la cantidad de la planta No. 3 de 11103.84 Kg/d (11.103 Ton/d), entonces la cantidad total disponible de H₂ es de 75245.28 Kg/d (75.245 Ton/d).

3.2 Hidrogenación del dióxido de carbono.

Muchos alguna vez se preguntaron, si sería posible producir metanol de CO₂ y H₂ (Por que, originalmente la mezcla utilizada para producir metanol es de CO, CO₂ y H₂), pero esta duda se debió a que en realidad mucho tiempo paso, para que los investigadores se dieran cuenta de que el CO₂ es el verdadero precursor de la formación de metanol. Por lo que, a continuación se presenta la información más reciente y relevante acerca de la reducción de CO₂ a metanol, llamada hidrogenación de CO₂.

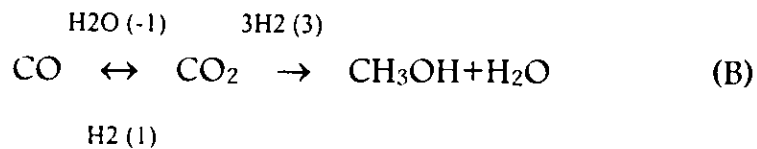
3.2.1 Antecedentes.

Hace aproximadamente 20 años, el punto de vista generalmente aceptado con respecto al mecanismo de la síntesis de metanol correspondía al siguiente esquema ⁽²⁸⁾:



mostrándose el paso de reducción de los óxidos de carbono. La interpretación de la estructura del esquema (A), causó un poco de contradicción basándose en los experimentos realizados en un estudio del efecto de la concentración de dióxido de carbono y agua en la cinética de la síntesis de metanol. Empleándose una mezcla de gas que contenía CO, H₂ y una alta concentración de CO₂ sobre un catalizador Zn-Cr, se observó que la cantidad de agua obtenida excedía el valor de equilibrio de la reacción (1), lo cual según la estructura del esquema (A) indica que las concentraciones del CO y H₂O siempre son bajas con respecto de los valores del equilibrio, debido a la necesidad de CO para la reacción de síntesis de metanol (2), por lo tanto la validez del esquema (A) inmediatamente se hizo dudoso.

Los investigadores propusieron un esquema alternativo al mecanismo (A), que coincidiera con lo experimental ⁽²⁹⁾:



Con la estructura del esquema (B), con un tiempo pequeño de contacto, las concentraciones de CO y H₂O agua instantáneamente excedían los valores de equilibrio con respecto a las reacciones (1) y (-1), esto debido al hecho de que la reacción (3) juega el papel de una fuente adicional de agua, con una disminución de CO₂ Y H₂. Por lo tanto, el camino de la estructura (B), fue estudiado por métodos cinéticos e isotópicos donde se demostró que los caminos de CO₂ a CO y de CO₂ a CH₃OH, son independientes y que en conclusión, el CO₂ es el real precursor en la transformación de los óxidos de carbono a metanol ⁽²⁴⁾.

Gran parte de los experimentos fueron realizados sobre un catalizador cobre-zinc-alumina (SNM-1) con una presión de 20 a 100 Kg/cm² y temperaturas de 180 a 260 °C. Lo cual dio origen a que diversos investigadores y tecnólogos, comenzaran a desarrollar nuevos catalizadores

que pudieran igualar las condiciones experimentales con las que se opera a escala industrial.

Los estudios dieron como resultado que el cobre es el componente principal en la conversión de CO₂ a metanol. LURGI firma de ingeniería internacional, desarrollo un nuevo catalizador de Cu-Zn que mantiene los parámetros de la reacción de manera óptima para la conversión de CO₂ y H₂ a metanol, modificando su tecnología del ciclo convencional de síntesis de metanol para poder usar CO₂ y H₂ ⁽³⁰⁾.

3.2.2 Ruta química, termodinámica y cinética para la elaboración de metanol.

La selección del catalizador indicado es determinada por las características especiales del sistema de reacciones. Esto envuelve dos reacciones en paralelo:



de las cuales, ambas llevan al equilibrio. La Figura No. 3.1 presenta la razón de conversión de CO₂ y la selectividad de metanol en este equilibrio simultáneo como una función de la presión y la temperatura ⁽³⁰⁾.

Sin embargo, para buscar un catalizador el cual sea lo suficientemente activo a una temperatura alrededor de 200 °C equivale a privarse de los beneficios de la alta temperatura de reacción, por lo cual uno de los avances económicos de LURGI sigue siendo el reactor cuasi-isotermico de metanol con sistema de enfriamiento de agua, este convierte el 80% del calor de reacción en vapor de media presión, el cual puede emplearse en las turbinas de vapor para mover los compresores de gas de síntesis o generar electricidad.

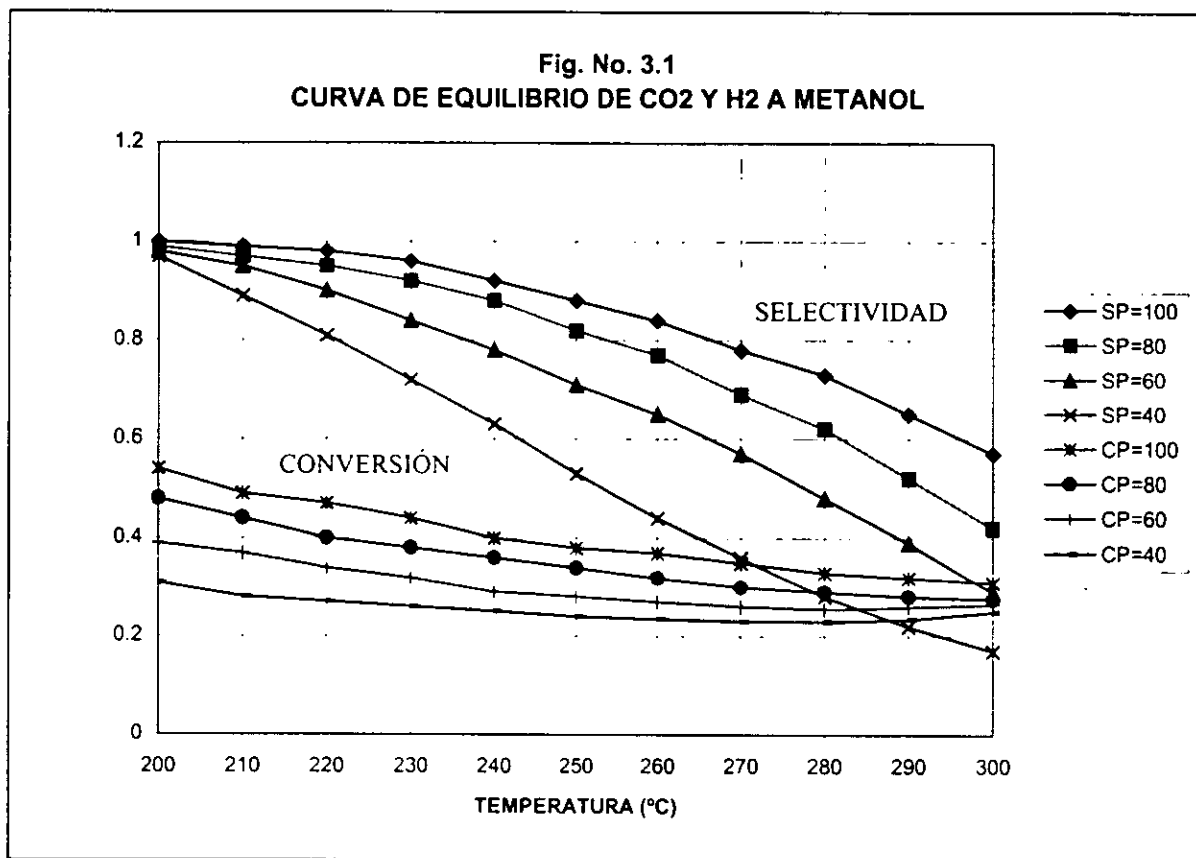
Entonces el calor de reacción por mol de metanol en el proceso de CO₂ a metanol es como el producido por la síntesis convencional de metanol, esto es útil para encontrar un catalizador el cual permanezca lo suficientemente estable a altas temperaturas y permitir la generación de vapor de media presión.

Una vez excediendo la temperatura de 260 °C, la razón de conversión cambia ligeramente, mientras que la selectividad decrece bruscamente (Fig. No. 3.1). El catalizador Cu-Zn, empleado para la síntesis convencional de metanol tiene la tendencia a una desactivación prematura si existe una alta presión parcial de CO₂, por lo cual el nuevo catalizador Cu-Zn para gas de síntesis con alto contenido de CO₂ fue desarrollado en un extenso proyecto de investigación LURGI-Catalyst Manufacturer SUD-CHEMIE AG. Este catalizador fue probado en un periodo de más de dos años, con diferentes gases de síntesis con una determinada composición de CO₂ y diferentes parámetros de reacción. Cuando los gases de síntesis con un bajo contenido de CO₂ (aprox. del 6%) se ponían en contacto con el catalizador seleccionado, se observaba que no difería significativamente su actividad y su comportamiento, lo cual indicaban un catalizador excelente con alto contenido de CO₂ en los gases alimentado y así fue seleccionado para la producción a escala industrial ⁽³¹⁾.

Este catalizador llamado C79-05-GL, fue completamente probado en la planta piloto de metanol en un centro de investigaciones de LURGI con gases de síntesis conteniendo CO₂ y H₂ en diferentes relaciones estequiométricas y con diferentes proporciones de gases inertes, además fue operada a condiciones extremas como bajar las condiciones de operación del reactor hasta presión atmosférica. La actividad del catalizador bajo estas condiciones comprueba ser excelente, en la Fig. No. 3.2 se muestra la producción de metanol en un pico ancho a temperaturas entre 260 y 270 °C. Las pruebas muestran que la actividad del catalizador C 79-05-GL en CO₂ disminuye el servicio en la sección de síntesis de metanol aproximadamente igual que el

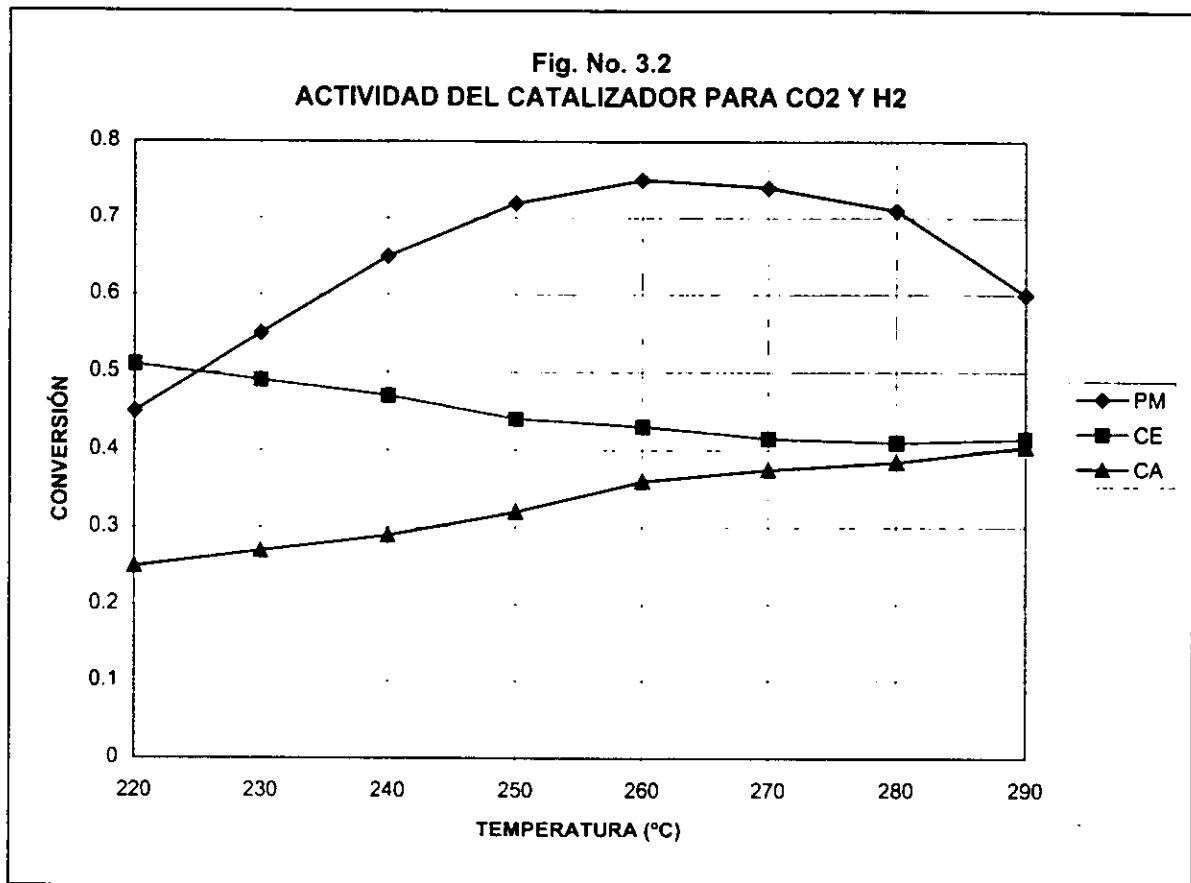
(31) *Idem*, (27), p. 5-6, 12

catalizador convencional cuando el gas alimentado contiene alto contenido de CO, por lo tanto este catalizador tiene una vida de servicio de 4 años aproximadamente.



SP= Selectividad a la presión(kg/cm²) de. y CP= Conversión a la presión(kg/cm²) de.

Otra característica importante de este catalizador es la selectividad del producto, pues en el catalizador convencional en donde la formación de CO es determinada por la termodinámica y la formación de hidrocarburos, alcoholes, cetonas y esteres determinada por factores cinéticos, la selectividad dependía fuertemente de las condiciones de síntesis existentes, además si la concentración de CO₂ en el gas de síntesis excedía 10% existía la formación de metano⁽³²⁾.



PM= Producción de metanol. CE= Conversión en el equilibrio. CA= Conversión actual.

Durante varias pruebas con el catalizador C-79-05-GL, la composición del gas producto (metanol crudo) fue regularmente checada con cromatografía de gases y se observó que no contenía hidrocarburos y cetonas de las cuales con el catalizador convencional en la etapa de destilación eran totalmente removidos. Para comparar el nivel de impurezas formadas en función de la alimentación en la Tabla No. 3.1⁽³³⁾, se presenta el análisis del metanol crudo de un gas de síntesis con CO₂ y H₂ y usando un gas de síntesis conteniendo CO, CO₂ y H₂.

Por lo tanto, esto demuestra que las condiciones de operación de una planta de síntesis de metanol alimentando CO₂ y H₂ no difiere

significativamente comparada con el proceso de síntesis convencional y que se puede optimizar la sección de purificación obteniendo metanol de alta pureza.

Tabla 3.10. Impurezas formadas por la alimentación de gas de síntesis.

| METANOL DE CO₂ Y H₂ | | | | |
|--|---------------------------------------|------------|------------|---------------|
| COMPOSICIÓN DE METANOL CRUDO | | | | |
| | CO₂ + H₂ | | | Syngas |
| Temperatura (°C) | 250.2 | 255.0 | 260.1 | 250.0 |
| Componentes principales: | | | | |
| Metanol (% en peso) | 63.7 | 63.7 | 63.7 | 84.5 |
| Agua (% en peso) | 36.2 | 36.3 | 36.3 | 15.4 |
| Impurezas (p.p.m.) | | | | |
| n-Parafinas: | 0 | 0 | 0 | 78 |
| Alcoholes Superiores: | 89 | 105 | 148 | 626 |
| Esteres: | 145 | 140 | 129 | 582 |
| Cetonas: | 0 | 0 | 0 | 24 |
| Eteres: | 14 | 18 | 24 | 61 |
| Impurezas Totales | 248 | 263 | 301 | 1371 |

3.2.3 Cuantificación teórica de la cantidad de metanol que se puede producir por la ruta química.

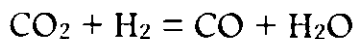
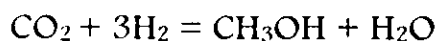
CO₂ (Dióxido de carbono)

El CO₂ que se tiene disponible de las plantas de amoniaco es de 4587 Ton/d.

H₂ (Hidrógeno)

Este es el limitantes para la producción de metanol, el hidrógeno disponible y factible a utilizar que se obtiene como gas de purga de las plantas de amoniaco es de 75.24 Ton/d.

Reacciones:



Tomando las reacciones en forma estequiométrica (Reacción global al 100%) tenemos que:

Para producir 1 Ton/d de metanol se necesitan:

H₂= 187.5 Kg/d (tomando en cuenta su pureza)

CO₂= 1,375 Kg/d

Siendo el H₂ el reactivo limitante, por 1 Ton/d de H₂ se consumen:

CO₂= 7.3 Ton/d

Y se producen CH₃OH= 5.3 Ton/d.

Por lo tanto, para todo el H₂ disponible (75.24 Ton/d, tomando en cuenta la pureza de las plantas de amoníaco):

Se consumen 551.76 Ton/d de CO₂ y se producen 401.28 Ton/d de CH₃OH.

Incluyendo el factor de recuperación 0.82 (Debido a purificación con la planta de purificación del H₂ (PSA)), se tiene que con 61.7 Ton/d de H₂:

Se consumen 452.4 Ton/d de CO₂ y se producen 329.04 Ton/d de CH₃OH, por lo que considerando una producción de 330 días de operación anual, se obtendrían 108,584.7 Ton /año de CH₃OH.

3.3 Proceso propuesto para la síntesis de metanol a partir de la hidrogenación del dióxido de carbono.

En la producción de metanol a partir de CO₂ y H₂ de gas de purga, LURGI ha publicado tecnología basado en extensos experimentos de laboratorio, en donde se desarrollaron catalizadores especiales para este caso. Cabe mencionar, que aunque existen otras firmas de ingeniería con esta tecnología, por la gran experiencia que ha tenido la planta de metanol en San Martín Texmelucan, se decidió en este caso, utilizar algunos conceptos de la tecnología LURGI para proseguir con los objetivos propuestos ⁽³⁴⁾.

3.3.1 Descripción del proceso.

El concepto de una planta de metanol a partir de CO₂ y H₂ de gas de purga consiste en tres secciones ⁽³⁴⁾:

- 1) Purificación del gas de purga (PSA).
- 2) Síntesis de metanol.
- 3) Purificación de metanol.

Como la corriente de H₂ proveniente de gas de purga para la producción de metanol contiene cantidades considerables de otros compuestos indeseables, es necesario purificar esta corriente con una unidad de PSA (Pressure Swing Adsorption), produciendo hidrógeno con una pureza del 99% y el resto de nitrógeno. De esta unidad, sale una corriente con una pequeña cantidad de H₂ conteniendo principalmente hidrocarburos ligeros y nitrógeno se envía como gas combustible.

El gas de síntesis es una mezcla del hidrógeno purificado y la cantidad disponible de CO₂; esta se comprime alrededor de 26 Kg/cm² a 52 Kg/cm² antes de alimentarse a el ciclo de síntesis de metanol y mezclarse con el gas de recirculación de el ciclo. Se requieren motores eléctricos o turbinas de vapor para mover los compresores de gas de síntesis y el gas de reciclo. El reactor de metanol es enfriado con agua de alimentación de calderas y este produce vapor de media presión 40 Kg/cm². El gas de síntesis se hace pasar por un intercambiador donde se precalienta la carga de alimentación al reactor, utilizando como medio de calentamiento los gases provenientes del reactor de síntesis a la salida. El calor adicional del gas producto del reactor de síntesis es removido bajando la temperatura con el objeto de condensar el agua y el metanol. El condensado es enviado a un tanque separador, donde se separan los gases aun disueltos, la pequeña cantidad de estos gases se envía como purga para combustible con el fin de prevenir la acumulación de inertes.

La mezcla de metanol crudo-agua, es procesada en 3 unidades de destilación con un ahorro de energía. En la primera columna la solución de incondensables y bajo punto de ebullición en el metanol crudo es removida en una columna despuntadora. El metanol puro, es posteriormente separado de compuestos de alto punto de ebullición y del agua en una columna atmosférica y una a presión, respectivamente. Los rehervidores de la columna despuntadora y la columna a presión son calentados con condensado de vapor de baja presión ⁽³⁵⁾.

3.3.2 Esquema del proceso.

En la Figura No. 3.3 se muestra el diagrama de bloques donde descriptivamente se indican los requerimientos de servicios (Agua de enfriamiento, agua de alimentación a calderas, vapor de baja presión saturado y energía eléctrica para los compresores), y también lo que se produce (Metanol grado AA y vapor de media presión saturado) y genera (Gas combustible y gas de purga) respectivamente en cada sección anteriormente mencionada ⁽³⁶⁾.

3.3.3 Características resumidas de los equipos de proceso.

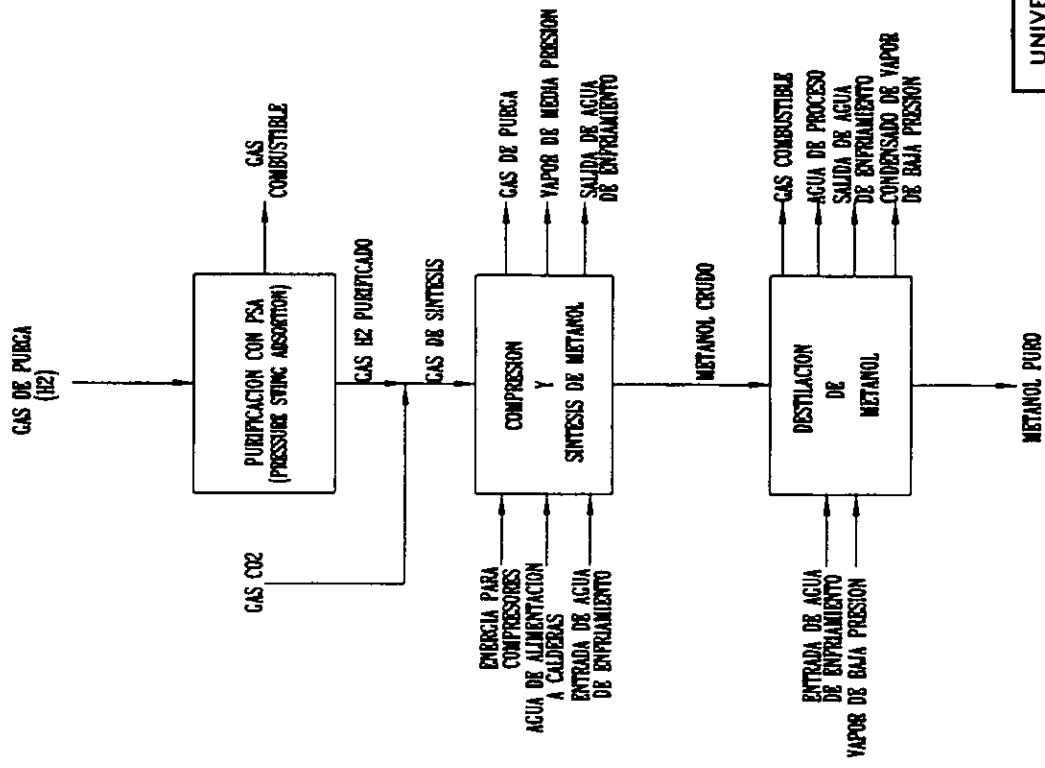
En el proceso de metanol de CO₂ y H₂ de gas de purga, la sección de síntesis de metanol y de purificación de metanol son exactamente iguales a las descritas en el capítulo 1, con la excepción de que el catalizador empleado en este proceso es más sofisticado que el anterior, pero que esta formado de los mismos componentes Cu-Zn. Por lo tanto, se profundizara más acerca de la unidad de purificación de H₂ (PSA) ⁽³⁷⁾.

La demanda de hidrógeno ha tenido un ascenso vertiginoso, la purificación y los métodos de recuperación que más frecuentes han sido escogidos son sistemas POLYBED PSA (Pressure Swing Adsorption) disponibles por UOP y LINDE.

El proceso POLYBED PSA esta basado en el principio de que un adsorbente puede retener más impurezas a medida que aumente la presión. Como la presión cambia desde alta a baja, las impurezas son adsorbidas y

(36) *Idem* (34), p. 4-6

(37) UOP, Sistemas Polibed PSA, p. 1-4



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
 FACULTAD DE QUIMICA

DIBUJO: A.R.M.
 FIG. 3.3
 ESC. SIN
 ENERO 1998

TESIS PROFESIONAL
DIAGRAMA DE BLOQUES
DEL PROCESO DE METANOL A PARTIR
DE CO2 Y H2 DE GAS DE PURGA

rechazadas en corrientes de desechos. Los sistemas PSA pueden eliminar cualquier impureza en la fase gaseosa. Cada PSA es diseñada con un determinado número de recipientes (Lechos empacados) y para una recuperación de hidrógeno necesaria para hacer una operación segura, eficiente y de bajo costo. El proceso de purificación de H₂ se divide en cinco etapas:

1. Adsorción. La alimentación se introduce en un adsorbedor, las impurezas son retenidas y el producto final es el hidrógeno.
2. Depresurización. El adsorbedor es parcialmente depresurizado. El hidrógeno no retenido en el adsorbedor es transferido a otro adsorbedor. Estos cambios de adsorbedores permiten alta recuperación de H₂.
3. Depresurización entre adsorbentes. El adsorbedor es depresurizado a una baja presión. El adsorbente es parcialmente regenerado y algunas impurezas son rechazadas.
4. Purga. El hidrógeno puro es usado en la purga de impurezas remanentes y en la completa regeneración del adsorbente.
5. Represurización. El adsorbedor en esta etapa es represurizado con hidrógeno puro hasta la presión de alimentación, completando el ciclo de cinco etapas. Este adsorbedor está listo para otra etapa de adsorción.

Las grandes ventajas, que tienen los sistemas POLYBED PSA son:

- Producen alta pureza de hidrógeno (99%).
- No se requiere tratamiento previo a la alimentación.

- Los sistemas de recuperación de hidrógeno POLYBED PSA, desechan nitrógeno, metano y otros productos inertes e indeseables. La disponibilidad de alta pureza de hidrógeno en las diferentes torres de relleno significa que los costos de compresión y equipos son más bajos.
- No requieren equipos sofisticados adicionales y elimina el riesgo de paradas imprevistas.
- Los adsorbentes son de por vida en el sistema 20 años o más.
- Pueden tener cambios manuales en la composición de alimentación así como automáticos.
- El arranque y paro de los sistemas se realiza sencillamente presionando un botón.
- Los sistemas POLYBED PSA no tienen líquidos ni sólidos sobrantes de desechos como tampoco gases contaminantes que puedan ser lanzados a la atmósfera.

Esta tecnología, está disponible para ayudar a encontrar una economía y única solución a los problemas de separación de H₂ del gas de purga.

3.4 Análisis de la alternativa de la hidrogenación del dióxido de carbono en la elaboración de metanol.

Las grandes cantidades de H₂ en el gas de purga no se encuentra disponible en una sola localidad, por lo cual construir una planta con capacidad a escala para producir metanol, esta en función de la disponibilidad del lugar en donde exista, entonces el costo de la planta puede o no incrementarse debido a lo anteriormente mencionado. En lo que respecta a la disponibilidad del CO₂ en el C.P. de Cosoleacaque, Ver. existe la cantidad suficiente para la elaboración de metanol, lo que definitivamente en el caso del H₂ en el gas de purga sería la materia prima limitante. Por lo tanto, con la cantidad disponible de H₂ que se tiene se puede instalar una unidad pequeña como de aproximadamente 300 Ton/día de metanol que puede ser económicamente factible y competitiva si esta diseñada para cubrir la demanda interior.

El capital de inversión para una planta convencional de metanol basada en gas natural, esta constituida de tres unidades: La unidad de producción de gas de síntesis, la unidad de síntesis de metanol y la unidad de purificación del metanol, mientras que en el caso de una planta de metanol que parte de CO₂ y H₂ de gas de purga, estaría constituida por la unidad de síntesis de metanol y la unidad de purificación de metanol que son equivalente al de una planta convencional de metanol. Por lo cual, el desembolso de capital para una unidad de producción de gas de síntesis en el caso de una planta que parte de CO₂ y H₂ de gas de purga, ya no sería necesario, lo cual indica que el capital de inversión se vuelve más atractivo para este caso.

Aunado a lo anterior, el costo de instalación de una unidad de producción de gas de síntesis para una planta convencional basada en gas

natural de unas 300 toneladas por día de metanol, es de aproximadamente de 21.8 millones de dolares, lo que corresponde a un costo de producción de gas de síntesis de alrededor de 43.7 dolares por tonelada de metanol. Adicionalmente, la producción de gas de síntesis consume alrededor de 31 millones de Btu por tonelada de metanol, lo cual corresponde a 77.5 dolares a un precio de 2.5 dolares por millón de Btu.

Por lo tanto, para ser competitivo el gas alimentado para producir metanol de CO₂ y H₂ de gas de purga no debe costar más de 121.2 dolares por tonelada de metanol, lo cual seguramente esta debajo de este valor ya que el costo del CO₂ y H₂ de gas de purga es muy bajo.

En conclusión, debido a lo anterior no existe algún impedimento tecnológico que pueda ser un obstaculo, para poder instalar una planta de metanol con la tecnología propuesta, por lo que es necesario emplear herramientas como un simulador de procesos para reproducir condiciones de proceso conocidas para una planta de metanol, para que posteriormente un estudio económico ayude a evaluar los siguientes puntos:

- Determinar la producción de metanol posible con las cantidades de CO₂ y H₂ de gas de purga disponibles.
- Conocer el monto de la inversión que respecta a los equipos y costos de producción, necesarios para una planta de metanol que parte de CO₂ y H₂ de gas de purga.
- Y finalmente, Determinar si resulta factible económicamente llevar acabo la instalación de una planta de metanol que parte de CO₂ y H₂ de gas de purga.

Capítulo 4

Planta de Metanol

El soporte técnico de este capítulo, fue presentado en la sección anterior con la propuesta tecnológica de LURGI y de acuerdo a esta se procederá al desarrollo de la ingeniería básica con el objetivo de presentar los criterios y condiciones de la ubicación de la Planta de metanol que parte de CO_2 y H_2 de gas de purga en el Complejo Petroquímico Cosoleacaque. Este Complejo se encuentra localizado en un punto estratégico dentro del territorio nacional, ya que se encuentra muy cerca de las fuentes de materias primas así como del Istmo de Tehuantepec que facilita la salida de sus productos hacia el Golfo de México y Océano Pacífico para su distribución al territorio nacional o al extranjero.

En este capítulo, se menciona además una breve descripción de cómo fue prediseñado el equipo empleado en la tecnología que propone LURGI para la planta de metanol que parte de CO_2 y H_2 de gas de purga.

4.1 Bases de diseño.

Nombre de la planta o proyecto:

Planta de Metanol a partir de CO_2 y H_2 .

Localización:

País: México
Estado: Veracruz
Municipio: Cosoleacaque

Ver Figura No. 4.1 donde se indica la localización de Cosoleacaque en el estado de Veracruz.

a) Generalidades.

Función de la planta.

La función de la planta es producir metanol de grado AA aprovechando el CO_2 y H_2 que contiene el gas de purga, que producen las plantas de amoníaco.

Tipo de proceso.

Se usará el proceso LURGI a baja presión a partir de CO_2 y H_2 . El H_2 proveniente de gas de purga, se hace pasar por un sistema de purificación PSA en donde sale H_2 con una pureza del 99% y una recuperación del 82 al 84%. Posteriormente se mezcla el H_2 con una corriente de CO_2 proveniente de límite de batería, para formar el gas de síntesis que es comprimido, precalentado y alimentado al reactor de síntesis de metanol, junto con el gas de reciclo. En este reactor de tipo tubular, los tubos que contienen el catalizador y en donde se lleva a cabo la reacción en un rango de 240 a 270 °C, son enfriados en el exterior con agua de proceso generando a su vez vapor de media presión. El gas reaccionado sale del reactor, donde es enfriado y el metanol es

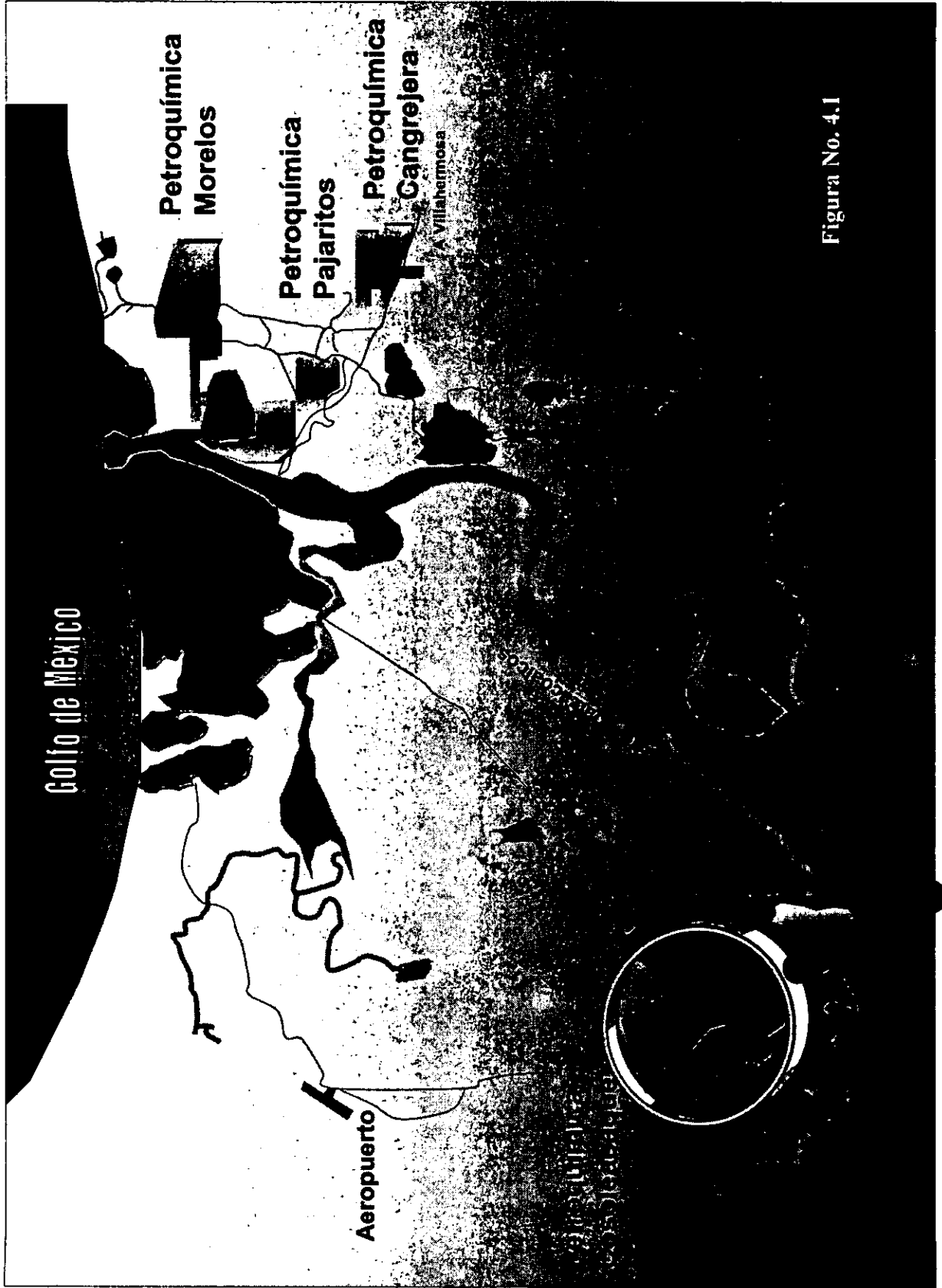


Figura No. 4.I

condensado; este metanol crudo es destilado, obteniéndose un metanol que reúne la especificaciones General Services Administration o grado AA.

b) Capacidad, Rendimiento y Flexibilidad.

Factor de servicio.

La planta operará con un factor de servicio del 90% (330 días al año).

Capacidad.

Capacidad de Diseño: 297 Ton/día.

Capacidad Normal: 250 Ton/día.

Capacidad Mínima: 200 Ton/día.

Flexibilidad.

La planta no deberá operar a falla de energía eléctrica y aire; pero deberá tener facilidades para lograr un paro ordenado.

La planta será diseñada para recibir únicamente CO₂ y gas de purga que contenga H₂.

Previsiones para ampliaciones futuras.

No se tendrán provisiones para ampliaciones futuras.

c) Especificación de la alimentación.

Características del CO₂ y H₂.

A continuación se muestra la composición con la que se alimenta el CO₂ y H₂ proveniente de gas de purga.

| H₂ GAS DE PURGA DE PLANTAS DE AMONIACO | |
|--|---------------|
| Componentes | (%Mol) |
| H ₂ | 64.51 |
| CH ₄ | 8.76 |
| N ₂ | 21.3 |
| Ar | 3.69 |
| NH ₃ | 1.74 |

| CO₂ DE PLANTAS DE AMONIACO | |
|--|---------------|
| Componentes | (%Mol) |
| CO ₂ | 98.05 |
| H ₂ | 0.9 |
| N ₂ | 1.05 |

d) Condiciones de la alimentación en límites de batería.

Condiciones en L.B.

Alimentación: CO₂.

| | |
|-----------------------------------|---------------------|
| Condiciones | MAX/NOR/MIN |
| Temperatura, °C: | 40/38/38 |
| Presión, Kg/cm ² man.: | 12/11.5/11.5 |
| Estado Físico: | Gas |
| Forma de Recibo: | Tubería |
| Procedencia: | Plantas de amoniaco |
| Flujo, Kg/día: | 468,000 |

Alimentación: H₂ de gas de purga.

| | |
|-----------------------------------|---------------------|
| Condiciones | MAX/NOR/MIN |
| Temperatura, °C: | 40/38/38 |
| Presión, Kg/cm ² man.: | 13.4/13/13 |
| Estado Físico: | Gas |
| Forma de Recibo: | Tubería |
| Procedencia: | Plantas de amoniaco |
| Flujo, Kg/día: | 555,597.84 |

Elementos de seguridad existentes para protección de líneas de alimentación y de producto.

A verificarse durante la fase de Ingeniería de Detalle.

e)Especificaciones de los productos

Corriente de Metanol en L.B.

| PARAMETRO | GRADO AA |
|--|--------------------------|
| Pureza (%peso) | 99.85 |
| Gravedad Especifica (20°C) | 0.7928 |
| Rango de Destilación (°C) | 64.6 ± 0.1 |
| Color | 5 |
| Olor | característico |
| Carbonizables | 30 |
| Apariencia | incoloro, sin sedimentos |
| Concentración Volátil (mg/100mL, máx.) | 1 |
| Acetona + aldehidos (%peso, máx.) | 30 |
| Acetona (%peso, máx.) | 0.003 |
| Etanol (%peso, máx.) | 0.002 |
| Acidez (%peso, máx.) | 0.003 |
| Agua (%peso, máx.) | 0.10 |
| Miscibilidad en agua | sin turbidez |
| Presión de salida al L.B. | 1 Kg/cm ² |
| Temp. de salida al L.B. | 20 °C |

f) Condiciones del producto en límites de batería.

| Condiciones | MAX/NOR/MIN |
|-----------------------------------|----------------|
| Temperatura, °C: | 20/18/18 |
| Presión, Kg/cm ² man.: | 1.0/0.8/0.8 |
| Estado Físico: | Líquido |
| Forma de Envío: | Tubería |
| Destino: | Almacenamiento |
| Flujo, Kg/día: | 297,456.00 |

g) Agentes químicos requeridos en L.B.

Catalizador.

Cu-Zn (C79-05-GL, LURGI-Catalyst Manufacturer SUD-CHEMIE AG).

| | |
|------------------|------------------|
| Estado Físico: | Sólido (Pellets) |
| Forma de Recibo: | Tambores |
| Cantidad: | La requerida |

h) Efluentes.

Manejo de efluentes líquidos.

El agua de proceso será enviada a L.B.

No se incluirá tratamiento de efluentes en esta planta.

i) Instalaciones requeridas de almacenamiento.

No se requieren. El metanol será enviado por la planta a L.B.

j) Servicios Auxiliares.

Vapor de baja presión.

| | |
|-----------------------|-----------------------------|
| Presión: | 5.5 Kg/cm ² man. |
| Calidad: | Saturado |
| Temperatura: | 155.5 °C |
| Disponibilidad: | La requerida |
| Fuente de suministro: | Por PEMEX |

Agua de enfriamiento.

| | |
|--|--------------------------------|
| Calidad: | Tratada |
| Fuente de suministro: | PEMEX |
| Sistema de enfriamiento: | Torre de enfriamiento |
| Temperatura de suministro: | 35°C |
| Presión de suministro: | 5.5 Kg/cm ² man. |
| Temperatura de retorno: | 46°C |
| Presión de retorno: | 2.1 Kg/cm ² man. |
| Factor de incrustación para cambiadores de calor: | 0.0006 hm ² °C/kcal |

Agua para servicio y usos sanitarios.

Por PEMEX.

Agua potable.

Por PEMEX.

Agua para caldera.

| | |
|-----------------------|------------------------|
| Calidad: | Tratada. |
| Fuente de suministro: | PEMEX |
| Presión en L.B.: | 1.5 kg/cm ² |
| Temperatura: | 105°Cmax |
| Disponibilidad: | La requerida |

Agua de proceso.

| | |
|----------|----------|
| Calidad: | Tratada. |
|----------|----------|

| | |
|---|--|
| Fuente de suministro: | PEMEX |
| Disponibilidad: | La requerida. |
| <u>Análisis del agua de proceso.</u> | |
| Pendiente por PEMEX. | |
| <u>Agua de contraincendio.</u> | |
| Presión: | 10 Kg/cm ² man. |
| <u>Aire de instrumentos.</u> | |
| Suministro: | Por PEMEX |
| ¿Se filtrará y secará dentro de L.B.?: | No |
| Presión del sistema: | 7.03 Kg/cm ² man. |
| Impurezas (Fe, aceite, etc.): | Ninguna |
| Punto de rocío: | -40 °C |
| Capacidad extra requerida: | Ninguna |
| <u>Aire de proceso.</u> | |
| Suministro: | Por PEMEX |
| Temperatura: | Ambiente |
| Presión: | 5.0 Kg/cm ² man. |
| <u>Combustible.</u> | |
| No se requiere. | |
| <u>Gas de presurización.</u> | |
| No se requiere. | |
| <u>Inertes.</u> | |
| Naturaleza: | Nitrógeno. Se requiere solo al arranque de la planta. |
| <u>Alimentación de energía eléctrica.</u> | |
| Fuente de suministro: | Por PEMEX conectado a la Comisión Federal de |

| | |
|------------------------------------|---|
| | Electricidad. |
| Tensión, volts: | 13,800/4160/480 |
| Número de fases: | 3 |
| Frecuencia: | 60 ciclos |
| Factor de potencia, mín.: | 0.85 |
| Acometida: | Subterránea |
| Material del conductor: | Cobre electrolítico |
| Aislamiento del conductor: | XLP, Pb, PVC |
| Diámetro del ducto: | Depende de la sección de conductores. |
| Material del ducto: | Asbesto cemento (hasta la subestación de la planta) |
| Nivel de coordenadas de acometida: | Por PEMEX |

Alimentación de energía eléctrica de emergencia.

Será por medio de un circuito especial (las características se darán a conocer por PEMEX).

Teléfonos.

Por otros.

Desfogue.

El diseño queda pendiente.

j) Sistemas de seguridad.

Sistemas contraincendio.

Por PEMEX.

Protección personal.

Por otros.

**ESTA TESIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA**

k) Condiciones climatológicas.

Temperatura.

| | |
|---------------------------|------|
| Máxima extrema : | 40°C |
| Mínima extrema : | 12°C |
| Máxima promedio: | 33°C |
| Mínima promedio: | 23°C |
| De bulbo húmedo promedio: | 28°C |

Precipitación pluvial.

| | |
|---------------------|-------|
| Máxima en 24 horas: | 80 mm |
|---------------------|-------|

Viento.

| | |
|-------------------------------------|----------|
| Dirección de los vientos reinantes: | NE a SE |
| Velocidad media: | 140 Km/h |
| Velocidad máxima: | 200 Km/h |

Humedad relativa.

| | |
|---------|-----|
| Máxima: | 98% |
| Mínima: | 40% |

Atmósfera.

| | |
|--|----------------------|
| Presión atmosférica: | 760 mmHg (14.7 psia) |
| Atmósfera corrosiva: | Sí de mar y C.P. |
| <u>Elevación sobre el nivel del mar:</u> | 0 m |

l) Localización de la planta.

| | |
|--|-----------|
| Plano de localización de la planta: | Por PEMEX |
| Previsiones para futuras ampliaciones: | Ninguna |

m) Bases de diseño eléctrico.

Código de clasificación de áreas será de acuerdo a las normas:
NEMA, NEC, API y PEMEX.

Características de alimentación a motores.

| Potencia (Hp) | Volts | Fases | Ciclos |
|---------------|-------|-------|--------|
| <3/4 uso gral | 127 | 1 | 60 |
| <3/4 proceso | 220 | 3 | 60 |
| De 1 a 200 | 480 | 3 | 60 |
| De 201 a 2100 | 4160 | 3 | 60 |

Corriente para alumbrado.

| | Volts | Fases | Ciclos |
|-----------------|-------|-------|--------|
| Alumbrado gral. | 127 | 1 | 60 |
| Proceso | 220 | 3 | 60 |
| Calles | 480 | 3 | 60 |

Tensión para instrumentos de control.

| | |
|---------|-----|
| Volts: | 120 |
| Fases: | 1 |
| Ciclos: | 60 |

La acometida de esta corriente dentro de L.B. será subterránea.

Alumbrado de emergencia.

A verificarse durante la fase de ingeniería de detalle.

n) Bases de diseño civil.

Solicitaciones por viento y sismo.

Se acepta el manual de diseño de obras civiles de la Comisión Federal de Electricidad por Sismo y Viento, complementados con las especificaciones de PEMEX.

Nivel de piso terminado.

Por PEMEX.

Clasificación de zona de temblores.

Zona "II", del manual de la CFE.

Nivel friático.

Por PEMEX.

Información general sobre el tipo de suelo.

Por PEMEX.

Edificios o construcciones dentro de L.B.

No se requiere.

ñ) Bases de diseño de instrumentos.

Tablero de control.

Pendiente por PEMEX.

La calibración de la instrumentación será en las siguientes unidades:

| | |
|--------------|---|
| Presión: | Kg/cm ² |
| Temperatura: | °C |
| Flujos: | m ³ /h (a 20 °C y 1 Kg/cm ²) |

o) Bases de diseño de equipo.

Bombas y Compresores.

Tipo de accionadores: Motor eléctrico

Sobrediseño deseado: 10%

Cambiadores de calor.

Información sobre factores de incrustación de operación.

| Servicio | Rd (factores de incrustación) |
|------------------------|-------------------------------|
| | hm ²⁰ C/kcal |
| Agua de enfriamiento: | 0.0006 |
| Agua de proceso: | 0.0001 |
| Vapor de baja presión: | 0.0001 |

p) Normas, códigos y especificaciones.

| | <u>Norma, código o especificación</u> |
|-----------------------|---------------------------------------|
| Bombas y compresores | API |
| Cambiadore de calor | TEMA, ASME ANSI |
| Electricidad | NEMA |
| Instrumentación | ISA |
| Recipientes a presión | ASME |
| Ruido | Normas PEMEX |
| Seguridad | API Y ASME |
| Tubería | ANSI |

Unidades a utilizar en el balance materia y energía y diagrama de flujo de proceso:

| | |
|-----------------|-------------|
| Volúmen : | m^3 |
| Presión: | Kg/cm^2 |
| Temperatura: | $^{\circ}C$ |
| Q (carga): | Kcal/h |
| Longitud: | m |
| Flujo de gases: | Kg/hr |
| Concentración: | % peso |

Nota : Se utilizarán las unidades y sus múltiplos correspondientes.

4.2 Diagrama de flujo de proceso.

A continuación haciendo uso de la información presentada en el capítulo 3, sobre la tecnología de LURGI y condiciones de operación de la planta de metanol del C.P. Independencia en San Martín Texmelucan, se procedió a realizar los balances de materia y energía aprovechando las corrientes de CO_2 y H_2 de gas de purga generadas en las plantas de amoniaco del C.P. de Cosoleacaque, Ver. para producir metanol.

4.2.1 Balance de materia y energía (Simulación).

Un modelo de simulación es la representación de un proceso, fenómeno natural u operación, se basa en un conjunto de relaciones (ecuaciones matemáticas). para describir:

- Leyes de la conservación: Balances de materia y energía.
- Leyes de la Termodinámica: Ecuaciones de Estado, cálculo de propiedades termodinámicas (H , S , G , f , γ , etc.), Teoría de Soluciones, equilibrios físico y químico.
- Fenómenos Fundamentales: Ecuaciones de Propiedades Termofísicas (C_p , k , ρ , etc.) y de transporte (μ).
- Restricciones Inherentes: Regla de Gibbs-Duhem.

Las relaciones pueden ser:

- Algebraicas:
 - No lineales

- Lineales
- Diferenciales:
- Ordinarias
- Parciales

Las características que deben cumplir las ecuaciones son:

- Riguroso: Representar en forma apropiada el fenómeno o el proceso.
- Transparente: Que permita tener un seguimiento de los cálculos
- Portable: Que sea sencillo de aplicar.

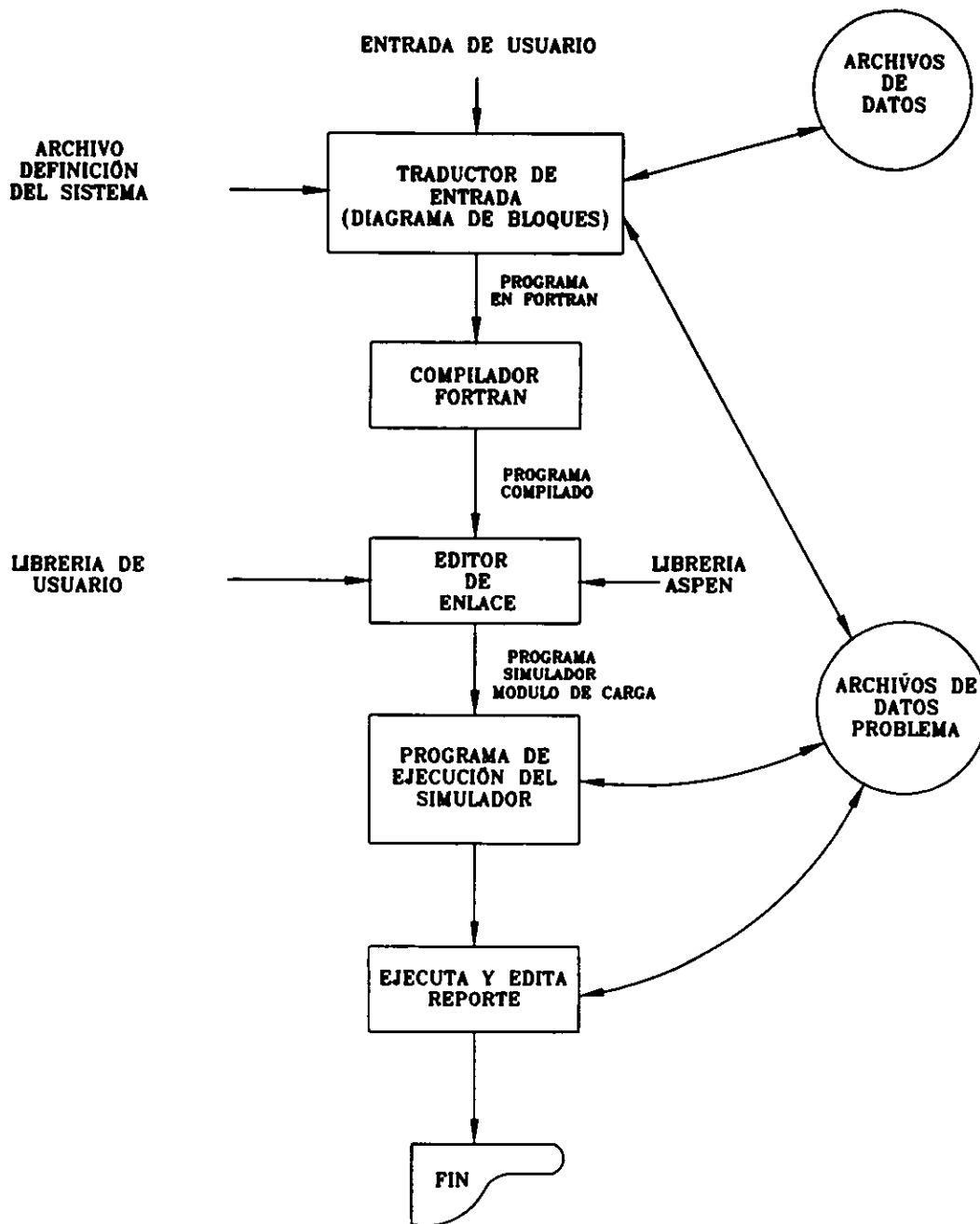
Esta es la base del funcionamiento de cualquier simulador y en este caso se hizo uso del simulador Aspen Plus para realizar el balance de materia de energía del proceso propuesto. El simulador Aspen (Advanced System for Process Engineering) por Evans, fue creado desde 1979, diseñado para simular procesos incluyendo sólidos en las operaciones convencionales vapor-líquido. Esto puede representar corrientes multifases y sustancias complejas como lo es el carbón, el cual no puede ser descrito por compuestos convencionales o pseudocomponentes. El sistema programado consta de más de 150,000 líneas de código Fortran, bancos de datos de propiedades físicas y costos. Se muestra el flujo de información en Aspen (Figura No. 4.2).

A continuación se indica la metodología general para la simulación realizada con el simulador Aspen Plus del proceso propuesto:

1. Introducir el diagrama de bloques del Proceso a Simular.
2. Seleccionar el tipo de Componentes.

Los tipos de componentes pueden ser convencionales, sólidos, iónicos o pseudocomponentes, en este caso se tienen solo componentes convencionales.

3. Seleccionar el método para el cálculo de propiedades físicas, termodinámicas y de transporte.



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA

DIBUJO: E.O.M.A.

TESIS PROFESIONAL

FIG. 4.2

ESC. SIN

ENERO-1998

FLUJO DE INFORMACIÓN
EN EL SIMULADOR ASPEN

El método de cálculo para calcular las propiedades de los compuestos utilizados es por la ecuación de estado de Redlich Kwong Soave, el cual es recomendado por Aspen.

4. Suministro de las condiciones a cada proceso.

Las condiciones del proceso corresponden a las condiciones de diseño, las cuales fueron extraídas de la información recabada en el capítulo 3 y de los manuales de diseño y de operación de la planta de metanol del Complejo Petroquímico Independencia en San Martín Texmelucan, Pue.

5. Seleccionar el método de convergencia.

El método de convergencia seleccionado es el de Broyden con una tolerancia de 1×10^{-3} para los cálculos por bloque y sustitución directa para los ciclos de convergencia.

6. Selección de las corrientes de corte.

Las corrientes de corte son las corrientes que deben tener una suposición inicial para poder iniciar los cálculos, generalmente son las corrientes recirculadas (llamados ciclos).

7. Especificar el tipo de reporte.

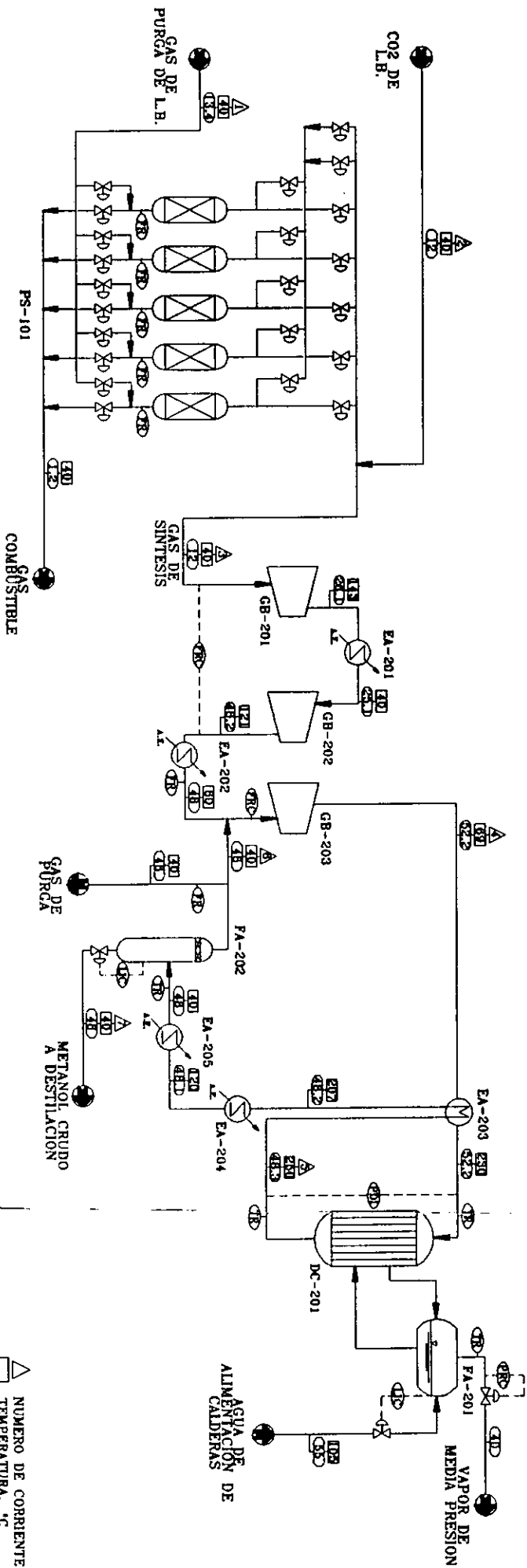
Reporte con propiedades termofísicas y de transporte y flujos en Kmol/h o Kg/h.

8. Ejecutar la simulación.

En el anexo B se muestran los esquemas de simulación del proceso, así como algunas consideraciones empleadas para realizar la simulación.

Los diagramas de flujo de proceso que se presentan a continuación incluyen el balance de materia y energía de la planta de metanol que parte de CO_2 y H_2 de gas de purga y fueron divididos en: *Sección de purificación (PSA) y síntesis de metanol* y *Sección de destilación de metanol crudo*.

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA



| CORRIENTE | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 |
|----------------------------|----------|----------|----------|----------|----------|---------|
| COMPONENTES x EN PESO | | | | | | |
| CO2 | 0.00 | 100.0 | 87.22 | 79.92 | 4.77 | 18.77 |
| H2 | 13.66 | 0.00 | 11.48 | 19.20 | 62.3 | 0.03 |
| NEOCLIVY. ARI | 79.71 | 0.00 | 1.29 | 7.56 | 7.56 | 56.6 |
| CO | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 2.83 | 3.10 | 23.41 |
| CH4 | 3.39 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 |
| NH3 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.01 | 30.62 | 0.10 |
| H2O | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.06 | 53.82 | 0.76 |
| CH3OH | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.016 | 1E-4 |
| C2H5OH | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.024 | 0.057 |
| C2H6O | 23149.81 | 18500.00 | 22397.08 | 25182.00 | 23181.00 | 2835.05 |
| Kg/hr TOT. | | | | | | |
| FASE | GAS | GAS | GAS | GAS | GAS | LIQUIDO |
| TEMPERATURA T | 40 | 40 | 40 | 69 | 230.2 | 40 |
| PRESION Kg/cm ² | 13.4 | 12.0 | 12.0 | 32.2 | 48.3 | 48.0 |
| P.M. Kg/Kmol | 10.02 | 14.0 | 12.89 | 13.81 | 28.01 | 29.84 |
| DENSIDAD g/cm ³ | 0E-5 | 2.3E-2 | 0E-5 | 2.3E-2 | 1.4E-2 | 3.8E-2 |
| | | | | | | 0.64 |

▲ NUMERO DE CORRIENTE
 □ TEMPERATURA, °C
 □ PRESION, Kg/cm²
 SIMBOLOGIA DE CONTROL.
 PR REGISTRADOR DE FLUJO.
 PRC REGISTRADOR CONTROLADOR DE FLUJO.
 TR REGISTRADOR DE TEMPERATURA.
 PDI INDICADOR DE PRESION DIFERENCIAL.
 PRC REGISTRADOR CONTROLADOR DE PRESION.
 LIC INDICADOR CONTROLADOR DE NIVEL.

FACULTAD DE QUIMICA
 LOCALIZACION:
 COSOLEACAQUE, VER.
 FECHA FEBRERO, 1998

DIB. EOMA
 VER. EOMA
 APR. AVH

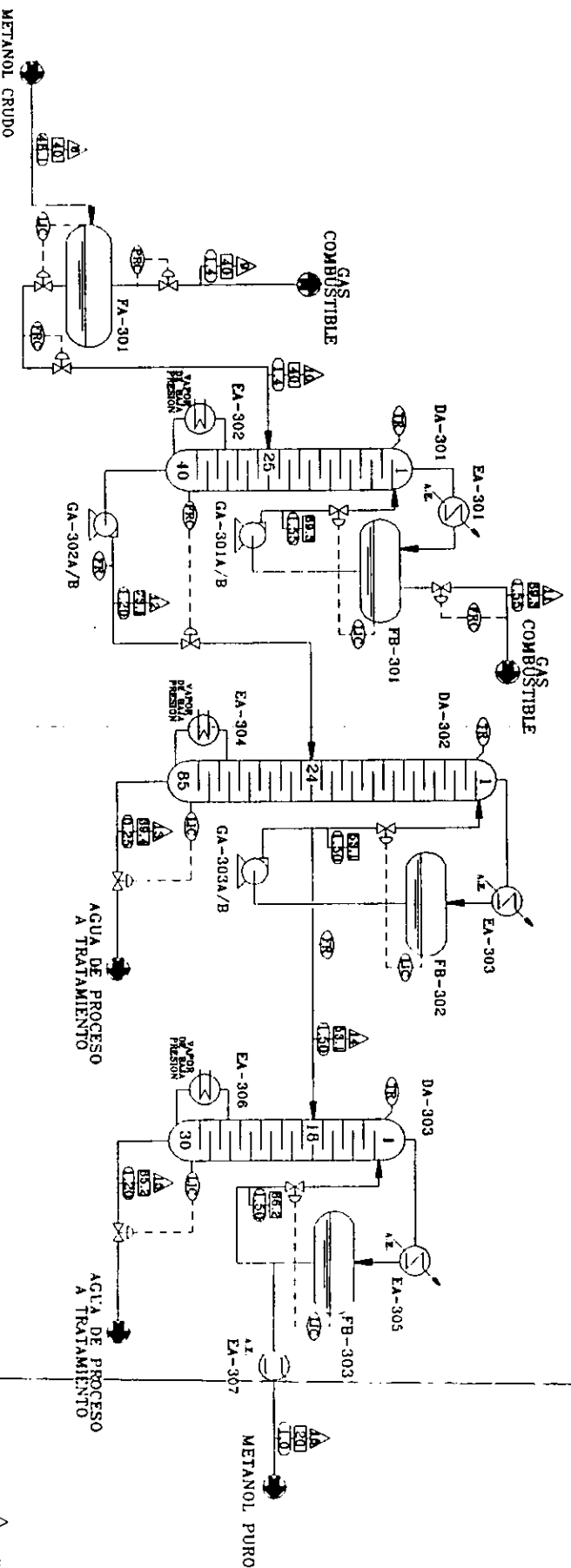
DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO DE PLANTA DE METANOL
 (A PARTIR DE CO2 Y H2 DE GAS DE PURGA)
 SECCION DE PURIFICACION (PSA) Y SINTESIS DE METANOL

PMC2H2-01

REV:

0

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA



▲ NUMERO DE CORRIENTE
 ▢ TEMPERATURA, °C
 ▣ PRESION, kg/cm²
 ▤ SIMBOLOGIA DE CONTROL.
 FRC REGISTRADOR CONTROLADOR DE FLUJO.
 PRC REGISTRADOR CONTROLADOR DE PRESION.
 LIC INDICADOR CONTROLADOR DE NIVEL.

| CORRIENTE | ▲ | ▲ | ▲ | ▲ | ▲ | ▲ | ▲ | ▲ |
|----------------------------------|----------|---------|----------|---------|----------|---------|---------|---------|
| COMPONENTES % EN PESO | | | | | | | | |
| CO ₂ | 2,64 | 81,58 | 0,53 | 28,32 | 7,14E-33 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| H ₂ | 2,30E-5 | 9,03E-4 | 2,34E-8 | 1,25E-8 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| N ₂ (INCLUY. AR) | 0,056 | 2,14 | 8,28E-5 | 4,41E-3 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| CO | 0,025 | 0,88 | 4,28E-5 | 2,28E-3 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| H ₂ O | 55,24 | 1,98 | 38,14 | 4,41E-3 | 38,82 | 95,10 | 1,29 | 38,14 |
| CH ₃ OH | 61,89 | 12,88 | 63,30 | 70,87 | 63,15 | 4,85 | 68,70 | 71,84 |
| C ₂ H ₅ OH | 0,017 | 3E-3 | 0,017 | 2,28E-5 | 0,018 | 0,047 | 5,02E-4 | 0,011 |
| C ₂ H ₆ O | 0,019 | 0,482 | 8,11E-3 | 0,433 | 2,92E-24 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| Kg/hr TOT. | 21,875,0 | 571,66 | 21,304,0 | 398,88 | 20985,0 | 7818,33 | 12886,0 | 582,10 |
| FASE | LIQUIDO | GAS | LIQUIDO | GAS | LIQUIDO | LIQUIDO | LIQUIDO | LIQUIDO |
| TEMPERATURA °C | 40 | 40 | 40 | 69,50 | 73,10 | 38,40 | 33,1 | 63,20 |
| PRESION Kg/cm ² | 18,10 | 1,40 | 1,40 | 1,55 | 1,20 | 0,25 | 1,50 | 1,20 |
| P. M. Kg/Kmol | 23,28 | 40,21 | 29,03 | 34,06 | 24,9 | 18,41 | 31,22 | 28,28 |
| DENSIDAD g/cm ³ | 0,64 | 3,2E-3 | 2,8E-2 | 1,8E-3 | 0,81 | 0,73 | 0,80 | 0,80 |

FACULTAD DE QUIMICA
LOCALIZACION:
COSOLEACAQUE, VER.
FECHA FEBRERO, 1998

DIB. EOMA
VER. EOMA
APR. AVH

DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO DE PLANTA DE METANOL
(A PARTIR DE CO₂ Y H₂ DE GAS DE PURGA)
SECCION DE DESTILACION DE METANOL CRUDO

PMC2H2-02

REV:

0

4.3 Lista de equipos.

- DA-301 Torre despuntadora.
- DA-302 Torre de metanol puro I.
- DA-303 Torre de metanol puro II.
- DC-201 Reactor de síntesis de metanol.
- EA-201 1er. Enfriador de gas de síntesis.
- EA-202 2do. Enfriador de gas de síntesis.
- EA-203 Intercambiador carga-efluente reactor.
- EA-204 Enfriador efluente del reactor.
- EA-205 Enfriador final de metanol crudo.
- EA-301 Condensador de columna despuntadora.
- EA-302 Rehervidor de columna despuntadora.
- EA-303 Condensador de columna de metanol puro I.
- EA-304 Rehervidor de columna de metanol puro I.
- EA-305 Condensador de columna de metanol puro II.
- EA-306 Rehervidor de columna de metanol puro II.
- EA-307 Enfriador de metanol.
- FA-201 Tambor de vapor.
- FA-202 Separador de metanol crudo.
- FA-301 Recipiente de expansión.
- FB-301 Recipiente de reflujo de columna despuntadora.
- FB-302 Recipiente de reflujo de columna de metanol puro I.
- FB-303 Recipiente de reflujo de columna de metanol puro II.
- GA-301 Bomba de reflujo de columna despuntadora.
- GA-302 Bomba de fondos de columna despuntadora.
- GA-303 Bomba de fondos de columna de metanol puro I.
- GB-201 Compresor de gas de síntesis I.
- GB-202 Compresor de gas de síntesis II.
- GB-203 Compresor de recirculación.
- PS-101 Purificación de hidrogeno (PSA).

4.4 Dimensionamiento preliminar del equipo.

A continuación se presentan algunas reglas heurísticas y criterios de diseño utilizados en la ingeniería química (de proceso), para prediseñar los equipos con fines estimados de inversión y evaluación de proyectos. Dentro del diseño de equipo se encuentran los cambiadores de calor, recipientes y columnas de destilación y dentro de la especificación de equipos se encuentran las bombas y compresores, el reactor de metanol y la planta de purificación del gas de purga (PSA) que es tecnología.

Por lo tanto, solo se darán las dimensiones mínimas requeridas para poder estimar posteriormente el costo de los equipos.

Cambiadores de Calor.

Se consideraron cambiadores de tubos y coraza, el simulador Aspen Plus proporcionó el área de transferencia de calor y la carga a las condiciones de operación respectiva de cada equipo. En este caso, no se requirió de otro cálculo.

Destilación⁽³⁸⁾.

El diámetro de las columnas se cálculo rápidamente a través del factor F:

$$F = v \sqrt{\rho_v}$$

v = Velocidad del vapor, ft/s.

ρ_v = Densidad del vapor, lb/ft³.

Para seleccionar la velocidad superficial del vapor en la columna se pueden usar las siguientes recomendaciones:

Velocidad del vapor de 2 a 3 pies/seg, en destilaciones atmosféricas o presiones moderadas, con una caída de presión por plato de 0.5 pulgadas de agua.

Velocidad del vapor de 6 a 8 pies/seg para destilaciones al vacío de 1 pulgada de agua.

El área libre de sección transversal de la columna (área total de la columna menos el área de bajantes) es:

$$Ac = \frac{W}{F \sqrt{\rho_v}}$$

W = Flujo de vapor, lb/seg.

F = Factor F (para sistemas espumantes multiplicar por 0.75).

El flujo de vapor en las columnas, fue proporcionado por el simulador Aspen Plus.

A presiones moderadas, menores de 10 Kg/cm², la precisión es del 15%.

Para estimar la altura de las columnas con fines de costos se puede usar 2 pies entre plato y plato y agrega 4 pies en el domo y 6 pies en el fondo.

El límite de la altura de una columna debe ser de 157 pies aproximadamente, porque a mayor altura se tienen problemas de estabilidad. Otro criterio es que la relación L/D debe ser menor o igual a 30.

Recipientes de proceso⁽³⁹⁾.

Para los sistemas vapor-líquido que se encuentran comunmente en aplicaciones de proceso, la ecuación de Souders-Brown que se da enseguida, se emplea para calcular la velocidad de vapor permitida.

$$V = K \left[\frac{(d_i - d_v)}{d_v} \right]^{0.5}, \text{cm/s}$$

donde

d_l = Densidad de la fase líquida, g/cm³. (Obtenidas en el simulador).

d_v = Densidad de la fase vapor, g/cm³. (Obtenidas en el simulador).

$K = 6.1$ para un tanque vertical sin malla separadora o 10.7 para un tanque vertical con malla separadora y 10.7 para un tanque horizontal con o sin malla separadora.

Con la respectiva velocidad de vapor y el flujo de vapor proporcionado por el simulador Aspen Plus, se encuentra el área transversal del recipiente ($A = \frac{Q}{v}$) donde Q es el flujo del vapor y v la velocidad del vapor respectivamente, entonces se calcula el diámetro para el recipiente $A = 0.785 D^2$, es decir:

$$D = \left(\sqrt{\frac{A}{0.785}} \right)^{0.5}$$

Para calcular el volumen total del recipiente se utilizan tiempos de residencia (θ_r) que se encuentran en función del servicio de proceso que este llevando a cabo el recipiente, para determinar el volumen total del líquido:

$$V_{Tot. Liq.} = W_L \times \frac{\theta_r}{\rho_{Alim.}}$$

donde

W_L = Flujo másico del líquido, Kg/h.

θ_r = Tiempo de residencia, min. (Para los recipientes de reflujo se utilizó un $\theta_r = 5$ min., para el tambor de vapor $\theta_r = 25$ min., para el separador de metanol crudo $\theta_r = 4$ min. y para el recipiente de expansión $\theta_r = 12$ min.)

$\rho_{Alim.}$ = Densidad del líquido en la alimentación, Kg/m³.

Posteriormente en función del nivel máximo y mínimo (nivel del líquido) que tenga el recipiente, ya sea un tanque vertical u horizontal se utilizan ecuaciones y tablas⁽⁴⁰⁾ para calcular el volumen ocupado por las cabezas elípticas del recipiente, entonces los volúmenes se calculan así:

$$V_{\text{cil.}} = A_p \times L \quad y \quad V_{\text{cab.}} = \frac{(Z_c) \pi D^3}{12}$$

donde

$V_{\text{cil.}}$ = Volumen del cilindro, m³.

$V_{\text{cab.}}$ = Volumen de las tapas elípticas, m³.

D = Diámetro del recipiente, m.

L = Longitud del recipiente, m.

A_p y Z_c = Son factores que se encuentran en tablas en función del diámetro y del nivel máximo y mínimo del líquido en el recipiente.

Finalmente para determinar la longitud del recipiente se consideran el volumen de las tapas y el volumen del cilindro:

$$L = \frac{V_{\text{Tot. Liq.}} - V_{\text{Cab.}}}{A_p}$$

Ya con la longitud del recipiente y el diámetro, se verifica que se conserve la relación $L/D \leq 5$ que es la recomendada para tanques de proceso.

Como se mencionó en el procedimiento anterior, se hizo uso de tablas y ecuaciones para determinar el volumen del recipiente que no se presentan aquí, debido a que es información de muchas páginas, por lo cual se indica a continuación el número de la referencia⁽⁴⁰⁾ para consultar las páginas.

Reactor de metanol.

En el caso del reactor de síntesis de metanol, se consideró el diseño de sus internos como un intercambiador de coraza y tubos, debido a que su principio de operación es parecido. El reactor se simuló como un intercambiador para determinar el área de transferencia de calor y la carga, así posteriormente se emplearon criterios de diámetro y longitud de tubos más comunes (Diam. externo de tubo = 1 pulg. y Long. de tubo = 16 pies) en el diseño de intercambiadores de calor. Con el área de transferencia de calor, el diámetro y la longitud de tubos se determinó el número de tubos del reactor con la siguiente ecuación⁽⁴¹⁾:

$$N_T = \frac{A_{\text{Transf. Calor}}}{\pi \times D_e \times L_T}$$

donde

N_T = Número de tubos.

$A_{\text{Transf. Calor}}$ = Área de transferencia de calor, m^2 .

D_e = Diámetro externo de tubo, m.

L_T = Longitud de tubo, m.

Debido a que se requería saber el número de tubos para determinar el volumen de catalizador requerido en el reactor, se tuvo que predimensionar el interior del reactor, pero en realidad se debió de haber especificado ya que es tecnología que solo LURGI puede diseñar.

Planta de purificación de H_2 de gas de purga (PSA)⁽⁴²⁾.

La planta PSA fue especificada con la información que se tiene de las condiciones de alimentación (composición, presión y temperatura) del H_2 gas de purga, en la información técnica proporcionada por LINDE al IMP,

(41) Profesor. Claudio Aguilar Martínez, Apuntes de transferencia de Calor.

(42) LINDE, System PSA. p. 6-15

considerando además el porcentaje de recuperación del H₂ que puede proporcionar el sistema.

Bombas y Compresores.

El simulador Aspen Plus, proporcionó las especificaciones de estos equipos necesarias como flujo volumétrico, presión de descarga, ΔP , y los KW requeridos para mover a las condiciones de operación los flujos de gases y líquidos.

A continuación, se presentan las características de diseño del equipo de proceso requerido para la planta de metanol que parte de CO₂ y H₂ de gas de purga.

DA-301 Torre despuntadora.

| | |
|---------------------------|--------------------|
| Tipo: | Cilindro vertical. |
| Diámetro interior: | 1.20 m. |
| Longitud entre tangentes: | 27 m. |
| Numero de platos: | 40. |

DA-302 Torre de metanol puro I.

| | |
|---------------------------|--------------------|
| Tipo: | Cilindro vertical. |
| Diámetro interior: | 2.70 m. |
| Longitud entre tangentes: | 55 m. |
| Numero de platos: | 85. |

DA-303 Torre de metanol puro II.

| | |
|---------------------------|--------------------|
| Tipo: | Cilindro vertical. |
| Diámetro interior: | 0.90 m. |
| Longitud entre tangentes: | 21 m. |
| Numero de platos: | 30. |

DC-201 Reactor de síntesis de metanol.

| | |
|----------------------------|--------------------------------|
| Tipo: | Vertical. |
| Numero de tubos: | 5024 |
| Diámetro externo de tubos: | 0.025 m (1 pulg). |
| Espesor de los tubos: | 0.0027 m (0.109 pulg). |
| Longitud de tubos: | 5.0 m (16 pies). |
| Volúmen de catalizador: | 25 m ³ . |
| Área de transferencia: | 1973.0 m ² . |
| Carga: | 6.18 x 10 ⁶ Kcal/h. |

EA-201 1er. Enfriador de gas de síntesis.

| | |
|------------------------|--------------------------------|
| Tipo: | Horizontal. |
| Área de transferencia: | 53.58 m ² . |
| Carga: | 1.36 x 10 ⁶ Kcal/h. |

EA-202 2do. Enfriador de gas de síntesis.

| | |
|------------------------|--------------------------------|
| Tipo: | Horizontal. |
| Área de transferencia: | 52.86 m ² . |
| Carga: | 0.82 x 10 ⁶ Kcal/h. |

EA-203 Intercambiador carga-efluente reactor.

| | |
|------------------------|-------------------------------|
| Tipo: | Horizontal. |
| Área de transferencia: | 76.10 m ² . |
| Carga: | 2.3 x 10 ⁶ Kcal/h. |

EA-204 Enfriador efluente del reactor.

| | |
|------------------------|-------------------------------|
| Tipo: | Horizontal. |
| Área de transferencia: | 104.16 m ² . |
| Carga: | 5.6 x 10 ⁶ Kcal/h. |

EA-205 Enfriador final de metanol crudo.

| | |
|------------------------|-------------------------------|
| Tipo: | Horizontal. |
| Área de transferencia: | 38.65 m ² . |
| Carga: | 1.9 x 10 ⁶ Kcal/h. |

EA-301 Condensador de columna despuntadora.

| | |
|------------------------|--------------------------------|
| Tipo: | Horizontal. |
| Área de transferencia: | 167.79 m ² . |
| Carga: | 3.17 x 10 ⁶ Kcal/h. |

EA-302 Rehervidor de columna despuntadora.

| | |
|------------------------|--------------------------------|
| Tipo: | Vertical. |
| Área de transferencia: | 77.0 m ² . |
| Carga: | 3.96 x 10 ⁶ Kcal/h. |

EA-303 Condensador de columna de metanol puro I.

| | |
|------------------------|---------------------------------|
| Tipo: | Horizontal. |
| Área de transferencia: | 380.0 m ² . |
| Carga: | 13.94 x 10 ⁶ Kcal/h. |

EA-304 Rehervidor de columna de metanol puro I.

| | |
|------------------------|--------------------------------|
| Tipo: | Vertical. |
| Área de transferencia: | 266.0 m ² . |
| Carga: | 13.0 x 10 ⁶ Kcal/h. |

EA-305 Condensador de columna de metanol puro II.

| | |
|------------------------|---------------------------------|
| Tipo: | Horizontal. |
| Área de transferencia: | 136.0 m ² . |
| Carga: | 11.81 x 10 ⁶ Kcal/h. |

EA-306 Rehervidor de columna de metanol puro II.

| | |
|------------------------|---------------------------------|
| Tipo: | Vertical. |
| Área de transferencia: | 140.0 m ² . |
| Carga: | 11.96 x 10 ⁶ Kcal/h. |

EA-307 Enfriador de metanol.

| | |
|------------------------|--------------------------------|
| Tipo: | Horizontal. |
| Área de transferencia: | 9.0 m ² . |
| Carga: | 0.51 x 10 ⁶ Kcal/h. |

FA-201 Tambor de vapor.

| | |
|---------------------------|----------------------|
| Tipo: | Cilindro horizontal. |
| Diámetro interior: | 1.40 m. |
| Longitud entre tangentes: | 3.5 m. |

FA-202 Separador de metanol crudo.

| | |
|---------------------------|--------------------|
| Tipo: | Cilindro vertical. |
| Diámetro interior: | 1.20 m. |
| Longitud entre tangentes: | 4.6 m. |

FA-301 Recipiente de expansión.

| | |
|---------------------------|----------------------|
| Tipo: | Cilindro horizontal. |
| Diámetro interior: | 1.70 m. |
| Longitud entre tangentes: | 6.0 m. |

FB-301 Recipiente de reflujo de columna despuntadora.

| | |
|---------------------------|----------------------|
| Tipo: | Cilindro horizontal. |
| Diámetro interior: | 1.21 m. |
| Longitud entre tangentes: | 3.0 m. |

FB-302 Recipiente de reflujo de columna de metanol puro I.

| | |
|---------------------------|----------------------|
| Tipo: | Cilindro horizontal. |
| Diámetro interior: | 2.0 m. |
| Longitud entre tangentes: | 2.2 m. |

FB-303 Recipiente de reflujo de columna de metanol puro II.

| | |
|---------------------------|----------------------|
| Tipo: | Cilindro horizontal. |
| Diámetro interior: | 1.15 m. |
| Longitud entre tangentes: | 2.0 m. |

GA-301 Bomba de reflujo de columna despuntadora.

| | |
|-------------|------------------------|
| Tipo: | Centrifuga |
| Flujo: | 6.36 m ³ /h |
| $\Delta P=$ | 2 Kg/cm ² |

GA-302 Bomba de fondos de columna despuntadora.

| | |
|-------------|-------------------------|
| Tipo: | Centrifuga |
| Flujo: | 34.02 m ³ /h |
| $\Delta P=$ | 3 Kg/cm ² |

GA-303 Bomba de fondos de columna de metanol puro I.

| | |
|-------------|-------------------------|
| Tipo: | Centrifuga |
| Flujo: | 22.44 m ³ /h |
| $\Delta P=$ | 1 Kg/cm ² |

GB-201 Compresor de gas de síntesis I.

| | |
|--------|---------------------------|
| Tipo: | Centrifugo |
| Flujo: | 2281.32 m ³ /h |
| $P_d=$ | 26.13 Kg/cm ² |

Energía: 1568.20 KW

GB-202 Compresor de gas de síntesis II.

Tipo: Centrifugo

Flujo: 1208.4 m³/h

P_d= 47.2 Kg/cm²

Energía: 1234.10 KW

GB-203 Compresor de recirculación.

Tipo: Centrifugo

Flujo: 1007.6 m³/h

P_d= 52.2 Kg/cm²

Energía: 160.0 KW

PS-101 Purificación de hidrogeno (PSA).

Sistema: Estándar con 5
adsorbedores.

Recuperación de H₂: 82%.

Presión de gas de cola: 1.0 Kg/cm².

Energía: 352 KW

4.5 Servicios auxiliares al proceso.

Los requerimientos de los servicios auxiliares, fueron determinados realizando balances de materia y energía a las condiciones de operación de los equipos de proceso.

a) Alimentación:

-Mezcla (gas de purga) H₂: 555.59 Ton/d.

-CO₂ gas: 468.00 Ton/d

con la composición dada en el balance.

b) Producto Metanol Puro (Grado AA): 297.45 Ton/d.

c) Producción de Vapor de MP:

(Vapor saturado a 40 Kg/cm²) 165.6 Ton/d.

d) Producción de Gas Combustible:

-Gas Combustible 1: 487.04 Ton/d.

-Gas Combustible 2: 13.71 Ton/d.

-Gas de Purga: 11.53 Ton/d.

con la composición dada en el balance.

e) Demanda de BFW (55 Kg/cm², 105 °C): 168.00 Ton/d.

f) Demanda de Vapor de LP: 309.6 Ton/d.

(Vapor Saturado a 5.5 Kg/cm²)

g) Demanda de CW: 40,957.2 Ton/d.

($\Delta T = 10$ °C, 5.5 Kg/cm²)

h) Demanda de Energía de PSA, Compresores y Bombas:

3320.3 KW.

Capítulo 5

Estudio económico

Habiendo concluido el estudio hasta la parte técnica, se observa que existe un mercado potencial por cubrir y que tecnológicamente no existe algún impedimento para llevar a cabo el proyecto. La parte de Estudio Económico, pretende determinar cuál es el monto de los recursos económicos necesarios para la realización del proyecto, cuál será el costo total de la operación de la planta (que abarque las funciones de producción, administración y ventas), así como otra serie de indicadores que servirán de base para la parte final y definitiva del proyecto, que es la evaluación económica.

En este capítulo, como primer instancia se indican las consideraciones que soportan todo el estudio económico, debido a que los resultados obtenidos son una consecuencia directa de estas y posteriormente se explican de manera muy general los puntos que conforman este estudio.

5.1 Premisas para el estudio económico.

a) Precios constantes de 1997, en dolares americanos.

b) Horizonte de planeación de 15 años.

c) La duración del proyecto para la planta de metanol a partir de CO₂ y H₂ de gas de purga, se programa en 24 meses desde la ingeniería básica hasta el arranque de la planta.

d) Los costos de materias primas y servicios auxiliares (energía eléctrica, vapor, agua de enfriamiento, etc) corresponden al promedio de enero de 1997 de precios interorganismos PEMEX. El costo del catalizador fue proporcionado por SUD-CHEMIE.

e) Para calcular los ingresos por venta del metanol puro se consideró como base el precio de comercialización de PEMEX durante 1997.

f) Se consideraron 330 días de operación anual (tres turnos por día).

g) Para la mano de obra de operación, se tomó como base una plantilla de 17 personas y se consideró el salario de cada persona según el nivel y el puesto en planta, tomando como referencia la tabulación de salarios en PEMEX.

h) La depreciación se establece lineal a 10 años y los cargos anuales de amortización se aplican conforme a lo que dicta la "Ley del Impuesto sobre la Renta"⁽⁴³⁾.

i) El costo total de la licencia de tecnología, se consideró como el 8% sobre el valor de la inversión del equipo de proceso.

j) Se considera que en los dos primeros años de operación la capacidad de producción sea del 80 y 90 % respectivamente y en los años posteriores al 100%.

5.2 Estimación de la inversión total inicial^{(44), (45)}

La inversión inicial comprende la adquisición de todos los activos fijos o tangibles y diferidos o intangibles necesarios para iniciar las operaciones de la planta.

Para llevar a cabo la estimación de la inversión, se utilizó la información obtenida en el capítulo 4, donde fueron estimadas de manera preliminar las dimensiones de los equipos de proceso mínimas que se requieren para costear los equipos.

En la Tabla No. 5.1 se muestran los resultados de la estimación de la inversión, determinados con el paquete de Ingeniería Económica "Qestimate", se indica la clave, descripción y costo total del equipo de proceso que tendrá la planta. Es necesario comentar que el costo de los equipos fue considerando que el material es de acero al carbón y los internos de acero inoxidable 316.

En el caso de la PSA (planta de purificación del H₂ de gas de purga) el costo fue proporcionado por LINDE para 1997.

El costo del reactor de síntesis de metanol se determinó como un cambiador de coraza y tubos, debido a que su principio de operación es similar.

Haciendo uso del método de estimación de inversión en porcentaje se estimó la inversión total que se tendrá que hacer para llevar a cabo este proyecto con una aproximación de +/-25% (Tabla No. 5.2). En el anexo C se presentan las consideraciones que utiliza el método de estimación en porcentaje.

(44) *Idem* (22), p. 169

(45) Peters and Timmerhaus. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, p. 118, 140-141

Tabla 5.1. Estimación del equipo de proceso.

| CLAVE | DESCRIPCIÓN | COSTO (\$USD 1997) |
|--------------|---|---------------------|
| DA-301 | Torre despuntadora. | 84,845.47 |
| DA-302 | Torre de metanol puro I. | 367,270.05 |
| DA-303 | Torre de metanol puro II. | 53,719.16 |
| DC-201 | Reactor de síntesis de metanol. | 542,402.55 |
| EA-201 | 1er. Enfriador de gas de síntesis. | 64,611.27 |
| EA-202 | 2do. Enfriador de gas de síntesis. | 64,097.60 |
| EA-203 | Intercambiador carga-efluente reactor. | 79,471.91 |
| EA-204 | Enfriador efluente del reactor. | 95,640.16 |
| EA-205 | Enfriador final de metanol crudo. | 53,286.22 |
| EA-301 | Condensador de columna despuntadora. | 126,709.36 |
| EA-302 | Rehervidor de columna despuntadora. | 80,025.10 |
| EA-303 | Condensador de columna de metanol puro I. | 205,243.33 |
| EA-304 | Rehervidor de columna de metanol puro I. | 166,294.12 |
| EA-305 | Condensador de columna de metanol puro II. | 111,939.84 |
| EA-306 | Rehervidor de columna de metanol puro II. | 113,870.77 |
| EA-307 | Enfriador de metanol. | 22,552.76 |
| FA-201 | Tambor de vapor. | 33,792.90 |
| FA-202 | Separador de metanol crudo. | 38,098.19 |
| FA-301 | Recipiente de expansión. | 55,835.25 |
| FB-301 | Recipiente de reflujo de columna despuntadora. | 10,821.16 |
| FB-302 | Recipiente de reflujo de columna de metanol puro I. | 15,325.83 |
| FB-303 | Recipiente de reflujo de columna de metanol puro II. | 9,601.72 |
| GA-301 | Bomba de reflujo de columna despuntadora con motor + Bomba de relevo. | 31,400.00 |
| GA-302 | Bomba de fondos de columna despuntadora con motor + Bomba de relevo. | 31,400.00 |
| GA-303 | Bomba de fondos de columna de metanol puro I con motor + Bomba de relevo. | 31,400.00 |
| GB-201 | Compresor de gas de síntesis I con motor. | 398,200.00 |
| GB-202 | Compresor de gas de síntesis II con motor. | 316,800.00 |
| GB-203 | Compresor de recirculación con motor. | 202,200.00 |
| PS-101 | Purificación de hidrogeno (PSA). | 2,500,00.00 |
| Total | | 5,906,854.72 |

Tabla No. 5.2. Estimación de la inversión

| ESTIMACIÓN DE INVERSIÓN | |
|---|----------------------|
| CONCEPTO | \$ USD 1997 |
| EQUIPO DE PROCESO | 5,906,854.72 |
| INSTALACIÓN DEL EQUIPO DE PROCESO | 2,303,673.34 |
| INSTRUMENTOS (INSTALADOS) | 1,653,919.32 |
| TUBERÍA | 1,831,124.96 |
| INSTALACIÓN ELÉCTRICA | 590,685.47 |
| CONSTRUCCIÓN (INCLUYENDO SERVICIOS) | 1,299,508.04 |
| ADECUACIÓN DEL SUELO | 590,685.47 |
| COMPRA DEL TERRENO | 354,411.28 |
| TOTAL COSTOS DIRECTOS DE LA PLANTA | 14,530,862.61 |
| INGENIERÍA Y SUPERVISIÓN | 1,890,193.51 |
| LICENCIA DE TECNOLOGÍA | 472,548.38 |
| COSTO TOTAL DIRECTO E INDIRECTO | 16,893,604.50 |
| CONTINGENCIAS (IMPREVISTOS) | 1,689,360.45 |
| TOTAL | 18,582,964.95 |

5.3 Determinación de los costos de producción⁽⁴⁶⁾

Los costos de producción están formados por los siguientes elementos:

- 1) Materias primas.
- 2) Servicios auxiliares.
- 3) Costos de operación.
 - a) Operación (Mano de obra directa, M.O.D.)
 - b) Supervisión técnica.
 - c) Mantenimiento.
 - d) Administración y ventas.
- 4) Gastos fijos.
 - a) Generales de planta.
 - b) Fijos directos.
 - c) Seguros, impuestos sobre la propiedad.
- 5) Cargos por depreciación y amortización.

La cantidad de requerimientos de los dos primeros puntos, fue determinada en el capítulo 4 y los costos se determinaron en función al precio de venta de PEMEX. Cabe mencionar que en el caso del vapor de baja presión que se emplea en los rehervidores de las torres de purificación, se consideró que el vapor de media presión que se produce contribuya al requerimiento de vapor de baja, entonces solo se considera la cantidad restante de vapor de baja que faltaría para cumplir con los requerimientos (Tabla No. 5.3). Con los costos de materia prima, servicios auxiliares y mano de obra se determinaron los costos variables (Tabla No. 5.3) que tendrá la planta. En la Tabla No. 5.4 se indica la manera de calcular los costos de producción tomando las consideraciones que hay en dicha tabla y en la Tabla No. 5.5 se presentan los costos de producción para el horizonte de planeación.

(46) *Ibid.*, p. 140-141

Tabla No. 5.3. Costos variables en \$USD 1997.

COSTO DE MATERIA PRIMA

| DESCRPCIÓN | UNIDAD | UNIDAD/DIA | UNIDAD/AÑO | SUSD/UNIDAD | SUSD TOTAL/AÑO |
|------------------|--------|------------|------------|-------------|-------------------|
| CO2 | TON | 468.00 | 154,440.00 | 3.29 | 508,107.60 |
| H2(GAS DE PURGA) | TON | 555.59 | 183,344.70 | 2.00 | 366,689.40 |
| TOTAL | | | | | 874,797.00 |

COSTOS DE SERVICIOS AUXILIARES

| DESCRPCIÓN | UNIDAD | UNIDAD/DIA | UNIDAD/AÑO | SUSD/UNIDAD | SUSD TOTAL/AÑO |
|----------------|--------|------------|---------------|-------------|---------------------|
| AGUA BFW | M3 | 166.32 | 54,885.60 | 0.388 | 21,295.61 |
| AGUA DE ENF. | M3 | 40,957.00 | 13,515,810.00 | 0.034 | 459,537.54 |
| VAPOR DE B. P. | TON | 144.00 | 47,520.00 | 7.00 | 332,640.00 |
| ENERGIA ELECT. | KWh | 79,687.20 | 26,296,776.00 | 0.030 | 788,903.28 |
| TOTAL | | | | | 1,602,376.43 |

COSTOS DE SUSTANCIAS QUÍMICAS

| DESCRPCIÓN | UNIDAD | UNIDAD/AÑO | SUSD/UNIDAD | SUSD TOTAL/AÑO |
|--|--------|------------|-------------|-------------------|
| CATALIZADOR PARA REACTOR DE METANOL. | M3 | 6.25 | 19,977.30 | 124,858.13 |
| TOTAL | | | | 124,858.13 |

MANO DE OBRA CONSIDERADO PARA PLANTA

| DESCRPCIÓN | No. PERSONAS | SUSD/AÑO | SUSD TOTAL/AÑO |
|-----------------------|--------------|-----------|-------------------|
| JEFE DE PLANTA. | 1 | 28,681.64 | 28,681.64 |
| OPERADOR ESPECIALSTA. | 4 | 24,643.58 | 98,574.32 |
| OPERADOR DE PRIMERA. | 8 | 9,700.07 | 77,600.56 |
| OBRERO GENERAL. | 4 | 19,977.30 | 27,361.32 |
| TOTAL | | 17 | 232,217.84 |

Tabla No. 5.4. Costos de producción.

| COSTOS DE PRODUCCIÓN | |
|---|---------------------|
| CONCEPTO | \$ USD 1997 |
| 1. MATERIAS PRIMAS Y QUÍMICOS | |
| A) MATERIA PRIMA | 874,797.00 |
| B) CATALIZADOR | 124,858.13 |
| TOTAL | 999,655.13 |
| 2. SERVICIOS AUXILIARES | 1,602,376.43 |
| 3. COSTOS VARIABLES TOTALES DE PRODUCCIÓN | 2,602,031.56 |
| 4. COSTOS DE OPERACIÓN | |
| A) OPERACIÓN (M.O.D. + 33% PRESTACIONES) | 308,849.73 |
| B) SUPERVISIÓN TÉCNICA (10% M.O.D.) | 30,884.97 |
| C) MANTENIMIENTO (2% COSTO EQUIPOS) | 118,137.09 |
| D) ADMINISTRACIÓN Y VENTAS (15% M.O.D.+SUP+MTO) | 195,349.53 |
| TOTAL | 653,221.32 |
| 5. GASTOS FIJOS | |
| A) GENERALES DE PLANTA (65% M.O.D.+SUP+MTO) | 349,774.39 |
| B) FIJOS DIRECTOS (45% M.O.D.+SUP) | 169,867.35 |
| C) SEGUROS, IMPUESTOS SOBRE LA PROPIEDAD (2% DE INVER. TOT.) | 371,659.30 |
| TOTAL | 891,301.04 |
| 6. COSTO TOTAL EN EFECTIVO DE PRODUCCIÓN | 4,146,553.92 |
| 7. CARGOS DE CAPITAL | |
| A) DEPRECIACIÓN (L.R. 10 AÑOS) Y AMORTIZACIÓN | 1,010,072.16 |
| COSTO TOTAL DE PRODUCCIÓN | 5,156,626.07 |

Tabla No.5.5. Horizonte de Cost. Producc.

| PERIODO ANUAL | COSTOS DE PRODUCCIÓN \$USD 1997 | APROVECHAMIENTO DE LA CAPACIDAD INSTALADA.(%) |
|---------------|---------------------------------|---|
| 1 | 3,626,147.61 | 80 |
| 2 | 3,886,350.76 | 90 |
| 3 | 4,146,553.92 | 100 |
| 4 | 4,146,553.92 | 100 |
| 5 | 4,146,553.92 | 100 |
| 6 | 4,146,553.92 | 100 |
| 7 | 4,146,553.92 | 100 |
| 8 | 4,146,553.92 | 100 |
| 9 | 4,146,553.92 | 100 |
| 10 | 4,146,553.92 | 100 |
| 11 | 4,146,553.92 | 100 |
| 12 | 4,146,553.92 | 100 |
| 13 | 4,146,553.92 | 100 |
| 14 | 4,146,553.92 | 100 |
| 15 | 4,146,553.92 | 100 |

5.4 Determinación del flujo neto de efectivo⁽⁴⁷⁾

La finalidad de calcular los flujos netos de efectivo del proyecto, es que son, en forma general, el beneficio real de la operación de la planta, y que se obtienen restando a los ingresos todos los costos en que incurra la planta.

Por otro lado, la importancia de determinar los flujos netos de efectivo es que son cantidades que se usan en la evaluación económica. Mientras mayores sean los flujos netos de efectivo (FNE), mejor será la rentabilidad económica del proyecto que se trate.

En la Tabla No. 5.6 se indican los ingresos por venta de producto para el horizonte de planeación considerando el precio que se reporto en el capítulo 2 (Ver sección 2.5.1) para 1997 según las ventas realizadas por PEMEX. En la Tabla No. 5.7 se muestra como se calculó el flujo neto de efectivo y en la Tabla No. 5.8 se presenta el flujo neto de efectivo para el horizonte de planeación considerado.

Tabla No. 5.6. Ingresos en \$USD 1997.

INGRESOS POR VENTA DE PRODUCTO

| DESCRPCIÓN | UNIDA | UNIDAD/DIA | UNIDAD/AÑO | SUSD/UNIDAD | SUSD TOTAL/AÑO |
|---------------------|-------|------------|------------|-------------|----------------------|
| METANOL GRADO AA | TON | 297.45 | 98,158.50 | 237.28 | 23,291,048.88 |
| TOTAL | | | | | 23,291,048.88 |

EL APROVECHAMIENTO DE LA CAPACIDAD SE INCREMENTARÁ PAULATINAMENTE.

| | | |
|-----------------------------|-----------|---------|
| CAPACIDAD DE DISEÑO: | 98,158.50 | TON/ANO |
|-----------------------------|-----------|---------|

| PERIODO | ANUAL | PRODUCCIÓN (TON/AÑO) | APROVECHAMIENTO DE LA CAPACIDAD (%) | DE LA INSTALADA | INGRESOS SUSD 1997 |
|---------|-------|-------------------------|--|--------------------|--------------------------|
| 1 | | 78,526.80 | 80 | | 18,632,839.10 |
| 2 | | 88,342.65 | 90 | | 20,961,943.99 |
| 3 | | 98,158.50 | 100 | | 23,291,048.88 |
| 4 | | 98,158.50 | 100 | | 23,291,048.88 |
| 5 | | 98,158.50 | 100 | | 23,291,048.88 |
| 6 | | 98,158.50 | 100 | | 23,291,048.88 |
| 7 | | 98,158.50 | 100 | | 23,291,048.88 |
| 8 | | 98,158.50 | 100 | | 23,291,048.88 |
| 9 | | 98,158.50 | 100 | | 23,291,048.88 |
| 10 | | 98,158.50 | 100 | | 23,291,048.88 |
| 11 | | 98,158.50 | 100 | | 23,291,048.88 |
| 12 | | 98,158.50 | 100 | | 23,291,048.88 |
| 13 | | 98,158.50 | 100 | | 23,291,048.88 |
| 14 | | 98,158.50 | 100 | | 23,291,048.88 |
| 15 | | 98,158.50 | 100 | | 23,291,048.88 |

Tabla No. 5.7. Flujo Neto de Efectivo.

| DETERMINACIÓN DEL FLUJO NETO DE EFECTIVO | |
|---|----------------------|
| CONCEPTO | \$ USD 1997 |
| VENTAS (TON) | 98,158.50 |
| INGRESOS POR VENTAS | 23,291,048.88 |
| COSTOS DE PRODUCCIÓN | 4,146,553.92 |
| DEPRECIACIÓN Y AMORTIZACIÓN | 1,010,072.16 |
| FLUJO NETO DE EFECTIVO | 20,154,567.12 |

Tabla No. 5.8. Horizonte del Flujo Neto de Efectivo.

| PERIODO ANUAL | APROVECHAMIENTO DE LA CAPACIDAD INSTALADA.(%) | FLUJO NETO DE EFECTIVO SUSD 1997 |
|----------------------|--|---|
| 1 | 80 | 16,123,653.70 |
| 2 | 90 | 18,139,110.41 |
| 3 | 100 | 20,154,567.12 |
| 4 | 100 | 20,154,567.12 |
| 5 | 100 | 20,154,567.12 |
| 6 | 100 | 20,154,567.12 |
| 7 | 100 | 20,154,567.12 |
| 8 | 100 | 20,154,567.12 |
| 9 | 100 | 20,154,567.12 |
| 10 | 100 | 20,154,567.12 |
| 11 | 100 | 19,144,494.96 |
| 12 | 100 | 19,144,494.96 |
| 13 | 100 | 19,144,494.96 |
| 14 | 100 | 19,144,494.96 |
| 15 | 100 | 19,144,494.96 |

5.5 Determinación del punto de equilibrio⁽⁴⁸⁾.

El análisis del punto de equilibrio es una técnica para estudiar las relaciones entre los costos fijos, los costos variables y los beneficios. Si los costos de una empresa sólo fueran variables, no existiría problema para calcular el punto de equilibrio.

El punto de equilibrio es el nivel de producción en el que son exactamente iguales los beneficios por ventas a la suma de los costos fijos y los variables.

Sin embargo, la utilidad general que se le da es que puede calcular con mucha facilidad el punto mínimo de producción al que debe operarse para no incurrir en pérdidas, sin que esto signifique que aunque haya ganancias éstas sean suficientes para hacer rentable el proyecto.

El punto de equilibrio se puede calcular con las siguientes ecuaciones:

Ecuación de Costos.

Costo fijo + Costo Variable Total x Producción

Ecuación de Ingresos.

Precio del producto x Producción

Ganancias

Ingresos-Costos

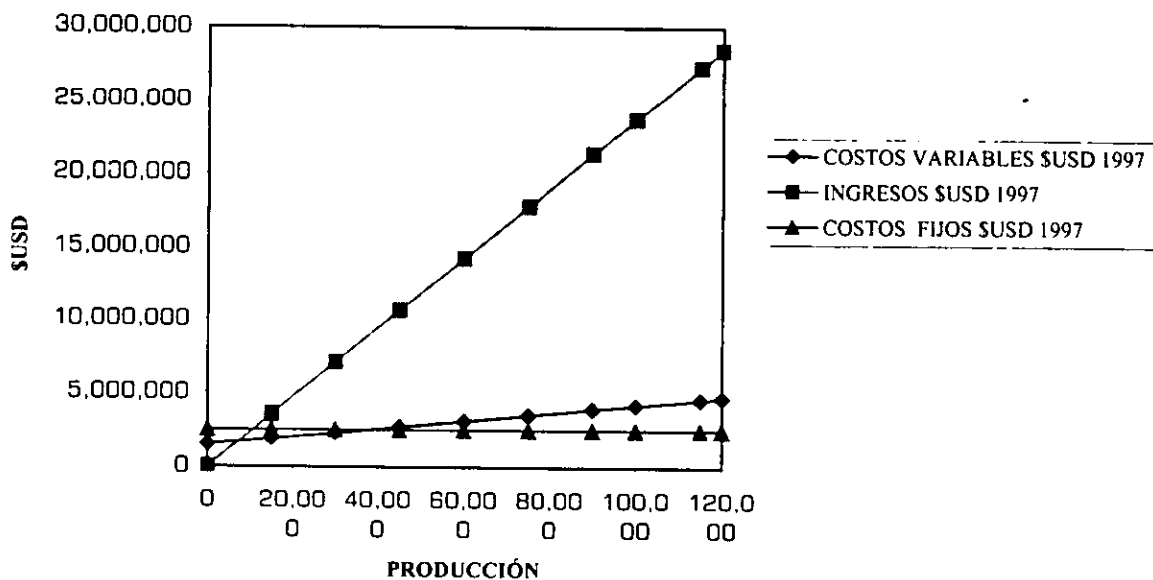
En la Tabla No. 5.9 se presentan los resultados para el punto de equilibrio en que se encontrará la planta, además en la Figura No. 5.1 se señala la interpretación Gráfica del punto de equilibrio que tendrán los costos fijos, costos variables y los ingresos para conocer el nivel de producción en donde son iguales los costos y los ingresos.

Tabla No.5.9. Punto de equilibrio.

PUNTO DE EQUILIBRIO

| PRODUCCIÓN (TON) | COSTOS VARIABLES \$USD 1997 | INGRESOS \$USD 1997 | COSTOS FIJOS \$USD 1997 | UTILIDAD DE OPERACIÓN \$USD 1997 |
|------------------|-----------------------------|---------------------|-------------------------|----------------------------------|
| 0.00 | 1,544,522.36 | 0.00 | 2,554,594.52 | -1,544,522.36 |
| 15,000.00 | 1,942,149.39 | 3,559,200.00 | 2,554,594.52 | 1,617,050.61 |
| 30,000.00 | 2,339,776.43 | 7,118,400.00 | 2,554,594.52 | 4,778,623.57 |
| 45,000.00 | 2,737,403.47 | 10,677,600.00 | 2,554,594.52 | 7,940,196.53 |
| 60,000.00 | 3,135,030.50 | 14,236,800.00 | 2,554,594.52 | 11,101,769.50 |
| 75,000.00 | 3,532,657.54 | 17,796,000.00 | 2,554,594.52 | 14,263,342.46 |
| 90,000.00 | 3,930,284.57 | 21,355,200.00 | 2,554,594.52 | 17,424,915.43 |
| 100,000.00 | 4,195,369.26 | 23,728,000.00 | 2,554,594.52 | 19,532,630.74 |
| 115,000.00 | 4,592,996.30 | 27,287,200.00 | 2,554,594.52 | 22,694,203.70 |
| 120,000.00 | 4,725,538.64 | 28,473,600.00 | 2,554,594.52 | 23,748,061.36 |

Fig. No. 5.1
PUNTO DE EQUILIBRIO



ECUACIÓN DE COSTOS:

$$26.51 \times \text{PRODUCCIÓN} + 1,544,522.36$$

ECUACIÓN DE INGRESOS:

$$237.28 \times \text{PRODUCCION}$$

PUNTO DE EQUILIBRIO = 7,327.95 TON

5.6 Análisis de resultados del estudio económico.

Considerando que la planta se integre conforme al modelo considerado en el capítulo 4, la estimación de la inversión (incluyendo los bienes y servicios) será de aproximadamente 18.58 millones de dolares.

Los costos de producción son de 4.14 millones de dolares (Tabla No. 5.4), para cada año del horizonte de planeación se muestran los costos de producción respectivos (Tabla No. 5.5).

Los ingresos por venta de metanol ascienden a 23.29 millones de dolares (Tabla No. 5.6), considerando que la capacidad de la planta es al 100%, pues en los dos primeros años es un poco menor. Teniendo en cuenta el pronostico de producción y de ingresos por ventas de metanol, los flujos netos de efectivo para cuando la planta opera al 100% son de 20.15 millones de dolares (Tabla No. 5.7). Debido a esto, los flujos netos de efectivo para cada año (Tabla No. 5.8) muestran claramente, que existe una buena ganancia real y que por lo tanto, el proyecto aparentemente es muy rentable.

Con base en la producción, los ingresos y egresos calculados el punto de equilibrio al que debe operar la planta para no tener perdidas es de 7,327.95 Ton (Tabla No. 5.9).

En la Figura No. 5.1 se observa que existe un área grande de ganancias y el de perdidas es muy pequeño, por lo tanto, esto implica que este proyecto tiene un gran intervalo de ganancias, después del punto de equilibrio lo cual indica la rentabilidad que puede tener.

Los resultados obtenidos en este estudio son al parecer muy atractivos pues, se perciben buenos ingresos y los costos de producción no son muy altos, aunque tenga que abatirse el costo de la inversión. Por lo tanto, los puntos determinados en este capítulo son solo herramientas que se utilizaran en el capítulo siguiente y que finalmente concluirá si el proyecto es efectivamente rentable.

Capítulo 6

Evaluación económica

El estudio de la Evaluación Económica es la parte final de toda la secuencia de análisis de la factibilidad del proyecto. Hasta este punto, se debe saber que existe un mercado potencial atractivo; y habrá determinado un lugar óptimo para la localización del proyecto, de acuerdo con las restricciones del medio. Se conocerá y dominará el proceso de producción, así como todos los costos en que se incurrirá en la etapa productiva, además de que se habrá calculado la inversión necesaria para llevar a cabo el proyecto. Sin embargo, a pesar de conocer incluso las utilidades probables del proyecto durante un horizonte de planeación de operación aún no se ha demostrado que la inversión propuesta sea económicamente rentable.

Al inicio de este capítulo, se mencionan las consideraciones que soportan la evaluación económica y posteriormente se explican de manera muy general los puntos que conforman esta evaluación.

6.1 Premisas de la evaluación del económica.

- a) Precios constantes de 1997, en dolares americanos.
- b) Período de construcción de 24 meses (2 años).
- c) Horizonte del proyecto a 15 años.
- d) Tasa de interés anual de 10%.
- e) Se considera que en los dos primeros años de operación la capacidad de producción será del 80 y 90 % respectivamente y en los años posteriores al 100%.

6.2 Valor presente neto (VPN)⁽⁴⁹⁾.

Es el valor monetario que resulta de restar la suma de los flujos netos de efectivo a la inversión inicial.

En el capítulo 5 se presentó la determinación de los flujos netos de efectivo (FNE), y como se menciona ahí su mayor utilidad es que permite la evaluación económica.

Cuando se utiliza el valor presente neto se hacen cálculos de pasar, en forma equivalente, el dinero del presente al futuro, entonces se utiliza una "i" de interés o de crecimiento del dinero; pero cuando se quiere pasar cantidades futuras al presente, se usa 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 llama flujos descontados.

La definición ya tiene sentido. Sumar los flujos descontados en el presente o los flujos netos de efectivo con una determinada tasa "i" y restar la inversión inicial equivale a comparar todas las ganancias esperadas contra todos los desembolsos necesarios para producir esas ganancias en términos de su valor equivalente en este momento o tiempo cero.

Es claro que para aceptar un proyecto las ganancias deberán ser mayores que los desembolsos, lo cual dará por resultado que el VPN sea siempre mayor de cero.

El cálculo del VPN para un determinado periodo de años es:

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

Como conclusiones generales acerca del uso del VPN como método de análisis se pueden decir lo siguiente:

- Se interpreta fácilmente su resultado en términos monetarios.
- Calcula la utilidad total del proyecto.
- Su valor depende exclusivamente de la "i" aplicada, su valor lo determina el evaluador.
- Los criterios de evaluación son: si $VPN \geq 0$, acéptese la inversión; si $VPN \leq 0$, rechácese.

En la Tabla No. 6.1 se muestra el valor presente neto para cada año del horizonte de planeación, partiendo del año tres porque como se mencionó en las premisas el periodo de construcción es de 24 meses (2 años).

6.3 Tasa interna de recuperación⁽⁵⁰⁾.

Es la tasa que iguala la suma de los flujos netos de efectivo a la inversión.

El cálculo de la TIR para un determinado periodo de años se calcula de la siguiente manera :

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

Tabla No. 6.1. VPN y Relac. Beneficio/Costo.

PERÍODO DE CONSTRUCCIÓN 24 MESES
HORIZONTE DEL PROYECTO 15 AÑOS
TASA DE INTERÉS ANUAL 10%

| PERÍODO ANUAL | APROVECHAMIENTO DE LA CAPACIDAD INSTALADA.(%) | VALOR PRESENTE NETO |
|------------------------|---|-----------------------|
| 3 | 80 | 12,113,701.02 |
| 4 | 90 | 12,389,012.41 |
| 5 | 100 | 12,513,970.72 |
| 6 | 100 | 11,377,253.14 |
| 7 | 100 | 10,343,323.85 |
| 8 | 100 | 9,402,105.56 |
| 9 | 100 | 8,547,551.92 |
| 10 | 100 | 7,769,585.62 |
| 11 | 100 | 7,064,175.78 |
| 12 | 100 | 6,421,245.08 |
| 13 | 100 | 5,546,160.19 |
| 14 | 100 | 5,040,745.52 |
| 15 | 100 | 4,583,192.09 |
| 16 | 100 | 4,165,842.10 |
| 17 | 100 | 3,786,781.10 |
| TOTAL SUSD 1997 | | 102,481,681.17 |

RELACIÓN BENEFICIO/COSTO

| | |
|-------------------------|-----------------------|
| BENEFICIO | 102,481,681.17 |
| COSTO | 18,582,964.95 |
| BENEFICIO/COSTO= | 6.51 |

se deja como incógnita la "i" y se resuelve la ecuación hasta que "la i haga igual la suma de los flujos netos de efectivo, a la inversión inicial".

Se le llama tasa interna de recuperación, porque genera una tasa de interés de las ganancias que tiene un proyecto (Tabla No. 6.2).

6.4 Periodo de recuperación de la inversión, Porcentaje anual de recuperación de la inversión y Relación Beneficio/Costo⁽⁵¹⁾.

El periodo de recuperación de la inversión (PRI) y el porcentaje anual de recuperación de la inversión son parámetros económicos, que permiten evaluar a partir de que año comienza a ver ganancia, pagando la inversión (Tabla No. 6.2).

La relación beneficio/costo se utiliza para ver que proporción de beneficios tiene un proyecto con respecto a sus costos, entonces si la relación es < 1 no conviene el proyecto y si es > 1 el proyecto es rentable, es decir mientras mayor sea la relación beneficio/costo los ingresos que se perciben son mayores (Tabla No. 6.1).

6.5 Análisis de sensibilidad⁽⁵²⁾.

Se denomina análisis de sensibilidad al procedimiento por medio del cual se puede determinar cuánto se afecta (qué tan sensible es) la TIR ante cambios en determinadas variables del proyecto.

El proyecto tiene una gran cantidad de variables, como son los costos totales, divididos como se muestra en un estado de resultados, ingresos, volumen de producción, tasa y cantidad de financiamiento, etcétera. El análisis de sensibilidad está encaminado a modificar algunas de estas variables para observar su efecto sobre la TIR. Por lo tanto, normalmente se recomienda hacer un análisis de sensibilidad para cuando la inversión inicial aumenta o disminuye un determinado % (en este caso +/- 25%) y un análisis de

(51) *Idem* (47)

(52) *Idem* (22), p. 233-234

sensibilidad cuando el precio del producto aumenta o disminuye también un determinado % (en este caso +/- 10% y +/- 20%).

Los resultados de un análisis de sensibilidad serán siempre una manera de poder medir la incertidumbre o el riesgo que puede tener un proyecto y por lo tanto, dará un criterio para decidir si conviene o no hacer la inversión de un proyecto. En la Tabla No. 6.3 se presentan los resultados para cuando se analiza la sensibilidad de la inversión y en la Tabla No. 6.4 se presentan los resultados para cuando se analiza la sensibilidad del precio. En las Figuras No. 6.1 y 6.2 se visualiza la variación que existe en la TIR en función de las modificaciones a las variables inversión y precio del producto.

Tabla No. 6.2. PRI y TIR.

| PERÍODO DE RECUPERACIÓN DE LA INVERSIÓN | | | |
|--|--|----------------|------------------|
| PERIODO ANUAL | PERIODO DE RECUPERACIÓN DE LA INVERSIÓN | | |
| 1 Y 2 | -18,582,964.95 | | |
| 3 | -6,469,263.93 | | |
| 4 | 5,919,748.48 | | |
| 5 | 18,433,719.21 | P.R.I.= | 1.52 AÑOS |
| 6 | 29,810,972.35 | | |
| 7 | 40,154,296.19 | | |
| 8 | 49,556,401.75 | | |
| 9 | 58,103,953.67 | | |
| 10 | 65,873,539.29 | | |
| 11 | 72,937,715.07 | | |
| 12 | 79,358,960.15 | | |
| 13 | 84,905,120.34 | | |
| 14 | 89,945,865.87 | | |
| 15 | 94,529,057.96 | | |
| 16 | 98,694,900.07 | | |
| 17 | 102,481,681.17 | | |
| PORCENTAJE ANUAL DE RECUPERACIÓN DE LA INVER. = | | 43.43 | % |
| (A PARTIR DEL ARRANQUE DE LA PLANTA) | | | |
| TASA INTERNA DE RECUPERACIÓN = | | 32.91 | % |

Tabla No. 6.3 Análisis de Sensibilidad a la Inversión.

| VARIACIÓN DE LA INVERSIÓN % | -25 | 25 |
|--|----------------|---------------|
| INVERSIÓN TOTAL \$USD 1997 | 15,795,520.21 | 23,228,706.19 |
| VALOR PRESENTE NETO \$USD 1997 | 105,607,373.41 | 97,272,194.10 |
| TASA INTERNA DE RECUPERACIÓN | 37.22 | 27.44 |
| PERÍODO DE RECUPERACIÓN DE LA INVERSIÓN (AÑOS) | 1.29 | 1.91 |

Fig. No. 6.1
SENSIBILIDAD A LA INVERSIÓN

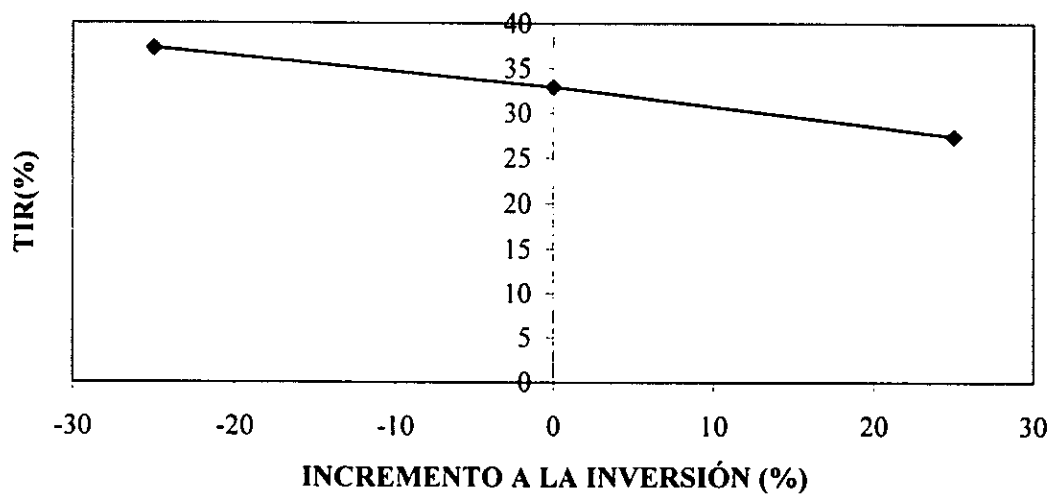
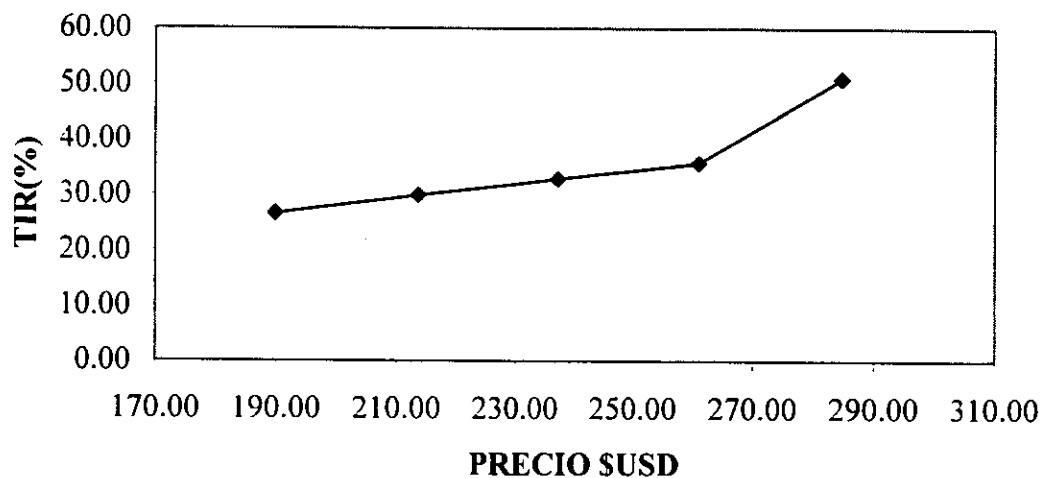


Tabla No. 6.3 Análisis de sensibilidad al precio de metanol.

| PRECIO \$USD | VPN \$USD | TIR % | PRI (AÑOS) |
|-----------------|----------------|----------|---------------|
| 189.82 | 74,218,738.67 | 26.63 | 1.97 |
| 213.55 | 88,350,209.92 | 29.90 | 1.72 |
| 237.28 | 102,481,681.17 | 32.91 | 1.52 |
| 261.01 | 116,613,152.42 | 35.74 | 1.37 |
| 284.74 | 130,744,623.67 | 51.01 | 1.24 |

Fig. No. 6.2
SENSIBILIDAD AL PRECIO



6.6 Análisis de resultados de la evaluación económica.

Los resultados que se presentan en esta sección son finalmente, los parámetros que justifican, si el proyecto es rentable o no, y si la inversión es recuperable en pocos años.

A continuación en la Tabla No. 6.5 se presentan los resultados de la evaluación económica.

Tabla No. 6.5. Resultados de la evaluación económica.

| PARÁMETRO | VALOR |
|---|--------------|
| VALOR PRESENTE NETO MILLONES (\$USD) | 102.48 |
| TASA INTERNA DE RECUPERACIÓN TIR (%) | 32.91 |
| PERIODO DE RECUPERACIÓN DE LA INVERSIÓN PRI (AÑOS) | 1.52 |
| PORCENTAJE ANUAL DE LA RECUPERACIÓN DE LA INVERSIÓN SUSD | 43.43 |
| RELACIÓN BENEFICIO/COSTO | 6.51 |

Entonces de los resultados obtenidos se puede decir lo siguiente:

- Debido a que el VPN es mayor que cero, esto indica de manera inmediata que existen ganancias y por lo tanto, conviene invertir en este proyecto.
- La relación Beneficio/Costo es superior a 1, lo cual indica que los beneficios obtenidos por este proyecto son mucho mayores que los costos, por lo que, el proyecto es rentable.

- El periodo de recuperación de la inversión, no excede más de dos años, por lo tanto se recupera la inversión en muy poco tiempo.
- La tasa interna de recuperación que se obtiene, comparada con la tasa LIBOR (5%) resulta mucho más atractiva, por lo cual conviene hacer la inversión en este proyecto y así obtener más ingresos que si se hiciera una inversión bancaria en dolares.

En lo que respecta, al análisis de sensibilidad aumentado la inversión y disminuyendo el precio del metanol un determinado porcentaje (Que son los casos más críticos), hacen que la TIR y el PRI muestren el riesgo o la incertidumbre que puede tener el proyecto, principalmente con el precio del metanol que es uno de los factores externos que más puede moverse, por lo cual se observa que si el precio del metanol disminuyera un 20% la TIR se va hasta un 26.63% y el PRI de 1.97 años, aunque en realidad esta variación del precio del metanol no parece afectar casi nada estos parámetros comparada con los obtenidos por el proyecto, debido a la alta rentabilidad de este proyecto. En el caso de cuando la inversión se incrementa un 25%, se observa que la TIR se va hasta un 27.44% y el PRI de 1.91 años. Así que comparando la TIR del proyecto (32.91%) con los obtenidos en el análisis de sensibilidad se puede decir que, la disminución de la TIR con las variaciones de las variables anteriormente mencionadas no afectan de una manera relevante la rentabilidad del proyecto y por lo tanto, la factibilidad de este proyecto se hace más atractiva.

Así es que la evaluación económica, comprueba que el proyecto es económicamente rentable si se siguen los parámetros establecidos de ingresos y costos.

Conclusiones

En el presente trabajo se estudió la posibilidad de instalar un planta de metanol aprovechando el dióxido de carbono e hidrógeno de gas de purga que generan las plantas de amoniaco en el Complejo Petroquímico de Cosoleacaque, Ver., para lo cuál se empleó información publicada acerca de la tecnología de LURGI “Metanol a partir de Dióxido de Carbono e Hidrógeno”, para realizar la simulación del proceso propuesto y finalmente demostrar la factibilidad de éste trabajo.

ESTUDIO DE MERCADO.

Se encontró que la capacidad instalada de producción actual de metanol en el Complejo Petroquímico Independencia no es suficiente para satisfacer la demanda que actual.

La demanda esperada para el metanol en el año 2002 se incrementará aproximadamente un 19.32% con respecto a lo que se demanda en 1996 (365,134 Ton/año) debido a esto, la importación del metanol tenderá a incrementarse.

Como el precio del metanol esta regido por la oferta y la demanda mundial, la variabilidad que tiene el precio de metanol tiene mucha incertidumbre, aunque en las estimaciones realizadas se espera que el precio de metanol se incremente en los próximos años.

En conclusión se encontró que existen las condiciones favorables para que en el caso de PEMEX como único productor potencial, incremente sus capacidades ó en el caso de una empresa privada pueda instalar una planta de metanol que pueda disminuir las necesidades futuras en el país.

ESTUDIO TÉCNICO.

Los equipos de proceso requeridos para construir la planta de metanol a partir de CO_2 y H_2 de gas de purga, son equipos de construcción sencilla, exceptuando la planta de purificación del H_2 (PSA) y el reactor de síntesis que son tecnología licenciada.

Los resultados de la simulación del proceso muestran que se pueden utilizar sin ningún problema las corrientes de CO_2 y H_2 de gas de purga, como materia prima para producir metanol.

Por la razón anterior, el gas de purga como materia prima para elaborar metanol se convierte en un producto de mayor valor, que empleado como gas combustible.

Se determinó que con las cantidades de CO_2 y H_2 de gas de purga disponibles, se pueden producir aproximadamente 98,158 Ton/año.

En conclusión, no se encontró algún impedimento tecnológico ni tampoco la materia prima representa un obstáculo, para la realización física del proyecto.

ESTUDIO ECONÓMICO.

Los resultados obtenidos favorecen totalmente la instalación de la planta de metanol que parte de CO_2 y H_2 del gas de purga en el Complejo Petroquímico de Cosoleacaque, Ver., el Período de Recuperación de la Inversión PRI es de 1.52 años, lo que indica que este proyecto se paga en poco tiempo y la Tasa Interna de Recuperación TIR es de 32.91% que comparada con la Tasa LIBOR que es del 5%, se encuentra que este proyecto puede dar más ganancias que una tasa de interés bancaria en una inversión en dolares en Estados Unidos; además la relación Beneficio/Costo es de 6.51, lo que indica que los ingresos que se pueden percibir por la instalación de esta planta son mayores que los costos que esta pudiera tener.

En lo que respecta, al análisis de sensibilidad (variando la inversión y el precio de metanol un determinado porcentaje) se indica el riesgo o la incertidumbre que puede tener el proyecto, principalmente cuando se disminuye el precio de metanol un 20%. La TIR se va hasta 23.63% y el PRI es de 1.97 años, por lo tanto siempre es necesario estar consciente del efecto tan relevante que tiene el precio del producto en un proyecto, pero en este caso el efecto no es muy significativo. Esto quiere decir, que este proyecto se encuentra fuera de cualquier riesgo de inversión, debido a que las variables modificadas no afectan de manera significativa la TIR y el PRI.

En conclusión, los resultados obtenidos muestran que la inversión que se requiere para este proyecto se paga en no más de dos años, por lo tanto el proyecto es totalmente rentable tanto técnico como económicamente.

Anexo A

Secuencia de Cálculo para la Regresión Lineal Múltiple.

- 1) Variable X_i (Tiempo).
- 2) Variable Y_i (Demanda histórica).
- 3) Variable Z_i (Factor de desición, Tasa de Inflación o Producto Interno Bruto).
- 4) Se efectúan las sumas de cada una de las variables $\sum X_i$, $\sum Y_i$, $\sum Z_i$.
- 5) Se determinan las medias de cada variable X_m , Y_m , Z_m :

$$X_m = \frac{\sum X_i}{\text{No. de datos}}$$

6) Se obtiene la variable diferencia de cada dato con la media, de cada variable.

$$x_i = X_i - X_m$$

$$y_i = Y_i - Y_m$$

$$z_i = Z_i - Z_m$$

7) Posteriormente se eleva al cuadrado cada dato de la variable diferencia para x_i^2 , y_i^2 , z_i^2 y se obtiene la suma de estas variables $\sum x_i^2$, $\sum y_i^2$, $\sum z_i^2$

8) Se multiplican las variables $x_i Y_i$ termino por termino y se obtiene la suma $\sum x_i Y_i$ y tambien se multiplican las variables $Y_i z_i$ y $x_i z_i$ y se obtienen sus respectivas sumas $\sum Y_i z_i$ y $\sum x_i z_i$.

9) Los resultados anteriores se sustituyen en las ecuaciones que involucran el modelo de regresión multiple:

$$Y = \alpha + \beta x_i + \gamma z_i, \quad \alpha = Y_m$$

$$\sum x_i Y_i = \beta \sum x_i^2 + \gamma \sum x_i z_i$$

$$\sum Y_i z_i = \beta \sum x_i z_i + \gamma \sum z_i^2$$

y se resuelven el sistema de dos ecuaciones con dos incógnitas para encontrar el valor de las constantes β y γ que darán el modelo de regresión.

10) Finalmente para corroborar que el modelo se ajusta bien con los datos se determinan los coeficientes de correlación múltiple.

$$r_{YX} = \frac{\sum x_i Y_i}{\sqrt{(\sum y_i^2)(\sum x_i^2)}}$$

$$r_{XZ} = \frac{\sum x_i z_i}{\sqrt{(\sum x_i^2)(\sum z_i^2)}}, r_{XZ}^2$$

$$r_{YZ} = \frac{\sum Y_i z_i}{\sqrt{(\sum z_i^2)(\sum Y_i^2)}}, r_{YZ}^2$$

$$r_{YXZ} = \frac{r_{YX} - r_{YZ} \cdot r_{XZ}}{\sqrt{1 - r_{XZ}^2} \cdot \sqrt{1 - r_{YZ}^2}}$$

A continuación se muestran los resultados encontrados utilizando la Tasa de Inflación y el Producto Interno Bruto.

Debido a que el coeficiente de correlación múltiple es mayor cuando se considera la Tasa de Inflación, este modelo de regresión se empleará para proyectar la Demanda.

| AÑO | DEMANDA | | TASA DE | | | |
|-------------|-----------------|-------------------|---------------|--------------------|------------------|----------------|
| | Xi | Yi | INF(%) Zi | xi | xiYi | xi2 |
| 1987 | 0 | 207798 | 159.17 | -4.5 | -935091 | 20.25 |
| 1988 | 1 | 221296 | 51.66 | -3.5 | -774536 | 12.25 |
| 1989 | 2 | 230221 | 19.7 | -2.5 | -575552.5 | 6.25 |
| 1990 | 3 | 232499 | 29.93 | -1.5 | -348748.5 | 2.25 |
| 1991 | 4 | 245642 | 18.79 | -0.5 | -122821 | 0.25 |
| 1992 | 5 | 244103 | 11.94 | 0.5 | 122051.5 | 0.25 |
| 1993 | 6 | 259749 | 8.01 | 1.5 | 389623.5 | 2.25 |
| 1994 | 7 | 290605 | 7.05 | 2.5 | 726512.5 | 6.25 |
| 1995 | 8 | 339072 | 51.97 | 3.5 | 1186752 | 12.25 |
| 1996 | 9 | 365034 | 27.7 | 4.5 | 1642653 | 20.25 |
| SUMA | 45 | 2636019 | 385.92 | | 1310843.5 | 82.5 |
| XM | 4.5 | | | | | |
| YM | 263601.9 | | | | | |
| ZM | 38.59 | | | | | |
| | | | | | | |
| | yi | yi2 | zi | Yizi | zi2 | xizi |
| | -55803.9 | 3114075255 | 120.58 | 25056282.8 | 14539.5364 | -542.61 |
| | -42305.9 | 1789789175 | 13.07 | 2892338.72 | 170.8249 | -45.745 |
| | -33380.9 | 1114284485 | -18.89 | -4348874.69 | 356.8321 | 47.225 |
| | -31102.9 | 967390388 | -8.66 | -2013441.34 | 74.9956 | 12.99 |
| | -17959.9 | 322558008 | -19.8 | -4863711.6 | 392.04 | 9.9 |
| | -19498.9 | 380207101 | -26.65 | -6505344.95 | 710.2225 | -13.325 |
| | -3852.9 | 14844838.4 | -30.58 | -7943124.42 | 935.1364 | -45.87 |
| | 27003.1 | 729167410 | -31.54 | -9165681.7 | 994.7716 | -78.85 |
| | 75470.1 | 5695735994 | 13.38 | 4536783.36 | 179.0244 | 46.83 |
| | 101432.1 | 1.0288E+10 | -10.89 | -3975220.26 | 118.5921 | -49.005 |
| SUMA | | 2.4417E+10 | | -6329994.04 | 18471.976 | -658.46 |

$$r_{yxz} = 0.946$$

MODELO DE LA DEMANDA

$$Y = 168806.32 + 18384.45 X + 312.6 Z$$

| AÑO | DEMANDA | | MM\$ 1993 | | | |
|-------------|-------------------|-------------------|-----------------|------------------|-------------------|----------------|
| | Xi | Yi | PIB Zi | xi | xiYi | xi2 |
| 1987 | 0 | 207798 | 1028846 | -4 | -831192 | 16 |
| 1988 | 1 | 221296 | 1042066 | -3 | -663888 | 9 |
| 1989 | 2 | 230221 | 1085815 | -2 | -460442 | 4 |
| 1990 | 3 | 232499 | 1140848 | -1 | -232499 | 1 |
| 1991 | 4 | 245642 | 1189017 | 0 | 0 | 0 |
| 1992 | 5 | 244103 | 1232162 | 1 | 244103 | 1 |
| 1993 | 6 | 259749 | 1256196 | 2 | 519498 | 4 |
| 1994 | 7 | 290605 | 1312200 | 3 | 871815 | 9 |
| 1995 | 8 | 339072 | 1230763 | 4 | 1356288 | 16 |
| SUMA | 36 | 2270985 | 10517913 | | 803683 | 60 |
| XM | 4 | | | | | |
| YM | 252331.667 | | | | | |
| ZM | 1168657 | | | | | |
| | | | | | | |
| | yi | yi2 | zi | Yizi | zi2 | xizi |
| | -44533.66 | 1983246873 | -139811 | -2.9052E+10 | 1.9547E+10 | 559244 |
| | -31035.66 | 963212192 | -126591 | -2.8014E+10 | 1.6025E+10 | 379773 |
| | -22110.66 | 488881286 | -82842 | -1.9072E+10 | 6862796964 | 165684 |
| | -19832.66 | 393334403 | -27809 | -6465564691 | 773340481 | 27809 |
| | -6689.66 | 44751550.9 | 20360 | 5001271120 | 414529600 | 0 |
| | -8228.66 | 67710845.4 | 63505 | 1.5502E+10 | 4032885025 | 63505 |
| | 7417.34 | 55016932.7 | 87539 | 2.2738E+10 | 7663076521 | 175078 |
| | 38273.34 | 1464848555 | 143543 | 4.1714E+10 | 2.0605E+10 | 430629 |
| | 86740.34 | 7523886583 | 62106 | 2.1058E+10 | 3857155236 | 248424 |
| SUMA | | 1.2985E+10 | | 2.341E+10 | 7.9781E+10 | 2050146 |

$$r_{yxz} = 0.854$$

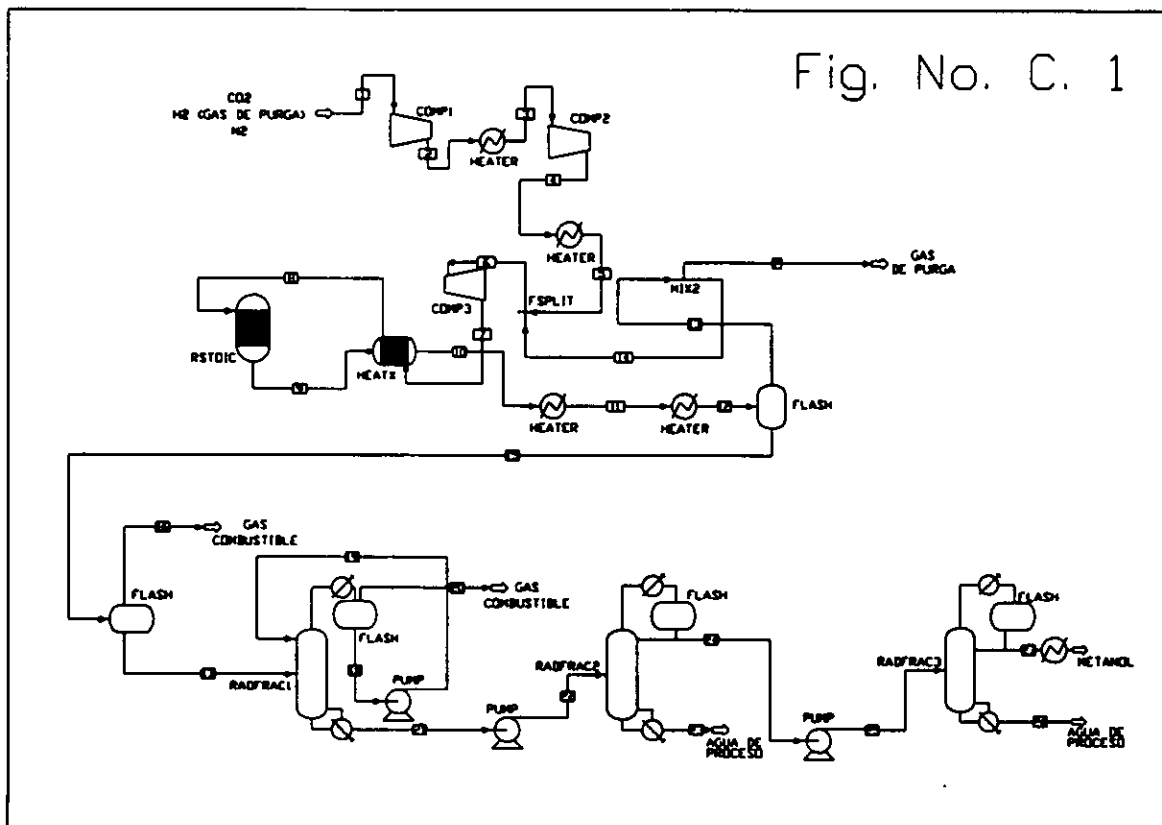
MODELO DE LA DEMANDA

$$Y = 403429.99 + 19071.37 X - 0.2256 Z$$

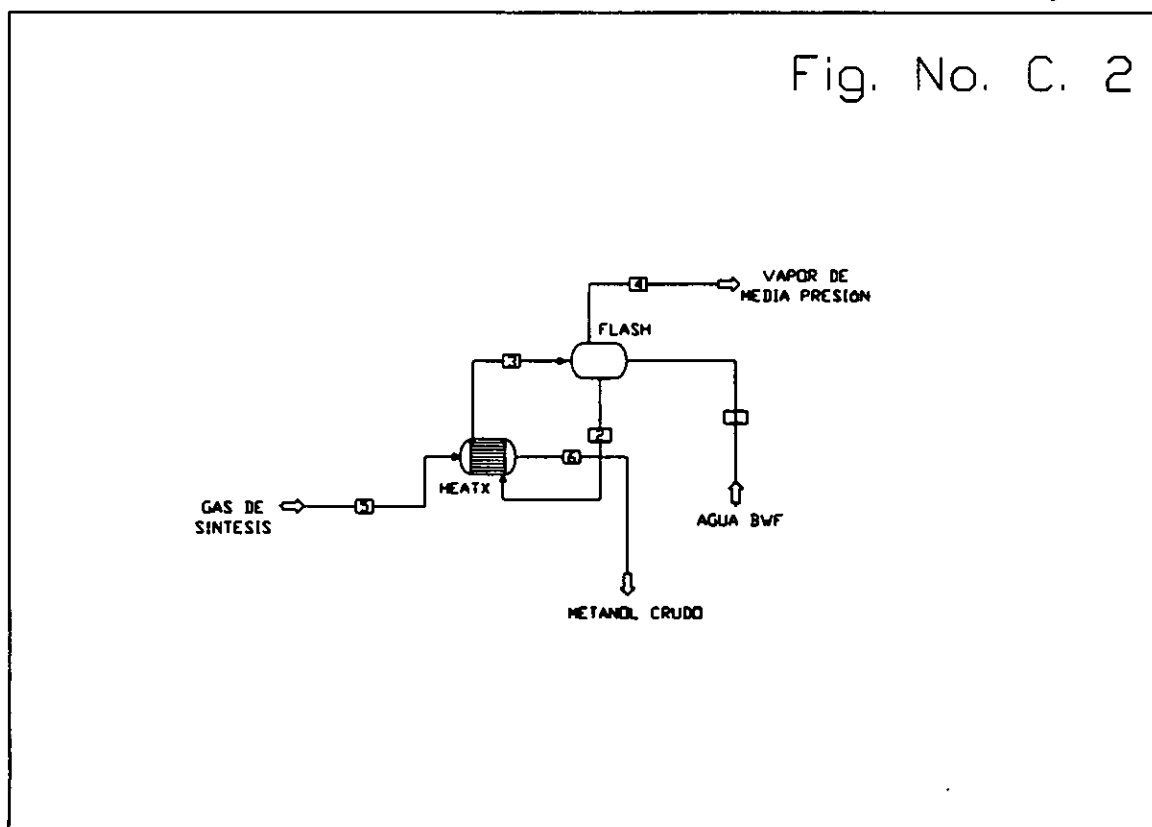
Anexo B

Esquema de simulación de la Planta de Metanol de CO₂ y H₂ de gas de purga y del Sistema de Enfriamiento del Reactor de Metanol.

En el esquema de simulación de la planta de metanol a partir de CO₂ y H₂ de gas de purga (Figura No. C.1), el reactor de síntesis de metanol fue simulado como un reactor estequiométrico en donde solo es necesario especificar las reacciones involucradas en el proceso, la conversión de cada reacción en el equilibrio y las condiciones de presión y temperatura. Para conocer el área de transferencia que tiene el reactor en los tubos se simuló el reactor estequiométrico como un cambiador de calor HEATX.



Para poder conocer los requerimientos del Sistema de Enfriamiento del Reactor se realizo la simulación con la consideración anterior, ya que este tipo de intercambiador que tiene el simulador Aspen diferencia lo que entra en tubos y lo que corresponde a la coraza. Entonces considerando la carga que reporta el reactor estequiométrico al intercambiador HEATX el esquema de simulación para esta parte (Figura No. C.2), como se muestra en conjunto con un FLASH, permite determinar de manera más real los requerimientos de agua de alimentación de calderas para mantener Isotérmico el reactor de síntesis de Metanol.



Anexo C

Método de Estimación de la Inversión.

A continuación se indican los porcentajes que emplea el Método de Estimación de la Inversión como comúnmente ocurren en la industria en función del costo de equipo de proceso. Este Método de Estimación tiene una aproximación de +/- 25%⁽⁵³⁾.

| ESTIMACIÓN DE LA INVERSIÓN | |
|---|-------------------------------------|
| CONCEPTO | \$USD |
| EQUIPO DE PROCESO | E |
| INSTALACIÓN DEL EQUIPO DE PROCESO | 39%E |
| INSTRUMENTOS (INSTALADOS) | 28%E |
| TUBERÍA | 31%E |
| INSTALACIÓN ELECTRICA | 10%E |
| CONSTRUCCIÓN (INCLUYENDO SERVICIOS) | 22%E |
| ADECUACIÓN DEL SUELO | 10%E |
| COMPRA DEL TERRENO | 6%E |
| TOTAL COSTOS DIRECTOS DE LA PLANTA | D |
| INGENIERÍA Y SUPERVISION | 32%E |
| LICENCIA DE TECNOLOGÍA | 8%E |
| COSTO TOTAL DIRECTO E INDIRECTO | D + I |
| CONTINGENCIAS (IMPREVISTOS) | 10%(D + I) |
| TOTAL | \$USD INVERSIÓN DE LA PLANTA |

Glosario

Amortización. Pago sobre deudas que se tienen.

Capacidad. Máximo nivel estimado de producción, sobre base continua.

Contingencias. Previsión específica para elementos impredecibles de costos, sobre todo en las estimaciones de inversiones fijas, que las experiencias previas han mostrado que tienen probabilidades estadísticas de producirse.

Costos fijos. Costos que prosiguen tanto si funciona una instalación como si no es así; independientemente del nivel de la producción.

Costos variables. Elementos de los costos de fabricación que varían en relación directa con el volumen de la producción, como las materias primas y los servicios auxiliares.

Depreciación. Distribución anual de costos instalados de bienes de capital fijo (menos el valor de recuperación, si existe), sobre la vida útil estimada de la unidad. Costo de los bienes fijos que es válido incluir dentro de los costos de operación.

Días de operación. Es la eficiencia en el tiempo, expresada en días operacionales al año, dejando margen para el tiempo de paro por mantenimiento y otras interrupciones previsibles de la producción.

Equipos de proceso. Todos los equipos y accesorios que se utilizan en el proceso de fabricación propiamente dicho. Por lo común, los equipos que se encuentran "dentro de los límites de batería".

Gráfica de punto de equilibrio. Gráficas que muestran los ingresos por concepto de ventas y los costos totales, trazados en función del índice operacional de la instalación de proceso.

Límite de batería. Límite geográfico que define la amplitud de un proyecto específico, tal como se refleja en los contratos de construcción. Por lo común, abarca la zona de elaboración de una planta propuesta, incluso todos los "equipos de proceso"; excluye las instalaciones de almacenamiento, servicios, edificios administrativos o "instalaciones auxiliares".

Mano de obra (operacional). Parte del costo de mano de obra como de materiales, que se requieren para mantener una instalación en condiciones seguras y adecuadas para el funcionamiento.

Periodo de recuperación de la inversión. Medida de la rentabilidad o la liquidez de una inversión, definido como el tiempo necesario para recuperar, de los beneficios y la depreciación, la inversión original en instalaciones.

Punto de equilibrio. Capacidad a la que los ingresos de una instalación son iguales que los costos fijos y los variables, al nivel operacional de que se trate.

Reformación. Es el proceso mediante el cual, el gas natural previamente desulfurado con una cierta cantidad de vapor de agua, es convertido en CO, CO₂ y H₂.

Rentabilidad. Término general para una estimación de los beneficios obtenidos, por una inversión llevada a cabo en una instalación.

Riesgo. Se refiere a la posibilidad de que se produzcan resultados distintos a la mejor predicción, sobre todo, la posibilidad de que haya pérdidas.

Supervisión. Costos de nómina de los supervisores asignados a una planta dada o un proceso específico.

Tasa LIBOR. Es la tasa de interés que se da en Estados Unidos por una inversión en dolares.

Valor presente. Procedimiento de evaluación de inversiones que incluye una tasa de interés (que representa el índice mínimo aceptable de beneficios), para poder escoger la alternativa que tenga el valor presente más elevado.

Bibliografía

1) Kirk-Othmer. "Encyclopedia of Chemical Technology" Vol. 16. Ed. John Wiley and Sons, USA 1995.

2) Ulmann's. "Encyclopedia of Industrial Chemistry" Vol. A16. Ed. VCH, British Library, 5ta. Ed, 1990.

3) F. Saviano, V. Lagana. "Integrate recovery systems for low energy ammonia production". Hydrocarbon Processing, July 1981.

4) Ammonia Advance. "Petrochemical Processes 1997", Hydrocarbon Processing 1997.

5) Chi-Kung Kuei, Min-Dar Lee. "Hydrogenation of Carbon Dioxide by hybrid catalysts, direct synthesis of aromatics from carbon dioxide and hydrogen". The Canadian Journal of Chemical Engineering, Vol. 69 February 1991.

6) Chinchén, Waugh and Witan. "The activity and state of Copper surface in methanol synthesis catalysts". Applied Catalysis, Vol. 25, 1986.

7) Baussart, Delobel, Lebras. "A macroscopic study Cu/Zn/Al catalyst for carbon dioxide hydrogenation". Applied Catalysis, Vol. 14, 1985.

8) Baca Urbina G. "Evaluación de proyectos. Análisis y administración del riesgo". Ed. Mc Graw-Hill, 2da. Ed., México 1994.

9) Dr. Koenig P. and Goehna H. LURGI Öl Gas Chemie GmbH. "Methanol from Carbon Dioxide and Hydrogen". Información técnica proporcionada al IMP 1994.

10) Rozovskii A. Ya. "New data on the mechanism of catalytic reactions with the participation of carbon oxides". Kinetics and Catalysis, Vol. 21, January-February 1980.

11) LURGI Öl Gas Chemie GmbH. "Production of MeOH from H₂ and CO₂". Información técnica proporcionada al IMP 1993.

12) UOP "Sistemas Polibed PSA". Información técnica para la purificación y recuperación de hidrógeno proporcionada al IMP 1991.

13) Anaya Durand A. "Reglas heurísticas y criterios para diseño de equipo de proceso". IMIQ AC. Nov.- Dic. 1993. Vol. 3.

14) IMP. "Instructivo interno de diseño de recipientes a presión del IMP".

15) LINDE "System PSA." Información técnica proporcionada al IMP, Agosto de 1997

16) Peters M. S. And Timmerhaus K. D. "Planta Design and Economics for Chemical Engineers". Ed. 1991. McGraw-Hill Chemical Engineering Series.

17) Skrzypek J., Lachowska M., Serafin D. "Methanol synthesis from CO₂ and H₂: Dependence of equilibrium conversions and exit equilibrium

concentrations of components on the main process variables" Chemical Engineering Science, Vol. 45, No. 1 1990.

18) Denise B., Sneed R.P.A. "Hydrogenate CO₂". CHEMTECH, February 1982.

19) Chinchén G.C., Mansfield K., Spencer M.S. "The methanol synthesis: How does it work?" CHEMTECH, November 1990.

20) Tagawa T., Pleizier G. And Amenomiya. "Methanol synthesis from CO₂ + H₂, I" Applied Catalysis, Vol. 18, 1985.

21) Amenomiya Y. "Methanol synthesis from CO₂ + H₂, II" Applied Catalysis, Vol. 30, 1987.

22) Denise B. And Sneed R. P. A. "Oxide-supported copper formate: Differences in behaviour in methanol synthesis from CO/H₂ and CO₂/H₂ mixtures". Applied Catalysis, Vol. 28, 1986.

23) Smith J. M. and Van Ness H.C. "Introducción a la termodinámica en ingeniería química" Ed. Mc Graw-Hill, 4ta. ed, México 1989.

24) Perry R. H., Chilton Cecil H. "Biblioteca del Ingeniero Químico" Ed. McGraw-Hill, 5ta. ed, México 1986.