

117



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE QUÍMICA

“ESTUDIO TÉCNICO – ECONÓMICO PARA EL INCREMENTO EN LA PRODUCCIÓN DE LA PLANTA DE METANOL II DEL COMPLEJO PETROQUÍMICO INDEPENDENCIA EN SAN MARTÍN TEXMELUCAN, PUEBLA”.

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE:
INGENIERA QUÍMICA
P R E S E N T A
MARTHA ELSA SOLÍS CHAVARRÍA



MÉXICO, D.F.

280360



2000.



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. LÓPEZ TORRES ARTURO.
Vocal Prof. MONTIEL MALDONADO CELESTINO.
Secretario Prof. VILLALOBOS HIRIART ALEJANDRO.
1er. Suplente Prof. RODRIGUEZ RIVERA FERNANDO DE JESÚS.
2º. Suplente Prof. RIVERA TOLEDO MARTÍN.

Sitio donde se desarrolló el tema:

INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO
SUBDIRECCIÓN DE TRANSFORMACIÓN INDUSTRIAL.
GERENCIA DE SERVICIOS TECNOLÓGICOS Y
ASISTENCIA TÉCNICA.
MÉXICO, D.F.

Asesor del tema:

M.E. Alejandro Villalobos Hiriart.

Supervisor técnico:

I.Q. Florencio Jimenez Jimenez.

Sustentante:

Martha Elsa Solís Chavarria.

" Para mí sólo recorrer caminos que tengan corazón, cualquier camino que tenga corazón por ahí yo recorro, y la única prueba de que vale es atravesar todo su largo".

AGRADECIMIENTOS

Al Instituto Mexicano del Petróleo por los recursos brindados.

A la UNAM por haberme formado como profesionista.

Al M.E. Alejandro Villalobos Hiriarl por todo su apoyo y atenciones recibidas.

Al Ing. Florencio Jiménez Jiménez por el asesoramiento y tiempo invertidos en este trabajo.

Al Ing. Erick O. Martínez Aguirre por su apoyo incondicional.

Al Gerardo Escobar Barcenas por el tiempo dedicado a este trabajo.

DEDICATORIAS.

A Dios, sin el no habría realizado este sueño.

A Diego, por ser el motor de mi vida, mi fuente de lucha diaria, gracias por tus sonrisas y amor.

A mis padres: Jesús Polís Rodríguez y Genovera Chavarría Pachicano sin su amor, apoyo y paciencia no hubiera realizado este triunfo que también es de ustedes, los quiero mucho.

A mi hermano Lalo por todo lo que hemos vivido juntos, por el ejemplo que me diste, te quiero mucho.

A Viry, por el apoyo que me has brindado y por ser parte de la familia tan hermosa que formamos.

A mis abuelitos Miguel Chavarría y Lola Pachicano sé que donde quiera que se encuentren comparten conmigo este gran logro. Gracias por su ejemplo de amor. Siempre los llevo en mi corazón.

A mis amigas: Erika y Angeles por compartir los buenos y malos momentos.

ÍNDICE

Introducción	1
Capítulo I: Generalidades	4
I.I Historia en la producción de metanol.	4
I.II Especificaciones de calidad y análisis.	6
- Metanol para uso de laboratorio.	
- Metanol comercial.	
I.III Usos del metanol.	9
- Metanol como alimentación para síntesis químicas.	
- Metanol como fuente de energía.	
- Otros usos.	
- Usos futuros.	
Capítulo II: Estudio de mercado	16
II.I Introducción.	16
II.II Definición del producto.	16
II.III Análisis de la demanda.	19
- Distribución geográfica del mercado nacional de consumo.	
- Proyección de la demanda.	
II.IV Análisis de la oferta.	21
- Producción mundial de metanol.	
- Capacidad instalada en México.	
- Comportamiento de la oferta.	
II.V Análisis de precios.	26
- Determinación del precio promedio.	
- Comportamiento del precio de metanol.	
II.VI Análisis de resultados del estudio de mercado	31
Capítulo III: Tecnologías para la producción de metanol	32
III.I Justificación	32
III.II Haldor Topsøe	32
- Aplicación.	
- Descripción.	
- Plantas comerciales.	

III.III Krupp Uhde GmbH	35
- Aplicación.	
- Descripción.	
- Aspecto económico.	
- Plantas comerciales.	
III.IV Kellogg Brown & Root, Inc.	38
- Aplicación.	
- Descripción.	
- Plantas comerciales.	
III.V Lurgi Öl-Gas-Chemie GmbH	41
- Aplicación.	
- Descripción.	
- Aspecto económico.	
- Plantas comerciales.	
III.VI Synetix	44
- Aplicación.	
- Descripción.	
- Aspecto económico.	
- Plantas comerciales.	
Capitulo IV: Planta de metanol II en el Complejo Petroquímico Independencia en San Martín Texmelucan, Puebla	47
IV.I Descripción de proceso de producción de metanol a partir de Gas natural.	47
IV.II Unidad de reformación	47
IV.III Unidad de síntesis	49
IV.IV Unidad de destilación	51
Capitulo V: Simulación de la planta de metanol.	56
V.I La simulación de procesos	56
V.II Simulador de procesos HYSYS	60
V.III Incremento de gas natural	63
V.IV Cambios para el incremento en la capacidad de la planta	64
Capitulo VI Análisis económico	65
VI.I Justificación	65
VI.II Valor presente neto	66
VI.III Tasa Interna de Rentabilidad (TIR)	67
VI.IV La relación Costo - beneficio	68
VI.V Periodo de recuperación de la inversión	69
VI.VI Costo anual equivalente	70

VI.VII Estimación de la inversión	71
VI.VIII Precios de productos y servicios	72
VI.IX Evaluación económica	72
VI.X Resultados de la evaluación económica	74
Capitulo VII Conclusiones	75
Bibliografía	77

LISTA DE TABLAS

Tabla 1.1 Especificaciones federales para metanol puro en los Estados Unidos	8
Tabla 1.2 Comparación de metanol y de un combustible típico (gasolina) para uso en motores Otto13	
Tabla 2.1 Propiedades físicas del metanol	17
Tabla 2.2 Pureza comercial del metanol	18
Tabla 2.3 Comportamiento histórico de la demanda de metanol	20
Tabla 2.4 Proyección de la demanda considerando la tasa de inflación	22
Tabla 2.5 Comportamiento de la oferta de metanol	23
Tabla 2.6 Volumen y ventas de metanol producido por PEMEX	26
Tabla 2.7 Precio al público de metanol	27
Tabla 2.8 Precio de metanol en dólares	28
Tabla 2.9 Estimación de los precios de metanol	29
Tabla 6.1 Costos de inversión de los equipos	71
Tabla 6.2 Precio de productos y servicios principales	72
Tabla 6.3 Valor presente neto	73
Tabla 6.4 Periodo de recuperación de la inversión	73
Tabla 6.5 Beneficio costo de la inversión	74
Tabla 6.6 Resultados de la evaluación económica	74

LISTA DE FIGURAS

Fig. 1 Proceso de síntesis de metanol	7
Fig. 1.1 Demanda mundial de metanol en 1992	9
Fig. 2.1 Distribución geográfica del mercado de metanol	20
Fig. 2.2 Mercado natural de metanol de San Martín Texmelucan	24
Fig.2.3 Comportamiento de la oferta de metanol	25
Fig. 2.4 Comportamiento de la demanda de metanol	25
Fig. 2.5 Comportamiento del precio de metanol	30
Fig. 2.6 Comportamiento de la tasa de inflación	30
Fig. 2.7 Comportamiento del PIB	30
Fig. 3.1 Tecnología Haldor Topsøe	34
Fig. 3.2 Tecnología Krupp Udhe GmbH	37
Fig. 3.3 Tecnología Kellogg Brown & Root, Inc.	40
Fig. 3.4 Tecnología Lurgi Öl - Gas - Chemie GmbH	43
Fig. 3.5 Tecnología Syntetix	46
Fig. 4.1 Sección de reformación	53
Fig. 4.2 Sección de síntesis	54
Fig. 4.3 Sección de destilación	55
Fig. 5.1 Estructura del modelo de una operación unitaria	59
Fig. 5.2 Elementos de un sistema de simulación	60

INTRODUCCIÓN

Hoy en día, la industria petroquímica nacional se enfrenta a un mercado mundial sujeto a un cambio constante y altamente competitivo, sin los recursos necesarios para realizar inversiones fuertes que permitan modernizar o renovar en gran medida la infraestructura petroquímica nacional. Por esta razón, resulta necesaria la modificación de los procesos existentes, por medio de cambios de operación o inversiones pequeñas, con el objeto de hacer nuestra industria más competitiva a nivel internacional y generar los recursos necesarios para llevar a cabo una renovación y modernización de las plantas petroquímicas en nuestro país.

En los años 50's la Industria Petroquímica Mexicana era prácticamente inexistente, sin embargo, desde esa época se vislumbraba la importancia estratégica que jugaría en la economía y desarrollo de nuestro país. En un principio esta rama se orientó para satisfacer la demanda del mercado interno, el cual era muy reducido, por lo cual para 1960 se elaboraban cinco productos petroquímicos, añadiéndose rápidamente un vigoroso movimiento de expansión hasta el año de 1964, en donde se logró obtener una producción siete veces mayor a la de 1960 y contar con una mayor oferta de productos petroquímicos. Después de este primer impulso, la política petroquímica estuvo orientada hacia el logro de la sustitución de importaciones mediante un mejor aprovechamiento de los hidrocarburos como materia prima. Finalmente, en las últimas dos décadas se logró un aumento considerable en volumen y productos, tratándose de lograr autosuficiencia en el sector de la petroquímica secundaria, obteniéndose crecimientos anuales de 15.2%, con relación a un promedio de crecimiento de la economía en general del 6.8%, lográndose de esta manera que en la actualidad se obtengan 42 productos petroquímicos básicos en 19 centros petroquímicos, que cuentan con un total de 106 plantas⁽¹⁾.

⁽¹⁾ PEMEX.

Al analizar los datos anteriores podemos percatarnos que el desarrollo de la industria petroquímica nacional se ha enfocado principalmente a la autosuficiencia de nuestro país, sin poner una gran atención a la competitividad de este sector con respecto a otros países generadores de productos petroquímicos. Sin embargo, en la actualidad, debido a la apertura de los mercados internacionales y a raíz del Tratado de Libre Comercio con Estados Unidos y Canadá, no es suficiente lograr una alta productividad para satisfacer la demanda interna, sino que es indispensable lograr una alta eficiencia de nuestros procesos, la cual permita cubrir la demanda nacional y exportar los excedentes generados.

Es aquí, donde el ingeniero debe desarrollar metodología, basadas en el análisis de los procesos, que fomenten el uso racional y eficiente de los recursos con que se cuenta para la productividad y rentabilidad de las industrias de proceso. Dentro de esta área de análisis de proceso podemos encontrar varios caminos para la mejora de los mismos. Uno de estos caminos es representar, con la ayuda de un simulador, las condiciones reales del proceso, y aumentando la capacidad de la planta, podemos identificar los equipos que representen cuello de botella; lo cual nos servirá para eliminar o cambiar estos equipos o bien hacerles una mejora, de tal forma que pueda realizarse un estudio de sensibilidad, que contenga a su vez un estudio económico de las posible alternativas estudiadas. El uso de esta herramienta permite identificar las variables de importancia para el proceso y proporciona datos importantes sobre los equipos para lograr una operación de la planta a mayor capacidad, teniéndose posteriormente que llevar a la práctica para corroborar los resultados obtenidos, no sin antes realizar un análisis exhaustivo sobre la posibilidad de realizar los cambios en la planta de metanol II de San Martín Texmelucan, Puebla.

El presente trabajo tiene como objetivo presentar propuestas con las cuales se tenga un incremento de producción, para alcanzar mejoras y actualizaciones de esta planta con una fuente limitada de recursos de inversión y el tiempo de recuperación de la misma.

En el capítulo I se procederá a describir la historia y usos del metanol.

En el capítulo II se hará un estudio sobre la oferta y la demanda actual del metanol, así como una proyección a futuro que justifique el incremento de la capacidad de la planta en San Martín Texmelucan, Puebla.

En el capítulo III se presentaran las diferentes tecnologías más recientes en la producción de metanol con diferentes licenciadores.

En el capítulo IV se describirá detalladamente el proceso de producción de metanol, tomando como base el diagrama de flujo de proceso de la planta de metanol II ubicada en San Martín Texmelucan, Puebla.

En el capítulo V se efectuará la simulación de la planta de metanol, así como las posibles alternativas para el incremento en la producción de metanol, considerando las características de los equipos existentes en la planta de San Martín Texmelucan, Puebla.

En el capítulo VI se efectuará el análisis económico para cada la posible alternativa.

Finalmente en el capítulo VII se formularán las conclusiones y recomendaciones relacionadas con el presente trabajo, presentándose en el último capítulo las referencias bibliográficas utilizadas para su realización.

CAPITULO I

GENERALIDADES

I.1 Historia en la producción de Metanol

Roberto Boyle, en 1661, observó la existencia de una "sustancia neutra" en el licor obtenido por la destilación seca de la madera, llamando al nuevo compuesto *adiaphoras spiritus lignorum* que significa "espíritu de madera". Tiempo después, en 1812, Taylor llamó a esta sustancia "éter piroleñoso"

La composición del alcohol fue determinada por Just Von Liebig y J. B. A. Dumas, quienes de manera independiente aislaron el alcohol y determinaron su fórmula en 1834. El término "metil" fue introducido en la química en 1835 en las bases de su trabajo.

De 1830 a 1923 el "alcohol de madera" obtenido por la destilación seca de madera, permaneció como la fuente más importante 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 e H₂ en presencia de un catalizador de óxido de fierro mientras desarrollaban la síntesis de amoníaco. El paso decisivo en la producción a gran escala de metanol fue hecha por M. Pier y algunos colaboradores en el inicio de 1920, con el desarrollo de un catalizador resistente al azufre, compuesto de Zn-Cr. Por finales de 1923 el proceso fue modificado y la etapa de producción desarrollada por trabajos de BASF en Leuna, Alemania; el proceso se realizaba a alta presión (de 250 a 360 kg / cm²) y un rango de 320 a 450 °C, rigiendo la producción de metanol por más de 40 años.

Hasta la segunda guerra mundial, se producía metanol principalmente como coproducto usando gas de síntesis obtenido a partir de carbón vía las reacciones de gas de agua así como los o usando gases de fermentación, hornos de coque y hornos de acero.

Uno de los mayores avances tecnológicos fue el cambio de carbón a gas natural, como fuente para producir el gas de síntesis utilizado en los convertidores de metanol. El gas natural produce un gas de síntesis de mucho mayor calidad, con menos impurezas y menos venenos para catalizadores.

En el año de 1960, Imperial Chemical Inc. (ICI) desarrolló una ruta para la síntesis de metanol en el cual el gas de síntesis libre de azufre contenía una alta proporción de CO_2 logrando una reacción con alta selectividad en un catalizador más activo de $\text{Cu-Zn-Al}_2\text{O}_3$ que podía operar de 50 a 100 kg / cm^2 y de 210 a 270 °C. El reactor opera en forma adiabática por lo que el aumento de la temperatura a la salida de cada lecho es grande. Por esta razón se necesitan reactores de múltiples lechos con enfriamiento intermedio.

El proceso ICI a baja presión es mucho más económico que el de alta presión, tanto en la inversión de capital como en los costos de operación. Las ventajas más importantes del proceso a baja presión, comparado con el de alta presión son:

- ◆ Aumento en la eficiencia al producir metanol reduciendo el consumo de energía y aumentando la selectividad.
- ◆ Reducción en los costos de mantenimiento para los compresores de gas.
- ◆ Trenes de conversión más simples y de mayor capacidad
- ◆ Aumento en la rentabilidad de la operación de la planta.
- ◆ Mayor flexibilidad.

Los procesos a alta presión fueron dados como obsoletos a mediados de 1960; posteriormente apareció Lurgi Ol - Gas – Chemie GmbH 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 del agua caliente del proceso. Los resultados de los procesos de baja presión revolucionaron la industria, ya que permitieron un ahorro considerable de energía, y costos de operación, mantenimiento y servicio más bajos.

En el diagrama simplificado del proceso de producción de metanol a baja presión, de la figura 1, en el que se utiliza la reformación de gas natural para la producción de gas de síntesis, no se muestra la integración del sistema de recuperación de calor.

Actualmente, los procesos de producción de metanol se clasifican en procesos a alta presión que operan en el intervalo de 250 a 350 atm, en procesos a media presión que operan entre los 100 a 250 atm y en procesos a baja presión que operan entre los 50 a 100 atm. El proceso para la producción de metanol de la planta no. 2 en el Complejo Independencia en San Martín Texmelucan, Puebla; es de tecnología LURGI y se clasifica como proceso a baja presión.

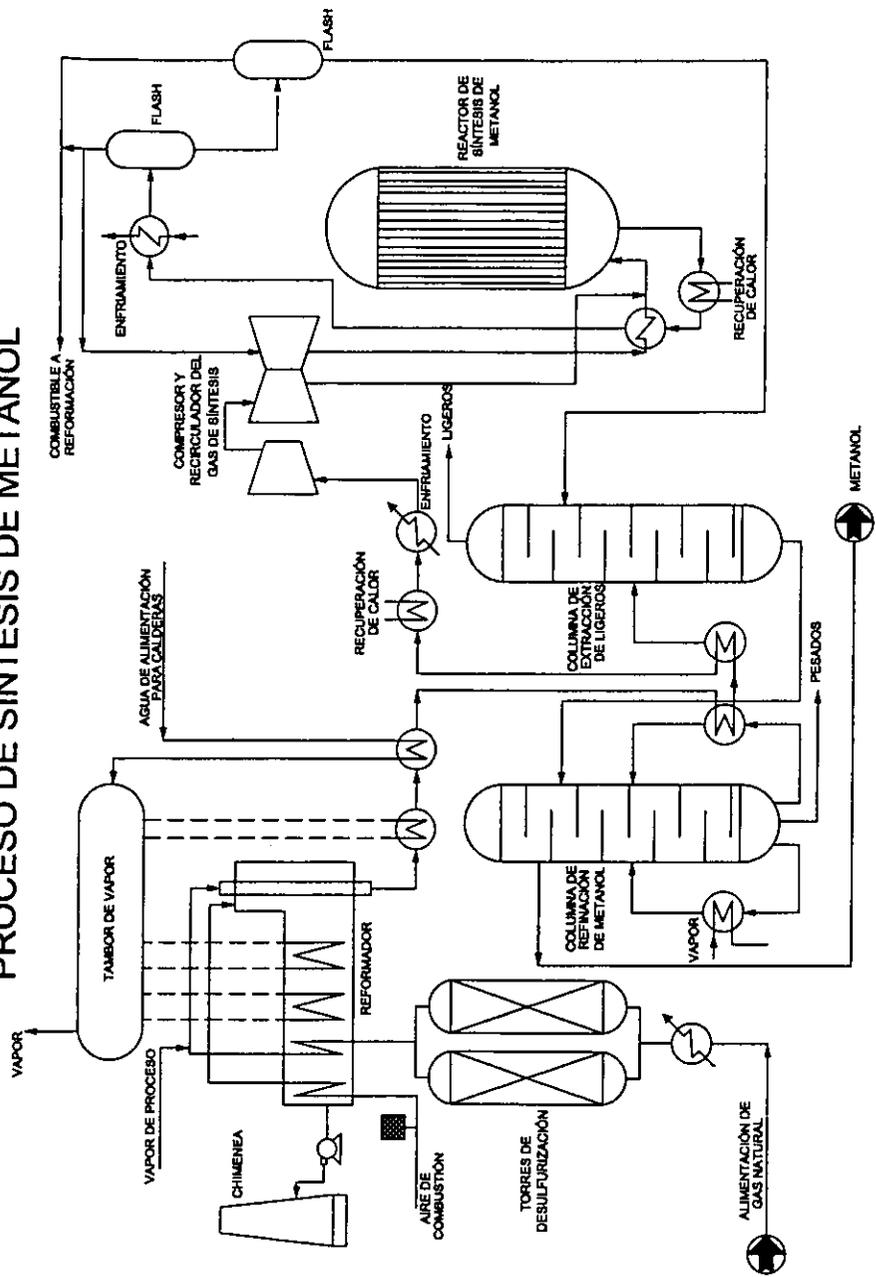
I.II Especificaciones de calidad y análisis

METANOL PARA USO DE LABORATORIO: El metanol está disponible comercialmente en varios grados de pureza para distintos fines:

- 1) Calidad de "síntesis" (corresponde al metanol comercial).
- 2) Calidad analítica certificada.
- 3) Calidad de extremada pureza certificada para la manufactura de semiconductores.

METANOL COMERCIAL: Además de los grados de pureza del metanol para laboratorio, el metanol comercial se clasifica generalmente de acuerdo con la

FIGURA 1
PROCESO DE SÍNTESIS DE METANOL



	 UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO FACULTAD DE QUÍMICA TESIS PROFESIONAL INGENIERÍA QUÍMICA ELABORÓ: MARTHA ELSA SOLÍS CHAVARRÍA
--	--

ASTM en grados de pureza A y AA (ver tabla 1). El metanol para uso químico normalmente corresponde al grado AA.

Además de agua, las impurezas típicas que contiene el metanol son acetona (la cual es muy difícil de separar por destilación) y etanol.

TABLA 1.1

Especificaciones federales para el metanol puro en los Estados Unidos.

Propiedad	Grado A	Grado AA
Contenido de etanol, mg/kg		< 10
Contenido de acetona, mg/kg		< 20
Contenido total de acetona y aldehído, mg/kg	< 30	< 30
Contenido de ácido acético, mg/kg	< 30	< 30
Índice de color (APHA)	< 5	< 5
Prueba de ácido sulfúrico (APHA)	< 30	< 30
Rango de punto de ebullición (101.3 kPa), debe incluir 64.6 ± 0.1 °C	< 1	< 1
Residuo seco, mg/L	< 10	< 10
Densidad (20 °C), g/cm ³	0.7928	0.7928
Número de permanganato	> 30	> 30
Contenido de metanol, % en peso	> 99.85	> 99.85
Contenido de agua, % en peso	< 0.15	< 0.10
Olor	Típico	Típico

Aparte del metanol puro, el metanol que se obtiene directamente de la síntesis sin ninguna purificación, (o con una purificación parcial), puede ser usado como energía (Combustible de metanol), para la manufactura de combustibles sintéticos y para químicos y propósitos técnicos específicos. La composición varía de acuerdo a las condiciones de síntesis; las principales impurezas incluyen: 5-20 % en volumen de agua, alcoholes superiores y ésteres superiores. La presencia de

agua y esteres puede causar corrosión durante el almacenamiento, debido a la formación de ácidos orgánicos; para remediarlo se debe incluir un ajuste alcalino con hidróxido de sodio y, si es necesario, el uso de materiales resistentes a la corrosión.

I.III USOS DEL METANOL

El metanol puede tener varios usos, entre los cuales podemos mencionar:

- 1) Como alimentación para síntesis químicas.
- 2) Como fuente de energía.
- 3) Otros usos.
- 4) Usos futuros.

METANOL COMO ALIMENTACIÓN PARA SÍNTESIS QUÍMICAS:

Aproximadamente el 70% del metanol que se produce mundialmente es usado en la síntesis de compuestos químicos, los cuales son en orden de importancia: formaldehído, metil terbutil éter (MTBE), ácido acético, metil metacrilato y dimetil tereftalato. Sólo una pequeña porción es utilizada para producir energía, a pesar que este uso tiene un gran potencial. La demanda mundial que tiene el metanol para la síntesis de otros compuestos se muestra en la figura 1.1

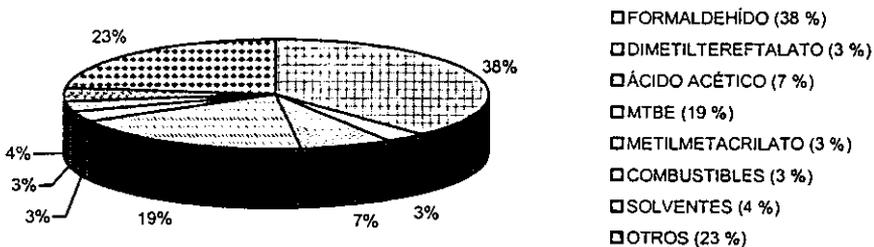


FIG. 1.1 Demanda mundial de metanol en 1992. Total 19 577 000 Ton.

Formaldehído: Es el producto más importante que se sintetiza a partir del metanol; en 1992 el 38.4% de la producción mundial se utilizó para la síntesis de este producto. Los procesos que se emplean, están basados en la oxidación del metanol con oxígeno atmosférico. Los procesos difieren principalmente en la consideración de la temperatura y la naturaleza del catalizador usado. El formaldehído es usado en la producción de urea - resinas de formaldehído.

Metil terbutil éter. Es producido con la reacción de metanol con isobutano en medio ácido. En 1992 el 19.1% de la producción mundial del metanol se utilizó para la fabricación de MTBE y se espera un crecimiento anual del 12% de la producción mundial de metanol para la fabricación de este compuesto. El MTBE se usa como aditivo de oxígeno en las gasolinas.

Ácido acético: Un 7.1% de la producción mundial de metanol en 1992 fue usada para la producción de ácido acético y se estima un crecimiento del 6% anual. El ácido acético es producido por la carbonilación del metanol con monóxido de carbono en fase líquida con cobalto-yodo, rodio-yodo o níquel-yodo como catalizador. El proceso más antiguo es el de BASF que opera a 65 MPa, mientras que los más modernos procesos operan a 5 MPa. Con una variación en las condiciones de operación se puede tener la producción de anhídrido acético o acetato de metilo.

Otras síntesis de productos : En la intensa búsqueda, después de la crisis del petróleo, encaminada a encontrar combustibles alternativos, algunos de los procesos que fueron descubiertos permitieron obtener metanol como producto intermedio. En los Estados Unidos Mobil contribuyó decisivamente en el desarrollo de tales procesos, los cuales comprenden principalmente la reacción de metanol con zeolita como catalizador. El más importante y único proceso implementado industrialmente es el proceso de metanol para la síntesis de gasolina (MTG): Una planta para producir y convertir 4500 t/d de metanol proveniente de gas natural a 1700 t/d de gasolina que requirió para su construcción y operación de la unión de

Mobil con el gobierno de Nueva Zelanda. Dado que los precios de los productos del petróleo no han subido como se esperaba, actualmente lo que se busca es procesar el metanol de ésta planta para obtenerlo puro y comercializarlo de esta forma.

El metanol también es usado para sintetizar un largo número de otros compuestos orgánicos:

Compuesto orgánico sintetizado del metanol	Uso del compuesto orgánico
ácido fórmico	preservativos, antioxidantes
ésteres metílicos de ácidos orgánicos	solventes, monómeros
ésteres metílicos de ácidos inorgánicos	explosivos, insecticidas
metil aminas	precursores farmacéuticos, absorción por lavado de gas y depuración
trimetil fosfina	fármacos, vitaminas, fragancias, químicos puros
metóxido de sodio	producto intermediario orgánico, catalizador
haluros metílicos	producto intermediario orgánico, solventes, propulsores
etileno	producto intermediario orgánico, polímeros

METANOL COMO FUENTE DE ENERGÍA: El metanol es un prometedor sustituto del petróleo si este llega a ser muy caro para usarlo como combustible. Como resultado de la crisis del petróleo en 1970's, un número de proyectos fueron empezados basados en la suposición que el uso del metanol producido del carbono podría ser más económico que el uso de los productos del petróleo, las estimaciones hechas al principio de 1980's se vieron muy optimistas, en respecto a los costos y venciendo los problemas técnicos y ambientales que se provocan en la producción del gas de síntesis proveniente de carbón; y muy pesimistas con respecto al precio y la disponibilidad del petróleo crudo. Actualmente todos los proyectos a gran escala de la utilización de carbón han sido discontinuados. Las plantas a gran escala han sido cerradas o modificadas para usar otra alimentación.

El metanol como combustible por motores Otto: El uso del metanol como un combustible para motor ha sido discutido repetidamente desde 1920. La combustión de metanol en un motor de cuatro tiempos ha sido investigada por un largo tiempo. Se ha visto que el metanol es el combustible ideal en muchos aspectos; esto se debe a su alto calor de vaporización y su valor calorífico relativamente bajo, una temperatura substancialmente baja es registrada en la cámara de combustión en comparación con los motores con combustible convencional. Las emisiones de los óxidos de nitrógeno, hidrocarburos y monóxido de carbono son bajas. Esta es la compensación, de alguna manera por el incremento en las emisiones de formaldehído.

Las más importantes propiedades del metanol usado como combustible comparado con el combustible convencional (gasolina) se encuentra en la tabla 2. El consumo de metanol es mayor, debido a su bajo valor calorífico.

El metanol puede ser usado en varias proporciones, mezclado con productos de petróleo convencionales:

- M3 Mezcla de 3% de metanol con 2 -3% de solubilizantes en combustible para motor comercial disponible. Este sistema es muy usado actualmente porque no se requieren modificaciones al motor de los vehículos ni en el sistema de distribución del combustible.
- M15 Mezcla del 15% de metanol y solubilizantes con combustible para motor; los cambios en el motor del vehículo son necesarios en este caso. El propósito de usar M15 es aumentar el octanaje de la gasolina sin plomo.
- M85 Metanol con 15% de hidrocarburos ($C_4 - C_5$) para mejorar las condiciones de encendido. Son necesarias las modificaciones en el sistema de distribución y en el motor de los vehículos.
- M100 Es metanol puro. Los vehículos necesitan ser modificados substancialmente y completamente adaptados para operar con metanol.

TABLA 1.2

Comparación del metanol y de un combustible típico (gasolina) para uso en los motores Otto.

Propiedad	Gasolina nova	Metanol
Densidad, kg/L	0.739	0.793
Valor calorífico, kJ/kg	44300	21528
Consumo de aire, kg/kg	14.55	6.5
MON (Motor Octane Number)	97.7	108.7
RON (Research Octane Number)	89	88.6
Presión de vapor, kPa	64	32
Rango de temperatura de ebullición, °C	30 – 190	65
Calor de vaporización, kJ/kg	335	1174
Enfriamiento bajo vaporización con la cantidad estequiometrica de aire, °C	20	122

Una restricción de usar metanol en la gasolina es el incremento de la presión de vapor en la gasolina.

Otros usos del metanol en el sector de combustibles : En contraste con el metanol, puro, el uso del MTBE en combustibles en motores Otto no está limitado si tomamos en consideración de miscibilidad o presión de vapor. El uso de metanol para la síntesis de MTBE podría adelantar cualitativamente su uso convencional. ARCO, el productor más grande de MTBE, está promoviendo el uso de oxinol, una mezcla de terbutanol y metanol.

Un desarrollo adicional en el uso del metanol es el proceso Lurgi - octamix. El uso de un alcali - lubricante como catalizador y modificar las condiciones (alta temperatura, baja concentración de CO₂, alta concentración de CO) en la síntesis de metanol produce una mezcla de metanol, etanol y alcoholes superiores. Esta mezcla puede ser usada directamente en el combustible del motor. La presencia

de alcoholes superiores es deseable, no solamente porque incrementa el octanaje, sino también porque actúa como solubilizante del metanol. De cualquier manera, este proceso no es usado a escala industrial.

Otros usos energéticos del metanol: Un uso que se ha discutido particularmente en los Estados Unidos y donde se han implementado plantas piloto es el encendido de las turbinas de gas en estaciones de poder.

OTROS USOS: El bajo punto de congelamiento y su miscibilidad con agua permiten que el metanol sea usado en sistemas de refrigeración, en forma pura o mezclado con agua y glicoles. Es también usado como anticongelante en circuitos de calentamiento y enfriamiento; comparado con otros comúnmente usados como anticongelantes (etilen glicol, propilen glicol y glicerol) éste tiene la ventaja de su baja viscosidad a bajas temperaturas. De cualquier forma, el metanol no se usa como un anticongelante para motor; debido a que los productos a base de glicol están bien instalados en el mercado. Grandes cantidades de metanol son usadas para proteger las líneas de gas natural contra la hidratación del gas a bajas temperaturas. El metanol es agregado al gas natural desde una estación de bombeo, transportándolo en forma líquida en las líneas. El metanol puede ser reciclado después de remover el agua absorbida del gas natural por destilación.

El metanol puede ser usado como agente absorbedor en los depuradores de gases. La remoción de dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno con metanol a bajas temperaturas (procesos Rectisol , Linde y Lurgi) tiene la ventaja de que trazas de metanol en el gas purificado, generalmente no interfieren con otro proceso.

El uso del metanol puro como solvente es limitado, aunque es común incluirlo en mezclas de solventes.

USOS FUTUROS: Los más recientes usos del metanol se encuentran en el sector de la agricultura. Estudios realizados muestran que al rociar el metanol directamente sobre la cosecha, mejora el crecimiento de las plantas. El metanol puede ser usado como una fuente de carbón para la producción de la proteína de celada simple (SCP), para usarla como un suplemento alimenticio en animales. El proceso ha sido comercialmente demostrado por ICI. De cualquier manera, la producción de SCP no es una práctica comercial actualmente, en comparación con las más convencionales fuentes de proteínas.

Desnitrificación de los residuos en las plantas de tratamiento ofrecen otro uso potencial para el metanol. Hay pocas plantas en el mundo que son utilizadas para tal fin, de cualquier manera, este uso no tiene un crecimiento apreciable debido a que existen métodos comerciales disponibles probados para remover el nitrógeno.

CAPITULO II

ESTUDIO DE MERCADO

I.I INTRODUCCIÓN

Cuando se desea realizar un proyecto para la modificación de una planta, es muy importante conocer el mercado de nuestro producto, así como los posibles clientes, demanda del producto, cuánto se está dispuesto a pagar por él; la materia prima bajo que condiciones se obtiene y a qué costo, consumo futuro, son los datos que proporciona el estudio de mercado.

La investigación que se realice debe proporcionar información que sirva de apoyo para la toma de decisiones, y en este tipo de estudios la investigación final está encaminada a determinar si las condiciones del mercado no son un obstáculo para llevar a cabo el proyecto.

II.II DEFINICIÓN DEL PRODUCTO

El metanol también llamado alcohol metílico o alcohol de madera, es la fórmula más simple de una larga serie de compuestos 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; debido a su polaridad disuelve muchas sustancias inorgánicas, particularmente las sales. El metanol forma mezclas explosivas con el aire y se quema con una flama no luminosa. La ingestión de este alcohol puede causar ceguera o la muerte en caso de que se ingiera en grandes cantidades.

Las principales propiedades físicas del metanol se encuentran en la tabla 2.1.

TABLA 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 crítico, 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 / mol	5421.53
Temperatura de autoignición, °C	464
Tensión superficial a 25 °C, 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 agua	Miscible
Densidad a 25 °C, kg / cm ³	0.7866
Índice 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

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 la General Services Administration y ASTM D1152, como se muestra en la tabla 2.2.

TABLA 2.2
Pureza comercial del metanol.

PARÁMETRO	GRADO A	GRADO AA	ASTM D1152
Pureza, % peso	99.85	99.85	99.85
Gravedad específica a 20 °C	0.7928	0.7928	0.792-0.793
Rango de destilación (20 °C)	64.6	64.6	64.6
Color máximo (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 volátiles, mg/100 ml máx	1	1	5
Acetona, % peso	-	0.002	0.003
Etanol, % peso	-	0.001	-
Acidez, % peso	0.003	0.003	0.003
Agua, % peso	0.015	0.100	0.100

El metanol también es usado para anticongelantes de automóviles, combustible para cohetes y como disolvente general. Por lo tanto el metanol se clasifica como un producto de consumo intermedio y de consumo final.

Los usos del metanol son varios, entre los cuales podemos mencionar:

- 1) Como alimentación para síntesis químicas.
- 2) Como fuente de energía.
- 3) Otros usos.
- 4) Usos futuros.

Estos usos se explicaron a detalle en el capítulo I sección I.III.

II.III ANÁLISIS DE LA DEMANDA

El principal propósito del análisis de la demanda es determinar y medir cuales son los factores que afectan los requerimientos del mercado con respecto a un bien o servicio, así como determinar la posibilidad de satisfacer dicha demanda.

DISTRIBUCIÓN GEOGRÁFICA DEL MERCADO NACIONAL DE CONSUMO: Se entiende por la 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:

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

En la tabla 2.3 se muestra el comportamiento histórico de la demanda nacional de metanol para el periodo de 1985 a 1996. Posteriormente en la figura 2.1 se representa la distribución geográfica del mercado de metanol, mostrando los principales estados del país que consumen este producto (mercado potencial).

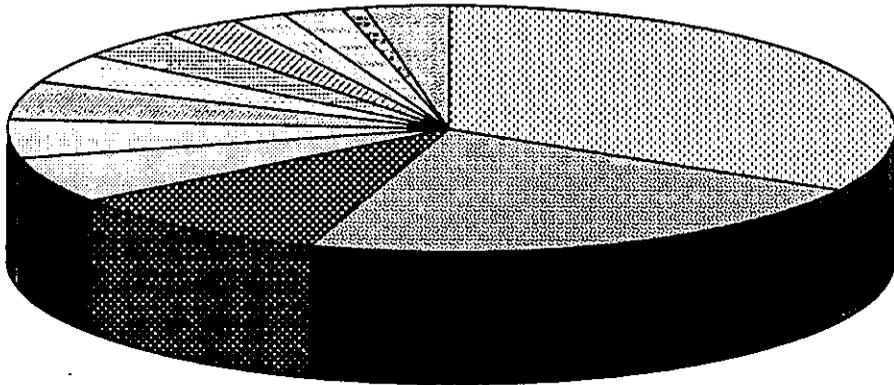
Se puede observar en la tabla 2.3 la oferta de metanol para el periodo mostrado, no cubre los requerimientos nacionales y, por lo tanto existe una demanda insatisfecha.

TABLA 2.3

Comportamiento histórico de la demanda de metanol

Año	Producción	Importación	Exportación	Consumo Aparente	Capacidad Instalada
1985	192 210	0	0	192 210	171 500
1986	182 285	8 000	0	190 285	171 500
1987	190 898	1 690	0	207 798	171 500
1988	200 666	20 630	0	221 296	171 500
1989	207 606	22 615	0	23 221	171 500
1990	210 494	22 005	0	232 499	171 500
1991	213 280	32 362	0	245 642	171 500
1992	200 130	44 200	227	244 103	171 500
1993	169 000	90 790	41	259 749	171 500
1994	185 000	112 890	7 285	290 605	171 500
1995	202 450	137 442	820	339 072	171 500
1996	211 000	155 434	1 400	365 034	171 500

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



□ TAMPICO (33%)	□ EDO. MEX. (22%)	■ VERACRUZ (10%)	□ JALISCO (6%)
□ D. F. (5%)	□ CHIHUAHUA	□ HIDALGO (4%)	□ NUEVO LEÓN (4%)
□ TLAXCALA (3%)	□ S. L. P. (2%)	□ NAYARIT (2%)	□ MORELOS (1%)

FIG. 2.1 Distribución geográfica del mercado de metanol.

PROYECCIÓN DE LA DEMANDA: Para calcular cuantitativamente la evolución futura de la demanda, se han aplicado series estadísticas básicas, específicamente mediante el método de regresión lineal múltiple, de acuerdo con el comportamiento histórico considerado (1987 a 1999) que permita calcular estas evoluciones de uso del producto en el periodo del 2000 a 2006.

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 la primera variable; los datos históricos demandados para estos años, como la 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 representa el coeficiente de relación más alto es la Tasa de Inflación. El cálculo de la ecuación se muestra en el anexo.

Las tasas de inflación tomadas para evaluar el periodo 2000 a 2006 fueron supuestas teniendo como referencia el Plan Nacional de Desarrollo de 1996 a 2000 y siguiendo el comportamiento de la tasa de inflación del periodo de 1987 a 1999 (ver figura 2.6), por lo cual en la proyección de la demanda se muestran las tasas de inflación supuestas que se esperan para ese periodo de tiempo.

De acuerdo con el panorama mundial y nacional del mercado de metanol, se tiene prevista una reducción en la demanda de metanol a partir del año 2003 debido a que las plantas de oxigenados MTBE (Metil Ter Butil Eter) y TAME (Ter Amil Metil Eter) se verán afectadas en su producción debido a su sustitución por otro tipo de procesos. El consumo que estas plantas tienen de metanol es del 19%, por lo tanto en este trabajo se considerará la reducción en la demanda nacional de metanol a partir del año 2003.

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

$$Y = 291419.9231 + 17306.29594 X + 0.3473 Z$$

TABLA 2.4

Proyección de la demanda considerando la tasa de inflación

X	AÑO	TASA DE INFLACIÓN (Z)	DEMANDA ESPERADA (Y)
13	2000	14.01	516 406.6359
14	2001	16.40	533 713.7619
15	2002	16.27	551 020.1027
16	2003	16.14	470 209.0027
17	2004	16.01	487 515.2535
18	2005	15.88	504 821.5043
19	2006	15.75	522 127.7551

En el anexo se presentan los pasos del método de la regresión múltiple empleado, también se mostró el cálculo hecho con el PIB aunque que el coeficiente de correlación resultante es de 0.647467, por lo tanto el coeficiente de correlación más alto es el de la tasa de inflación de 0.977542 y el cual se consideró para los cálculos en esta sección.

II.IV ANÁLISIS DE LA OFERTA

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 o quiere poner a disposición del mercado su bien o servicio.

CAPACIDAD INSTALADA EN MÉXICO: En la parte de la determinación geográfica del mercado, tratada en este mismo capítulo, se señalan los sectores del mercado potencial de metanol que se quiere cubrir.

Actualmente el único productor a escala industrial de metanol es el Complejo Petroquímico Independencia (planta de metanol I y metanol II) en San Martín

Texmelucan, Puebla. La tabla 2.5 muestra el comportamiento que ha seguido la oferta en el periodo de 1985 a 1998 según la información reportado actualmente por el Complejo Independencia a PEMEX. Cabe mencionar que actualmente, la planta de metanol I está produciendo 80 Ton / día y la planta de metanol II 500 Ton / día.

En la figura 2.2 se muestra la distribución geográfica ofertada de metanol por las plantas del Complejo Independencia, en porcentaje de metanol distribuido.

TABLA 2.5
Comportamiento de la oferta de metanol.

AÑO	PRODUCCIÓN 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
1998	193 000

Fuente: Anuario estadístico de PEMEX 1999.

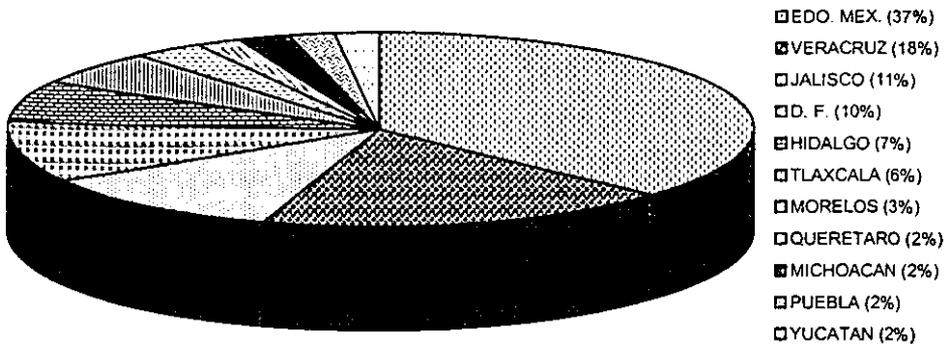
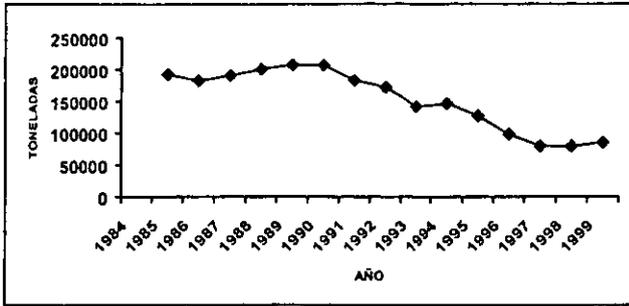


FIG. 2.2 Mercado natural de metanol de San Martín Texmelucan.

Es obvio, que lo ofertado por el Complejo Independencia aunque cubre cierta demanda del país, no llena las expectativas del mercado de metanol, por lo que un aumento en la capacidad de metanol podría ayudar a cubrir las expectativas y es un punto que habría que considerar.

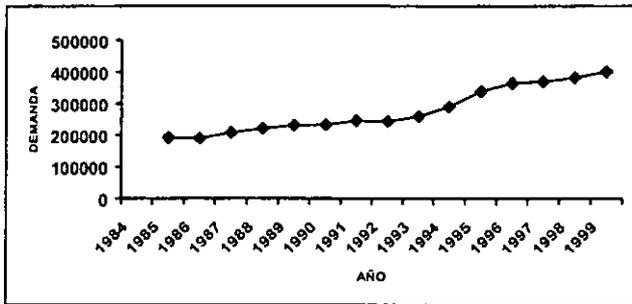
COMPORTAMIENTO DE LA OFERTA: La oferta es una función de la capacidad instalada por el productor. La proyección de la oferta será siempre una buena opción, si es que se tiene la intención de aumentar la capacidad instalada, como lo es la intención de esta tesis.

Así que, analizar el comportamiento de la oferta de metanol presenta una visión a través del tiempo de la tendencia que deberá seguir PEMEX en el mercado nacional. Comparando este comportamiento con el de la demanda se puede verificar la relación que se ha obtenido con el tiempo como se observa en las figuras 2.3 y 2.4.



Fuente: Anuario estadístico de PEMEX 1999.

FIG. 2.3 Comportamiento de la oferta de metanol



Fuente: Anuario estadístico de PEMEX 1999.

FIG. 2.4 Comportamiento de la demanda de metanol

Como se puede observar en la figuras anteriores, el comportamiento histórico de la demanda de metanol se ha incrementado por las diversas aplicaciones que se le esta dando a este compuesto, sin embargo, frente al comportamiento histórico de la oferta de metanol se verifica que PEMEX ha procurado mantener dentro de sus límites de producción a las plantas de metanol sin que esta pueda satisfacer la demanda nacional del producto.

II.V ANÁLISIS DE PRECIOS

Se persigue mediante el análisis de 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.

DETERMINACIÓN DEL PRECIO PROMEDIO: En cualquier tipo de producto, 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, encontrados en la tabla 2.6, se presenta el volumen de ventas y el valor de las ventas internas de metanol para el periodo 1986 a 1999.

TABLA 2.6
Volumen y ventas de metanol producido por PEMEX

AÑO	VALOR DE LAS VENTAS INTERNAS (\$)	VOLUMEN DE VENTAS (TON)
1986	8 684 424	175 832
1987	32 423 402	159 564
1988	44 919 735	184 854
1989	69 379 205	189 560
1990	52 680 377	207 167
1991	79 683 437	183 359
1992	70 919 516	172 401
1993	61 603 000	142 038
1994	164 094 000	146 953
1995	149 351 935	127 012
1996	122 635 790	98 031
1997	150 625 150	79 347
1998	109 300 000	78 800
1999	116 000 000	84 600

Fuente: Anuario estadístico de PEMEX 1999.

Dividiendo el valor de las 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 1999, pero PEMEX reporta precios al público como se muestra en la tabla 2.7. Obteniendo los precios del metanol y conociendo el tipo de cambio para cada año se puede conocer el precio de metanol en dólares como se muestra en la tabla 2.8.

TABLA 2.7
Precio al público de metanol

AÑO	PRECIO AL PÚBLICO \$ / TON DE METANOL
1986	49.39
1987	203.19
1988	243.00
1989	353.21
1990	254.21
1991	426.23
1992	409.92
1993	442.84
1994	1 160.81
1995	1 244.54
1996	1 325.42
1997	1 976.35
1998	1 440.23
1999	1 371.05

Fuente: Anuario estadístico de PEMEX 1999.

Considerando el tipo de cambio bancario para el dólar para cada año, el precio de metanol en dólares se muestra en la tabla 2.8

TABLA 2.8
Precio de metanol en dólares.

AÑO	TIPO DE CAMBIO BANCARIO (PESOS POR DÓLAR)	PRECIO \$US / TON METANOL
1986	0.6349	77.7917
1987	1.3925	145.9174
1988	2.2521	107.8992
1989	2.4487	144.2438
1990	2.8222	90.0751
1991	2.9969	142.2236
1992	3.0512	134.3471
1993	3.0512	145.1363
1994	3.0512	380.4437
1995	6.2992	197.5711
1996	7.5700	175.0885
1997	7.8675	251.2043
1998	9.0125	159.8036
1999	9.3875	146.0505

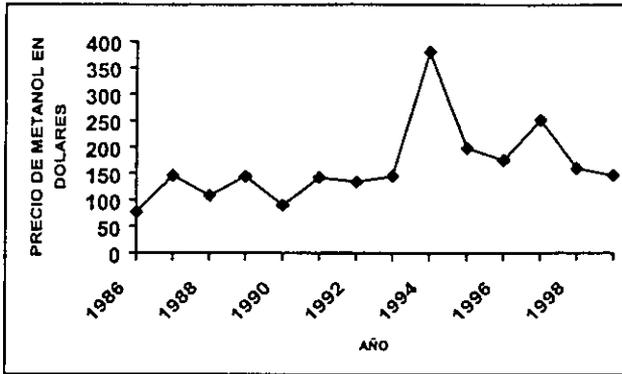
COMPORTAMIENTO DEL PRECIO DE METANOL: Para conocer el precio del metanol en el futuro, se empleará un modelo de regresión similar al encontrado para la demanda. Una buena alternativa es estimar los precios conforme a la tasa de inflación esperada como un valor futuro, ya que de esta forma se calculó la demanda y el precio está en función de la demanda. De esta forma se piensa que los precios se ajusten más a la realidad. En la tabla 2.9 se encuentran las estimaciones de los precios futuros.

TABLA 2.9

Estimación de los precios de metanol.

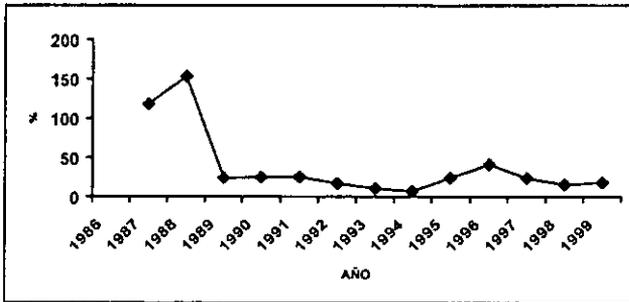
AÑO	TASA DE INFLACIÓN (%)	PRECIO ESTIMADO \$ / TON DE METANOL
2000	14.01	1859.63
2001	16.40	2021.00
2002	16.27	2175.99
2003	16.14	2330.98
2004	16.01	2485.96
2005	15.88	2640.95
2006	15.75	2795.94

Es necesario mencionar que debido a que el precio de metanol reportado por PEMEX, está con referencia al precio internacional que se rige por la oferta y por la demanda mundial, el precio del metanol no se ve afectado por los problemas que existen en el país, para visualizar mejor este efecto se comparará el comportamiento histórico del precio del metanol, con la tasa de inflación y el PIB (Producto Interno Bruto) que se muestra la situación económica que vive el país; ver figuras 2.5, 2.6 y 2.7.



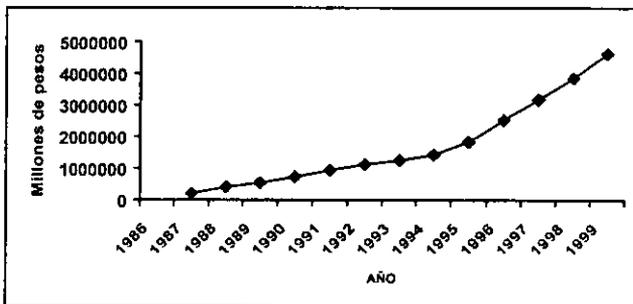
Fuente: Anuario estadístico de PEMEX 1999.

FIG. 2.5 Comportamiento del precio del metanol.



Fuente: Banco de México

FIG. 2.6 Comportamiento de la tasa de inflación.



Fuente: Banco de México.

FIG: 2.7 Comportamiento del PIB.

Como se puede observar en la figura 2.5, debido a la variabilidad del precio de metanol, es imposible predecir de forma exacta como se comporta el precio en el futuro y aunque la tabla 2.9 muestre una estimación de este comportamiento en función del tiempo (indicando que aumentará), lo más recomendable será siempre estar informado de cómo se encuentra el mercado mundial de metanol.

II.VI ANÁLISIS DE RESULTADOS DEL ESTUDIO DE MERCADO

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

- A) Consumo aparente o demanda tiende cada vez más a incrementarse.
- B) El consumo de metanol aumentará considerablemente con el paso de los años y considerando que PEMEX es el único productor potencial, debe incrementar su capacidad para poder satisfacer la demanda nacional creciente del mercado.
- C) Se encontró que la demanda de metanol en el año 2006 será aproximadamente de 502 398 Ton por año, mientras que en 1996 fue de 365 034 Ton por año, al año 2006 la demanda se habrá incrementado un 38%, aún considerando la salida de operación de las plantas de MTBE.
- D) El precio del metanol para el año de 1999 fue de \$1 371.15 pesos por tonelada (\$US 146.00 dólares por tonelada de metanol). Por lo cual, este precio será la base para calcular los ingresos probables más adelante.
- E) Concluyendo, se encuentra que el incremento en la capacidad en la planta de metanol II del Complejo Petroquímico Independencia es económicamente recomendable.

CAPITULO III

TECNOLOGÍAS PARA LA PRODUCCIÓN DE METANOL.

III.I Justificación

Para la obtención de un producto existen diferentes tecnologías, las cuales pueden variar en algunos equipos o en la forma de efectuar la síntesis del producto. Con el conocimiento de las tecnologías para producir metanol se tendrá una mejor visión del proceso y las posibles alternativas para el incremento en la producción en la planta de San Martín Texmelucan. Adicionalmente, los datos económicamente obtenidos pueden considerarse como parámetros útiles para acotar los estimados económicos de cambios. A continuación se describen las mas recientes tecnologías para la producción de metanol.

III.II Haldor Topsøe A/S

APLICACIÓN: Para producir metanol a partir de gas natural usando dos pasos de reformación seguidos de una síntesis a baja presión. Se indica que esta tecnología es conveniente para escalar plantas. Topsøe también ofrece tecnologías para plantas pequeñas y plantas superiores a los 10,000 tpd; y tecnología para modificar la planta de amoniaco para la producción de metanol.

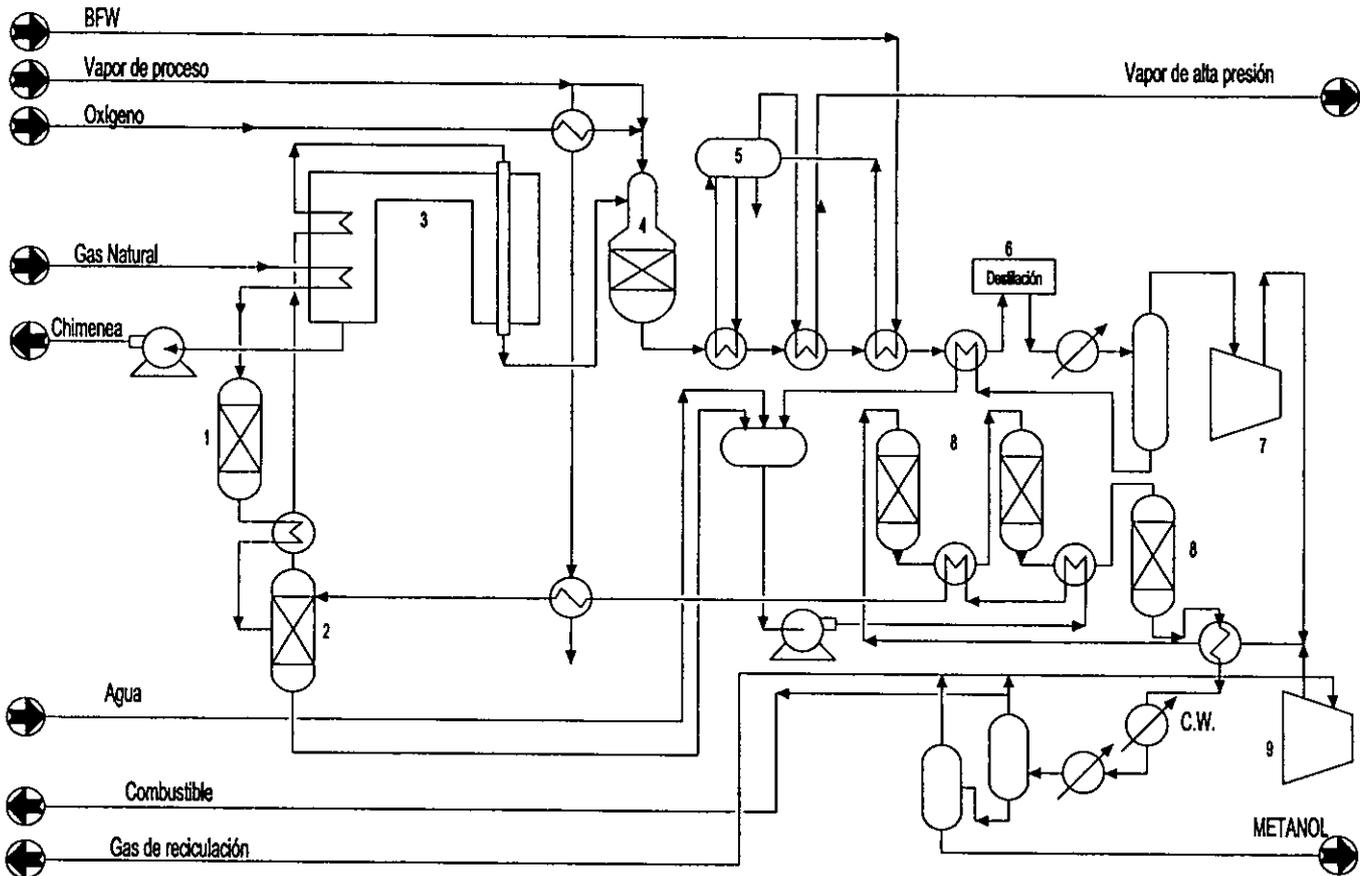
DESCRIPCIÓN: La alimentación de gas es comprimida (si se requiere), desulfurizada (1) y enviada a un saturador (2), donde es generado el vapor de

proceso. Todo el condensado del proceso es reutilizado en el saturador, resultando así un bajo requerimiento de agua. La mezcla de gas natural y vapor es precalentado y enviado al reformador primario (3). El gas de salida del reformador primario va directamente a un reformador secundario donde se inyecta oxígeno (4). La cantidad de oxígeno y el balance entre el reformador primario y secundario son ajustados de tal manera que el gas de síntesis es obtenido con muy pocos inertes. El reformador primario es relativamente pequeño y la sección de reformación opera a aproximadamente 35 kg/cm^2 .

El calor contenido en el gas de proceso es utilizado para producir un sobrecalentamiento en el vapor de proceso (5), para precalentar el agua de calentamiento, para precalentar los condensados del saturador y el reboiler de la sección de destilación (6).

Después del enfriamiento final con aire o agua de enfriamiento, el gas de síntesis se comprime en una primera etapa de compresión (7) y después es enviada a un ciclo de síntesis (8) que incluye tres rectores adiabáticos con cambiadores de calor entre los reactores. El calor de reacción del ciclo es usado para calentar agua del saturador. La corriente provee calor adicional para el sistema de saturación. El efluente proveniente del último reactor es enfriado para precalentar la alimentación al primer reactor por precalentamiento de agua desmineralizada, por aire o por agua de enfriamiento. La corriente de metanol es separada y enviada directamente a la sección de destilación (6), caracterizada por una distribución de tres columnas muy eficientes. El gas de recirculación es enviado al compresor de recirculación (9) después de una pequeña purga para remover inertes.

PLANTAS COMERCIALES: La escalación más reciente de una planta es a 2400 tpd en Noruega en la segunda mitad de 1997. Topsøe provee la tecnología de preparación del gas de síntesis y la destilación.



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
 FACULTAD DE QUÍMICA
 TESIS PROFESIONAL | INGENIERÍA QUÍMICA
 ELABORÓ: MARTHA ELSA SOLÍS CHAVARRÍA



FIG. 3.1 TECNOLOGÍA HALDOR TOPSØE A/S

III.III Krupp Uhde GmbH

APLICACIÓN: Para producir económicamente metanol de alta pureza a partir de alimentación de hidrocarburos semejante al gas natural y LPG usando la tecnología del vapor de reformación.

DESCRIPCIÓN: El concepto de la planta de metanol consiste de un proceso en las siguientes etapas: Purificación de la alimentación, vapor de reformación, compresión del gas de síntesis, síntesis y la destilación del metanol crudo.

La alimentación es desulfurizada y mezclada con vapor de proceso antes de entrar al reformador. La reacción de reformación ocurre sobre un catalizador de níquel y el gas reformado consiste en una mezcla de H_2 , CO , CO_2 y metano residual. Esto es enfriado de $880\text{ }^\circ\text{C}$ aproximadamente a temperatura ambiente. La mayoría del calor del gas de síntesis es recuperado por la generación de vapor, Agua de calentamiento, calentamiento de metanol crudo en la destilación y para el agua de calentamiento desmineralizada.

También el calor del gas de chimenea es recuperado por el intercambio alimentación/alimentación de vapor precalentado, generación de vapor y sobrecalentamiento. Al final del último enfriamiento, el gas de síntesis es comprimido a la presión de síntesis, cuyos rangos son entre $35.69 - 86.67\text{ kg/cm}^2$ (dependiendo de la capacidad de la planta) antes de entrar al ciclo de síntesis.

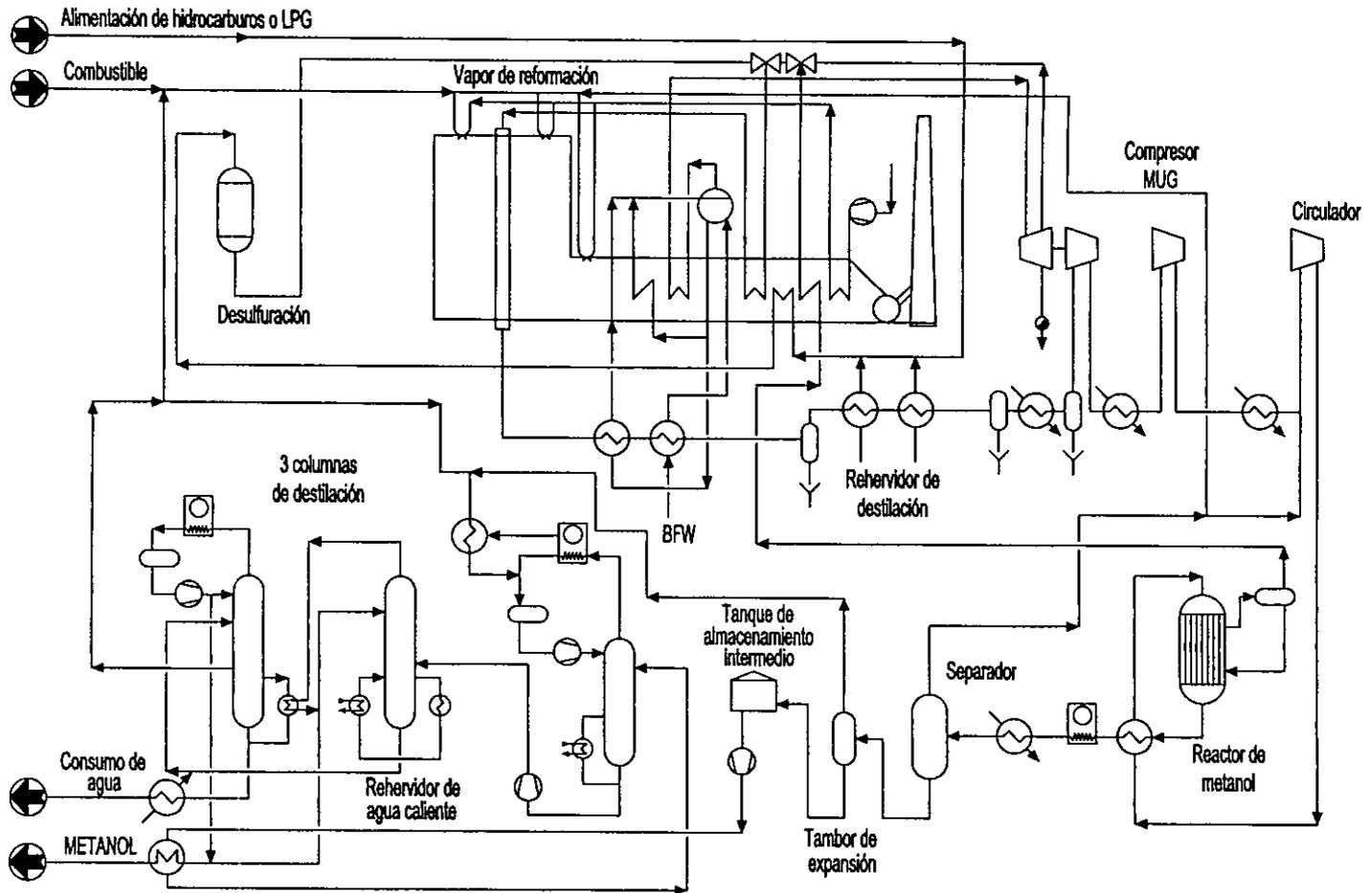
El ciclo de síntesis consiste de Un compresor de reciclo, intercambiador alimentación/efluente, reactor de metanol, enfriador final y separador de metanol crudo. El reactor de metanol de Krupp Udhe es un reactor isotérmico tubular con catalizador de cobre contenido en los tubos y agua caliente por el lado de la coraza. El calor de reacción del metanol es removido por la parcial evaporación del agua caliente de la alimentación, de esta manera se genera 1 ton de vapor MP por 1.4 ton de metanol. Las ventajas de este reactor son: Baja formación de subproductos debido a las condiciones de reacción isotérmicas, gran cantidad de

calor de reacción recuperado y un fácil control de temperatura debido a la regulación de la presión vapor. Para evitar la formación de inertes en el ciclo, una purga es controlada desde el reciclo del gas y usada como combustible para el reformador.

El metanol crudo que es condensado en dirección hacia abajo del reactor es separado del gas que no reacciona en el separador y es enviado a un tanque de expansión para el metanol crudo a destilación. El agua y las pequeñas cantidades de subproductos formados en la síntesis contenidos en el metanol crudo son removidos con un sistema de destilación de tres columnas ahorrador de energía.

ASPECTO ECONÓMICO: Un típico consumo (alimentación + combustible) va del rango de 7 a 8 Gcal por tonelada métrica de metanol y puede variar en el concepto de planta individual.

PLANTAS COMERCIALES: Once plantas han sido construidas y revampeadas en el mundo usando la tecnología de metanol de Krupp Udhe.



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
 FACULTAD DE QUÍMICA
 TESIS PROFESIONAL INGENIERÍA QUÍMICA
 ELABORÓ: MARTHA ELSA SOLÍS CHAVARRÍA



FIG. 3.2 TECNOLOGÍA KRUPP UDHE GmbH.

III.IV: Kellogg Brown & Root, Inc.

APLICACIÓN: Para producir metanol a partir de alimentaciones de hidrocarburos usando altas presiones en el vapor de reformación de proceso.

DESCRIPCIÓN: El gas natural desulfurizado es convertido a gas de síntesis en un paso de proceso usando un reformador.

El efluente al reformador de proceso es enfriado en un tren de recuperación de calor que produce vapor.

Una pequeña cantidad de calor se pierde cuando el vapor de proceso es enfriado para obtener agua de enfriamiento. El vapor libre es enviado al compresor de gas de síntesis. El gas de síntesis comprimido es combinado con el gas de recirculación y es enviado al primero de una serie de reactores de metanol. Los reactores de metanol contienen catalizador de baja presión de síntesis de BASF. Tres reactores operan adiabáticamente. El calor de reacción es removido con intercambiadores de calor entre los reactores.

La corriente caliente del reactor es usada para calentar el gas de recirculación en un intercambiador. El metanol crudo es condensado mediante agua de enfriamiento. El gas sin reaccionar es recirculado a los reactores por medio del compresor de recirculación de gas. Antes de la compresión, una porción del gas reciclado es purgado para controlar los niveles de metano, nitrógeno e inertes en el sistema.

El metanol crudo es purificado en dos torres de destilación. El domo de la columna remueve ligeros, tales como eteres, cetonas, aldehidos y gases disueltos no condensables (hidrógeno, metano, óxidos de carbono, nitrógeno). La columna de refinación separa agua y los pesados orgánicos del metanol. El metanol es removido del domo de la columna de refinación. Los pesados son removidos por una salida lateral y son recuperados como una mezcla acuosa de metanol con

alcoholes superiores (típicamente conocido como "fusel oil") para recirculación con la unidad de proceso. El agua de los fondos de la columna es enviada a límite de batería.

PLANTAS COMERCIALES: Hay aproximadamente 180 plantas de gas de síntesis Kellogg Brown & Root: metanol, amoníaco e hidrógeno. La planta de metanol más reciente tiene una capacidad de 2,268 tpd de Cape Horn Methanol en Cabo Negro, Chile.

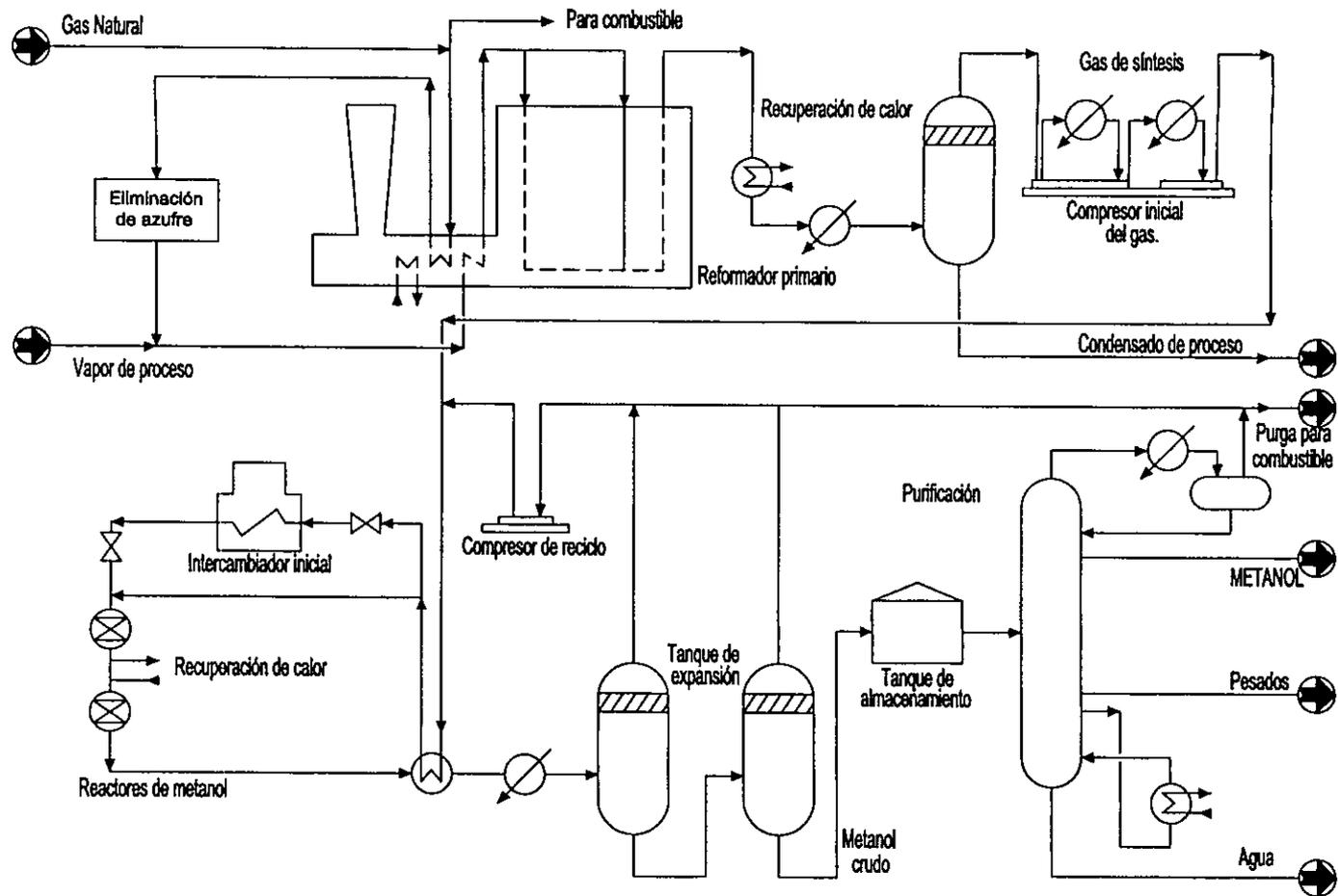


FIG. 3.3 TECNOLOGÍA KELLOGG BROWN & ROOT, INC.



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
 FACULTAD DE QUÍMICA
 TESIS PROFESIONAL | INGENIERÍA QUÍMICA
 ELABORÓ: MARTHA ELSA SOLÍS CHAVARRÍA



III.V Lurgi Öl-Gas-Chemie GmbH.

APLICACIÓN: Para producir metanol a partir de gas natural o aceite asociado a gas usando combinaciones de reformación y síntesis de metanol a bajas presiones. El proceso es también muy conveniente para convertir plantas de amoníaco en plantas de metanol.

DESCRIPCIÓN: La alimentación es precalentada, desulfurizada y entonces dividida en dos corrientes. Una corriente es mezclada con vapor de proceso, calentada más adelante y enviada al reformador tubular. La alta presión del gas reformado es combinado con la alimentación restante. La reformación ocurre aproximadamente a 35.69 kg/cm^2 y $960 \text{ }^\circ\text{C}$ en un reformador autotérmico de inyección de oxígeno. Como una porción del gas alimentado es el que pasa por el reformador tubular, la relación vapor total - carbón se ve reducida hasta aproximadamente 1.4, de tal modo que se reduce el trabajo del reformado y existe un ahorro de energía.

Después del enfriamiento final con aire o agua de enfriamiento, el gas de síntesis es comprimido en una sola etapa a aproximadamente 81.57 kg/cm^2 .

El ciclo de síntesis incluye: Compresor de reciclo, el intercambiador alimentación/efluente, reactor de metanol, enfriador final y separador de metanol. En el reactor de metanol de Lurgi, el catalizador a base de cobre esta arreglado en tubos verticales rodeados de agua caliente. La reacción ocurre casi bajo condiciones isotérmicas. El control exacto de la temperatura es dado con el control de la presión generando vapor a alta presión. Como el calor de reacción es removido instantáneamente, el ciclo de síntesis opera a relaciones de reciclo bajas. La producción de metanol es de 1.2 kg/l de catalizador. Las condiciones de reacción isotérmicas y selectividad del catalizador detiene la formación de subproductos en niveles extremadamente bajos. Una porción del gas de recirculación es purgado para remover inertes.

El metanol crudo es separado del gas de reacción y es enviado a destilación. En un sistema de tres columnas, los subproductos ligeros y pesados son removidos.

ASPECTO ECONÓMICO: El consumo de energía para una sola planta (incluyendo generación de servicios) es aproximadamente 29 GJ por tonelada métrica (mt) de metanol. El costo de instalación total para una planta de 3,000 ton/día incluyendo planta de oxígeno y unidades de servicios es de \$270 - 320 millones de dólares, dependiendo de la localización y la disponibilidad de la infraestructura.

PLANTAS COMERCIALES: 29 plantas de metanol han sido construidas con la tecnología de metanol de Lurgi. Tres plantas más están en construcción. La producción de gas de síntesis en combinación con la reformación han sido seleccionadas por cuatro plantas de metanol y tres unidades de generación de gas de síntesis por Fischer - Tropsch.

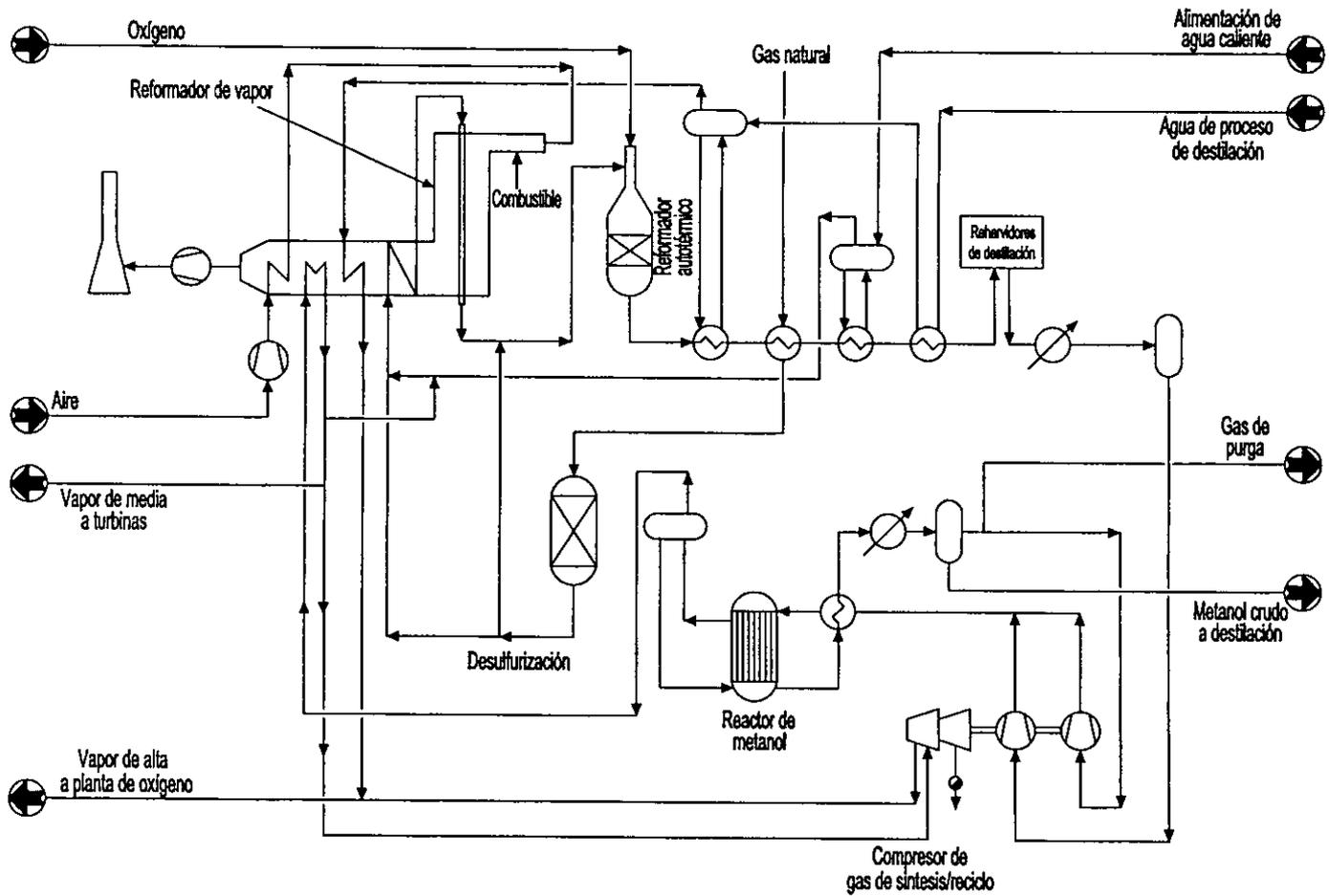


FIG.3.4 TECNOLOGÍA LURGI ÖL-GAS-CHEMIE GmbH



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
 FACULTAD DE QUÍMICA
 TESIS PROFESIONAL INGENIERÍA QUÍMICA
 ELABORÓ: MARTHA ELSA SOLIS CHAVARRÍA



III.VI Synetix.

APLICACIÓN: Proceso de metanol a baja presión que produce metanol refinado de alta pureza. La principal alimentación que se utiliza es gas natural, también nafta, fracciones de aceite pesado o carbón también se usa.

DESCRIPCIÓN: El proceso de metanol se puede dividir en tres secciones principales, (I) preparación de gas de síntesis, (II) síntesis de metanol y (III) purificación de metanol. Hay una considerable interacción entre las tres secciones, con el fin de realizar una buena integración térmica.

I El gas de síntesis es comúnmente producido por la reformación del gas natural. El gas es primero desulfurizado (1) y después pasado a un saturador (2), en el cual el condensado es evaporado para producir vapor de proceso. Otro vapor de proceso es agregado y combinado con los gases que van a reaccionar sobre un catalizador de níquel en el horno de reformación. El resultado es el gas de síntesis que contiene una mezcla de hidrógeno, óxidos de carbono, vapor y residuos de metano, esta mezcla sale del reformador a 880 °C y 20.39 kg/cm², y es enfriado antes de comenzar la compresión para enviar a la unidad de síntesis.

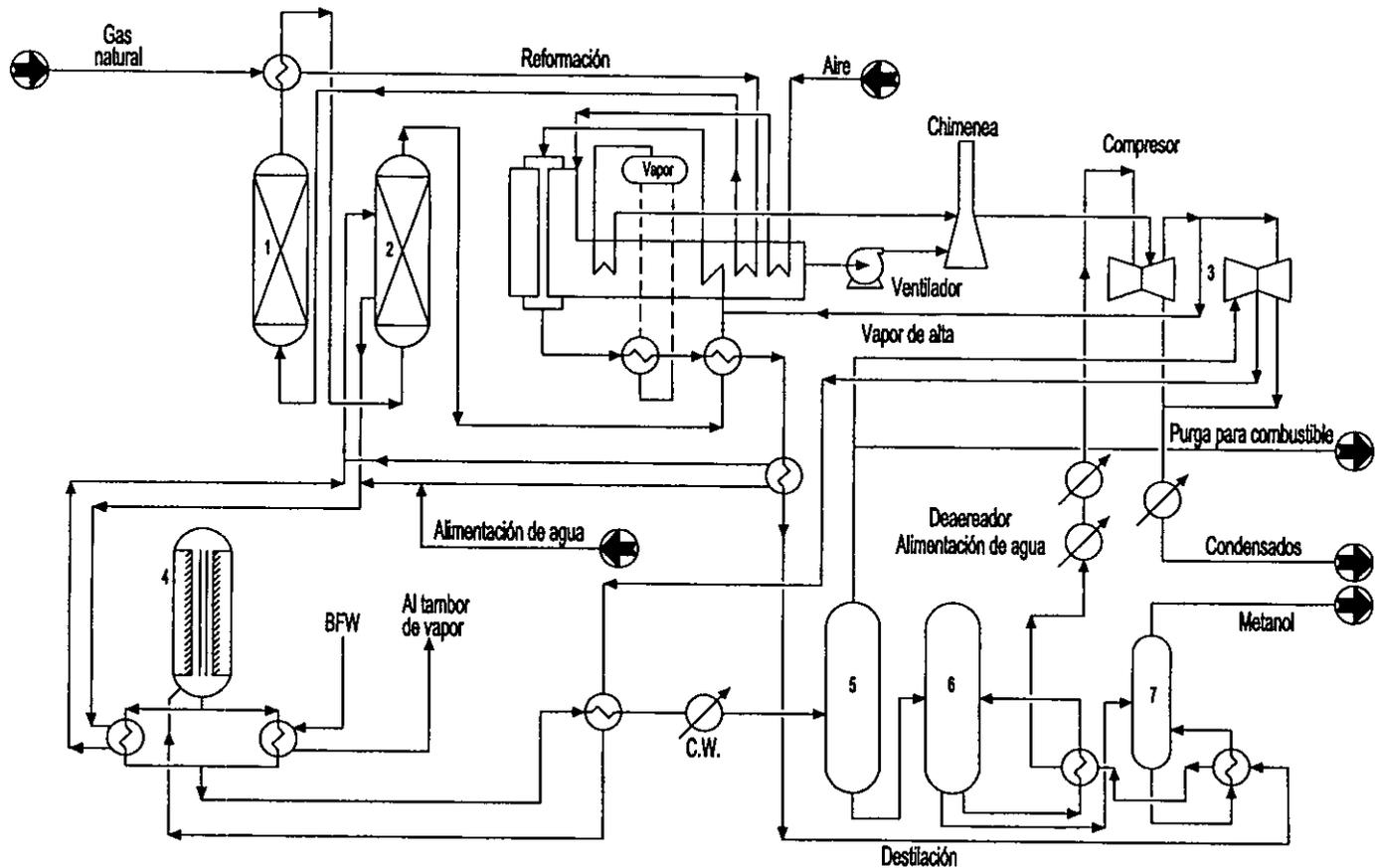
II El ciclo de síntesis consta de un circulador (3), convertidor (4), intercambiador alimentación/efluente, cambiadores de recuperación de calor y separador (5). Para plantas grandes, la presión a la que opera el ciclo es entre 81.57 a 101.97 kg/cm². El convertidor contiene catalizador a base de cobre y opera en el rango de 200 °C a 280 °C.

La reacción es limitada por el equilibrio y la concentración de metanol a la salida del convertidor rara vez excede el 7%. El efluente del convertidor es enfriado a 40 °C para condensar el metanol como producto, y los gases que no reaccionaron son recirculados al circulador. Una purga es tomada de los gases de recirculación para remover inertes tales como nitrógeno, argón, metano y sulfuros de hidrógeno y son utilizados como combustible en el reformador.

III El metanol crudo que proviene del separador contiene agua y niveles bajos de subproductos, los cuales son removidos usando un sistema de destilación de dos columnas. La primera columna (6) remueve ligeros tales como éteres, ésteres, acetona e hidrocarburos ligeros. La segunda (7) remueve agua, alcoholes superiores e hidrocarburos pesados.

ASPECTO ECONÓMICO: Los costos de producción están dominados por el costo de gas natural e impuestos de capital. Los requerimientos de alimentación y combustible requieren de 7.0 a 7.8 Gcal/tonelada métrica de metanol (28 a 31 mmBtu/tonelada métrica). Los costos de capital pueden variar considerablemente dependiendo de la localización y disponibilidad de la infraestructura. El costo de una planta de 2,000 tpd es de \$250 a 300 millones de dólares.

PLANTAS COMERCIALES: 54 plantas de metanol han sido construidas usando el proceso de metanol a baja presión. Dos plantas están actualmente en construcción.



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
 FACULTAD DE QUÍMICA
 TESIS PROFESIONAL | INGENIERÍA QUÍMICA
 ELABORÓ: MARTHA ELSA SOLÍS CHAVARRÍA



FIG.3.5 TECNOLOGÍA SYNETIX

CAPITULO IV PLANTA DE METANOL II EN EL COMPLEJO INDEPENDENCIA EN SAN MARTÍN TEXMELUCAN, PUEBLA.

IV.I DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN DE METANOL A PARTIR DE GAS NATURAL

En el proceso a baja presión para la producción de metanol (Lurgi Öl-gas-Chemie GmbH) se pueden distinguir tres secciones principales:

- Unidad de reformación,
- Unidad de síntesis de metanol y
- Unidad de destilación.

A excepción de la unidad de reformación que puede presentar variaciones para la producción del gas de síntesis, las otras dos secciones no presentan modificaciones significativas. De acuerdo con esto, el gas de síntesis puede obtenerse por la reformación de naftas, de gas natural o bien de la oxidación parcial de carbon.

IV.II UNIDAD DE REFORMACIÓN

La planta de "metanol II" en el Complejo Petroquímico Independencia utiliza gas natural para la producción de gas de síntesis. El proceso inicia con la alimentación de gas natural que es mezclado con una pequeña cantidad de gas de purga

proveniente de la unidad de síntesis, esto con el objetivo hidrogenar los compuestos de azufre tales como mercaptanos o tioles.

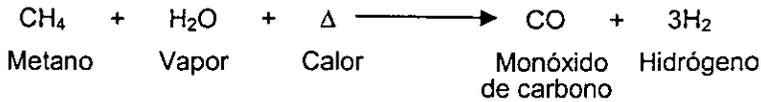
La mezcla de gases es enviada entonces al equipo EA-102 en donde mediante intercambio de calor con vapor se incrementa la temperatura a 370-380 °C antes de ingresar a las torres desulfuradoras DC-101 A y B, que están conectadas para operar tanto en serie como en paralelo.

Las torres desulfuradoras DC-101 A y B contienen cada una de ellas, tres camas de catalizadores de acuerdo como sigue:

1. Cama de catalizador de Cobalto-Molibdeno, que es colocada en la parte superior de las torres con el objetivo de hidrogenar los compuestos de azufre presentes en la mezcla de gas natural y gas de purga.
2. Cama de catalizador de Óxido de Zinc que es colocada en el nivel medio de las torres y que adsorbe el ácido sulfhídrico contenido en el gas natural y el formado a partir de los mercaptanos en la cama de Cobalto-Molibdeno.
3. Cama de catalizador de Óxido de Zinc que es colocada como tercera cama de catalizador ubicada en la parte inferior de las torres con el fin de dar una purificación final del gas y asegurar que no pasen compuestos de azufre al reformador tubular BA-101.

El gas obtenido de las torres desulfuradoras es mezclado con una corriente de vapor de proceso antes de ser sobrecalentado hasta 500 °C en el equipo E-101y pasar al reformador tubular BA-101. El reformador está constituido por 240 tubos con una longitud de 10.13 metros cada uno y un diámetro interior de 12.5 cm. Cada tubo está empacado con dos tipos de catalizador de níquel, que son el R-67R y el RKS-1. El catalizador R-67R es colocado en la parte superior de los tubos y el RKS-1 en la parte inferior en cantidades de 50% cada uno.

El gas natural y el vapor de proceso pasan por los tubos empacados en donde se lleva a cabo la siguiente reacción endotérmica:



Simultáneamente se efectúa otra reacción con el monóxido de carbono, CO, sólo que esta es exotérmica según se muestra:



Al gas que sale de los tubos se le llama gas reformado o gas de síntesis y tiene los siguientes compuestos: hidrógeno, monóxido de carbono, bióxido de carbono, nitrógeno, metano no convertido y vapor de agua. El gas reformado se recolecta en cuatro cabezales y de éstos pasa a la línea de transfer y hacia un generador de vapor, el EA-101.

Debido a que la reacción principal es endotérmica los tubos del reformador BA-101 deben calentarse, para ello se cuenta con un gas de purga proveniente de la sección de síntesis y con el gas natural suficiente para cubrir los requerimientos de suministro de calor al reformador.

Por su parte, el aire necesario para la combustión se suministra por medio de un soplador, GC-201, pasando previamente por los calentadores de aire E-105-I/II/III.

Cabe mencionar que el flujo total de aire proveniente del soplador es dividido en dos corrientes, una de las cuales es enviada a los quemadores del reformador y la otra parte de los quemadores de la caldera auxiliar.

IV.III UNIDAD DE SÍNTESIS

El gas reformado que viene de la unidad de reformación a la salida del tanque FA-102 pasa a un separador de líquidos para luego entrar a la primera etapa de succión del compresor centrífugo (GC-201-I). La temperatura a la entrada de

succión es de 40 °C y una presión de 13 kg / cm², la primera etapa de compresión eleva la presión hasta 29 kg / cm² y una temperatura de 125 °C, de la descarga de la primera etapa se dirige al intercambiador EA-201 donde se enfría el gas con una corriente de agua de enfriamiento, disminuyéndose la temperatura del gas hasta 40 °C para luego pasar al separador FA-202, donde se eliminan los líquidos que se condensan en el enfriamiento, estos líquidos si llegan a pasar a la siguiente etapa de compresión serían perjudiciales para los álabes del compresor. Después de la separación de los condensables el gas entra a la segunda etapa de compresión (GC-201-II), donde se comprime hasta 51 kg / cm² elevándose la temperatura hasta 110 °C, esta corriente se une a los gases no reaccionantes del separador FA-201 llamado gas de recirculación.

Esta mezcla entra al recirculador que se localiza también en el GC-201-II, para luego entrar a una batería de cambiadores de calor EA-202-I,II y III, donde se calienta el gas a temperatura de reacción de 230 °C absorbiendo calor de los gases de salida del reactor de síntesis. La mezcla a la temperatura de reacción entra por la parte superior al reactor de síntesis DC-201, este reactor asemeja un gran intercambiador de calor de tipo coraza y tubo en posición vertical, donde los tubos están empacados con catalizador a base de Cu-Zn en forma de tabletas de tamaño de ¼" * 1/8", por estos tubos pasa el gas por el cual se obtendrá el metanol.

En el reactor se lleva a cabo la formación de metanol de acuerdo con las siguientes reacciones:



Estas reacciones son altamente exotérmicas, es decir, producen calor, que es aprovechado para generar vapor. El vapor generado es recibido por el tambor de vapor FB-201 localizado en la parte superior del reactor y es enviado a la unidad de reformación.

Los gases reaccionantes salen del reactor a 255 °C para luego ceder calor con los gases de entrada en los cambiadores de calor EA-201-I / II / III saliendo de estos a 80 °C pasando después al enfriador de soloaire EE-201 donde salen a 60 °C para luego pasar al enfriador final de metanol EA-203 donde se enfría la corriente a 40 °C condensándose el metanol y el agua de la corriente que posteriormente se separan. Los gases que no reaccionan ya separados del metanol crudo son utilizados como:

- a) Gas de recirculación que se mezcla con la carga fresca.
- b) Gas de purga que se envía como gas combustible al BA-101.
- c) Gas de hidrogenación que se envía a la corriente de proceso para hidrógenar los compuestos orgánicos de azufre.

El metanol crudo es separado en el equipo separador FA-201 y se envía a la sección de purificación de metanol.

IV.IV UNIDAD DE DESTILACIÓN

El metanol crudo es enviado a control de nivel del separador FA-201 hacia el tanque de expansión en donde se elimina gran parte de gases ligeros (CH_4 , CO , CO_2 , H_2) y algunos compuestos de bajos puntos de ebullición como la acetona, dimetil - eter, formaldehído, etc., los cuales son enviados al calentador de subproductos EA-304.

A continuación el metanol es enviado a la columna de despunte DA-301 que opera a 1.5 kg / cm^2 y 92 °C.

La torre de despunte DA-301 cuenta con tres posibles platos de alimentación, que son el 16, el 20 y el 24, en total la torre cuenta con 40 platos. En el domo de esta torre se obtienen gases ligeros los cuales son enviados al recalentador de subproductos EA-304 para luego ser quemados en la caldera BB-101.

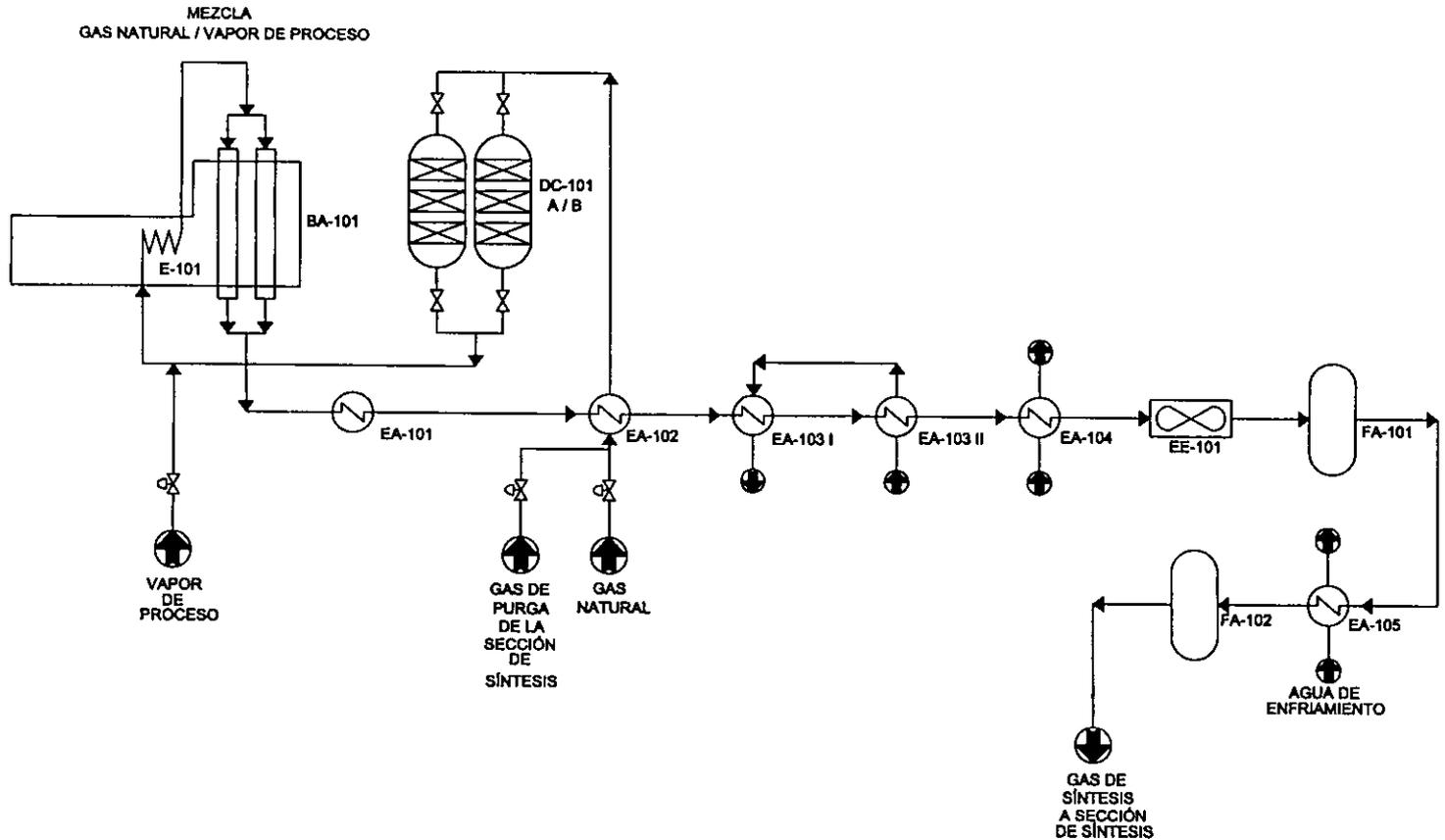
El calor necesario para la operación de la torre es suministrado mediante vapor de baja presión proveniente de la unidad de síntesis a través del hervidor EA-301. A esta torre se le adiciona sosa para el control del pH, mediante las bombas GA-304 A/B, la inyección de sosa se hace entre los platos no. 12 y 13. Manteniendo un pH de 10.5 se evita la corrosión y se elimina el mal olor del metanol.

Por el fondo de la torre se obtiene metanol en una concentración de 87.9 % (ligeramente mayor a la alimentación a la torre, que es de 87.4%), ya que como se dijo es una torre despuntadora, es decir elimina los ligeros.

Mediante las bombas GA-301 A/B y bajo control de nivel de la DA-301, el metanol es enviado a la columna rectificadora DA-302, la cual cuenta también con tres platos de alimentación el 20, 24 y 28, en total tiene 85 platos. El plato de alimentación podrá ser seleccionado dependiendo de las condiciones en que se tenga operando la sección. La torre rectificadora opera 0.6 kg / cm^2 y $106 \text{ }^\circ\text{C}$ en el fondo.

Los vapores de metanol en el domo son condensados, y una parte es regresada al domo de la torre como reflujo mientras que el resto es enviado hacia los tanques de almacenamiento de metanol con una pureza de 99.99 %. El calor requerido para la operación de la torre rectificadora DA-302, es suministrado por dos rehervidores.

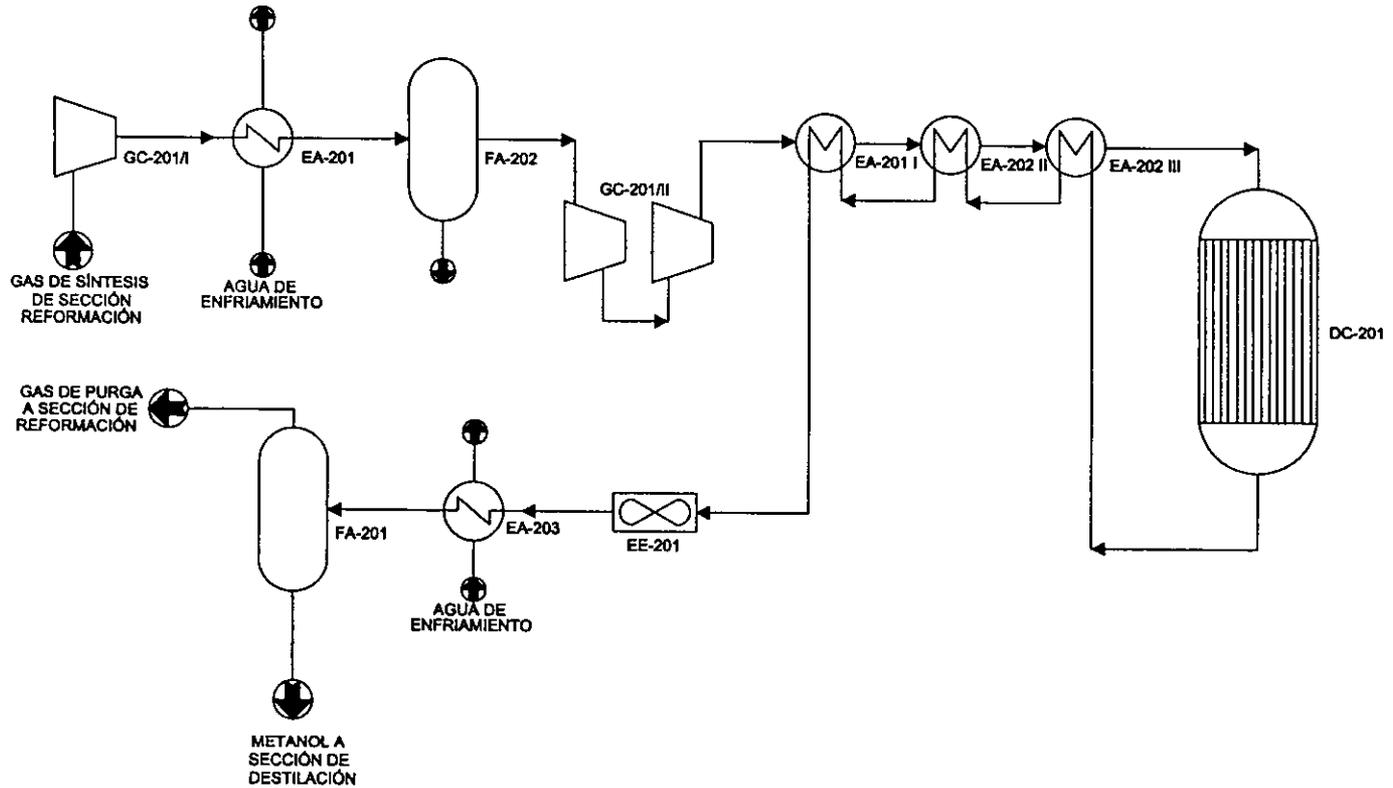
FIG. 4.1 SECCIÓN DE REFORMACIÓN



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
 FACULTAD DE QUÍMICA
 TESIS PROFESIONAL INGENIERÍA QUÍMICA
 ELABORÓ: MARTHA ELSA SOLÍS CHAVARRÍA



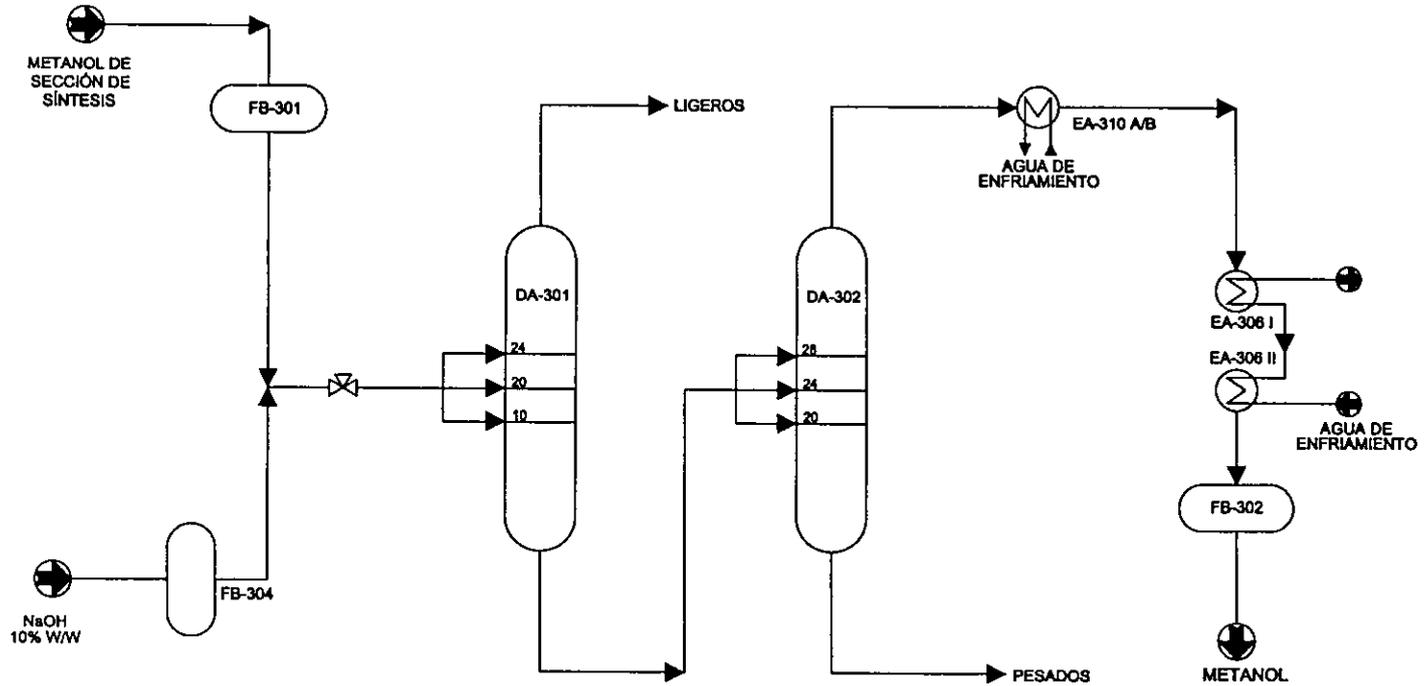
FIG. 4.2 SECCIÓN DE SÍNTESIS



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
 FACULTAD DE QUÍMICA
 TESIS PROFESIONAL INGENIERÍA QUÍMICA
 ELABORÓ: MARTHA ELSA SOLÍS CHAVARRÍA



FIG. 4.3 SECCIÓN DE DESTILACIÓN



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
 FACULTAD DE QUÍMICA
 TESIS PROFESIONAL INGENIERÍA QUÍMICA
 ELABORÓ: MARTHA ELSA SOLÍS CHAVARRÍA



CAPITULO V

SIMULACIÓN DE LA PLANTA DE METANOL

V.I LA SIMULACIÓN DE PROCESOS

La simulación de procesos es la representación de un sistema con modelos matemáticos. En el caso de un proceso químico, los modelos se basan en los fenómenos fundamentales que describen cada operación. Cuanto mejor sea el modelo, más eficiente y confiable será la simulación, al igual que la interpretación de los resultados obtenidos. En la actualidad, la simulación forma parte importante del análisis de procesos.

Existen dos modalidades para implementar la simulación de procesos químicos. La primera se conoce como simulación dinámica, la cual trata de representar sistemas con régimen transitorio en su operación; caso común en el arranque o paro de una planta, en los casos en los que ésta opera bajo condiciones no contempladas en su diseño y cuando se requiere conocer la respuesta del proceso bajo condiciones de operación anormales con el fin de formular los sistemas de control.

La otra forma se refiere a la simulación de procesos en estado estacionario o a régimen permanente, es decir, se considera que las condiciones de operación y los flujos de las corrientes de proceso son constantes (no cambian con el tiempo), esta situación incluye las condiciones de diseño y de operación normal del proceso.

Debido a que la representación de un proceso usando modelos matemáticos implica al manejo de gran número de operaciones matemáticas, la simulación de procesos ha tomado como herramienta la existencia de sistemas de cómputo capaces de realizarlas, dado que el avance en materia de computación permite el manejo de procesos completos con sistemas especializados (sistemas de simulación de procesos o simuladores de procesos).

Un sistema de simulación de procesos se define como un sistema que acepta la información acerca de un proceso a nivel de diagrama de flujo del mismo y es capaz de implementar en detalle los análisis utilizados en el desarrollo, diseño y operación de procesos.

Desde finales de la década de los cincuentas se han utilizado sistemas basados en modelos matemáticos sobre los fenómenos físicos y químicos para simular el funcionamiento de procesos de producción. Estos sistemas ejecutan balances de materia y energía en estado estacionario, calculan el tamaño y costos de equipos y permiten optimizar el proceso.

Los datos de entrada de un sistema de simulación de procesos generalmente son la información contenida en los diagramas de flujo de proceso, mientras que los datos de salida, son todas las características de las corrientes de proceso, los parámetros y las dimensiones de los equipos así como una evaluación económica del mismo. Por lo que un sistema de simulación ayuda a tomar decisiones concernientes al desarrollo, diseño y operación de procesos químicos.

Los cuatro elementos principales de un sistema de simulación de procesos son:

- ♣ Modelos.
- ♣ Algoritmos.
- ♣ Apoyo computacional.
- ♣ interfase con el usuario.

Los modelos son el fundamento de cualquier sistema de simulación, éstos son la base del análisis. Los modelos utilizados en la representación de un proceso químico son todas aquellas relaciones matemáticas derivadas a partir de las leyes de la conservación, ecuaciones de velocidad de reacción, ecuaciones de cálculo de propiedades fisicoquímicas, relaciones de conexión y restricciones de diseño y control.

Los modelos matemáticos que describen un proceso se representan con ecuaciones algebraicas o diferenciales, estos deben ser rigurosos, válidos y generales.

Ya se ha mencionado que los modelos de las diferentes operaciones unitarias son el fundamento de los sistemas de simulación (véase la estructura del modelo de una operación unitaria en la figura 5.1), éstos están formados por conjuntos de ecuaciones de la forma:

$$\text{Variables de salida} = f(\text{variables de entrada}).$$

Las variables de entrada son los valores de las corrientes de alimentación al proceso y los parámetros de los diferentes modelos utilizados para determinar las diversas unidades de proceso. Las variables de salida son los valores de todas las corrientes de salida del proceso y los resultados de las variables de operación que no fueron especificados.

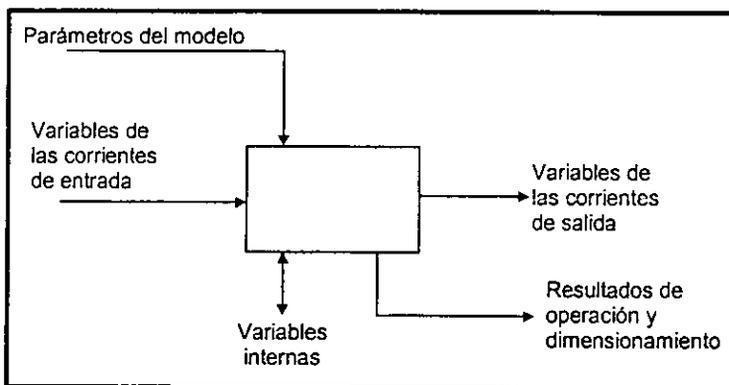


Fig. 5.1 Estructura del modelo de una operación unitaria.

El siguiente bloque lo comprenden los algoritmos, estos utilizan modelos para producir los resultados requeridos. Con los algoritmos se resuelven problemas matemáticos generados por los modelos. El tipo de problema matemático que debe resolverse depende significativamente del tipo de análisis que interese, aunque casi siempre hay que resolver conjuntos de ecuaciones diferenciales y algebraicas (lineales y no lineales) por lo que el algoritmo a ser utilizado debe cumplir con ciertos requisitos.

Los algoritmos utilizados deben ser robustos, tan generales como sea posible, eficientes en su ejecución, almacenamiento y manejo de información, claros y elegantes. Continuamente todos estos requisitos se contraponen unos con otros, por lo que se debe hacer un análisis con objeto de encontrar la mejor combinación.

El apoyo computacional incluye todos aquellos implementos que se requieran para ejecutar los algoritmos en una computadora y un sistema operativo en especial, está conformado principalmente por los lenguajes de programación, el sistema de documentación, estructura de datos, interfase con el sistema de archivos, todo lo relativo a los programas y a la arquitectura del sistema. El apoyo computacional debe entenderse, ser de fácil mantenimiento, sencillo de ser modificado y ser tan transportable como sea posible.

El domo de la estructura es ocupado por la interfase con el usuario la cual incluye el lenguaje de entrada por medio del cual se describe el problema, informes que contienen los resultados, la documentación que explica el funcionamiento y como usar el sistema y los protocolos de interacción con otros programas y sistemas. La interfase con el usuario debe de permitir la introducción de información tan natural como sea posible así como suministrar los resultados de la forma más útil.

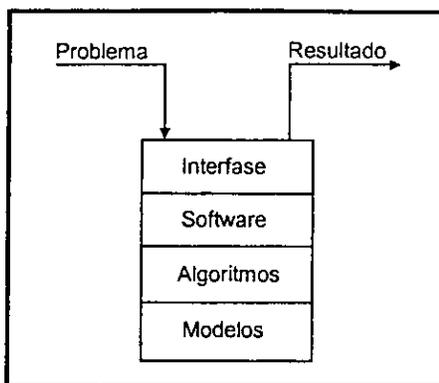


Fig. 5.2 Elementos de un sistema de simulación.

V.II SIMULADOR DE PROCESOS HYSYS.

La década de los cincuentas puede ser considerada como el periodo de transición de los cálculos manuales hacia los cálculos mecanizados, esto, debido al desarrollo de las computadoras digitales de alta velocidad y al uso generalizado de las computadoras analógicas.

En un principio sólo fueron diseñados sistemas capaces de simular operaciones individuales dentro de un proceso. En este punto fue de vital importancia la participación de las diversas compañías en el desarrollo de programas que pudiesen ser utilizados.

A partir de 1960 se resaltó la necesidad de construir sistemas capaces de simular procesos completos. En este ámbito alrededor de 1963 se dieron a conocer dos simuladores de proceso, el primero desarrollado por la compañía M W Kellogg y otro llamado CHEOPS (Chemical Engineering Optimization System) por lo que, para llevar a cabo la simulación de procesos de cualquier grado de complejidad, los ingenieros de proceso requerían la ayuda de los especialistas en todo momento.

En 1966 la compañía Monsanto logra la integración de diversos modelos de operaciones unitarias, modelos de cálculo de propiedades y transferencia de datos para dar origen a uno de los primeros simuladores de proceso orientados a los usuarios. El sistema, que podía ser operado por los ingenieros de proceso, fue llamado FLOWTRAN y se comercializó entre 1969 y 1973, esto incluyó la licencia a compañías externas. En 1974 el sistema se puso a disposición de instituciones educativas y en 1975 lo usaban más de 25 departamentos de ingeniería química.

En 1976 el Instituto Tecnológico de Massachusetts (MIT) selecciona FLOWTRAN como base de estructura de un nuevo sistema, que se aplica a todas las operaciones líquido vapor conocidas y tener todas las capacidades de un sistema moderno, es capaz de manejar corrientes y operaciones con la presencia de sólidos.

Por lo anterior es posible reconocer tres generaciones de simuladores de procesos. La primera generación esta compuesta por todos los sistemas que en un principio se utilizaron para simular operaciones individuales y aquellos operados por especialistas. La segunda generación marca la transición hacia el desarrollo de sistemas orientados hacia el usuario, además de manejarse procesos cada vez más complejos, por último la tercera generación se caracteriza por incluir algoritmos capaces de manejar procesos en presencia de sólidos.

En 1995 Hyprotech crea HYSYS, el primer simulador en integrar el estado continuo y el proceso dinámico en un mismo simulador. HYSYS está escrito para windows usando 32-bit C++. HYSYS integra propiedades de operaciones unitarias, paquetes de reacciones y propiedades y la interacción con otras aplicaciones para crear un programa híbrido poderoso.

HYSYS cuenta con paquetes de propiedades, los cuales calculan exactamente las propiedades termofísicas, físicas y de transporte para hidrocarburos, no hidrocarburos, petroquímicos y fluidos químicos; la base de datos cuenta con

1500 compuestos, datos experimentales de más de 1000 componentes puros. Si en la librería de componentes no es posible encontrar dentro de la base de datos, existe una selección de métodos estimados para crear y definir por completo componentes hipotéticos; el paquete de regresión llenará los datos de entrada de estos componentes hipotéticos, introduciendolos en una de las numerosas expresiones de HYSYS. Esto permitirá obtener resultados desimulación para propiedades termofísicas específicas que más se acerque a la pareja de datos experimentales

La metodología utilizada para la simulación que se realiza con el simulador HYSYS es la siguiente:

- a) *Seleccionar el tipo de componentes.* Los tipos de componentes pueden ser convencionales, sólidos, iónicos o pseudocomponentes,
- b) *Seleccionar el método de cálculo de propiedades físicas, termodinámicas y de transporte.* El método de cálculo utilizado para las propiedades de los compuestos utilizados es por la ecuación de estado de Peng - Robinson, la cual es recomendada por HYSYS por el tipo de sistema.
- c) *Suministro de las condiciones del proceso.* Las condiciones del proceso corresponden a las condiciones de diseño, las cuales fueron extraídas de los manuales de diseño y de operación de la planta de metanol II del complejo Petroquímico independencia en San Martín Texmelucan, Puebla.
- d) *Especificar el tipo de reporte.* Reporte con propiedades termofísicas, de transporte y flujos; así como las unidades en las que se desee el reporte.
- e) *Ejecutar la simulación.*
- f) *Incrementar el flujo del gas natural.* Esto se realiza con el objetivo de saber cuales son los equipos que representan cuello de botella para el proceso.
- g) *Cambio en los equipos que representen cuello de botella.* Con cambios en los equipos se aumenta la capacidad en la planta.

- h) Confirmación del incremento en la capacidad.* Se debe verificar que los cambios en los equipos sean los más indicados para que no representen cuellos de botella al proceso y que cumplan con el objetivo del incremento en la capacidad.

En el anexo se muestran los esquemas de simulación del proceso.

V.III INCREMENTO DE GAS NATURAL

Una vez concluida la simulación de diseño, es posible encontrar los cuellos de botella por medio del simulador, lo cual se logra incrementando el flujo de gas natural al inicio de la simulación; dicha simulación cuenta con las especificaciones de diseño de los equipos por lo tanto al incrementar el flujo, la simulación se detendrá en aquel equipo que no cuente con las especificaciones necesarias para el nuevo flujo; lo cual nos indica que el equipo deberá sufrir modificaciones para el proceso.

Cuando se conoce un cuello de botella se requiere de cambios en dicho equipo para lo cual se modifican las especificaciones del equipo para dicho incremento en el flujo de gas natural. Se continua la simulación hasta conocer todos los posibles cambios en el proceso para el incremento de gas natural y así conocer el incremento en la producción de metanol.

V.IV CAMBIOS PARA EL INCREMENTO EN LA CAPACIDAD DE LA PLANTA

Una vez realizados varios incrementos (25 y 50%) posibles en la planta de metanol, se encontró que el incremento más viable para la planta será un incremento en el gas natural del 25%; ya que se tendrían que realizar pocos

cambios en la planta; comparado con los otros incrementos probados lo cual repercute en la posible inversión para el incremento en la producción de metanol.

Los cambios que se encontraron para incrementar en un 25% el incremento en la producción de metanol son los siguientes:

- (a). Instalación de un reformador adicional al instalado para cubrir el incremento del flujo de gas natural.
- (b). Instalación de cuerpos adicionales a intercambiadores de calor para cubrir el área requerida en determinados equipos.
- (c). Cambio del compresor de recirculación (tercera etapa de compresión, etapa de recirculación)
- (d). Instalación de un pequeño reactor adicional que cubre el incremento de flujo de gas de síntesis para la producción de metanol.

CAPITULO VI

ANÁLISIS ECONÓMICO

VI.I JUSTIFICACIÓN

El incremento de la capacidad en la planta de metanol II del Complejo Independencia en San Martín Texmelucan, Puebla; es posible debido a que la demanda existente de este producto petroquímico está aumentando y no se tiene una oferta que cubra el mercado nacional. Además debe considerarse que la única planta existente a nivel nacional es la de San Martín Texmelucan, y que no se considera la instalación de nuevas plantas de acuerdo con la revista *Hydrocarbon Processing* hasta febrero de 1999.

Cuando se realiza un estudio de esta naturaleza se debe hacer un estudio económico para conocer si el proyecto de inversión tiene bondad económica.

Entre los índices que se utilizan para medir la bondad económica de los proyectos de inversión el más utilizado es la rentabilidad que produce la inversión. Es decir, el rendimiento que origina el proyecto; un procedimiento correcto para el cálculo de la rentabilidad de un proyecto es la tasa interna del retorno o rentabilidad. Además de la rentabilidad existen otros índices como el periodo de restitución (*payback period*), que mide el número de años en que se reembolsa la inversión; otros índices que se están utilizando con frecuencia y que constituyen una manera acertada de medir la bondad económica de un proyecto de inversión son: el valor presente neto, el costo anual equivalente y la relación beneficio - costo. A continuación se examinarán cada uno de estos índices económicos.

VI.II VALOR PRESENTE NETO

El valor presente neto de un proyecto de inversión no es otra cosa que su valor medido en dinero actual, o expresando esta idea de otra manera, es el equivalente en pesos actuales de todos los ingresos y egresos, presentes y futuros, que constituyen el proyecto.

Existen dos características muy importantes en este índice las cuales son:

1. Puede asumir valor positivo, nulo o negativo.
2. Depende de la tasa de interés que se utilice para calcular los equivalentes en el momento cero.

El criterio de decisión que acompaña al índice del valor presente neto señala que la alternativa en cuestión es aconsejable económicamente cuando su VPN es mayor que cero, es indiferente cuando el VPN es cero y no es conveniente cuando su VPN es menor que cero; todo lo anterior está sujeto a la condición de que el VPN se haya calculado utilizando la tasa de interés de oportunidad.

De manera general se puede afirmar lo siguiente respecto al valor presente neto, como índice para evaluar la bondad económica de un proyecto de inversión:

1. Su valor depende de la tasa de interés que se emplea para calcularlo.
2. Si i es la tasa de interés que se utiliza en el cálculo del valor presente neto entonces:
 - a) $VPN(i^*) > 0$ indica que el dinero invertido en el proyecto rinden más del i^*
 - b) $VPN(i^*) = 0$ señala que el dinero invertido en el proyecto rinde exactamente el i^* .
 - c) $VPN(i^*) < 0$ muestra que el dinero invertido en el proyecto rinde menos del i^* .
3. Si además i^* es la tasa de interés de oportunidad entonces:
 - a) $VPN(i^*) > 0$ señala que el proyecto es conveniente.

- b) $VPN(i^*) = 0$ indica que el proyecto es indiferente.
- c) $VPN(i^*) < 0$ muestra que el proyecto no es atractivo.

VI.III TASA INTERNA DE RENTABILIDAD (TIR)

Cuando se explico el método del valor presente neto se hizo énfasis en que su valor depende de la tasa de interés que se usa para calcularlo. En particular el VPN igual a cero evidencia que el dinero invertido en el proyecto gana un interés idéntico a la tasa de descuento utilizada en los cálculos. En consecuencia, la tasa de interés que produce un VPN igual a cero es una medida de rentabilidad adecuada. Como se trata del interés que gana el dinero que permanece invertido en el proyecto, se le da el nombre de tasa interna de rentabilidad o simplemente TIR.

La tasa interna de rentabilidad o de retorno es una característica propia del proyecto, totalmente independiente de la situación del inversionista, es decir, la tasa de interés de oportunidad que percibe.

El proceso de búsqueda más rudimentario consiste en calcular inicialmente el VPN para una tasa de interés que se ha escogido aleatoriamente. Si el VPN resulta mayor que cero, se repite el cálculo con una tasa de interés inferior; si el VPN es menor que cero, el nuevo cálculo s hace con un interés mayor.

El proceso continua, buscando estrechar el margen entre el VPN positivo y el negativo. Nos detenemos cuando encontramos el valor de i que hace que el valor del VPN sea igual a cero o cuando la diferencia entre el VPN (i inferior) y el VPN (i superior) es aceptablemente estrecho.

VI.IV LA RELACIÓN BENEFICIO - COSTO

Este índice, cuya utilización es muy frecuente en estudios de grandes proyectos públicos de inversión, se apoya en el método del valor presente neto, aunque esto no impide que en ocasiones produzca resultados inconsistentes con los que arroja el VPN.

La relación beneficio - costo (B/C), se calcula de la siguiente manera:

1. Se calcula el valor presente de los ingresos asociados con el proyecto en cuestión.
2. Se calcula el valor presente de los egresos del proyecto.
3. Se establece una relación entre el VPN de los ingresos y el VPN de los egresos, al dividir la primera cantidad por la segunda. El resultado de tal división es la relación beneficio - costo. En términos simbólicos:

$$B/C (i) = \frac{\text{VPN ingresos } (i)}{\text{VPN egresos } (i)}$$

Se debe observar que la relación beneficio - costo es una función de la tasa de interés que se emplea en los cálculos del VPN de los ingresos y egresos, de modo que al calcular este índice con propósitos para decisión, es común utilizar la tasa de interés de oportunidad.

La relación beneficio - costo puede asumir los siguientes valores:

- (a) $B/C (i) > 1$
- (b) $B/C (i) = 1$
- (c) $B/C (i) < 1$

Cuando su valor es superior a la unidad, significa que el VPN de los ingresos es superior al de los egresos, es decir, que el VPN de todo el proyecto es positivo y en consecuencia el proyecto es atractivo.

Cuando la relación B/C es igual a 1, el valor presente neto de los ingresos es igual al de los egresos; cuando esto acontece, el valor presente neto de todo el proyecto es igual a cero. Por consiguiente, en tales circunstancias el proyecto es indiferente y la tasa de interés utilizada representa la tasa interna de rentabilidad del proyecto.

Finalmente, cuando el valor de esta relación es negativo, tenemos un proyecto en el cual el VPN de los ingresos es menor que de los egresos, lo cual señala que el VPN de todo el proyecto es negativo, es decir, que el proyecto no es atractivo.

La relación beneficio - costo se utiliza especialmente en proyectos relacionados con obras públicas o con inversiones financiadas por organismos internacionales tales como el Banco Interamericano de Desarrollo (BID) o el Banco Mundial (BIRF). La relación beneficio - costo también es útil para adelantar la evaluación económico social del proyecto, ya que este enfoque requiere que se hagan explícitos los beneficios y costos para poder afectarlos con los factores de ajuste.

VI.V PERIODO DE RECUPERACIÓN DE LA INVERSIÓN.

Este método, que en inglés se conoce con el nombre de *payback period*, mide la bondad de un proyecto de inversión en términos del tiempo que se demora en recuperar la inversión.

El periodo de recuperación de la inversión es un índice pobre ya que, por una parte, asigna el mismo valor a cantidades que aparecen en diferentes momentos. Por otra parte, el método ignora las sumas que aparecen después de que se ha recuperado la inversión, lo cual es obviamente incorrecto.

La primera objeción no se puede justificar en ningún caso pero la segunda tiende a perder importancia cuando la tasa de interés de oportunidad es muy alta.

La utilización de este índice tiene grandes deficiencias, se debe a la insistencia de muchos hombres de negocios en saber cuanto tiempo recuperaran su inversión.

VI.VI COSTO ANUAL EQUIVALENTE

Existe otro método para evaluar alternativas de inversión. Se trata del costo anual equivalente, particularmente útil para evaluar proyectos que esencialmente constituyen fuente de egresos, tales como prestar un servicio público subsidiado, mantener un servicio de apoyo para otras actividades, etc.

Un procedimiento de cálculo se hace obteniendo el VPN, convirtiéndolo luego en una serie uniforme, lo cual evidencia la existencia de la siguiente relación entre el VPN y el CAE:

$$CAE(i) = VPN \times \left[\frac{i(1+i)^n}{(1+i)^n - 1} \right]$$

donde la expresión entre paréntesis es el factor $1/C$ que aparece en tablas de interés reportadas en bibliografía.

Lo anterior demuestra que estos dos índices (VPN y CAE) son plenamente consistentes en las evaluaciones que producen y por consiguiente se pueden considerar como un mismo indicador, afectado por un factor de escala.

VI.VII ESTIMACIÓN DE LA INVERSIÓN

La estimación de la inversión comprende cambios de equipos y la adquisición de nuevos equipos. Cabe mencionar que la estimación de costos de los equipos se realizó en un paquete de Ingeniería Económica "Qestimate", para que el programa calcule los costos, se necesitaron de especificaciones que fueron tomadas de la simulación de la planta con incremento del 25%. La tabla 6.1 muestra los cambios y costos que implican y que se calcularon con dicho programa.

TABLA 6.1

Costos de inversión de los equipos.

Equipo	Características	Costo, USD
Reformador tubular adicional	Área de 2570 ft ² Tubos de acero inoxidable	142 400
Cuerpo adicional a intercambiador de calor EA-103 I	Área de 9991 ft ² Tubos de acero inoxidable	355 500
Cuerpo adicional a intercambiador de calor EA-105	Área de 3074 ft ² Tubos de acero inoxidable	180 500
Cuerpo adicional a intercambiador de calor EA-202	Área de 41384 ft ² Tubos de acero inoxidable	1 280 400
Cuerpo adicional a intercambiador de calor EA-203	Área de 3935 ft ² Tubos de acero inoxidable	194 800
Compresor de recirculación	Cambio de internos	888 425
Reactor de síntesis adicional	Área 2 325 755 ft ² Tubos de 20MnMo45	7 257 000
Catalizadores	R67R y RSK-1 para reformación Cu-Zn para síntesis	747 120
TOTAL DE LA INVERSIÓN DE LOS EQUIPOS (en dólares)		11 046 145

Los costos de los equipos se calcularon de manera que incluyen costos de instalación, es necesario mencionar que tanto el reactor de síntesis como el reformador tubular se calcularon como cambiadores de calor de tubos y coraza.

VI.VIII PRECIOS DE PRODUCTOS Y SERVICIOS.

Para un mejor cálculo de la inversión que se hará si se modifica la planta de metanol II es necesario conocer cuales son los principales servicios y productos, para ellos la tabla 6.2 muestra los costos de los productos principales de la planta requiere para el incremento del 25% de la producción de metanol.

TABLA 6.2
Precio de producto y materias primas

	Descripción	Costo
Materias primas	Gas natural	0.828 pesos/m ³
Productos	Metanol	1440.23

Fuente: Anuario estadístico de PEMEX 1999.

VI.IX EVALUACIÓN ECONÓMICA

La evaluación económica es la parte final del análisis de factibilidad del proyecto. Una vez que se calcula la inversión para el proyecto, la evaluación económica tiene por objetivo demostrar que la inversión que se plantea es económicamente rentable.

Se mostrará una serie de tablas que evaluará el valor presente neto, el periodo de recuperación de la inversión y costo - beneficio de la inversión.

TABLA 6.3
Valor presente neto

Periodo anual	Aprovechamiento de la capacidad	VPN
1	100 %	-7 527 961.25
2	100 %	-702 821.91
3	100 %	6 012 585.32
4	100 %	12 592 112.99
5	100 %	19 003 906.92
6	100 %	25 229 381.75
7	100 %	31 259 627.88
VPN (0.1839) total		85 866 831.69

TABLA 6.4
Periodo de recuperación de la inversión

Periodo anual	Periodo de recuperación de la inversión
1	-6 278 686.88
2	2 461 370.78
3	11 871 701.36
4	21 952 304.84
5	32 703 137.97
6	44 124 244.01
7	56 215 622.95

Tabla 6.5
Beneficio y costo de la inversión

Beneficio	56 215 622.95
Costo (cambios más costo del gas natural)	14 320 880.57

VI.X RESULTADOS DE LA EVALUACIÓN ECONÓMICA.

La tabla 6.6 nos muestra de manera sintetizada los resultados de la evaluación económica hecha a la inversión para el incremento en la producción de metanol en un 25% de la planta de Metanol II ubicada en el Complejo Petroquímico Independencia

Tabla 6.6
Resultados de la evaluación económica.

Parámetro económico	Valor
Periodo de recuperación de la inversión	1 año 10 meses
Porcentaje anual de recuperación	56.16%
Relación beneficio/costo	3.9254

Como se podrá observar, los resultados obtenidos en la evaluación económica muestran que la inversión para el incremento en la capacidad en un 25% es económicamente muy atractiva.

CAPITULO VII

CONCLUSIONES

De acuerdo con los objetivos principales del trabajo realizado así como su desarrollo, se pueden establecer las siguientes conclusiones:

1. Actualmente existe una gran demanda insatisfecha de metanol en México. De acuerdo con las proyecciones realizadas se estima que al año 2000 se requerirían 516 406 ton/año por lo que la demanda insatisfecha será de 367 906 ton/año. Cabe mencionar que de acuerdo con el panorama mundial y nacional del mercado de metanol, se tiene prevista una reducción en la demanda de metanol a partir del año 2003 debido a que las plantas de oxigenados MTBE (Metil Ter Butil Eter) y TAME (Ter Amil Metil Eter) se verán afectadas en su producción debido a su sustitución por otro tipo de procesos. El consumo que estas plantas tienen de metanol es del 19% (equivalente a 98117 ton/año).
2. No existen planes a nivel nacional actualmente para instalar nuevas plantas para la producción de metanol, siendo la planta instalada en el Complejo Petroquímico Independencia la única existente a nivel nacional.
3. El consumo de metanol a nivel nacional aumenta considerablemente a razón de un 3% anual; lo cual aunado a la demanda insatisfecha actual, obliga a considerar un incremento en la capacidad actual de la planta existente y a considerar la posibilidad de instalar una nueva planta.

4. De acuerdo con los precios proyectados para el metanol por tonelada y la demanda insatisfecha del mismo, se visualiza una buena oportunidad para incrementar la capacidad de la planta y/o instalar nuevas plantas.
5. De la revisión de las tecnologías pudo apreciarse una gran diversidad de procesos y licenciadore para la producción de metanol, cada uno con diferencias en cuanto a equipos y condiciones de operación.
6. Es importante resaltar que en México existe mercado no sólo para incrementar la capacidad de producción sino hasta para duplicarla. Por lo tanto se realizaron simulaciones correspondientes a incrementos razonables en la capacidad de la planta en el Complejo Petroquímico Independencia. Tales simulaciones se realizaron considerando 25 y 50% de incremento en la capacidad, debido a que mayores incrementos implicaban modificaciones en más del 50% de la planta.

Por tal motivo y considerando el estimado económico se trabajó considerando un 25% de incremento de capacidad en la planta de metanol II.

7. De acuerdo con este incremento de capacidad del 25% se encontró que los cambios principales deben ser los siguientes:
 - a) Reformador tubular adicional.
 - b) Cuerpo adicional al intercambiador de calor EA-103 I
 - c) Cuerpo adicional al intercambiador de calor EA-105
 - d) Cuerpo adicional al intercambiador de calor EA-202
 - e) Cuerpo adicional al intercambiador de calor EA-203
 - f) Cambio de internos del compresor de recirculación (3ª etapa de compresión)
 - g) Reactor de síntesis adicional.

8. De la evaluación de cambios y modificaciones a la planta se encontró que estos representan una inversión de \$ 14 320 880.572 USD.

9. De acuerdo con los precios tanto de metanol como de gas natural y la inversión a realizar se determinó que el periodo de recuperación de la inversión es de 1 año 10 meses. Esto hace de este estudio una opción bastante atractiva, además de que técnicamente es viable.

BIBLIOGRAFÍA

- I.- Flor Rebeca Siperstein Blumovacz. Simulación de la planta de metanol II del Complejo Petroquímico Independencia. Tesis. Facultad de química, UNAM. México, 1994.
- II.- Directorio de la industria química. ANIQ.
- III.- Erick Reinartz Carbonell. Optimización de la planta de etileno de Cangrejera. Tesis. Facultad de química. UNAM. México, 1996.
- IV.- La industria química en México. INEGI. México, 1996.
- V.- Anuario estadístico 1998. PEMEX.
- VI.- Trujillo Cabrera Ricardo, Anaya Durand Alejandro. Capacidad de ingeniería y de desarrollo tecnológico en la industria petroquímica nacional. Dependencia e impacto, revista del IMP, Vol. XXIII num. 4. México Octubre - diciembre 1991.
- VII.- Infante Villareal Arturo. Evaluación Financiera de proyectos de inversión. Grupo editorial Norma. Colombia, 1994.
- VIII.- Kirk - Othmer. Encyclopedia of chemical technology 4 edition vol. 16 A wiley - intercience publication. USA 1995.
- IX.- Ullmann's Encyclopedia of industrial chemistry. 5 edition vol. A16 Editors Barbara Elviers, Stephen Hawkins, Gail Schulz, Republic of Germany, 1990.
- X.- Baca Urbina Gabriel. Evaluación de proyectos. Análisis y administración del riesgo.
- XI.- McKetta John J. Encyclopedia of chemical processing and design vol 29 Marcel Dekker Inc. USA, 1988.
- XII.- Decelis Contreras Rafael. Evaluación de proyectos. Costa-amic editores, S.A. México, D.F., 1994.
- XIII.- Manual de operación de la planta de metanol II del Complejo Petroquímico Independencia, San Martín Texmelucan, Puebla.

- XIV.- Integrate Low pressure Methanol Process, Lurgi Öl Gas Chemie GmbH, January 1994.
- XV.- Engineering data book by gas processors suppliers association. Ninth edition Tulsa, Oklahoma, USA, 1974.
- XVI.- Greene Richard W. Compresores selección, uso y mantenimiento. Mc Graw Hill. México, 1996.
- XVII.- Banco de información económica del INEGI.
- XVIII.- Hydrocarbon Processing. Petrochemical process 1999. March 1999. Vol. 78 No. 3.
- XIX.- Maloy Gebauer Marybeth, Senior Market analyst, Dewitt & company incorporated. World Petrochemical Review. Methanol - The real impact from the demise of MBTE. Houston, Texas. March 28-30, 2000.

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

ANEXO

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 decisión, tasa de inflación o Producto Interno Bruto).
4. Se efectúan las sumas de cada una de las variables: ΣX_i , ΣY_i , ΣZ_i .
5. Se calculan las medias aritméticas de cada una de las variables: 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: Σx_i^2 , Σy_i^2 , Σz_i^2 .
8. Se multiplican las variables $x_i Y_i$ término por término y se obtiene su suma: $\Sigma x_i Y_i$, de la misma manera se hace con las variables $Y_i z_i$ y $x_i z_i$ obteniéndose sus sumas $\Sigma Y_i z_i$ y $\Sigma x_i z_i$.
9. Los resultados anteriores se sustituyen en las ecuaciones que involucran el modelo de regresión múltiple:

$$Y = \alpha + \beta x_i + \gamma z_i, \quad \alpha = Y_m \quad (1)$$

$$\Sigma x_i Y_i = \beta \Sigma x_i^2 + \gamma \Sigma x_i z_i \quad (2)$$

$$\Sigma Y_i z_i = \beta \Sigma x_i z_i + \gamma \Sigma z_i^2 \quad (3)$$

- y se resuelve el sistema de dos ecuaciones (2 y 3) con dos incógnitas para encontrar el valor de las constantes β y γ que daran el modelo de regresión (1).
10. Finalmente para corroborar que el modelo se ajusta bien con los datos se determinan los coeficientes de correlación múltiple:

ANEXO TESIS PROFESIONAL

Martha Elsa Solís Chavarría

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

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

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

$$r_{yxz} = \frac{r_{yx} - r_{yz} * r_{xz}}{\sqrt{1 - r_{xz}^2} * \sqrt{1 - r_{yz}^2}}$$

A continuación se muestran los resultados que se encontraron al utilizar la tasa de inflación y el PIB, la que se empleará para proyectar la demanda es la de la tasa de inflación ya que se obtuvo un mayor coeficiente de correlación múltiple.

ANEXO TESIS PROFESIONAL

Martha Elsa Solís Chavarría

AÑO	Demanda		Tasa de inflación	X_i	$x_i Y_i$	X_i^2
	X_i	Y_i	Z_i			
1987	0	207 798	118.21	-6	-1 246 788	36
1988	1	221 296	153.49	-5	-1 106 480	25
1989	2	230 221	23.78	-4	-920 884	16
1990	3	232 499	24.62	-3	-697 497	9
1991	4	245 642	25.01	-2	-491 284	4
1992	5	244 103	16.73	-1	-244 103	1
1993	6	259 749	10.45	0	0	0
1994	7	290 605	7.12	1	290 605	1
1995	8	339 072	24.01	2	678 144	4
1996	9	365 034	41.41	3	1 095 102	9
1997	10	370 000	23.34	4	1 480 000	16
1998	11	382 145	15.37	5	1 910 725	25
1999	12	400 295	18.00	6	2 401 770	36
SUMA	78	3 788 459	501.54		3 149 310	182

$$X_m = 6$$

$$Y_m = 291 419.9231$$

$$Z_m = 38.58$$

y_i	y_i^2	z_i	Z_i^2	$Y_i z_i$	$x_i z_i$
-83 621.9231	6 992 626 023	79.63	6 340.9369	16 546 954.74	-477.78
-70 123.9231	4 917 364 591	114.91	13 204.3081	25 429 123.36	-574.55
-61 198.9231	3 745 308 189	-14.8	219.04	-3 407 270.8	59.2
-58 920.9231	3 471 675 179	-13.96	194.8816	-3 245 686.04	41.88
-45 777.9231	2 095 618 243	-13.57	184.1449	-3 333 361.94	27.14
-47 316.9231	2 238 891 212	-21.85	477.4225	-5 333 650.55	21.85
-31 670.9231	1 003 047 370	-28.13	791.2969	-7 306 739.37	0
-814.9231	664 099.6589	-31.46	989.7316	-9 142 433.3	-31.46
47 652.0769	2 270 720 433	-14.57	212.2849	-4 940 279.04	-29.14
73 614.0769	5 419 032 318	2.83	8.0089	1 033 046.22	8.49
78 580.0769	6 174 828 486	-15.24	232.2576	-5 638 800	-60.96
90 725.0769	8 231 039 579	-23.21	538.7041	-8 869 585.45	-116.05
108 875.0769	11 853 782 370	-20.58	423.5364	-8 238 071.1	-123.48
SUMA	58 414 598 090		23 816.5544	-16 446 753.27	-1254.86

$$r_{yz} = 0.977542$$

MODELO DE LA DEMANDA:

$$Y = 291 419.9231 + 17 306.29594 X_i + 0.3473 Z_i$$

ANEXO TESIS PROFESIONAL

Martha Elsa Solís Chavarria

AÑO	Demanda		PIB			
	X_i	Y_i	Z_i	X_i	$x_i Y_i$	X_i^2
1987	0	207 798	203 340.625	-6	-1 246 788	36
1988	1	221 296	412 821.25	-5	-1 106 480	25
1989	2	230 221	544 977.75	-4	-920 884	16
1990	3	232 499	734 801.825	-3	-697 497	9
1991	4	245 642	945 190.125	-2	-491 284	4
1992	5	244 103	1 123 936.45	-1	-244 103	1
1993	6	259 749	1 256 195.975	0	0	0
1994	7	290 605	1 423 364.175	1	290 605	1
1995	8	339 072	1 840 430.825	2	678 144	4
1996	9	365 034	2 529 908.6	3	1 095 102	9
1997	10	370 000	3 179 120.4	4	1 480 000	16
1998	11	382 145	3 846 738.925	5	1 910 725	25
1999	12	400 295	4 622 788.825	6	2 401 770	36
SUMA					3 149 310	182

$$X_n = 6$$

$$Y_n = 291 419.9231$$

$$Z_n = 1 743 355.058$$

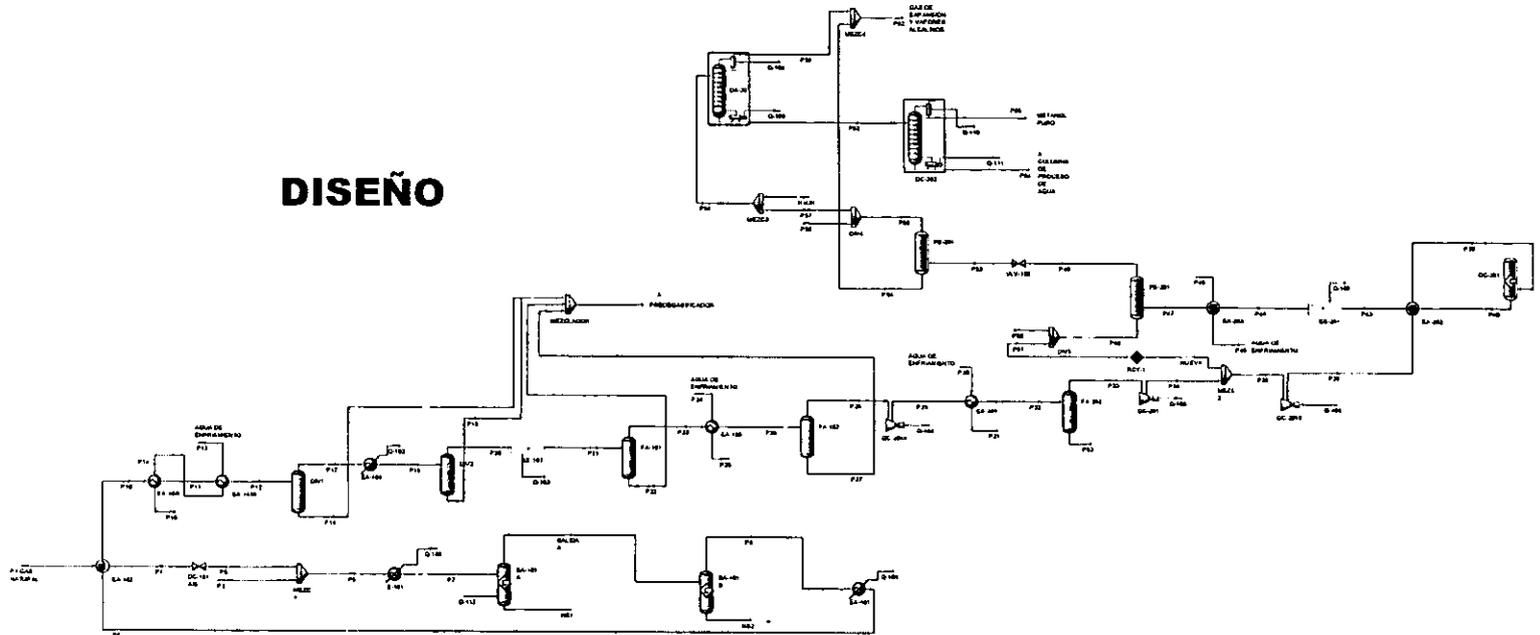
y_i	y_i^2	z_i	z_i^2	$Y_i z_i$	$x_i z_i$
-83 621.9231	6 992 626 023	-1 540 014.433	2.371644454e12	-3.200119191e11	9 240 086.598
-70 123.9231	4 917 364 591	-1 330 533.808	1.770320214e12	-2.944418096e11	6 652 669.04
-61 198.9231	3 745 308 189	-1 198 377.308	1.436108172e12	-2.758916222e11	4 793 509.232
-58 920.9231	3 471 675 179	-1 008 553.233	1.017179624e12	-2.344876181e11	3 025 659 699
-45 777.9231	2 095 618 243	-798 164.933	6.370672603e11	-1.960628305e11	1 596 329.866
-47 316.9231	2 238 891 212	-619 418.608	3.836794119e11	-1.512019405e11	619 418.608
-31 670.9231	1 003 047 370	-487 159.083	2.373239721e11	-1.265390847e11	0
-814.9231	664 099.6589	-319 990.883	1.023941652e11	-9.299093602e10	-319 990 833
47 652.0769	2 270 720 433	97 075.767	9 423 704 539	3.291567447e10	194 151.534
73 614.0769	5 419 032 318	786 553.542	6.186664744e11	2.871187857e11	2 359 660.626
78 580.0769	6 174 828 486	1 435 765.342	2.061422117e12	5.312331765e11	5 743 061.368
90 725.0769	8 231 039 579	2 103 383.867	4.424223692e12	8.037976279e11	10 516 919.34
108 875.0769	11 853 782 370	2 879 433.767	8.291138819e12	1.15262294e12	17 276 602.6
SUMA	58 414 598 090		2.336059208e13	1.116060444e12	61 698 077.68

$$r_{yz} = 0.647467$$

MODELO DE LA DEMANDA:

$$Y = 291 419.9231 + 10 591.6926 X_i + 0.0198 Z_i$$

DISEÑO



Main: Compositions

Name	P1 GAS NATURAL	P2	P4	P5	P6
Comp Mole Frac (Methane)	0.9687	0.0000	0.9687	0.9687	0.2589
Comp Mole Frac (CO)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0001570	0.0000	0.0001570	0.0001570	4.196e-05
Comp Mole Frac (H2O)	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.7327
Comp Mole Frac (Hydrogen)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (Methanol)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (Ethane)	0.02515	0.0000	0.02515	0.02515	0.006724
Comp Mole Frac (Propane)	0.005012	0.0000	0.005012	0.005012	0.001340
Comp Mole Frac (CO2)	0.001023	0.0000	0.001023	0.001023	0.0002734
Comp Mole Frac (NaOH)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	21.00	430.0	390.0	390.0	413.4
Pressure (kg/cm2 g)	17.40	18.20	16.90	16.57	16.57
Mass Flow (kg/h)	1.191e+04	3.550e+04	1.191e+04	1.191e+04	4.741e+04
Cp/Cv	1.276	1.270	1.168	1.168	1.233
Molecular Weight	16.57	18.02	16.57	16.57	17.63
Liquid Volume Flow (ft3/hr)	1384	1256	1384	1384	2641
Mass Density (kg/m3)	12.80	5.960	5.272	5.176	5.400
Name	P7	P8	P9	P10	P11
Comp Mole Frac (Methane)	0.2589	0.01613	0.01613	0.01613	0.01613
Comp Mole Frac (CO)	0.0000	0.1322	0.1322	0.1322	0.1322
Comp Mole Frac (Nitrogen)	4.196e-05	2.854e-05	2.854e-05	2.854e-05	2.854e-05
Comp Mole Frac (H2O)	0.7327	0.3105	0.3105	0.3105	0.3105
Comp Mole Frac (Hydrogen)	0.0000	0.5077	0.5077	0.5077	0.5077
Comp Mole Frac (Methanol)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (Ethane)	0.006724	0.004573	0.004573	0.004573	0.004573
Comp Mole Frac (Propane)	0.001340	0.0009113	0.0009113	0.0009113	0.0009113
Comp Mole Frac (CO2)	0.0002734	0.02799	0.02799	0.02799	0.02799
Comp Mole Frac (NaOH)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	500.0	863.5	430.0	335.9	137.0
Pressure (kg/cm2 g)	15.70	13.70	13.70	14.20	13.50
Mass Flow (kg/h)	4.741e+04	4.741e+04	4.741e+04	4.741e+04	4.741e+04
Cp/Cv	1.221	1.289	1.325	1.333	1.303
Molecular Weight	17.63	11.99	11.99	11.99	11.99
Liquid Volume Flow (ft3/hr)	2641	3870	3870	3870	3870
Mass Density (kg/m3)	4.533	1.829	2.961	3.540	5.532
Name	P12	P13	P14	P15	P16
Comp Mole Frac (Methane)	0.01613	0.0000	0.0000	0.0000	1.999e-07
Comp Mole Frac (CO)	0.1322	0.0000	0.0000	0.0000	2.161e-05
Comp Mole Frac (Nitrogen)	2.854e-05	0.0000	0.0000	0.0000	4.686e-09
Comp Mole Frac (H2O)	0.3105	1.0000	1.0000	1.0000	0.9999
Comp Mole Frac (Hydrogen)	0.5077	0.0000	0.0000	0.0000	4.058e-05
Comp Mole Frac (Methanol)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (Ethane)	0.004573	0.0000	0.0000	0.0000	6.666e-09
Comp Mole Frac (Propane)	0.0009113	0.0000	0.0000	0.0000	7.088e-11
Comp Mole Frac (CO2)	0.02799	0.0000	0.0000	0.0000	4.306e-05
Comp Mole Frac (NaOH)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	133.0	111.0	126.0	235.0	133.0
Pressure (kg/cm2 g)	13.35	59.20	58.50	57.80	13.35
Mass Flow (kg/h)	4.741e+04	8.000e+04	8.000e+04	8.000e+04	8336
Cp/Cv	1.291	1.126	1.124	1.101	1.123
Molecular Weight	11.99	18.02	18.02	18.02	18.02
Liquid Volume Flow (ft3/hr)	3870	2831	2831	2831	295.0
Mass Density (kg/m3)	5.698	941.3	928.5	817.4	919.9

Remarks:

* Specified by user.

Main: Compositions

Name	P17	P18	P19	P20	P21
Comp Mole Frac (Methane)	0.01827	0.01827	1.529e-07	0.01914	0.01914
Comp Mole Frac (CO)	0.1497	0.1497	1.910e-05	0.1568	0.1568
Comp Mole Frac (Nitrogen)	3.232e-05	3.232e-05	4.085e-09	3.386e-05	3.386e-05
Comp Mole Frac (H2O)	0.2192	0.2192	0.9999	0.1818	0.1818
Comp Mole Frac (Hydrogen)	0.5749	0.5749	3.397e-05	0.6024	0.6024
Comp Mole Frac (Methanol)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (Ethane)	0.005179	0.005179	4.587e-09	0.005427	0.005427
Comp Mole Frac (Propane)	0.001032	0.001032	4.248e-11	0.001081	0.001081
Comp Mole Frac (CO2)	0.03169	0.03169	4.065e-05	0.03321	0.03321
Comp Mole Frac (NaOH)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	133.0	125.1	125.1	125.1	32.43
Pressure (kg/cm2 g)	13.35	12.65	12.65	12.65	11.95
Mass Flow (kg/h)	3.908e+04	3.908e+04	2871.	3.620e+04	3.620e+04
Cp/Cv	1.356	1.332	1.124	1.360	1.287
Molecular Weight	11.19	11.19	18.02	10.86	10.86
Liquid Volume Flow (ft3/hr)	3575	3575	101.6	3473	3473
Mass Density (kg/m3)	4.701	4.768	926.9	4.419	6.590
Name	P22	P23	P24	P25	P26
Comp Mole Frac (Methane)	3.114e-09	0.02330	0.0000 *	0.0000	0.02330
Comp Mole Frac (CO)	4.384e-06	0.1909	0.0000 *	0.0000	0.1909
Comp Mole Frac (Nitrogen)	7.218e-10	4.121e-05	0.0000 *	0.0000	4.121e-05
Comp Mole Frac (H2O)	1.000	0.004225	1.000 *	1.000	0.004225
Comp Mole Frac (Hydrogen)	3.015e-06	0.7332	0.0000 *	0.0000	0.7332
Comp Mole Frac (Methanol)	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (Ethane)	1.737e-11	0.006605	0.0000 *	0.0000	0.006605
Comp Mole Frac (Propane)	1.774e-14	0.001316	0.0000 *	0.0000	0.001316
Comp Mole Frac (CO2)	2.486e-05	0.04041	0.0000 *	0.0000	0.04041
Comp Mole Frac (NaOH)	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000
Temperature (C)	32.43	32.43	32.00 *	41.00 *	40.00 *
Pressure (kg/cm2 g)	11.95	11.95	3.460 *	2.660 *	12.40 *
Mass Flow (kg/h)	1.071e+04	2.550e+04	6.629e+04	6.629e+04	2.550e+04
Cp/Cv	1.129	1.391	1.129	1.129	1.389
Molecular Weight	18.02	9.311	18.02	18.02	9.311
Liquid Volume Flow (ft3/hr)	379.0	3094.	2346.	2346.	3094.
Mass Density (kg/m3)	1002.	4.650	1002.	995.3	4.694
Name	P27	P28	P29	P30	P31
Comp Mole Frac (Methane)	8.262e-09	0.02330	0.02330	0.0000 *	0.0000
Comp Mole Frac (CO)	9.252e-06	0.1909	0.1909	0.0000 *	0.0000
Comp Mole Frac (Nitrogen)	1.577e-09	4.121e-05	4.121e-05	0.0000 *	0.0000
Comp Mole Frac (H2O)	0.9999	0.004225	0.004225	1.000 *	1.000
Comp Mole Frac (Hydrogen)	7.762e-06	0.7332	0.7332	0.0000 *	0.0000
Comp Mole Frac (Methanol)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000
Comp Mole Frac (Ethane)	4.993e-11	0.006605	0.006605	0.0000 *	0.0000
Comp Mole Frac (Propane)	5.951e-14	0.001316	0.001316	0.0000 *	0.0000
Comp Mole Frac (CO2)	4.273e-05	0.04041	0.04041	0.0000 *	0.0000
Comp Mole Frac (NaOH)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000
Temperature (C)	40.00	40.00	137.5	32.00 *	38.04
Pressure (kg/cm2 g)	12.40	12.40	27.50	20.00 *	6.000
Mass Flow (kg/h)	0.0000	2.550e+04	2.550e+04	3.550e+05 *	3.550e+05
Cp/Cv	1.129	1.389	1.373	1.129	1.129
Molecular Weight	18.02	9.311	9.311	18.02	18.02
Liquid Volume Flow (ft3/hr)	0.0000	3094.	3094.	1.256e+04	1.256e+04
Mass Density (kg/m3)	840.4	4.694	7.555	1003.	997.7

Remarks:

* Specified by user.

Main: Compositions

Name	P32	P33	P34	P35	P36
Comp Mole Frac (Methane)	0.02330	0.02332	0.02332	0.07131	0.07131
Comp Mole Frac (CO)	0.1909	0.1911	0.1911	0.03468	0.03468
Comp Mole Frac (Nitrogen)	4.121e-05	4.126e-05	4.126e-05	0.0001278	0.0001278
Comp Mole Frac (H2O)	0.004225	0.003211	0.003211	0.0005714	0.0005714
Comp Mole Frac (Hydrogen)	0.7332	0.7340	0.7340	0.8440	0.8440
Comp Mole Frac (Methanol)	0.0000	0.0000	0.0000	0.008925	0.008925
Comp Mole Frac (Ethane)	0.006605	0.006612	0.006612	0.01973	0.01973
Comp Mole Frac (Propane)	0.001316	0.001317	0.001317	0.003900	0.003900
Comp Mole Frac (CO2)	0.04041	0.04045	0.04045	0.01673	0.01673
Comp Mole Frac (NaOH)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	40.00	40.00	113.5	55.78	63.60
Pressure (kg/cm2_g)	26.84	26.84	48.70	48.70	52.00
Mass Flow (kg/h)	2.550e+04	2.545e+04	2.545e+04	1.664e+05	1.664e+05
Cp/Cv	1.385	1.385	1.373	1.368	1.366
Molecular Weight	9.311	9.303	9.303	5.619	5.619
Liquid Volume Flow (ft3/hr)	3094	3093	3093	3.417e+04	3.417e+04
Mass Density (kg/m3)	9.706	9.688	13.87	9.851	10.25

Name	P39	P40	P43	P44	P45
Comp Mole Frac (Methane)	0.07131	0.07431	0.07431	0.07431	0.0000
Comp Mole Frac (CO)	0.03468	0.01843	0.01843	0.01843	0.0000
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0001278	0.0001332	0.0001332	0.0001332	0.0000
Comp Mole Frac (H2O)	0.0005714	0.003944	0.003944	0.003944	1.000
Comp Mole Frac (Hydrogen)	0.8440	0.8341	0.8341	0.8341	0.0000
Comp Mole Frac (Methanol)	0.008925	0.03036	0.03036	0.03036	0.0000
Comp Mole Frac (Ethane)	0.01973	0.02056	0.02056	0.02056	0.0000
Comp Mole Frac (Propane)	0.003900	0.004064	0.004064	0.004064	0.0000
Comp Mole Frac (CO2)	0.01673	0.01409	0.01409	0.01409	0.0000
Comp Mole Frac (NaOH)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	230.0	255.0	85.00	60.00	32.00
Pressure (kg/cm2_g)	51.20	50.00	49.50	48.80	3.530
Mass Flow (kg/h)	1.664e+05	1.664e+05	1.664e+05	1.664e+05	2.630e+05
Cp/Cv	1.342	1.327	1.352	1.330	1.129
Molecular Weight	5.619	5.855	5.855	5.855	18.02
Liquid Volume Flow (ft3/hr)	3.417e+04	3.296e+04	3.296e+04	3.296e+04	9307
Mass Density (kg/m3)	6.760	6.568	9.607	10.35	1002

Name	P46	P47	P48	P49	P50
Comp Mole Frac (Methane)	0.0000	0.07431	0.07614	0.001873	0.07614
Comp Mole Frac (CO)	0.0000	0.01843	0.01889	0.0001307	0.01889
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0001332	0.0001365	1.959e-06	0.0001365
Comp Mole Frac (H2O)	1.000	0.003944	0.0003025	0.1481	0.0003025
Comp Mole Frac (Hydrogen)	0.0000	0.8341	0.8551	0.002489	0.8551
Comp Mole Frac (Methanol)	0.0000	0.03036	0.009835	0.8434	0.009835
Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000	0.02056	0.02105	0.001149	0.02105
Comp Mole Frac (Propane)	0.0000	0.004064	0.004160	0.0002721	0.004160
Comp Mole Frac (CO2)	0.0000	0.01409	0.01438	0.002587	0.01438
Comp Mole Frac (NaOH)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	56.38	50.00	50.00	50.00	50.00
Pressure (kg/cm2_g)	2.830	48.70	48.70	48.70	48.70
Mass Flow (kg/h)	2.630e+05	1.664e+05	1.455e+05	2.092e+04	4219
Cp/Cv	1.129	1.325	1.368	1.057	1.368
Molecular Weight	18.02	5.855	5.248	29.89	5.248
Liquid Volume Flow (ft3/hr)	9307	3.296e+04	3.205e+04	916.4	929.3
Mass Density (kg/m3)	983.4	10.70	9.368	776.8	9.368

Remarks:

* Specified by user.

Main: Compositions

Name	P51	P52	P53	P54	P55
Comp Mole Frac (Methane)	0.07614	9.884e-09	0.001873	0.2308	0.0005071
Comp Mole Frac (CO)	0.01889	1.076e-05	0.0001307	0.02001	1.221e-05
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0001365	1.827e-09	1.959e-06	0.0002726	3.448e-07
Comp Mole Frac (H2O)	0.0003025	0.9999	0.1481	0.003181	0.1490
Comp Mole Frac (Hydrogen)	0.8551	8.555e-06	0.002489	0.4029	0.0001014
Comp Mole Frac (Methanol)	0.009835	0.0000	0.8434	0.09924	0.8478
Comp Mole Frac (Ethane)	0.02105	6.442e-11	0.001149	0.1046	0.0005317
Comp Mole Frac (Propane)	0.004160	8.143e-14	0.0002721	0.02225	0.0001410
Comp Mole Frac (CO2)	0.01438	5.407e-05	0.002587	0.1167	0.001906
Comp Mole Frac (NaOH)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	50.00	40.00	50.99	50.97	50.97
Pressure (kg/cm2 g)	48.70	26.84	3.800	3.100	3.100
Mass Flow (kg/h)	1.413e+05	50.20	2.092e+04	72.97	2.085e+04
Cp/Cv	1.368	1.129	1.057	1.281	1.057
Molecular Weight	5.248	18.02	29.89	17.58	29.96
Liquid Volume Flow (ft3/hr)	3.112e+04	1.777	916.4	6.707	909.7
Mass Density (kg/m3)	9.368	996.8	430.3	2.664	775.4
Name	P56	P57	P58	P59	P62
Comp Mole Frac (Methane)	0.0005071	0.0005071	0.0005069	0.1585	0.2056
Comp Mole Frac (CO)	1.221e-05	1.221e-05	1.221e-05	0.003816	0.01436
Comp Mole Frac (Nitrogen)	3.448e-07	3.448e-07	3.447e-07	0.0001078	0.0002151
Comp Mole Frac (H2O)	0.1490	0.1490	0.1493	5.238e-13	0.002071
Comp Mole Frac (Hydrogen)	0.0001014	0.0001014	0.0001014	0.03169	0.2733
Comp Mole Frac (Methanol)	0.8478	0.8478	0.8475	4.525e-06	0.06461
Comp Mole Frac (Ethane)	0.0005317	0.0005317	0.0005315	0.1662	0.1261
Comp Mole Frac (Propane)	0.0001410	0.0001410	0.0001410	0.04406	0.02986
Comp Mole Frac (CO2)	0.001906	0.001906	0.001905	0.5957	0.2838
Comp Mole Frac (NaOH)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	50.97	50.97	50.97	66.41	26.62
Pressure (kg/cm2 g)	3.100	3.100	3.100	1.200	1.200
Mass Flow (kg/h)	20.00	2.083e+04	2.084e+04	79.80	152.8
Cp/Cv	1.057	1.057	1.057	1.280	1.259
Molecular Weight	29.96	29.96	29.96	35.87	23.97
Liquid Volume Flow (ft3/hr)	0.8726	908.8	909.0	4.650	11.36
Mass Density (kg/m3)	775.4	775.4	775.4	4.716	2.154
Name	P63	P64	P65	A	SALIDA A
Comp Mole Frac (Methane)	1.137e-16	4.164e-48	1.337e-16	9.760e-08	0.01613
Comp Mole Frac (CO)	1.045e-21	5.899e-67	1.229e-21	1.286e-05	0.1600
Comp Mole Frac (Nitrogen)	1.696e-21	5.084e-66	1.995e-21	2.670e-09	2.854e-05
Comp Mole Frac (H2O)	0.1498	1.000	2.861e-08	0.9999	0.3383
Comp Mole Frac (Hydrogen)	8.559e-23	7.055e-89	1.007e-22	2.136e-05	0.4799
Comp Mole Frac (Methanol)	0.8502	4.989e-05	1.000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (Ethane)	2.970e-14	4.033e-48	3.494e-14	3.145e-09	0.004573
Comp Mole Frac (Propane)	7.933e-14	9.227e-31	9.330e-14	3.253e-11	0.0009113
Comp Mole Frac (CO2)	1.044e-11	1.229e-43	1.229e-11	3.385e-05	0.0001859
Comp Mole Frac (NaOH)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	94.63	113.2	73.32	83.31	837.2
Pressure (kg/cm2 g)	1.500	0.6000	0.2500	11.95	14.70
Mass Flow (kg/h)	2.076e+04	1870.	1.889e+04	2.192e+04	4.741e+04
Cp/Cv	1.055	1.125	1.052	1.128	1.294
Molecular Weight	29.94	18.02	32.04	18.02	11.99
Liquid Volume Flow (ft3/hr)	904.3	66.19	838.1	775.6	3757.
Mass Density (kg/m3)	726.8	936.7	733.0	961.0	1.999

Remarks:

* Specified by user

Main: Compositions

Name	NS1	NS2	NUEVA	NaOH	
Comp Mole Frac (Methane)	0.01613	0.01613	0.07619	0.0000	
Comp Mole Frac (CO)	0.1600	0.1322	0.01877	0.0000	
Comp Mole Frac (Nitrogen)	2.854e-05	2.854e-05	0.0001366	0.0000	
Comp Mole Frac (H2O)	0.3383	0.3105	0.0003029	0.9000	
Comp Mole Frac (Hydrogen)	0.4799	0.5077	0.8552	0.0000	
Comp Mole Frac (Methanol)	0.0000	0.0000	0.009833	0.0000	
Comp Mole Frac (Ethane)	0.004573	0.004573	0.02106	0.0000	
Comp Mole Frac (Propane)	0.0009113	0.0009113	0.004163	0.0000	
Comp Mole Frac (CO2)	0.0001859	0.02799	0.01432	0.0000	
Comp Mole Frac (NaOH)	0.0000	0.0000	0.0000	0.1000	
Temperature (C)	837.2	863.5	50.00	21.00	
Pressure (kg/cm2_g)	14.70	13.70	48.70	36.20	
Mass Flow (kg/h)	0.0000	0.0000	1.410e+05	5.000	
Cp/Cv	1.294	1.289	1.368	1.088	
Molecular Weight	11.99	11.99	5.244	20.21	
Liquid Volume Flow (ft3/hr)	0.0000	0.0000	3.108e+04	0.1615	
Mass Density (kg/m3)	1.999	1.829	9.360	1073	

Remarks:

Main: Compositions

Name	P1 GAS NATURAL	P2	P4	P5	P6
Comp Mole Frac (Methane)	0.9687	0.0000	0.9687	0.9687	0.2592
Comp Mole Frac (CO)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0001570	0.0000	0.0001570	0.0001570	4.200e-05
Comp Mole Frac (H2O)	0.0000	1.000	0.0000	0.0000	0.7324
Comp Mole Frac (Hydrogen)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (Methanol)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (Ethane)	0.02515	0.0000	0.02515	0.02515	0.006731
Comp Mole Frac (Propane)	0.005012	0.0000	0.005012	0.005012	0.001341
Comp Mole Frac (CO2)	0.001023	0.0000	0.001023	0.001023	0.0002736
Comp Mole Frac (NaOH)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	21.00	430.0	390.0	390.0	413.4
Pressure (kg/cm2 g)	17.40	18.20	16.90	16.57	16.57
Mass Flow (kg/h)	1.491e+04	4.438e+04	1.491e+04	1.491e+04	5.929e+04
Cp/Cv	1.276	1.270	1.168	1.168	1.233
Molecular Weight	16.57	18.02	16.57	16.57	17.63
Liquid Volume Flow (ft3/hr)	1733	1570	1733	1733	3303
Mass Density (kg/m3)	12.80	5.960	5.272	5.176	5.400
Name	P7	P8	P9	P10	P11
Comp Mole Frac (Methane)	0.2592	0.01614	0.01614	0.01614	0.01614
Comp Mole Frac (CO)	0.0000	0.1323	0.1323	0.1323	0.1323
Comp Mole Frac (Nitrogen)	4.200e-05	2.856e-05	2.856e-05	2.856e-05	2.856e-05
Comp Mole Frac (H2O)	0.7324	0.3100	0.3100	0.3100	0.3100
Comp Mole Frac (Hydrogen)	0.0000	0.5080	0.5080	0.5080	0.5080
Comp Mole Frac (Methanol)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (Ethane)	0.006731	0.004577	0.004577	0.004577	0.004577
Comp Mole Frac (Propane)	0.001341	0.0009119	0.0009119	0.0009119	0.0009119
Comp Mole Frac (CO2)	0.0002736	0.02801	0.02801	0.02801	0.02801
Comp Mole Frac (NaOH)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	500.0	599.2	430.0	335.9	137.0
Pressure (kg/cm2 g)	15.70	13.70	13.70	14.20	13.50
Mass Flow (kg/h)	5.929e+04	5.929e+04	5.929e+04	5.929e+04	5.929e+04
Cp/Cv	1.221	1.311	1.325	1.333	1.303
Molecular Weight	17.63	11.98	11.98	11.98	11.98
Liquid Volume Flow (ft3/hr)	3303	4842	4842	4842	4842
Mass Density (kg/m3)	4.533	2.383	2.960	3.539	5.526
Name	P12	P13	P14	P15	P16
Comp Mole Frac (Methane)	0.01614	0.0000	0.0000	0.0000	2.039e-07
Comp Mole Frac (CO)	0.1323	0.0000	0.0000	0.0000	2.173e-05
Comp Mole Frac (Nitrogen)	2.856e-05	0.0000	0.0000	0.0000	4.718e-09
Comp Mole Frac (H2O)	0.3100	1.000	1.000	1.000	0.9999
Comp Mole Frac (Hydrogen)	0.5080	0.0000	0.0000	0.0000	4.100e-05
Comp Mole Frac (Methanol)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (Ethane)	0.004577	0.0000	0.0000	0.0000	6.868e-09
Comp Mole Frac (Propane)	0.0009119	0.0000	0.0000	0.0000	7.402e-11
Comp Mole Frac (CO2)	0.02801	0.0000	0.0000	0.0000	4.302e-05
Comp Mole Frac (NaOH)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	133.7	111.0	126.0	258.1	133.7
Pressure (kg/cm2 g)	13.35	59.20	58.50	57.80	13.35
Mass Flow (kg/h)	5.929e+04	8.000e+04	8.000e+04	8.000e+04	9859
Cp/Cv	1.294	1.126	1.124	1.092	1.123
Molecular Weight	11.98	18.02	18.02	18.02	18.02
Liquid Volume Flow (ft3/hr)	4842	2831	2831	2831	348.9
Mass Density (kg/m3)	5.646	941.3	928.5	786.3	919.2

Remarks:

* Specified by user.

Main: Compositions

Name	P17	P18	P19	P20	P21
Comp Mole Frac (Methane)	0.01815	0.01815	1.628e-07	0.01883	0.01883
Comp Mole Frac (CO)	0.1487	0.1487	1.948e-05	0.1543	0.1543
Comp Mole Frac (Nitrogen)	3.211e-05	3.211e-05	4.184e-09	3.332e-05	3.332e-05
Comp Mole Frac (H2O)	0.2242	0.2242	0.9999	0.1950	0.1950
Comp Mole Frac (Hydrogen)	0.5712	0.5712	3.521e-05	0.5927	0.5927
Comp Mole Frac (Methanol)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (Ethane)	0.005146	0.005146	5.044e-09	0.005339	0.005339
Comp Mole Frac (Propane)	0.001025	0.001025	4.869e-11	0.001064	0.001064
Comp Mole Frac (CO2)	0.03149	0.03149	4.066e-05	0.03267	0.03267
Comp Mole Frac (NaOH)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	133.7	127.4	127.4	127.4	78.46
Pressure (kg/cm2 g)	13.35	12.65	12.65	12.65	11.95
Mass Flow (kg/h)	4.943e+04	4.943e+04	2874.	4.655e+04	4.655e+04
Cp/Cv	1.355	1.336	1.124	1.359	1.287
Molecular Weight	11.23	11.23	18.02	10.98	10.98
Liquid Volume Flow (ft3/hr)	4493	4493	101.7	4391	4391
Mass Density (kg/m3)	4.712	4.716	924.8	4.443	5.695
Name	P22	P23	P24	P25	P26
Comp Mole Frac (Methane)	2.883e-08	0.02252	0.0000	0.0000	0.02252
Comp Mole Frac (CO)	1.001e-05	0.1845	0.0000	0.0000	0.1845
Comp Mole Frac (Nitrogen)	1.930e-09	3.984e-05	0.0000	0.0000	3.984e-05
Comp Mole Frac (H2O)	0.9999	0.03733	1.000	1.000	0.03733
Comp Mole Frac (Hydrogen)	1.204e-05	0.7088	0.0000	0.0000	0.7088
Comp Mole Frac (Methanol)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (Ethane)	4.177e-10	0.006386	0.0000	0.0000	0.006386
Comp Mole Frac (Propane)	1.489e-12	0.001272	0.0000	0.0000	0.001272
Comp Mole Frac (CO2)	3.296e-05	0.03907	0.0000	0.0000	0.03907
Comp Mole Frac (NaOH)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	78.46	78.46	32.00	41.00	40.00
Pressure (kg/cm2 g)	11.95	11.95	3.460	2.660	12.40
Mass Flow (kg/h)	1.251e+04	3.404e+04	6.629e+04	6.629e+04	3.404e+04
Cp/Cv	1.128	1.380	1.129	1.129	1.366
Molecular Weight	18.02	9.601	18.02	18.02	9.601
Liquid Volume Flow (ft3/hr)	442.9	3949	2348.	2346.	3949
Mass Density (kg/m3)	966.1	4.170	1002.	995.3	4.996
Name	P27	P28	P29	P30	P31
Comp Mole Frac (Methane)	4.875e-09	0.02325	0.02325	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (CO)	5.267e-06	0.1905	0.1905	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (Nitrogen)	8.941e-10	4.113e-05	4.113e-05	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (H2O)	1.000	0.006158	0.006158	1.000	1.000
Comp Mole Frac (Hydrogen)	4.131e-06	0.7318	0.7318	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (Methanol)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (Ethane)	3.245e-11	0.006592	0.006592	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (Propane)	4.178e-14	0.001314	0.001314	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (CO2)	2.702e-05	0.04033	0.04033	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (NaOH)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	40.00	40.00	118.0	32.00	38.21
Pressure (kg/cm2 g)	12.40	12.40	23.77	20.00	6.000
Mass Flow (kg/h)	2003.	3.203e+04	3.203e+04	3.550e+05	3.550e+05
Cp/Cv	1.129	1.389	1.376	1.129	1.129
Molecular Weight	18.02	9.328	9.328	18.02	18.02
Liquid Volume Flow (ft3/hr)	70.89	3878.	3878.	1.256e+04	1.256e+04
Mass Density (kg/m3)	996.4	4.703	6.919	1003.	997.5

Remarks:

* Specified by user.

Main: Compositions

Name	P32	P33	P34	P35	P36
Comp Mole Frac (Methane)	0.02325	0.02331	0.02331	0.06957	0.06957
Comp Mole Frac (CO)	0.1905	0.1910	0.1910	0.03968	0.03968
Comp Mole Frac (Nitrogen)	4.113e-05	4.124e-05	4.124e-05	0.0001247	0.0001247
Comp Mole Frac (H2O)	0.006158	0.003633	0.003633	0.0006408	0.0006408
Comp Mole Frac (Hydrogen)	0.7318	0.7336	0.7336	0.8400	0.8400
Comp Mole Frac (Methanol)	0.0000	0.0000	0.0000	0.008876	0.008876
Comp Mole Frac (Ethane)	0.006592	0.006609	0.006609	0.01925	0.01925
Comp Mole Frac (Propane)	0.001314	0.001317	0.001317	0.003806	0.003806
Comp Mole Frac (CO2)	0.04033	0.04043	0.04043	0.01803	0.01803
Comp Mole Frac (NaOH)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	40.00	40.00	98.96	54.86	94.29
Pressure (kg/cm2_g)	23.11	23.11	37.63	37.63	52.00
Mass Flow (kg/h)	3.203e+04	3.188e+04	3.188e+04	1.877e+05	1.877e+05
Cp/Cv	1.384	1.386	1.376	1.370	1.361
Molecular Weight	9.328	9.306	9.306	5.761	5.761
Liquid Volume Flow (ft3/hr)	387.8	387.2	387.2	3.757e+04	3.757e+04
Mass Density (kg/m3)	8.446	8.405	11.26	7.908	9.624
Name	P39	P40	P43	P44	P45
Comp Mole Frac (Methane)	0.06957	0.07292	0.07292	0.07292	0.0000
Comp Mole Frac (CO)	0.03968	0.02121	0.02121	0.02121	0.0000
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0001247	0.0001307	0.0001307	0.0001307	0.0000
Comp Mole Frac (H2O)	0.0006408	0.004299	0.004299	0.004299	1.000
Comp Mole Frac (Hydrogen)	0.8400	0.8287	0.8287	0.8287	0.0000
Comp Mole Frac (Methanol)	0.008876	0.03331	0.03331	0.03331	0.0000
Comp Mole Frac (Ethane)	0.01925	0.02018	0.02018	0.02018	0.0000
Comp Mole Frac (Propane)	0.003806	0.003989	0.003989	0.003989	0.0000
Comp Mole Frac (CO2)	0.01803	0.01526	0.01526	0.01526	0.0000
Comp Mole Frac (NaOH)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	230.0	255.0	85.00	60.00	32.00
Pressure (kg/cm2_g)	51.20	50.00	49.50	48.80	3.530
Mass Flow (kg/h)	1.877e+05	1.877e+05	1.877e+05	1.877e+05	2.630e+05
Cp/Cv	1.342	1.326	1.349	1.325	1.129
Molecular Weight	5.761	6.037	6.037	6.037	18.02
Liquid Volume Flow (ft3/hr)	3.757e+04	3.608e+04	3.608e+04	3.608e+04	9307
Mass Density (kg/m3)	6.931	6.773	9.924	10.70	100.2
Name	P46	P47	P48	P49	P50
Comp Mole Frac (Methane)	0.0000	0.07292	0.07496	0.001894	0.07496
Comp Mole Frac (CO)	0.0000	0.02121	0.02181	0.0001530	0.02181
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0001307	0.0001344	1.958e-06	0.0001344
Comp Mole Frac (H2O)	1.000	0.004299	0.0002932	0.1436	0.0002932
Comp Mole Frac (Hydrogen)	0.0000	0.8287	0.8525	0.002518	0.8525
Comp Mole Frac (Methanol)	0.0000	0.03331	0.009896	0.8476	0.009896
Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000	0.02018	0.02072	0.001175	0.02072
Comp Mole Frac (Propane)	0.0000	0.003989	0.004096	0.0002817	0.004096
Comp Mole Frac (CO2)	0.0000	0.01526	0.01562	0.002846	0.01562
Comp Mole Frac (NaOH)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	57.99	50.00	50.00	50.00	50.00
Pressure (kg/cm2_g)	2.830	48.70	48.70	48.70	48.70
Mass Flow (kg/h)	2.630e+05	1.877e+05	1.617e+05	2.604e+04	4689
Cp/Cv	1.129	1.319	1.368	1.057	1.368
Molecular Weight	18.02	6.037	5.349	29.96	5.349
Liquid Volume Flow (ft3/hr)	9307	3.608e+04	3.493e+04	1141	1013
Mass Density (kg/m3)	982.1	11.07	9.549	776.2	9.549

Main: Compositions

Name	P51	P52	P53	P54	P55
Comp Mole Frac (Methane)	0.07496	8.615e-09	0.001894	0.2267	0.0005116
Comp Mole Frac (CO)	0.02181	9.364e-06	0.0001530	0.02275	1.407e-05
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0001344	1.589e-09	1.958e-06	0.0002850	3.402e-07
Comp Mole Frac (H2O)	0.0002932	0.9999	0.1436	0.003078	0.1444
Comp Mole Frac (Hydrogen)	0.8525	7.417e-06	0.002518	0.3957	0.0001010
Comp Mole Frac (Methanol)	0.009896	0.0000	0.8476	0.09977	0.8522
Comp Mole Frac (Ethane)	0.02072	5.646e-11	0.001175	0.1035	0.0005458
Comp Mole Frac (Propane)	0.004096	7.170e-14	0.0002817	0.02213	0.0001474
Comp Mole Frac (CO2)	0.01562	4.729e-05	0.002846	0.1262	0.002088
Comp Mole Frac (NaOH)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	50.00	40.00	50.98	50.96	50.96
Pressure (kg/cm2 g)	48.70	23.11	3.800	3.100	3.100
Mass Flow (kg/h)	1.570e+05	156.8	2.604e+04	95.46	2.594e+04
Cp/Cv	1.368	1.129	1.057	1.281	1.057
Molecular Weight	5.349	18.02	29.96	17.97	30.03
Liquid Volume Flow (ft3/hr)	3.392e+04	5.550	1141.	8.600	1132.
Mass Density (kg/m3)	9.549	996.8	425.1	2.723	774.8
Name	P56	P57	P58	P59	P62
Comp Mole Frac (Methane)	0.0005116	0.0005116	0.0005114	0.1501	0.1994
Comp Mole Frac (CO)	1.407e-05	1.407e-05	1.406e-05	0.004128	0.01611
Comp Mole Frac (Nitrogen)	3.402e-07	3.402e-07	3.402e-07	9.983e-05	0.0002061
Comp Mole Frac (H2O)	0.1444	0.1444	0.1447	5.598e-13	0.001981
Comp Mole Frac (Hydrogen)	0.0001010	0.0001010	0.0001010	0.02963	0.2552
Comp Mole Frac (Methanol)	0.8522	0.8522	0.8519	5.050e-06	0.06421
Comp Mole Frac (Ethane)	0.0005458	0.0005458	0.0005457	0.1601	0.1237
Comp Mole Frac (Propane)	0.0001474	0.0001474	0.0001473	0.04324	0.02965
Comp Mole Frac (CO2)	0.002088	0.002088	0.002088	0.6127	0.2996
Comp Mole Frac (NaOH)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	50.96	50.96	50.97	-65.72	26.33
Pressure (kg/cm2 g)	3.100	3.100	3.100	1.200	1.200
Mass Flow (kg/h)	20.00	2.592e+04	2.593e+04	106.7	202.2
Cp/Cv	1.057	1.057	1.057	1.280	1.259
Molecular Weight	30.03	30.03	30.03	36.27	24.49
Liquid Volume Flow (ft3/hr)	0.8731	1132.	1132.	6.132	14.73
Mass Density (kg/m3)	774.8	774.8	774.9	4.752	2.204
Name	P63	P64	P65	A	SALIDA A
Comp Mole Frac (Methane)	1.195e-16	9.945e-31	1.398e-16	1.045e-07	0.01614
Comp Mole Frac (CO)	1.171e-21	9.995e-31	1.370e-21	1.490e-05	0.1601
Comp Mole Frac (Nitrogen)	1.647e-21	1.000e-30	1.927e-21	3.100e-09	2.856e-05
Comp Mole Frac (H2O)	0.1452	1.000	2.793e-08	0.9999	0.3379
Comp Mole Frac (Hydrogen)	8.316e-23	9.976e-31	9.728e-23	2.438e-05	0.4802
Comp Mole Frac (Methanol)	0.8548	4.955e-05	1.000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (Ethane)	3.348e-14	9.991e-31	3.916e-14	3.211e-09	0.004577
Comp Mole Frac (Propane)	9.647e-14	1.012e-30	1.129e-13	3.260e-11	0.0009119
Comp Mole Frac (CO2)	1.121e-11	9.992e-31	1.311e-11	3.697e-05	0.0001860
Comp Mole Frac (NaOH)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	94.51	113.2	73.32	101.1	569.3
Pressure (kg/cm2 g)	1.500	0.6000	0.2500	11.95	14.70
Mass Flow (kg/h)	2.582e+04	2250.	2.357e+04	2.725e+04	5.929e+04
Cp/Cv	1.055	1.125	1.052	1.127	1.317
Molecular Weight	30.01	18.02	32.04	18.02	11.98
Liquid Volume Flow (ft3/hr)	1126.	79.63	1046.	964.4	4701.
Mass Density (kg/m3)	726.3	936.7	733.0	946.9	2.636

Remarks:

* Specified by user.

Main: Compositions

Name	NS1	NS2	NUEVA	NaOH	
Comp Mole Frac (Methane)	0.01614	0.01614	0.07501	0.0000	
Comp Mole Frac (CO)	0.1601	0.1323	0.02191	0.0000	
Comp Mole Frac (Nitrogen)	2.856e-05	2.856e-05	0.0001345	0.0000	
Comp Mole Frac (H2O)	0.3379	0.3100	0.0002893	0.9000	
Comp Mole Frac (Hydrogen)	0.4802	0.5080	0.8525	0.0000	
Comp Mole Frac (Methanol)	0.0000	0.0000	0.009919	0.0000	
Comp Mole Frac (Ethane)	0.004577	0.004577	0.02074	0.0000	
Comp Mole Frac (Propane)	0.0009119	0.0009119	0.004099	0.0000	
Comp Mole Frac (CO2)	0.0001860	0.02801	0.01539	0.0000	
Comp Mole Frac (NaOH)	0.0000	0.0000	0.0000	0.1000	
Temperature (C)	569.3	599.2	50.00	21.00	
Pressure (kg/cm2 g)	14.70	13.70	48.70	36.20	
Mass Flow (kg/h)	0.0000	0.0000	1.558e+05	5.000	
Cp/Cv	1.317	1.311	1.368	1.088	
Molecular Weight	11.98	11.98	5.344	20.21	
Liquid Volume Flow (ft3/hr)	0.0000	0.0000	3.370e+04	0.1615	
Mass Density (kg/m3)	2.636	2.383	9.540	1073.	

Remarks:

* Specified by user.