
TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

**EVALUACIÓN TÉCNICA DEL PROYECTO DE
INYECCIÓN DE CO₂, DETERMINANDO LOS CUELLOS
DE BOTELLA EN LA PLANTA DE METANOL DE
METOR S.A.**

**Presentado ante la ilustre
Universidad Central de Venezuela
Para optar al Título de Ingeniero Químico
Por el Br. Judeylis Carobl Planas Cerezo**

Caracas, Octubre de 2003

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

EVALUACIÓN TÉCNICA DEL PROYECTO DE INYECCIÓN DE CO₂, DETERMINANDO LOS CUELLOS DE BOTELLA EN LA PLANTA DE METANOL DE METOR S.A.

TUTOR ACADÉMICO: Prof. Aimee Ramos.

TUTOR INDUSTRIAL: Ing. Ernesto Silva.

**Presentado ante la ilustre
Universidad Central de Venezuela
Para optar al Título de Ingeniero Químico
Por el Br. Judeylis Carobl Planas Cerezo**

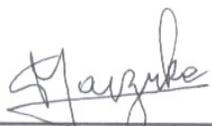
Caracas, Octubre de 2003

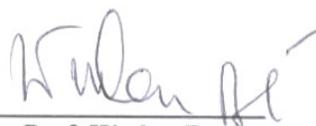
Caracas, Octubre de 2003

Los abajo firmantes, miembros del jurado designado por el Consejo de Escuela de Ingeniería Química, para evaluar el Trabajo Especial de Grado presentado por la Bachiller Judeylis Carobl Planas Cerezo, titulado:

**“EVALUACIÓN TÉCNICA DEL PROYECTO DE INYECCIÓN DE CO₂,
DETERMINANDO LOS CUELLOS DE BOTELLA EN LA PLANTA DE
METANOL DE METOR S.A.”**

Consideran que el mismo cumple con los requisitos exigidos por el plan de estudios conducente al Título de Ingeniero Químico, y sin que ello signifique que se hacen solidarios con las ideas expuestas por el autor, lo declaran **APROBADO.**


Prof. Samir Marzuka
Jurado


Prof. Wadou Bare
Jurado


Prof. Aimee Ramos
Tutor Académico

DEDICATORIA

A la Virgen de Coromoto, por ser mi guía, fortaleza y apoyo en todos los momentos de mi vida.

A mi abuela Teresa, por ser mi ejemplo de fortaleza, sabiduría, perseverancia, Te dedico mi trabajo, porque has sido tu el mejor ejemplo y el más sólido, fuerte y digno apoyo en los momentos difíciles. Solo tu comprensión, sacrificio y fe me impulsaron a cristalizar mi máspreciado sueño.

A mamá Deysi, por su apoyo, comprensión y sacrificios me guió hacia la meta más ambiciosa.

A mi tía Xiomara, por darme siempre su dulzura, cariño, sacrificios, por querer lo mejor para mí, te dedico mi trabajo porque tu has sido la que me has impulsado a salir siempre adelante con la confianza que tienes en mí.

A mi tío Nicolás, aunque no te encuentres junto a mí, se que este sueño que hoy alcanzo también es tuyo.

A mi hermano Domingo, y mis primos Estephania, José Rafael, Diego, por que con su cariño, ternura, alegría, inocencia me colmaron de dicha y felicidad.

Judeylis Planas.

AGRADECIMIENTOS

La culminación de una meta, representa el símbolo de años de lucha, esfuerzos, de días y noches de sacrificios, de amigos y compañeros, de libros difíciles, tareas complicadas, retos y sorpresas.

Por eso hoy quiero agradecer:

- ◆ A Dios todopoderoso y a la Virgen de Coromoto, por estar a mi lado en los momentos más difíciles de mi vida, por darme la sabiduría necesaria para culminar exitosamente mis estudios.
 - ◆ A la Ilustre y Magna Universidad Central de Venezuela, por permitirme formar parte de sus listados, abrirme las puertas a un mundo de oportunidades y sueños.
 - ◆ A mi tutora Aimee por su solidaridad, apoyo, guía y dedicación para la realización de este trabajo.
 - ◆ A mi tutor industrial Ing. Ernesto Silva, por su dedicación, paciencia y sabiduría.
 - ◆ A mis docentes, quienes en el trayecto de mi formación académica contribuyeron de una u otra forma a la culminación de este reto, muy especialmente a: Profesor Wadou Bare. Profesora Elmehee Alizo, Profesor José Moreno, muchas gracias por el cariño siempre brindado.
 - ◆ A mi abuela Teresa, mi mamá y mi tía Xiomara, por toda su dedicación, paciencia, sabiduría, ustedes son el mejor ejemplo de fortaleza y de perseverancia, gracias por siempre estar ahí.
-
-

-
-
- ◆ A todos y cada uno de mis mejores amigos, quienes hicieron que mi estadía en la Universidad fuera la más anhelada y recordada, junto a cada uno de ustedes viví con intensidad los mas bellos momentos de mi vida y me brindaron en cada instante su apoyo para sobreponerme a los desaciertos y superar las dificultades, llenar de alegría aquellos momentos de tristeza y soledad. A ustedes les quedo en gratitud siempre: Adalis, Heidy, Ana, Jenny, Aymar, Thais, Emmanuel, Alejandro, Fermin, Daniel.

 - ◆ A mi mejor amigo Rodrigo, por todo el apoyo, comprensión y colaboración prestada durante toda mi carrera, sabes que siempre ocuparas un lugar muy importante en mi corazón.

 - ◆ A la familia Rodríguez, por abrirme las puertas de su hogar y de su corazón, por apoyarme siempre y en todo momento.

 - ◆ A la alta gerencia de Metor, por abrirme sus puertas, permitiéndome poner en práctica los conocimientos adquiridos mediante la realización de este trabajo en sus instalaciones. Muy especialmente a los Ingenieros: Jesús Mora, Eliézer Robles, Jesús Díaz, José Herrera, Guido Camarín, Matilde Luna y Julio Carpio, gracias por hacer mi estadía en Metor una experiencia inolvidable.

 - ◆ A mis amigos: Arianna, Diomarys, Sra. Esperanza, María Alejandra, Rafael, Dianny por brindarme su cariño y apoyo durante mi estadía en Metor, gracias por ese cariño, le estaré por siempre agradecida.

Judeylis Planas.

Planas C. Judeylis

**“EVALUACIÓN TÉCNICA DEL PROYECTO DE INYECCIÓN DE CO₂,
DETERMINANDO LOS CUELLOS DE BOTELLA EN LA PLANTA DE
METANOL DE METOR S.A.”**

**Tutor Académico: Prof. Aimee Ramos. Tutor Industrial: Ing. Ernesto Silva.
Tesis. Caracas, U.C.V. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Química.
Año 2003, 112 p.**

Palabras Claves: Metanol, CO₂, incremento, evaluación, limitación.

Resumen: El presente trabajo se desarrolló, con la finalidad de evaluar el impacto que sobre el proceso de producción de metanol causaría la inyección de CO₂ en la planta Metor. S.A., e identificar los cuellos de botellas actuales que limitarían la ejecución del proyecto. La técnica de inyección de CO₂ es utilizada con la finalidad de incrementar la producción de metanol sin cambiar significativamente las instalaciones del proceso. Para llevar a cabo la presente investigación, se realizó el estudio de producción de Metanol, identificando las variables y equipos involucrados en el mismo, se realizaron balances de masa y energía en la diferentes secciones de la planta a las condiciones actuales de operación, para así evaluar el impacto que ocasiona la inyección de CO₂ en el proceso, considerando cada una de las propuestas seleccionadas siendo estas: la sección de reformación y la sección de compresión de gas de síntesis; a fin de determinar la alternativa que permita alcanzar el incremento de metanol, requerido por la empresa . Pudiendo con ello establecer el punto óptimo de inyección de CO₂, para el cual se elaboró un diagrama de flujo de proceso que incluye la alternativa seleccionada para la inyección de CO₂. En este mismo orden de importancia, se determinó el comportamiento de los equipos principales a condiciones actuales de operación, comparadas con las condiciones de diseño y con

las necesarias al realizarse la inyección de CO₂ para con ello determinar holgura o limitación de equipos.

Los resultados evidenciaron que la producción de metanol crudo cuando se realiza la inyección de CO₂ en la sección de reformación se ubica en un 9,7% por encima de lo producido actualmente, mientras que la inyección de CO₂ en la sección de compresión de gas de síntesis, logra un incremento de metanol crudo de 5,4 % por encima de su valor actual. Ambas alternativas alcanzan conversiones superiores a las esperadas por la empresa y el comportamiento presentado por los equipos para cada uno de los caso es similar. Por tal razón se concluye que la inyección de CO₂ en la sección de reformación, es la alternativa más adecuada para incrementar la producción de metanol, dado que es la sección donde se alcanza un mayor incremento en la producción de metanol.

INDICE

LISTA DE FIGURAS	iv
LISTA DE TABLAS	v
LISTA DE ABREVIATURAS	viii
1. INTRODUCCIÓN	1
2. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	3
3. OBJETIVOS	6
3.1 OBJETIVO GENERAL:	6
3.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS:	6
4. MARCO TEÓRICO	7
4.1 DESCRIPCIÓN DEL METANOL	7
4.2 USOS DEL METANOL	7
4.3 Descripción del Proceso de producción de metanol	8
4.3.1 Recepción del Gas Natural (NG)	9
4.3.1.1 Descripción del proceso de Recepción de Gas Natural	10
4.3.2. Hidrodesulfuración.....	11
4.3.2.1 Descripción del proceso de Hidrodesulfuración	11
4.3.2.1.1 Hidrogenación	12
4.3.2.1.2 Desulfuración	13
4.3.3 Reformación del Gas Natural (NG)	14
4.3.3.1 Descripción del Proceso de Reformación de Gas Natural (NG).....	14
4.3.3.2 Efecto de la temperatura, presión y relación vapor /carbono (s/c), caída de presión en las reacciones de reformación	17
4.3.4 Recuperación de Calor del Gas Reformado (RG).....	20
4.3.4.1 Descripción del proceso de Recuperación de Calor del Gas Reformado (RG)	20

4.3.4.2. Descripción de Proceso de Recuperación de calor de los gases de combustión.....	22
4.3.5 Compresión del Gas de Síntesis (SG).....	23
4.3.5.1 Descripción del proceso de Compresión del Gas de Síntesis (SG).....	23
4.3.6 Síntesis del Metanol.....	25
4.3.6.1 Descripción del proceso de Síntesis de Metanol.....	25
4.3.6.2 Aspectos importantes en la reacción de síntesis de Metanol	29
4.3.7 Destilación.....	32
4.3.7.1 Descripción del Proceso de Destilación del Metanol.....	32
4.3.8 Almacenamiento y distribución	36
4.3.8.1 Descripción del proceso de Almacenamiento y distribución	36
4.4 ESQUEMAS DISEÑADOS PARA INCREMENTAR LA PRODUCCIÓN EN UNA PLANTA DE METANOL	37
4.4.1 Adición de CO ₂ en la línea de proceso.....	37
4.5 EQUIPOS CRÍTICOS DE PROCESO (CUELLOS DE BOTELLAS).....	39
5. METODOLOGÍA	41
6. RESULTADOS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS	48
6.1 Balances de Masa y Energía	48
6.1.1 Balance a Condiciones Actuales	48
6.1.2 Balances de masa y energía con Inyección de CO ₂	49
6.1.2.1 Balance de Masa con inyección de CO ₂ en la sección de Reformación(*)	49
6.1.2.2 Balance de Masa con inyección de CO ₂ en la sección de compresor de síntesis (*)	51
6.1.2.3 Balance de Energía.....	53
6.2 Equipos involucrados en la evaluación del proyecto	54
6.2.1 Compresores y turbinas.....	54
6.2.1.1 Ventilador de Tiro Inducido K-201.....	54
6.2.1.3 Turbina del Ventilador de Tiro Inducido K-201- T	56

Índice de Contenido

6.2.1.3 Ventilador de Tiro Forzado K-202.....	57
6.2.1.4 Turbina del ventilador de Tiro Forzado K-202-T	58
6.2.1.5 Compresor de gas de síntesis K-301	59
6.2.1.6 Turbina del compresor de gas de síntesis K-301- T.....	61
6.2.1.7 Compresor de gas de recicló K-302	62
6.2.1.8 Turbina del Compresor de gas de recicló K-302 T.....	63
7. Conclusiones	66
8. Recomendaciones.....	68
9. BIBLIOGRAFÍA	69
10. APÉNDICES.....	71
10.1 Apéndice A.1 Balance de Masa a las condiciones actuales de operación	72
10.2 Apéndice A.2 Balance de Masa con adición de CO ₂ en Reformación	74
10.3 Apéndice A-3 Balance de Masa con adición de CO ₂ en Síntesis	76
10.4 Apéndice B Valores Operacionales	78
10.4 Apéndice C. Cálculos Tipo	82
10.4 Apéndice D. Resultados Intermedios.....	92

LISTA DE FIGURAS

Fig.1 Demanda mundial de productos derivados del metanol	4
Fig.2 Usos del Metanol	8
Fig. 3 Diagrama de proceso de producción de metanol	9
Fig. 4 Esquema que representa los diferentes equipos que conforman la etapa de recepción de gas natural	10
Fig. 5 Esquema que representa los diferentes equipos que conforman la etapa de hidrodesulfuración del gas de proceso	13
Fig. 6 Esquema que representa los diferentes equipos que conforman la etapa de reformación del gas natural	15
Fig. 7 Efecto de la temperatura, presión y relación s/c en la reformación de metanol [11]	17
Fig. 8 Fig. 5 Esquema que representa los diferentes equipos que conforman la etapa de recuperación de calor del gas reformado.....	21
Fig. 9 Esquema que representa los diferentes equipos que conforman la etapa de compresión de gas de síntesis	24
Fig. 10 Esquema que representa los diferentes equipos que conforman la etapa de síntesis de metanol	27
Fig. 11 Esquema que representa las corrientes que conforman el proceso de síntesis de metanol	29
Fig. 12 Efecto de la temperatura y presión en la reacción de síntesis [7]	31
Fig. 13 Purificación del metanol	32
Fig. 14. Interfaz del programa utilizado para el balance de masa.....	44

LISTA DE TABLAS

Tabla N° 1: Condiciones de entrada del Gas natural (NG).....	11
Tabla N° 2 Condiciones de entrada del gas natural (NG) a Reformación	14
Tabla N° 3 Condiciones de salida del gas reformado (RG).....	16
Tabla N° 4:Condiciones del gas a la succión del compresor K-301	24
Tabla N° 5: Condiciones del gas de reposición proveniente del K-301 y mezclado con gas de reciclo a la descarga del K-302.	25
Tabla N° 6 Clasificación de equipos críticos según su incidencia sobre el proceso... 39	39
Tabla N° 7: Equipos críticos en la evaluación del proyecto.	43
Tabla N° 8: Comparación de la alimentación de NG entre las condiciones de diseño y las condiciones actuales de operación.....	48
Tabla N° 9: Producción de Metanol con inyección de CO ₂ en reformación	50
Tabla N° 10: Corrientes principales de proceso ante la inyección de CO ₂ en la sección de reformación.	50
Tabla N° 11 Producción de Metanol con inyección de CO ₂ en la sección de síntesis	51
Tabla N ° 12: Comparación de las corrientes principales de proceso ante la inyección de CO ₂ en la sección de síntesis.....	52
Tabla N ° 13: Calor requerido en la inyección de CO ₂ y Calor desprendido en la combustión	53
Tabla N° 14: Condiciones de operación del ventilador de Tiro Inducido K-201	55
Tabla N° 15: Condiciones de operación de la turbina del ventilador de Tiro Inducido K-201-T.....	56
Tabla N° 16: Condiciones de operación del ventilador de tiro forzado K-202.....	57
Tabla N° 17: Condiciones de operación de la turbina del ventilador de tiro forzado K- 202-T	58
Tabla N° 18: Condiciones de Operación del compresor de gas de síntesis K-301	60
Tabla N° 19: Condiciones de operación de la turbina del compresor de gas de síntesis K-301 –T	61
Tabla N° 20: Condiciones de operación del compresor de gas de reciclo K-302.....	63

Índice de Tablas

Tabla N° 21: Condiciones de operación de la turbina del compresor de gas de síntesis	64
Tabla N° 22: Variables operacionales necesarias para el cálculo de los balances de masa.....	78
Tabla N° 23: Variables Operaciones del Horno reformador a condiciones actuales y a condiciones óptimas de operación	78
Tabla N° 24: Flujo de las corrientes laterales de CO ₂ para cada caso de estudio.	79
Tabla N° 25: Calor de Combustión de Compuestos	79
Tabla N° 26: Capacidades caloríficas de compuestos en estado gas	79
Tabla N° 28: Condiciones de operación de la Turbina del Ventilador de Tiro Inducido K-201 T	80
Tabla N° 29: Condiciones de operación del Ventilador de Tiro Forzado K-202	80
Tabla N° 30: Condiciones de operación de la turbina del ventilador de Tiro Forzado K-202-T	80
Tabla N° 31: Condiciones de operación del Compresor de gas de síntesis K-301	80
Tabla N° 32: Condiciones de operación de la Turbina del Compresor de gas de síntesis K-301 T	81
Tabla N° 33: Condiciones de operación del compresor de gas de recicl K-302.....	81
Tabla N° 34: Condiciones de operación de la turbina del compresor de Gas de recicl K-302-T	81
Tabla N° 35: Relación teórica de aire requerido para la combustión completa.....	92
Tabla N° 36: Balance de masa para las reacciones de combustión de gas natural	92
Tabla N° 37: Balance de Masa para las reacciones de combustión de gas de purga ..	92
Tabla N° 38: Flujo molar de aire entrando al Reformador	93
Tabla N° 39: Balance de masa por componente de los gases de combustión.....	93
Tabla N° 40: Poder calorífico neto (LHV).....	93
Tabla N° 41: Calor generado por la combustión.....	93
Tabla N° 42: Cálculo de la capacidad calorífica de los gases de combustión	94
Tabla N° 43: Cálculo de la Capacidad calorífica del Aire _{Total}	94
Tabla N° 44: Calculo de calor absorbido dentro del reformador	94

Índice de Tablas

Tabla N° 45: Cálculo de la Capacidad calorífica de la mezcla de PNG/Vapor a las condiciones de entrada al horno reformador, con Inyección de CO ₂ en la sección de reformación	94
Tabla N° 46: Cálculo de la Capacidad calorífica de la mezcla de PNG/Vapor a las condiciones de salida del horno reformador, con Inyección de CO ₂ a la sección de reformación.	95
Tabla N° 47: Cálculo de la Capacidad calorífica de la mezcla de PNG/Vapora las condiciones de entrada al horno reformador, con Inyección de CO ₂ a la entra del compresor de gas de síntesis	95
Tabla N° 48: Cálculo de la Capacidad calorífica de la mezcla de PNG/Vapor a las condiciones de entrada al horno reformador, con Inyección de CO ₂ en la sección de síntesis	97
Tabla N° 49: Entalpía de la corriente de entrada y salida del horno reformador	97

LISTA DE ABREVIATURAS

BFW:	Agua de alimentación de caldera
CMA:	Metanol crudo
DCS:	Sistema de Control Distribuido
DFW:	Agua de alimentación al desareador
DMW:	Agua desmineralizada
FNG:	Gas natural combustible
FPG:	Gas de purga combustible
HDS	Hidrodesulfuración
MTBE	Metil-Ter-Butil-Eter
NG:	Gas natural
P:	Presión
PG:	Gas de purga
PMA:	Metanol producto
PNG:	Gas natural de proceso
RG:	Gas reformado
RSG	Gas De Síntesis De Reciclo
S/C	Relación (vapor/carbono)
SL:	Vapor de baja presión
SM:	Vapor de media
SH	Vapor de alta presión
SG:	Gas de síntesis
T:	Temperatura
VG:	Gas de venteo

1. INTRODUCCIÓN

El metanol es uno de los compuestos orgánicos perteneciente a la familia de los alcoholes más comercializados. El uso tradicional del metanol ha sido para la producción de insumos de la industrial química y bioquímica, para la preparación de importantes productos de gran demanda y consumo del mercado mundial como: solventes, plásticos, resinas, desinfectantes fármacos, combustibles.

En los últimos años la demanda de Metanol se ha visto incrementada, lo cual ha generado que las empresas productoras hayan tratado de incorporar a sus procesos cambios para aumentar su producción y poder cubrir los requerimientos exigidos por el mercado.

En este sentido Metanol de Oriente (METOR S.A.), como empresa petroquímica encargada de la producción de metanol en Venezuela ^[1], ha venido estudiando la factibilidad técnico económica de incrementar su producción por lo menos en un 5% sobre su producción actual (2300 TMD – 2450 TMD), para lo cual se ha propuesto evaluar la técnica de inyección de CO₂ como alternativa para lograr este incremento en la producción de metanol, ya que su adición permite que se produzca metanol adicional sin modificar significativamente las instalaciones de la planta.

Es por ello que surge la necesidad de determinar la ubicación del punto óptimo de inyección de CO₂, con la finalidad de maximizar la producción de metanol y minimizar los cambios en las instalaciones de proceso existentes.

Para llevar a cabo el desarrollo del presente trabajo se realizaron balances de masa y energía a las condiciones actuales de operación de la planta, y se determinaron las limitaciones actuales de operación. Posteriormente se realizaron balances de masa

y energía para cada caso de estudio, los puntos seleccionados para la Inyección de CO₂ fueron la sección de reformación y la sección de compresión de gas de síntesis, manteniendo la misma cantidad de gas natural de proceso alimentado a condiciones actuales, con la finalidad de evaluar el impacto tanto desde el punto de vista de proceso como de condiciones de operación de equipos.

2. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

El Metanol (CH_3OH), también denominado alcohol metílico, es el más sencillo de la serie de los hidróxidos de alquilo o alcoholes; antiguamente era obtenido mediante la destilación seca de la madera, por lo cual el Metanol también es conocido con el nombre de alcohol de madera. En la actualidad el proceso industrial utilizado es la síntesis del Metanol, combinando el monóxido de carbono (CO) y el dióxido de carbono (CO_2) con el hidrógeno.^[4]

El Metanol es uno de los compuestos orgánicos más comercializados mundialmente, gracias a su extensa aplicabilidad, entre las cuales se pueden mencionar:

- **Base para combustible:** MTBE y TAME componentes de la gasolina de alto octanaje.
- **Base Química:** Solventes, plásticos, resinas, desinfectantes y fármacos.
- **Uso directo:** Solvente, combustible.^[4]

Metanol de Oriente, (**METOR, S.A.**) y Super Metanol C.A, (SUMECA), son dos Empresas Mixtas de PEQUIVEN, y las dos únicas plantas a nivel nacional productoras de Metanol a partir de gas natural (NG) y ellas son las únicas encargadas de comercializarlo en el mercado internacional y nacional^[2].

Estudios realizados en los últimos años por la empresa *DeWitt & Company, Inc.*, exponen el incremento progresivo de la demanda de los productos que utilizan Metanol como materia prima, lo cual permite inferir que la demanda del metanol se ha incrementado del mismo modo.^[3] Los productos de mayor demanda son el formaldehído y el MTBE, aunque para el MTBE no está claro su uso para el futuro.

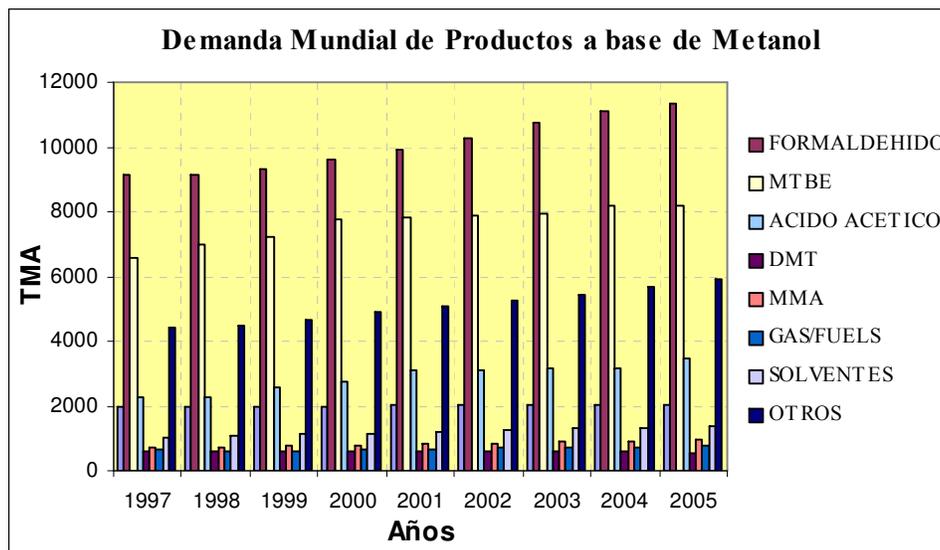


Fig.1 Demanda mundial de productos derivados del metanol

El crecimiento observado en la Fig.1 en la demanda mundial de productos derivados del metanol los últimos siete (7) años (1997-2002) ^[3], y las proyecciones para los próximos tres años, exponen que el consumo de Metanol se ha incrementado en un 20%, lo cual ha traído como consecuencia, que las empresas nacionales estén evaluando opciones para incorporar a sus procesos cambios para aumentar su producción y poder cubrir los requerimientos que les exige el mercado.

Considerando el ascenso en la demanda de Metanol, **METOR.S.A.**, se ha propuesto llevar a cabo *“La Evaluación Técnica del Proyecto de Inyección de CO₂”*, como alternativa para incrementar su producción, gracias a la disponibilidad de este gas por parte de la planta **FertiNitro.C.E.C.** que se encuentra en las adyacencias de la planta de METOR, y a la ventaja que proporciona su adición: un mayor balance estequiométrico de hidrógeno y de óxidos de carbono en el gas de síntesis (SG), permitiendo que se produzca metanol adicional sin la necesidad de modificar el circuito de síntesis de metanol

Planteamiento del Problema

Actualmente la planta produce 2300 TMD de metanol, lo cual representa un 4,5 % por encima de su capacidad de diseño (2200 TMD), ocasionando que algunos de los equipos se encuentren operando cerca de su capacidad límite. A partir de la inyección de CO₂ se espera alcanzar una producción de 2500 TMD, lo cual representa operar por encima del 10% de la capacidad de diseño, por lo cual surge la necesidad de realizar un estudio que permita determinar el impacto que sobre el proceso, ocasionaría la adición de CO₂, enfocándose principalmente en el comportamiento de los equipos ante el incremento en el flujo de proceso, para con ello determinar las limitaciones (Cuellos de botella) que restringirían la ejecución del proyecto.

3. OBJETIVOS

Para el desarrollo de este Trabajo Especial de Grado, se cumplieron los siguientes objetivos:

3.1 OBJETIVO GENERAL:

Evaluar el impacto que sobre el proceso de producción de Metanol causaría la inyección de CO₂ en la Planta **METOR, S.A.**, e identificar los cuellos de botella actuales que limitarían la ejecución de dicho proyecto.

3.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS:

1. Estudiar el proceso de producción de Metanol e identificar las variables y equipos involucrados en el mismo.
 2. Realizar balances de masa y energía en las diferentes secciones de la planta a las condiciones actuales de operación.
 3. Determinar la ubicación del punto óptimo de inyección de CO₂, evaluando diferentes alternativas, con la finalidad de maximizar la producción de Metanol y minimizar los cambios en las instalaciones de proceso existentes.
 4. Preparar un Diagrama de Flujo Preliminar (DFP) que incluya la alternativa seleccionada para la adición de CO₂ en la línea de proceso.
 5. Determinar eficiencias de desempeño de equipos principales de proceso y comparar datos de diseño con valores actuales, identificando holguras o capacidades límites de equipos.
-
-

4. MARCO TEÓRICO

4.1 DESCRIPCIÓN DEL METANOL

El Metanol, llamado espíritu de la madera por los alquimistas, es el más simple de la familia de los alcoholes. Antiguamente se obtenía por calentamiento de la madera en un recipiente cerrado (destilación seca) y actualmente se prepara mediante el procedimiento de síntesis del monóxido de carbono (CO) y dióxido de carbono (CO₂) con hidrógeno (H₂), en presencia de un catalizador y bajo la acción del calor.^[5]

El Metanol puro es un líquido volátil, incoloro, venenoso, de vapores tóxicos, y olor suave, completamente miscible en agua y en la mayoría de los compuestos orgánicos. Presenta una temperatura de ebullición normal de 64,5 °C y un punto de congelación de -97,5 °C. Su gravedad específica es de 0,792. Arde con llama débilmente luminosa y su vapor forma mezclas explosivas con el aire, cuando se inflama.^[5]

4.2 USOS DEL METANOL

El alcohol metílico y el alcohol etílico son los más comercializados a nivel industrial.

El uso tradicional del Metanol ha sido para la producción de insumos en la industria química y bioquímica, para la preparación de importantes productos de gran demanda y consumo en el mercado mundial.

En la Fig.2 se pueden observar los diferentes usos del Metanol.^[5]

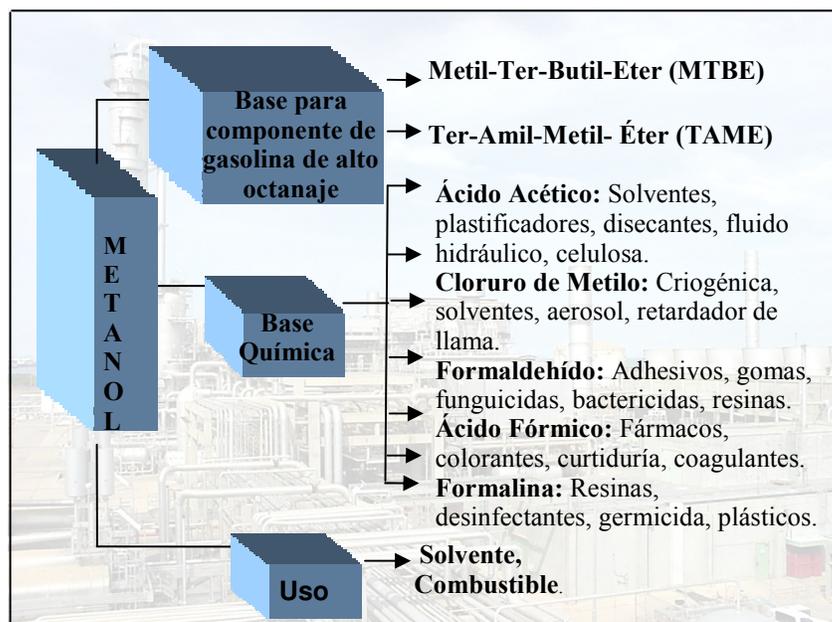


Fig.2 Usos del Metanol

4.3 Descripción del Proceso de producción de metanol

En la Fig.3 se presenta el proceso de producción de metanol en la planta METOR, el cual utiliza la reacción de monóxido de carbono e hidrógeno a presiones medias para sintetizar el metanol, el mismo se lleva a cabo a través de una secuencia de etapas principales, establecidas por secciones de operaciones, en las que se involucran una serie de variables y parámetros operacionales de suma importancia bajo especificaciones:

- ⊕ Recepción y distribución del gas natural (NG) .(Sección 600)
- ⊕ Hidrodesulfuración. (Sección 100)
- ⊕ Reformación del gas natural (NG) con Vapor. (Sección 200)
- ⊕ Recuperación de Calor. (Sección 300)
- ⊕ Compresión de Gas reformado (RG). (Sección 300)
- ⊕ Síntesis de Metanol. (Sección 400)

- ⊕ Destilación. (Sección 500)
- ⊕ Servicios Industriales. (Sección 600)
- ⊕ Tratamiento de efluentes.(Sección 700)
- ⊕ Almacenamiento y despacho.(Sección 800)

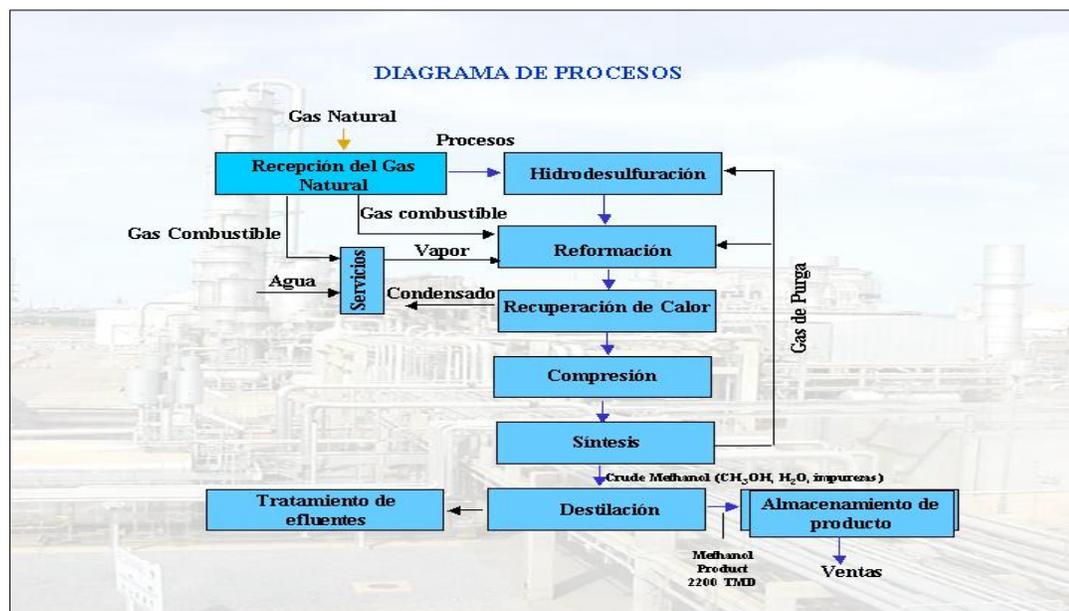


Fig. 3 Diagrama de proceso de producción de metanol

4.3.1 Recepción del Gas Natural (NG)

El propósito de esta etapa es separar y remover los líquidos (hidrocarburos pesados) que pudieran estar presentes en la corriente de gas natural (NG) que llega a la planta. Posteriormente el gas libre de líquido (gas seco) es dividido en dos corrientes: una fracción aproximadamente 1/3 del flujo total se utiliza como gas combustible en los quemadores del reformador, en las calderas auxiliares, en el incinerador, y en el turbogenerador. La mayor parte del gas natural (2/3 del flujo total) se utiliza como gas de proceso (PNG) a ser reformado, previo Hidrosulfuración.

4.3.1.1 Descripción del proceso de Recepción de Gas Natural

El gas natural (NG), proveniente de las plantas de extracción de San Joaquín, Santa Bárbara y Jusepín, de PDVSA-Gas, es utilizado en la planta como materia prima para el proceso y como gas natural combustible (FNG). Una vez dentro del límite de batería de la planta, el gas pasa por el tambor separador de condensados V-651 (ver Fig. 4) y se distribuye hacia el área de servicios industriales, quemadores del horno reformador F-201 y gas natural de proceso (PNG).

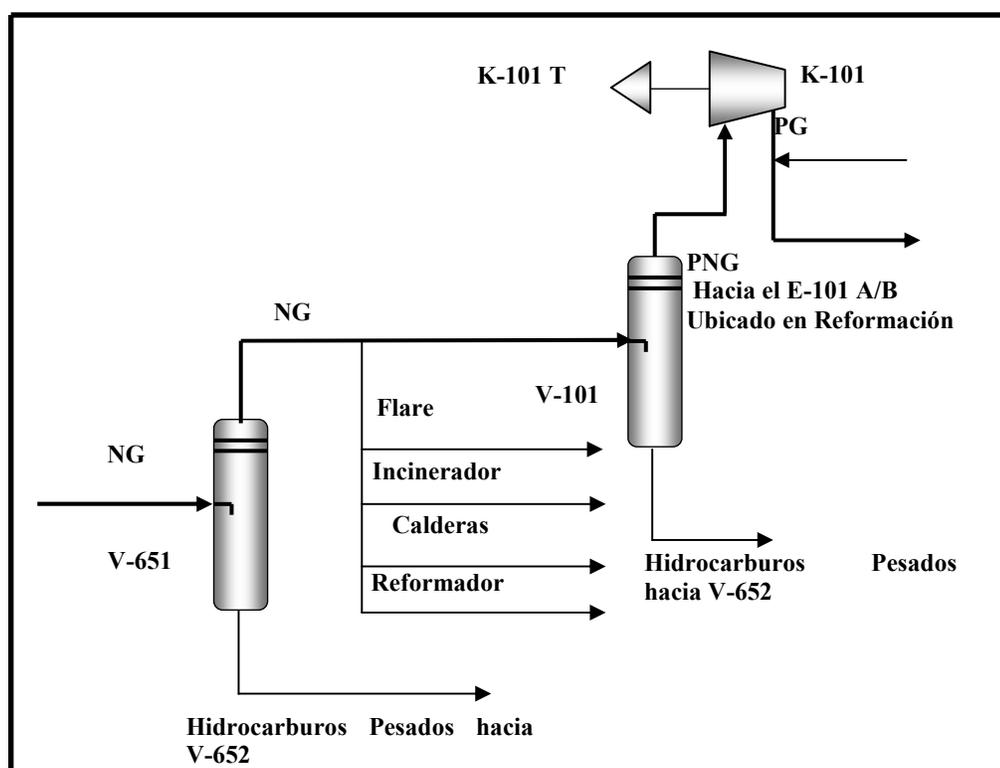


Fig. 4 Esquema que representa los diferentes equipos que conforman la etapa de recepción de gas natural

Debido a que la presión del gas natural (NG) de alimentación, $15,5 \text{ kgf/cm}^2$, es demasiado baja para ser utilizado directamente en la etapa de reformación, ésta debe ser incrementada aproximadamente a 27 kgf/cm^2 . Para ello el gas pasa primero por el tambor de succión del compresor V-101 y de allí al compresor de gas natural (NG)

K-101, el cual es un compresor centrífugo accionado por una turbina a vapor. Una vez comprimido, el gas es mezclado con una porción de gas de purga (PG) proveniente de la etapa de síntesis de Metanol. ^[11]

En la Tabla N° 1 se presentan las condiciones a las cuales llega el gas natural (NG) a la entrada del proceso.

Tabla N° 1: Condiciones de entrada del Gas natural (NG)

Presión	17,5 kgf/cm ² _g 21,1 kgf/cm ² _g
Temperatura	34,0 °C
Composición	%molar
CH ₄	82,31
C ₂ H ₆	10,56
C ₃ H ₈	0,47
C ₄ H ₁₀	0,01
CO ₂	6,65
AZUFRE COMO:	
H ₂ S	10 ppm wt
COS	10 ppm wt
RSH	5 ppm wt

4.3.2. Hidrodesulfuración

El propósito de esta etapa es remover el contenido de azufre presente en el gas natural (NG), ya que éste es un grave veneno para el catalizador de reformación y síntesis, garantizando así una larga vida del mismo.

4.3.2.1 Descripción del proceso de Hidrodesulfuración

El gas natural (NG) en el límite de batería de la planta puede contener hasta un máximo de 25 ppm en peso de compuestos de azufre en forma de sulfuro de hidrógeno (H₂S), sulfuro de carbonilo (COS) y mercaptanos (RSH).

La remoción de estos compuestos es sumamente importante en el proceso de producción de Metanol. El azufre es un grave “veneno” para el catalizador de níquel

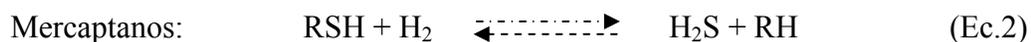
de la etapa de reformación. El “envenenamiento” ocurre mediante un proceso de absorción química reversible. No obstante, cuando el “envenenamiento” del catalizador ocurre a un nivel relativamente alto, se deposita carbón en la superficie del catalizador, bloqueando los poros, originando un daño irreversible. El catalizador de la etapa de síntesis de Metanol, a base de cobre es también susceptible de “envenenamiento” permanente por azufre.

Para evitar este “envenenamiento” es necesario remover el contenido de azufre en el gas natural (NG) de alimentación a valores inferiores a 0,1 ppm en volumen antes de la etapa de reformación. ^[11]

4.3.2.1.1 Hidrogenación

El azufre contenido en el gas de la alimentación solamente puede ser removido en forma de sulfuro de hidrógeno (H₂S). Dado que el gas también puede contener sulfuros orgánicos y mercaptanos, éstos deben ser previamente transformados en sulfuro de hidrógeno mediante el proceso conocido como hidrogenación. Estas reacciones ocurren a una temperatura mayor o igual a 380°C.

A continuación se presentan las reacciones típicas de hidrogenación:



El gas de purga (PG) que se mezcla con el gas de alimentación proveniente de la descarga del compresor K-101 es usado como la fuente de hidrógeno para reacciones

de hidrogenación. La relación de hidrógeno se ajusta para mantener un 5% molar en la mezcla.

Esta mezcla se calienta desde 78°C hasta la temperatura de reacción de 380°C en los pre-calentadores de HDS E-101 A/B , ubicados en la sección de convección del horno reformador F-201 y luego pasa a través del lecho del catalizador de níquel-molibdeno (Ni-Mo) del hidrogenador R-101 (ver Fig. 5) donde los compuestos de azufre son convertidos a H₂S. ^[11]

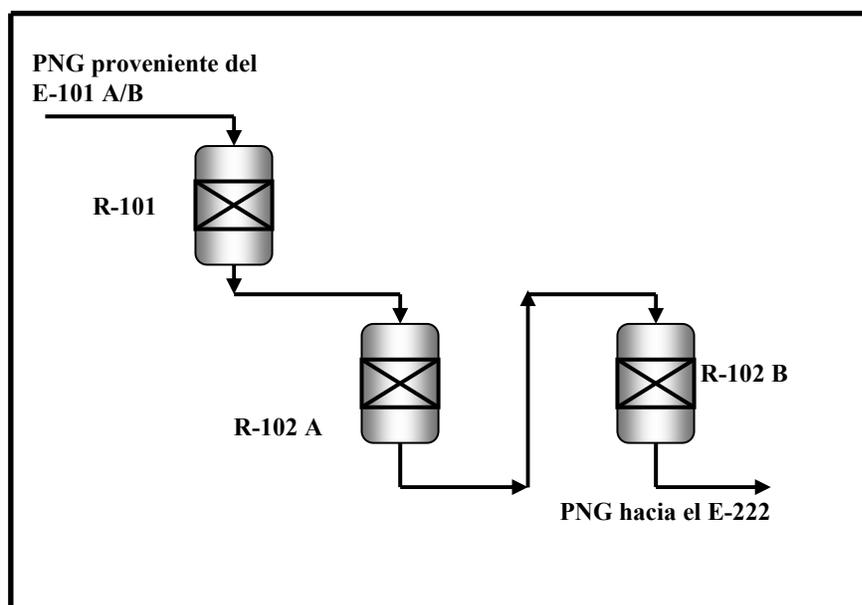


Fig. 5 Esquema que representa los diferentes equipos que conforman la etapa de hidrodeshulfuración del gas de proceso

4.3.2.1.2 Desulfuración

En el proceso de desulfuración se remueven los compuestos sulfurosos que en forma de sulfuro de hidrógeno H₂S se encuentran presentes en el gas natural de proceso (PNG). La reacción que ocurre a 380 °C es la siguiente:



El gas natural de proceso (PNG) proveniente del hidrogenador R-101 pasa a través de los lechos de óxido de zinc de los reactores de desulfuración R-102 A/B.

El óxido de zinc se agota y no puede ser regenerado, es por ello que se dispone de dos reactores conectados en serie para garantizar la remoción eficiente de azufre y la reposición del óxido de zinc agotado sin interrumpir el proceso (ver Fig. 5).^[11]

4.3.3 Reformación del Gas Natural (NG)

El propósito de esta etapa es promover la reacción entre el vapor de agua y el gas de proceso (PNG), para con ello obtener el gas reformado el cual es una mezcla de CO, CO₂, H₂, los cuales son la materia prima para la síntesis de metanol.

4.3.3.1 Descripción del Proceso de Reformación de Gas Natural (NG)

El gas natural (NG) proveniente de la sección de Desulfuración es alimentado a la sección de reformación bajo las condiciones señaladas en la Tabla N° 2

Tabla N° 2 Condiciones de entrada del gas natural (NG) a Reformación

Presión	25,2 Kgf/cm ² _g
Temperatura	380 °C
Composición	%molar
CH ₄	78,12
C ₂ H ₆	9,91
C ₃ H ₈	0,44
C ₄ H ₁₀	0,01
CO	0,11
CO ₂	6,39
H ₂	5,02
N ₂	0,00

El gas desulfurado es alimentado a la sección de reformación a través del saturador de gas natural de proceso (PNG) E-222 (ver Fig.6), donde el gas es saturado con vapor de agua por contacto directo con condensado de proceso. El E-222 es un intercambiador de calor vertical de película descendente, donde el condensado es calentado y evaporado por el gas reformado (RG) que fluye por la carcasa. El gas de

alimentación saturado con vapor de agua se mezcla con vapor de media presión (SM) adicional extraído de la turbina del compresor de síntesis K-301T. La relación vapor-carbono (*s/c*) de la mezcla gas natural de proceso (PNG) + vapor a la entrada del horno reformador F-201, es constantemente ajustada a 3,0:1.

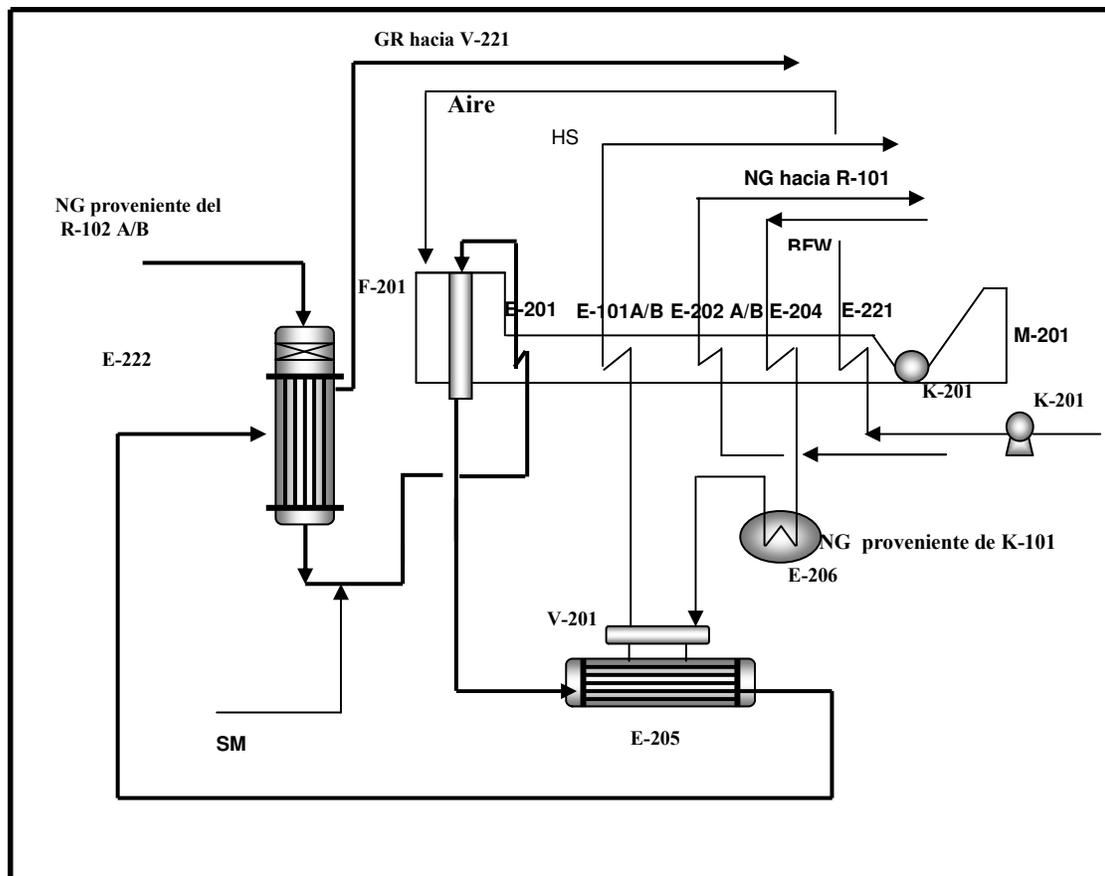
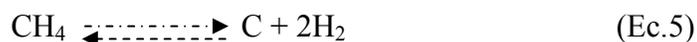


Fig. 6 Esquema que representa los diferentes equipos que conforman la etapa de reformación del gas natural

El exceso de vapor es necesario para maximizar la conversión de metano en CO y evitar la deposición de carbón sobre el catalizador de reformación, tal como lo muestran las siguientes reacciones: ^[11]





El saturador E-222 sólo proporciona aproximadamente un 20% del total de vapor requerido en la sección de reformación, el 80% restante se añade como vapor de media (25 kgf/cm²). La mezcla pasa a través del precalentador de gas natural E-201 ubicado en la sección de convección del horno reformador donde calienta a 530 °C para ser introducida al reformador. La reacción de reformación ocurre sobre un catalizador a base de níquel, el cual se encuentra en los 700 tubos del horno reformador, a altas temperaturas, 900 °C aproximadamente.

Las reacciones químicas que se producen son las representadas por las siguientes ecuaciones:



La reacción global Ec.7 es endotérmica y el calor requerido para la reacción es suministrado por la combustión de la mezcla de gas natural (NG) – gas de Purga (PG) en 195 quemadores ubicados en la parte superior de la sección de radiación del horno reformador F-201.

La reacción de reformación vapor-metano se aproxima al equilibrio, mientras que la reacción de CO logra el equilibrio.

En la Tabla N° 3 se presentan las condiciones del gas reformado (RG) a la salida de los tubos del horno reformador.

Tabla N° 3 Condiciones de salida del gas reformado (RG)

Presión	19 Kgf/cm ²
Temperatura	873 °C
Composición	%molar
CH ₄	3,43
CO	15,65
CO ₂	8,45
H ₂	72,48

La composición de equilibrio depende de las condiciones del proceso tales como: temperatura del catalizador, presión y relación vapor / carbono (s/c). En forma general las siguientes condiciones favorecen la reacción de reformación ^[11]:

- ⊕ Alta temperatura.
- ⊕ Baja presión.
- ⊕ Alta relación vapor / carbono (s/c).
- ⊕ Alta actividad del catalizador.

4.3.3.2 Efecto de la temperatura, presión y relación vapor /carbono (s/c), caída de presión en las reacciones de reformación.

Una mala operación del horno afectará directamente la calidad del gas de proceso, esto se puede notar casi de inmediato por el incremento de Metano en el gas reformado (RG). Mientras más alto sea el contenido de metano, más bajo será el contenido de H₂ en el gas reformado (RG). En la Fig. 7 se puede observar el efecto de la temperatura, presión y relación vapor/carbono (s/c) en las reacciones de reformación. Cada una de estas variables se presenta a continuación:

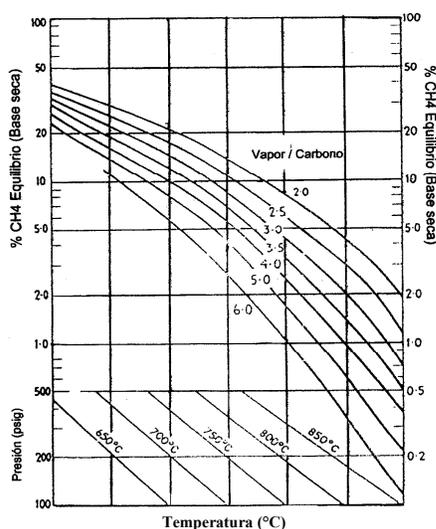


Fig. 7 Efecto de la temperatura, presión y relación s/c en la reformación de metanol ^[11]

- **Presión:** La presión a la cual se efectúe la reformación afecta también el proceso de conversión. Para una determinada temperatura, el incrementar la presión disminuirá la conversión. No obstante, la presión a la salida del reformador debe ser suficientemente alta como para impulsar todo el volumen de gas de proceso a través de todo el equipo subsiguiente y finalmente llegar al tambor de succión del compresor de síntesis.^[8]

- **Temperatura:** La temperatura en la reacción de reformación del gas de proceso es una variable que debe ser cuidadosamente controlada por el operador. Para una determinada cantidad de alimentación y presión de gas natural (NG), cuanto más alta sea la temperatura, más completa será la reacción de reformación y más baja la concentración de metano en el proceso. Inversamente se produce un efecto contrario. También es cierto que al reducir la temperatura se alarga la vida del catalizador al igual que la de los tubos del horno.

Por lo expuesto anteriormente, la parte más crítica en la operación del horno de reformación es el control de las temperaturas de la pared externa de los tubos y de las paredes del refractario. De manera que al operar a una máxima eficiencia, estas temperaturas deben mantenerse lo más uniformemente posible. Los quemadores deben ajustarse de forma tal que las temperaturas de los tubos se mantengan en el mínimo deseado sin afectar la pureza de diseño en el gas de proceso.^[8]

- **Relación vapor/carbono (s/c):** Esta variable es de mucha importancia en la reformación del gas natural (NG). Para cualquier condición de reformación de gas natural (NG) determinada, con flujo y presión preestablecidos, en la medida que se incrementa la relación vapor/carbono (s/c) se obtiene una reformación más completa del gas de proceso (PG). Una relación vapor/carbono (s/c) por debajo de su límite establecido (3/1) podría producir acumulación de carbón en el tubo del reformador con el consecuente daño del catalizador y de los tubos.

El exceso de vapor en la mezcla a la entrada del reformador, muy por encima del diseño, no es deseable ya que genera altas temperaturas en el horno, disminuyendo la vida del catalizador, lo cual conlleva a una menor conversión.

La relación vapor / carbono (s/c) está definida por la siguiente ecuación:

$$\frac{S}{C} = \frac{VaporEntrada(kmol / mol)}{CarbonoTotal(kmol / h)} \quad (Ec.9)$$

- **Caída de Presión:** La caída de presión a través del horno reformador es una variable que el operador debe fijar siempre; la caída de presión de diseño es de 3 kgf/cm².

Existen varios factores que influyen sobre esta variable, entre los cuales se pueden citar:

- Velocidad del gas de proceso.
- Temperatura de operación.
- Diseño y largo del tubo.
- Forma y tamaño del catalizador.

Cuando el catalizador está nuevo la caída de presión es baja. Por efecto de las paradas y arranques, el catalizador dentro de los tubos se rompe y la caída de presión aumenta, lo cual se traduce en pérdida de efectividad del mismo. Si la caída de presión continua aumentando, bajará la presión en el resto del sistema y por supuesto será menor la presión de succión del compresor de síntesis. Esto dará como resultado una reducción en la producción de Metanol ^[8].

4.3.4 Recuperación de Calor del Gas Reformado (RG).

El propósito de esta sección es aprovechar el calor el gas reformado (RG) y los gases de combustión provenientes de la etapa de Reformación la cual representa la sección de alta temperatura del proceso. En esta etapa se recupera el calor del gas reformado (RG) (caliente y húmedo), mediante enfriamientos sucesivos y separación de condensado hasta convertirlo en Gas de síntesis (SG) (frío y seco).

El gas reformado (RG) es utilizado para producir vapor de alta presión, saturar el gas natural (NG), precalentar el agua de las calderas, suministrar calor en las columnas estabilizadora (T-501) y refinadora (T-502).

En lo que respecta a los Gases de Combustión provenientes de la sección de radiación del horno, permiten calentar la mezcla gas de alimentación / vapor, sobrecalentar el vapor de alta presión, precalentar la alimentación a los reactores de Hidrodesulfuración, precalentar el agua de alimentación de caldera y precalentar el agua de alimentación de caldera y precalentar el aire de combustión.

4.3.4.1 Descripción del proceso de Recuperación de Calor del Gas Reformado (RG)

El gas reformado (RG) a 873 °C y constituido por gases secos tales como hidrógeno, óxidos de carbono y metano residual, mezclado con vapor de agua no reaccionado, pasa primeramente por la caldera de recuperación de calor de gas E-205, donde se produce vapor de alta presión (SH). Al salir de la caldera a 340 °C, el gas reformado (RG) se divide en dos corrientes, una pasa a través del saturador E-222, donde el gas es enfriado mediante intercambio de calor con condensado de vapor de agua del proceso. La otra corriente pasa a través del pre-calentador de agua de alimentación de calderas E-206 (ver Fig.6). El gas reformado (RG) aún caliente a 195 °C, pasa a través de los rehervidores E-505 A/B (ver Fig.8) de la columna de refinación T-502 y E-517 de la columna estabilizadora T-501, de donde sale a 125 °C

y 110 °C respectivamente y continua hacia el precalentador de la alimentación del agua desmineralizada (DWS) E-207. El gas reformado (RG) es previamente enfriado a 55 °C en el enfriador por aire E-208 y en el enfriador por agua E-209 hasta 39°C, para ser alimentado al compresor de síntesis K-301 como gas de reposición.^[11]

El condensado de proceso formado en los rehervidores y en los precalentadores es separado del gas reformado (RG) a través de (Ver. Fig.8): en el separador V-221, en el tambor de condensado del rehervidor de la columna de refinación V-502, el tambor de condensado de la columna rectificadora V-509, los separadores de drenaje de gas reformado (RG) V-203 y V-204, y el tambor de succión del compresor de gas de síntesis (SG) V-300. Todo este condensado es almacenado en el recolector de condensado de gas reformado (RG) V-222, desde donde una parte es alimentada al saturador de gas natural (NG) mediante la bomba de condensado de gas reformado (RG) P-222 A/B y la otra es enviada a la unidad de tratamiento de agua, enfriándola previamente en el precalentador de Metanol crudo (CMA) E-501.^[11]

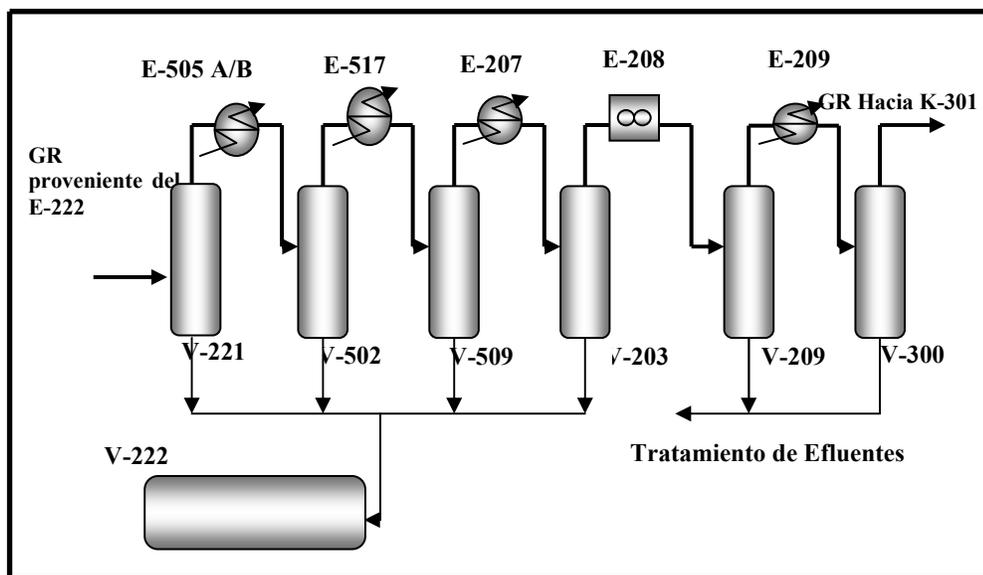


Fig. 8 Fig. 5 Esquema que representa los diferentes equipos que conforman la etapa de recuperación de calor del gas reformado

4.3.4.2. Descripción de Proceso de Recuperación de calor de los gases de combustión.

Los gases de combustión pasan a través de diferentes intercambiadores de calor ubicados en la sección de convección del reformador F-201 (Ver Fig.6). Estos intercambiadores son ^[11]:

✦ **Pre calentador de mezcla de gas de alimentación / vapor E-201:** Aquí los gases de combustión provenientes de la sección de radiación del horno a 1.000 °C permiten calentar la mezcla gas de alimentación / vapor hasta 530 °C y se enfría hasta 782 °C.

✦ **Sobrecalentador de vapor de alta presión E-202 A/B:** El vapor de alta presión generado en la caldera recuperadora de calor de Gas reformado (RG) pasa a través de este intercambiador siendo sobrecalentado por encima de la temperatura de saturación.

El sobrecalentador está dividido en dos secciones E-202 A/B los cuales se encuentran conectados en serie. El flujo de vapor sobrecalentado E-202-A pasa a través del sobrecalentador E-201, el cual es usado como punto final para el control de la temperatura del vapor sobrecalentado mediante la inyección de agua de alimentación de calderas.

El vapor de alta presión (SH) sobrecalentado que sale del E-202-B envía el cabezal de vapor de alta presión (SH) a 515 °C y 105 kgf/cm², mientras que los gases de combustión se enfrían hasta 529 °C.

✦ **Pre calentador de HDS E-101 A/B:** El gas natural (NG) es precalentado a 380 °C antes de pasar a los reactores de Hidrodesulfuración, utilizando para ello los

gases de combustión provenientes del E-202 B que continúan su enfriamiento hasta 452 °C.

✦ **Pre calentador de agua de alimentación de calderas E-204:** Los gases de combustión que salen del E-201 A/B a 452 °C continúan hacia el E-204 donde el calor es utilizado para precalentar el agua de alimentación de calderas hasta 195 °C que luego va al E-206 y de allí a la caldera E-205. En esta etapa los gases de combustión se enfrían hasta 353 °C

✦ **Calentador de aire de combustión E-221:** Finalmente, el calor residual contenido en los gases de combustión es recobrado mediante el precalentamiento del aire de combustión para incrementar la eficiencia térmica del horno reformador. El aire de combustión es suministrado por el soplador de tiro forzado K-202 y luego de pasar por el calentador de aire, de donde sale a 275 °C y este es alimentado a los quemadores del reformador. Los gases de combustión son succionados por el soplador de tiro inducido K-201 y enviados a la chimenea del reformador M-201 a una temperatura de aproximadamente 150 °C

4.3.5 Compresión del Gas de Síntesis (SG)

El propósito de la etapa de compresión es elevar la presión del gas de síntesis (SG) hasta el valor requerido para que se lleve a cabo la reacción de síntesis de Metanol.

4.3.5.1 Descripción del proceso de Compresión del Gas de Síntesis (SG)

El proceso se lleva a cabo por medio del compresor de gas de síntesis (SG) K-301 (ver Fig.9), el cual consta de tres (3) etapas y es accionado por una turbina de vapor K-301-T de tipo de extracción de condensado. ^[11]

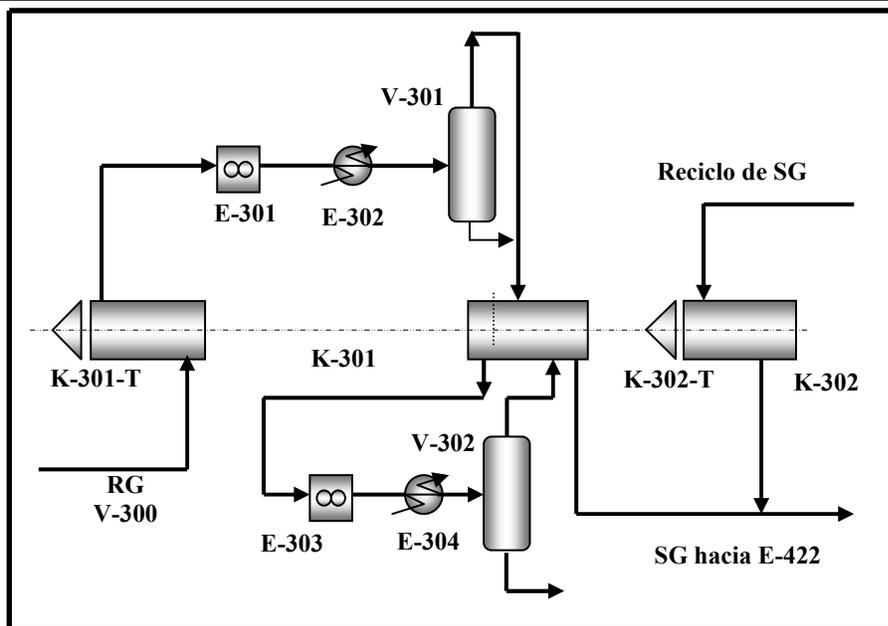


Fig. 9 Esquema que representa los diferentes equipos que conforman la etapa de compresión de gas de síntesis

El gas de síntesis (SG) proveniente del enfriador E-209 pasa al tambor de succión del compresor K-301. En la tabla 4 se presentan las condiciones de entrada del gas de síntesis al compresor K-301.

Tabla N° 4: Condiciones del gas a la succión del compresor K-301.

Presión	Nor. 15,5 Kgf/cm ²
Temperatura	39 °C
Composición	%molar
CH ₄	3,41
CO	15,59
CO ₂	8,42
H ₂	72,23
H ₂ O	0,35

Al salir de la primera etapa, el gas tiene aproximadamente 34 kgf/cm² y 129 °C.

De allí pasa por el enfriador de aire de la primera etapa E-301, de donde se enfría a 55 °C para continuar hacia el enfriador de agua de la primera etapa E-302 y de allí al tambor separador de condensado V-301 desde el cual sale a 33 kgf/cm² y 39 °C.

En la segunda etapa, la presión se eleva hasta aproximadamente 63 kgf/cm² y se calienta hasta 116 °C. Después de enfriado en el E-303 hasta 55 °C y en el E-304 hasta 39 °C, el gas pasa por el tambor separador de condensado V-302 y de allí a la tercera etapa.

De la tercera etapa el gas sale esencialmente seco, a 102 kgf/cm² y a 96 °C. De allí es alimentado a la etapa de síntesis del proceso como gas de reposición.^[11]

4.3.6 Síntesis del Metanol

El propósito de esta etapa es proporcionar las condiciones necesarias para que se lleve a cabo la transformación de gas reformado (RG) en metanol.

4.3.6.1 Descripción del proceso de Síntesis de Metanol

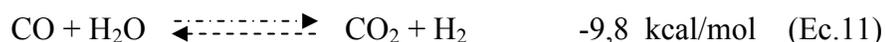
El gas de síntesis (SG) proveniente del compresor de gas de síntesis (SG) K-301 es mezclado con el gas de reciclo a la descarga del compresor del recirculador K-302 (ver Fig.10).^[11] En la Tabla 5 se pueden observar las condiciones de la mezcla de gases a la entrada del proceso de síntesis.

Tabla N° 5: Condiciones del gas de reposición proveniente del K-301 y mezclado con gas de reciclo a la descarga del K-302.

Presión	101,4 Kgf/cm ²
Temperatura	53 °C
Composición	%molar
CH ₄	12,54
CO	4,01
CO ₂	3,40
H ₂	79,51
CH ₃ OH	0,47
H ₂ O	0,05
Impurezas	0,02

La mezcla de síntesis es precalentada en el precalentador E-422 (ver Fig.14) del convertidor de Metanol R-401, de donde sale a 120 °C y luego se divide en dos corrientes. Una corriente es la alimentación de gas fresco al reactor y la otra se usa como gas de enfriamiento rápido (*“Quench”*) para controlar la temperatura de los lechos catalíticos. La alimentación de gas fresco es nuevamente precalentada en el precalentador del reactor E-402 hasta la temperatura de reacción 230 °C, por intercambio de calor con el gas efluente del reactor. Luego entra al reactor convertidor de Metanol R-401 el cual está provisto por cinco (5) lechos.^[11]

Las reacciones involucradas en el proceso de síntesis de Metanol son las siguientes:
[6]



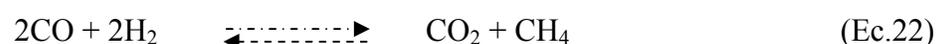
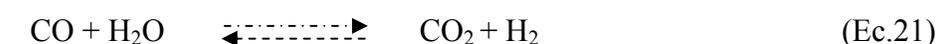
La reacción global resultante es de carácter exotérmico:



La reacción principal para la síntesis de Metanol es la representada por la Ec.10. Desde el punto de vista del equilibrio químico, la reacción entre el monóxido de carbono (CO) y el hidrógeno H₂ Ec.10, tiene la posibilidad de producir diferentes tipos de productos secundarios, además de Metanol. El catalizador cobre-zinc, de Mitsubishi Gas Chemical (MGC) produce un buen rendimiento de Metanol a presiones relativamente bajas.^[11]

Simultáneamente, el dióxido de carbono CO₂ es convertido en monóxido de carbono CO como se presenta en la Ec.11

Las reacciones secundarias llevadas a cabo son las siguientes:



La mezcla de dos fases (gas-líquido) entra al separador de Metanol V-402 donde el Metanol crudo (CMA) es separado del gas no condensado. Parte del gas no condensado saliente del separador es purgado para mantener la concentración de inertes (nitrógeno-metano) en un nivel constante en el circuito de síntesis. El gas de purga combustible (FPG) es usado como combustible en los quemadores del horno reformador F-201. Luego los gases no condensables son recirculados a través del compresor de recirculación K-302 como gas de síntesis de reciclaje (RSG) elevando ligeramente su presión de 94 kgf/cm² a 101 kgf/cm².

El Metanol crudo (CMA) saliente del separador es enviado al tanque separador V-403 donde los gases disueltos en Metanol crudo (CMA) son venteados por expansión súbita de hasta 4 kgf/cm². Este gas venteado es usado también como combustible en el reformador, luego de ser lavado con agua en lavador de agua de venteo V-404 para recuperar el Metanol contenido en el gas. El Metanol crudo (CMA) es enviado al tanque de Metanol crudo (CMA) TK-802 A/B, para luego ser alimentado a la sección de destilación.^[11]

4.3.6.2 Aspectos importantes en la reacción de síntesis de Metanol

- **Actividad del Catalizador y envenenamiento del mismo**

El rango de operación del catalizador es normalmente entre 220 y 290 °C. El catalizador tiene una alta actividad justo después de la reducción, pero la va perdiendo gradualmente a lo largo del tiempo. Esto es causado por la gradual sinterización térmica y el efecto envenenamiento de las impurezas en el gas de síntesis (SG). Las altas temperaturas en el catalizador causan una fuerte sinterización (o cambio en la estructura del catalizador) y va disminuyendo la actividad del mismo promoviendo la formación de subproductos.^[6]

- **Efecto de la recirculación y purga de gas.**

El proceso de síntesis de Metanol emplea el principio del lazo de recirculación. (Ver Fig. 11). El gas de síntesis (SG) que contiene suficiente hidrógeno para reaccionar con los óxidos de carbono es alimentado al lazo y circula continuamente. El gas fresco de reposición se sigue alimentando para mantener la producción de Metanol, esto trae como consecuencia que la temperatura en cada lecho catalítico también aumente.

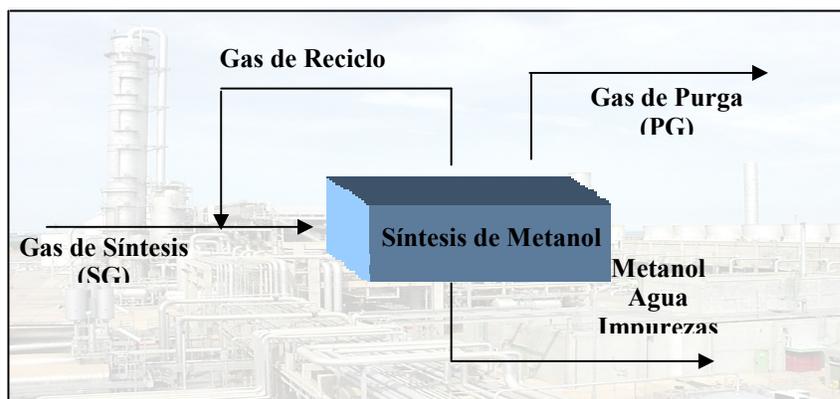


Fig. 11 Esquema que representa las corrientes que conforman el proceso de síntesis de metanol

La relación molar entre el hidrógeno y los óxidos de carbono en el Gas de síntesis (SG) es mucho mayor que la relación estequiométrica. La velocidad de síntesis de Metanol es proporcional al contenido de hidrógeno en el gas de síntesis (SG).

✦ **Gas de reciclo:** La relación gas de reciclo se define como la relación entre el flujo de gas de reciclo y el gas alimentado al reactor. La variación en la relación origina un cambio en el tiempo de contacto entre el gas y el catalizador. Si se incrementa la relación del gas de reciclo se logra aumentar la velocidad de producción del Metanol, reducir los puntos calientes del catalizador y reducir la temperatura a través de cada lecho. Será preferible mantener una alta relación de gas de reciclo desde el punto de vista de la vida del catalizador, porque la producción requerida podrá ser obtenida a la temperatura más baja del catalizador, alargando la vida del mismo ^[6].

✦ **Gas de purga (PG):** Para prevenir que los gases inertes (CH_4 , H_2) diluyan los reactantes y para eliminar el exceso de H_2 que no se convirtió en Metanol, existe una purga continua. Este gas de purga (PG) se emplea para controlar la composición en el lazo de síntesis, y dependiendo del aspecto económico del proceso, también se usa como combustible ^[6].

- **Efecto de la temperatura y presión en la reacción de síntesis.**

En la Fig. 12 se puede observar el efecto de la temperatura y la presión en el proceso de producción de Metanol. Un incremento de la presión de síntesis manteniendo la temperatura constante de reacción en el reactor, aumentará la rata de producción de Metanol, mientras que un incremento en la temperatura de reacción manteniendo la presión de síntesis constante genera una disminución en la conversión de metanol.

Un incremento en la temperatura catalítica dentro de su rango normal de operación aumenta la rata de producción de Metanol. Es decir, la temperatura del catalizador tiene una gran relación con la vida del catalizador; por esta razón, es importante mantener la temperatura requerida tan baja como sea posible, de manera de prolongar el período de vida útil del catalizador y que sea más favorable para el equilibrio de la reacción. Por supuesto, es necesario ir incrementando la temperatura gradualmente al aumentar el tiempo de uso del catalizador. ^[6]

La presión normalmente se mantiene constante con relación a la temperatura del catalizador. La presión es controlada ajustando la cantidad de inertes en el lazo de reciclo, el cual a su vez es controlado por el flujo del gas de purga (PG). Básicamente, cualquier fluctuación en el flujo del gas de reposición, la temperatura en las capas del catalizador y la relación de circulación causan muchos cambios en la presión. ^[6]

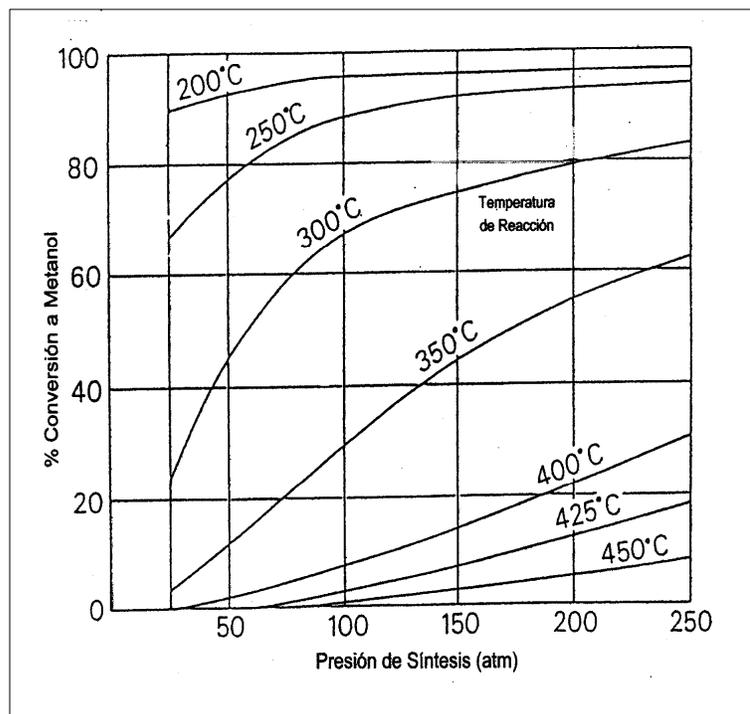


Fig. 12 Efecto de la temperatura y presión en la reacción de síntesis ^[7]

4.3.7 Destilación

El propósito de esta etapa es remover al Metanol Crudo (CMA) el agua y las impurezas generadas por las reacciones secundarias que son producidas simultáneamente en la reacción de síntesis de Metanol.

4.3.7.1 Descripción del Proceso de Destilación del Metanol

El Metanol crudo (CMA) almacenado en los tanques TK-802 A/B contienen aproximadamente 81% de Metanol, 18% de agua, una pequeña cantidad de impurezas orgánicas que son producidas simultáneamente en la síntesis de Metanol y también pequeñas cantidades de gases disueltos.

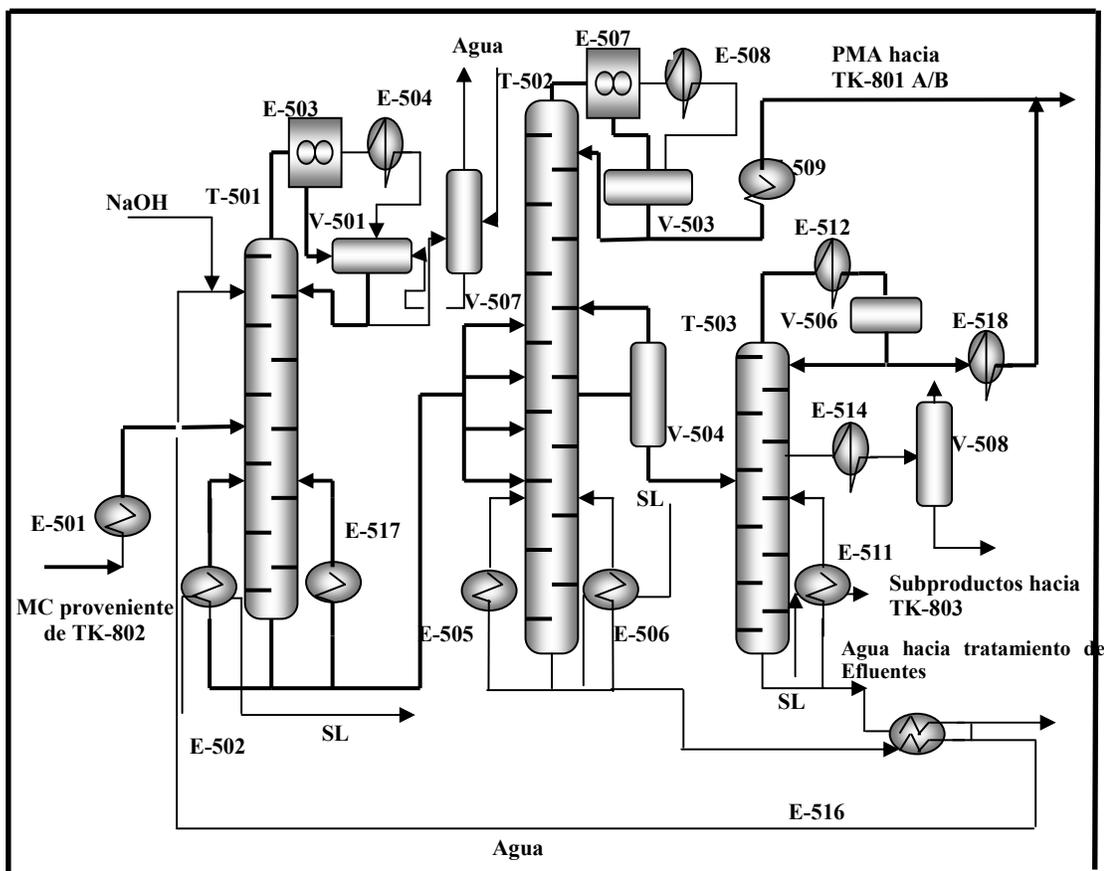


Fig. 13 Purificación del metanol

El Metanol crudo (CMA) es purificado en un sistema de tres (3) columnas de destilación las cuales operan ligeramente por encima de la presión atmosférica (ver Fig. 13):

⊕ Columna Estabilizadora T-501.

La T-501 es una columna de destilación de 60 platos en la cual se separan impurezas livianas tales como: Dimetil éter, formato de metilo, acetonas, ketonas e hidrocarburos livianos.

El Metanol crudo (CMA) es bombeado desde el tanque TK-802 utilizando las bombas P-802 A/B hacia el precalentador E-501 de donde sale a 68 °C vía la sección de alimentación de la columna estabilizadora ubicada en el plato N° 15.

El vapor que sale por el tope de la columna a 67 °C y que contiene las impurezas livianas mezcladas con Metanol pasa a través del condensador de tope E-503 y de allí al condensador parcial de tope E-504, donde el Metanol se condensa a 53°C y va al tambor del reflujo de la columna estabilizadora V-501, mientras que las impurezas livianas y gases disueltos son venteados a la atmósfera.

El líquido recolectado en el tambor de reflujo V-501, utilizando la bomba de reflujo P-502 A/B, es bombeado, una parte como reflujo al tope de la columna estabilizadora y otra al decantador de parafinas V-507 donde las parafinas son separadas mediante la adición de agua desmineralizadas (DMW).

Para hacer posible la separación de algunas impurezas livianas que forman mezclas azeotrópicas con el Metanol y que no es posible llevar a cabo mediante la destilación ordinaria, se adiciona en el plato N° 5 en forma continua una pequeña cantidad de agua recuperada, la cual actúa como agente de extracción.

El Metanol crudo (CMA) libre de impurezas livianas sale por el fondo de la columna estabilizadora y utilizando la bomba P-503 A/B, se introduce como alimentación a la columna de refinación T-502.

Aproximadamente el 65% del calor requerido para la operación de destilación en la columna estabilizadora es suministrado por el Gas reformado (RG) en el rehervidor E-517, mientras que el resto proviene del rehervidor de vapor de baja presión (SL) E-502. ^[11]

✦ Columna de Refinación T-502

La T-502 es una columna de refinación de 100 platos desde la cual aproximadamente el 95% del Metanol se retira como destilado. El Metanol crudo (CMA) estabilizado y libre de impurezas livianas, proveniente del fondo de la columna estabilizadora T-501, contiene cerca del 74% de Metanol, 26% de aguas y algunas impurezas pesadas tales como: alcoholes pesados y parafinas pesadas. Esta corriente a unos 80°C alimenta la columna de refinación T-502 simultáneamente en los platos 65, 70, 75 y 80.

Los vapores a 66°C son condensados en los condensadores de refinación E-507 y E-508. El Metanol líquido a 60°C es recibido en el tambor de reflujo de refinación V-503 y luego bombeado como reflujo a 65°C al tope de la columna, utilizando la P-504 A/B. Parte de este reflujo es retirado como Metanol producto (PMA), enfriado hasta 40°C en el enfriador de producto de refinación E-509 y enviado al tanque de producto terminado TK-801 A/B o C.

Las impurezas pesadas contenidas en el Metanol crudo (CMA), se concentran en el área por debajo de los platos de alimentación y son retiradas conjuntamente con Metanol como corte lateral en las cercanías del plato N° 88, a 86°C hacia el tambor de alimentación de la columna de recuperación V-504.

El agua es retirada por el fondo de la columna de refinación desde donde es bombeada por la P-515 A/B hacia el enfriador de fondo de destilación E-516, desde donde sale a 45°C. Parte de esta agua es utilizada en el tope de la columna estabilizadora T-501 y el resto se envía a la planta de tratamiento de efluentes líquidos.

Aproximadamente el 75% de calor utilizado en la columna de refinación T-502 es suministrado por el gas reformado (RG) en los rehervidores E-505 A/B, mientras que el resto proviene del rehervidor de vapores de baja presión E-506.^[11]

✦ Columna de Recuperación T-503.

La T-503 es una columna de destilación de 70 platos donde el Metanol contenido en el corte lateral de la columna de refinación T-502 es recuperado.

La función de esta columna T-503 es asegurar la operación estable de la columna de refinación y mejorar el rendimiento de la recuperación del Metanol producto (PMA).

El corte lateral de la columna de refinación contiene aproximadamente 68% de Metanol y 31% de agua e impurezas pesadas. Este corte a 86°C es bombeado desde el V-504 utilizando la bomba P-505 A/B como alimentación al plato N° 55 de la columna de recuperación T-503.

Los vapores de Metanol recuperado que salen por el tope de la columna a 66 °C son condensados en el condensador de recuperación E-512 y recibidos a 60 °C en el tambor de reflujo de recuperación V-506.

Este Metanol es luego bombeado utilizando la bomba P-506 A/B al tope de la columna como reflujo. Parte de este reflujo es retirado como Metanol producto

(PMA), enfriado hasta 40 °C en el enfriador de producto de recuperación E-518 y enviado al tanque de producto terminado TK-801 A/B ó C.

Las impurezas pesadas se encuentran en la sección ubicada por debajo del plato de alimentación y son retiradas conjuntamente con algo de Metanol no recuperado desde el Plato N° 57. Estos son luego enfriados hasta 40 °C en el enfriador de pesados E-514 y recibidos en el tambor receptor de subproductos TK-803.

El calor utilizado en la columna de recuperación T-503 es suministrado por el vapor de baja presión (SL) en el rehervidor E-511. El agua retirada por el fondo de la columna de recuperación desde donde es bombeado por la P-516 A/B hacia el enfriador de fondo de destilación E-516, desde donde sale a 45 °C y se mezcla con el agua recuperada del fondo de la columna de refinación T-502 para ser enviada a la planta de tratamiento de efluentes líquidos. ¹²¹

4.3.8 Almacenamiento y distribución

El propósito de esta sección es el almacenamiento tanto del producto intermedio Metanol Crudo (CMA) y producto terminado, Metanol producto (PMA), para luego ser despachado a través de barcos y cisternas.

4.3.8.1 Descripción del proceso de Almacenamiento y distribución

El Metanol producto (PMA) proveniente de la etapa de destilación es recibido y almacenado en los tanques de Metanol producto (PMA) TK-801 A/B/C. Estos son tanques de techo flotante con domo fijo con una capacidad de almacenamiento de 45.000 TM cada uno.

Los tanques están provistos de válvulas motorizadas en las líneas de llenado, recirculación y descarga de producto, las cuales están conectadas al sistema de cierre

automático por alto y remoto nivel así como el sistema de cierre de emergencia. Una vez el Metanol producto (PMA) en el tanque, éste se recircula a través de las bombas de descarga / recirculación P-801 A/B y se hace un muestreo para certificar su calidad, quedando listo para su despacho en barco o cisternas según sea el caso. La operación de carga en barcos se realiza por el terminal marino de PDVSA, a través de una línea que proviene de METOR.

La operación de carga de cisternas se realiza en la estación de llenado de gandolas situado en el costado Este del área de almacenamiento de Metanol producto (PMA), utilizando la bomba P-804. ^[11]

4.4 ESQUEMAS DISEÑADOS PARA INCREMENTAR LA PRODUCCIÓN EN UNA PLANTA DE METANOL

Muchos esquemas se han desarrollado para mejorar las eficiencias de las plantas, los cuales se encuentran relacionados con el incremento del suministro del gas de síntesis (SG) por un medio u otro, desde la más simple y sencilla como es la técnica de inyección de CO₂, hasta esquemas más complicados que incluyen la incorporación de nuevos equipos a las líneas de proceso o hasta la inversión para construir una nueva planta. En este caso en particular se explicará la Adición de CO₂ en la línea de Proceso.

4.4.1 Adición de CO₂ en la línea de proceso

De todos los esquemas para incrementar la producción de una planta de Metanol a partir de gas natural (NG), la adición de CO₂ es quizás la más atractiva tanto desde el punto de vista del costo de la inversión de capital como en términos del costo operativo. El gas de síntesis (SG) producido por el reformador del gas natural (NG) es rico en hidrógeno para la síntesis de Metanol. La adición de CO₂ proporciona un mayor balance estequiométrico de hidrógeno y de óxidos de carbono en el gas de

síntesis (SG) y permite que se produzca Metanol adicional sin la necesidad de modificar el circuito de síntesis de Metanol.

El CO₂ tiene un efecto interesante sobre la velocidad de reacción que debe ser tomado en cuenta cuando se evalúa la cantidad extra de Metanol que puede ser producida. A pesar de que se requiere una cantidad mínima de CO₂ en el gas de síntesis (SG) para que el catalizador alcance su requerida actividad, a niveles de altas concentraciones de CO₂ la actividad del catalizador del gas de síntesis (SG) es suprimida. Por lo que existe entonces un nivel óptimo de adición de CO₂ por encima del cual disminuye el incremento de producción adicional y este nivel óptimo es diferente de acuerdo con la sección que sea utilizada para la adición, las cuales pueden ser:

- La sección de reformación, específicamente en la línea de alimentación al reformador.
- La sección de compresión concretamente a la succión del compresor de gas de síntesis.

El otro factor que necesita ser tomado en consideración es el efecto de la adición de CO₂ en la eficiencia de conversión de carbono dentro del circuito de síntesis. A pesar de que la adición de CO₂ incrementa la producción, de manera adversa afecta la eficiencia del carbono. ^[6]

En ambos casos la tasa de adición óptima de CO₂ se determina con la cantidad de óxidos de carbono presente en la corriente de reposición alimentado al reactor y del costo del gas natural.

4.5 EQUIPOS CRÍTICOS DE PROCESO (CUELLOS DE BOTELLAS)

Un equipo crítico es aquel que afecta considerablemente la calidad del producto final, que interrumpe la capacidad operacional y/o limita la capacidad de Producción.

En la tabla 6 se presenta una clasificación de los equipos críticos del proceso.

Tabla N° 6 Clasificación de equipos críticos según su incidencia sobre el proceso

Equipo crítico que afecta la calidad del producto final	Equipo crítico que afectan la capacidad del proceso	Equipos críticos que afectan la continuidad operacional
Torres de Destilación	Reactor de Síntesis	Reformador
	Hidrogenador	
	Desulfuradores	Compresores
	Saturador	

Cabe señalar que los equipos antes mencionados incluyen los respectivos accesorios para su funcionamiento, como por ejemplo los rehervidores y los condensadores en las torres de destilación, bombas, ventiladores y turbinas.

Pareciera contradictorio clasificar al reactor de síntesis como un equipo que afecta directamente la capacidad del proceso y no la calidad del producto final, puesto que las reacciones de producción de metanol se llevan a cabo aquí. Sin embargo, un comportamiento irregular de éste basado en una poca conversión, solo afectaría la calidad del metanol crudo (CMA) y, a menos que la variación en la composición de CMA sea muy elevada, el proceso de destilación tiene la capacidad necesaria de absorber esa alteración y así obtener un producto de metanol dentro de especificaciones. Por esta razón, sola las torres de destilación son clasificadas como equipos críticos que afectan la calidad del producto final. Así pues, las variaciones

normales de proceso tales como temperatura y presión en el reactor de síntesis requieren como acción correctiva una disminución de carga.

El hidrogenador y los desulfuradores son equipos muy importantes, pues en ellos son retirados los compuestos de azufre que envenenan el catalizador de reformación y síntesis. Entonces, si las condiciones operacionales no son las adecuadas y estos equipos no trabajan eficientemente, podría presentarse la fuga de azufre, siendo necesario disminuir la carga para atenuar el problema hasta encontrar la causa de la mala operación.

El saturador (E-205) es el equipo que permite saturar con vapor de agua la corriente de gas natural de proceso, además de servir como caldera de alta presión. El reformador es el equipo que transforma el gas natural (NG) en una corriente de CO, CO₂ y H₂, necesaria para la síntesis de metanol. Los compresores son los que mantienen las presiones de operación del sistema garantizando las condiciones del proceso.

5. METODOLOGÍA

Esta sección del trabajo tiene la finalidad de describir la metodología que fue utilizada para el logro de los objetivos planteados de la presente investigación:

5.1 Se realizó la revisión bibliográfica, la cual abarcó el estudio detallado de cada una de las secciones que conforman el proceso de producción de metanol, permitiendo la identificación de equipos y de cada una de las corrientes que conforman el proceso.

5.2 Se realizó la revisión de diagramas de flujo de proceso (DFP) y de los diagramas de tuberías e instrumentación (DTI), de los cuales se obtuvo conocimientos sobre las condiciones de operación de Diseño. De igual manera, mediante los diagramas se identificaron: controladores e indicadores de flujo, temperatura y presión, así como analizadores en línea involucrados en el proceso.

5.3 Se realizó la recopilación de información técnica asociada a las condiciones de operación del proceso:

5.3.1 Datos Analíticos y Operacionales: Estos involucran la información referente a valores de flujo de proceso, composiciones, temperatura y presión, de cada una de las corrientes de interés con el cual se desarrolló el proyecto.

5.3.2 Hojas de Datos de Equipos de Proceso (Data Sheets): las cuales permitieron obtener las variables y parámetros característico de cada equipo a ser evaluado

Esta información fue obtenida de los archivos de las siguientes áreas:

- Gerencia de Planta, Gerencia de Operaciones y Gerencia Técnica
- Sala de Control.
- Centro de Información Técnica (CIT).
- Sistema de Aplicaciones y Productos

Toda esta información recolectada se encuentra reportada en el Apéndice B.

5.4 Por requerimientos de la empresa se establecieron las secciones posibles de inyección de CO₂ y los flujos óptimos para cada una de las alternativas.

Los puntos establecidos fueron:

- **La sección de Reformación:** específicamente a la entrada del saturador: Con el fin de aprovechar la saturación del gas dentro de este y evitar suministrar mayor cantidad de vapor de alta presión aguas arriba de la alimentación al reformador.
- **La sección de compresión de gas de síntesis:** Para acondicionar el gas de síntesis a la presión y temperatura necesarias para que se de la conversión de Metanol.

Los flujos de la corriente lateral de CO₂ y condiciones de operación establecidos por la empresa para que se llevase a cabo la evaluación del proyecto se encuentran reportados en el Apéndice B.

5.4.1 Se seleccionaron los equipos considerados críticos por capacidad y continuidad operacional, para la evaluación del proyecto de inyección de CO₂, los mismos son presentados en la tabla N° 7

Tabla N° 7: Equipos críticos en la evaluación del proyecto.

Equipo	Servicio
Zona Convectiva del horno reformador	
K-201	Ventilador de tiro Inducido
K-201-T	Turbina de propulsión del ventilador de tiro inducido
K-202	Ventilador de tiro forzado
K-202-T	Turbina de propulsión del ventilador de tiro forzado
Zona de Compresión de Gas de Síntesis	
K-301	Compresor de gas de síntesis
K-301-T	Turbina de accionamiento del compresor de gas de síntesis
K-302	Compresor recirculador del lazo de Síntesis
K-302-T	Turbina del compresor de recirculador

5.5 Se realizaron balances de masa y energía a las condiciones actuales de operación y considerando la corriente lateral de CO₂ para cada uno de los casos de estudio.

A continuación se explicará más detalladamente, el procedimiento que se llevó a cabo para obtener los balances de masa y energía en cada uno de los casos de estudio.

5.5.1 Balances de masa y energía a condiciones actuales de operación.

5.5.1.1 Balances de Masa a las condiciones actuales de Operación

El balance de masa a las condiciones actuales de operación, fue realizado utilizando como herramienta de cálculo un programa de computación desarrollado en Metor en el lenguaje Visual Basic, apoyado en la hoja de cálculo de Excel.

Para llevar a cabo este balance, fueron introducidas las variables necesarias para la compilación del programa, representadas por: composición y flujo de la corriente

Metodología

A partir de la ecuación general de balance de masa para un sistema en estado estacionario, es decir, donde no hay acumulación (Ec.23) se determinó el flujo de los gases de combustión.

$$\begin{aligned} \text{entra} + \text{genera} &= \text{sale} + \text{consume} \\ \text{sale} &= \text{entra} + \text{genera} - \text{consume} \end{aligned} \quad (\text{Ec.23})$$

Con la ecuación (Ec.24), se calculó la composición de los gases de combustión que salen del horno reformador:

$$\% \text{ molar del componente} = \frac{\text{flujo molar del componente}}{\text{flujo molar total}} * 100 \quad (\text{Ec. 24})$$

5.5.1.3 Balance de energía a las condiciones actuales de operación.

Este balance se realizó en la sección de reformación del lado de los gases de combustión, con la finalidad de determinar el calor absorbido dentro del horno reformador por la corriente de gas de proceso, previo a ello se determinaron las entalpías de todas las corrientes involucradas: aire, gases combustibles (FNG y FPG) y gases de combustión.

La ecuación que define el balance de energía es la representada por la ecuación (Ec.25)

Donde:

$$(\sum \text{entalpia de la corriente de entrada}) - (\sum \text{entalpia de la corriente de salida}) + (\text{calor generado}) = 0 \quad (\text{Ec.25})$$

5.5.2 Balance de masa y energía considerando la corriente de inyección de CO₂

5.5.2.1 Balance de masa

Metodología

Se realizaron los balances de masa y energía considerando las corrientes de inyección de CO₂ que fueron planteadas para el estudio de la presente investigación,

tomando como base la corriente de alimentación de NG presente a condiciones actuales de operación de la planta.

Estos balances se realizaron de igual forma que el balance de masa a las condiciones actuales de operación de la planta, bajo el uso del mismo programa e introduciendo las mismas variables para la compilación del mismo, ahora tomando en cuenta: composición y flujo de la corriente de inyección lateral de CO₂, y las condiciones de operación del horno reformador: relación vapor/carbono (s/c), fuga de metano, presión y temperatura de las corrientes de entrada y salida de esta sección; es importante señalar que las variables del horno fueron fijadas en sus valores óptimos de operación. Estos valores fueron tomados del Apéndice B.

5.5.2.2 Balance de energía

El balance de energía estuvo enfocado en determinar el contenido calórico necesario para que se de la reacción en el horno reformador a la condición óptima.

Esto se hizo con la finalidad de comparar este resultado con la cantidad de calor que desprende la reacción de combustión a las condiciones actuales de operación y establecer el comportamiento que tendrían las corrientes involucradas en la reacción de combustión una vez inyectado el CO₂.

5.5 Se evaluó el impacto del proyecto de inyección de CO₂ mediante la realización de las siguientes actividades:

5.6.1 Se estimaron las capacidades de los equipos para manejar los nuevos flujos de las corrientes de proceso, esto se realizó mediante la revisión de las hojas de datos

Metodología

de los equipos de proceso (Data Sheets), ubicando en ellas las condiciones máximas de operación de cada equipo.

5.6.2 Se compararon las capacidades actuales frente a las capacidades necesarias para manejar los nuevos flujos de proceso, logrando con ello determinar el comportamiento de los equipos frente a aumentos de carga.

5.6.3 Una vez determinado el comportamiento de los equipos frente a los cambios, se identificaron los equipos que limitan la implantación.

5.6.4 Se identificó la sección óptima de la planta en la cual la inyección de CO₂ maximiza la producción y minimiza los cambios en las líneas de proceso.

5.7 Se utilizó el programa de Diseño Visio para la elaboración del diagrama de flujo preliminar que incluye el punto de inyección seleccionado como óptimo para la adición de CO₂.

6. RESULTADOS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

En esta sección se presentan y analizan los resultados obtenidos para la evaluación del proyecto de inyección de CO₂, a través del análisis de cada una de las alternativas establecidas que cubren los objetivos de esta investigación.

6.1 Balances de Masa y Energía

Los Diagramas de Flujo de Proceso (DFP) se encuentran reportados en el Apéndice A, para cada uno de los casos de estudio.

6.1.1 Balance a Condiciones Actuales

A continuación se presenta el análisis de los resultados obtenidos luego de haber desarrollado el balance de masa a las condiciones actuales de operación (*). Este fue realizado con la finalidad de determinar las variaciones presentes en el proceso comparadas con las condiciones de operación de diseño.

En la tabla N° 8 se presenta la información de los flujos de las corrientes principales que conforman el proceso de producción de metanol.

Tabla N° 8: Comparación de la alimentación de NG entre las condiciones de diseño y las condiciones actuales de operación

Corriente	Diseño	Actual	% Des ^(**)
Gas Natural de Proceso (kmol/h)	3094	3335	-7,8
Gas Natural Combustible (kmol/h)	205	200	2,3
Gas de alimentación al reformador (kmol/h)	3312	3535	-6,8
Mezcla de PNG y Vapor (kmol/h)	13175	14159	-7,5
Gas Reformado Húmedo (kmol/h)	18878	19993	-5,9
Gas Natural Combustible hacia Reformación (kmol/h)	571	779	-36,5
Gas Reformado Seco (kmol/h)	12775	13179	-3,2
Gas de Purga (kmol/h)	2940	2759	6,2
Metanol Crudo (Ton/h)	2200	2334	-5,1
Gas de Purga Combustible hacia Reformación (kmol/h)	2780	2483	10,7

(*) En el Apéndice A-1 se presenta el balance de masa a las condiciones actuales de operación

(**) % Desviación es respecto a las condiciones de diseño.

Resultados y Discusión de Resultados

A partir de los resultados reportados en la tabla anterior, se puede observar que la planta se encuentra operando por encima de las condiciones de diseño como consecuencia directa del incremento del gas natural de proceso en un 7,8 % sobre su valor de diseño, lo cual se traduce a un incremento en la producción de CMA del 5,1 %.

Las mayores desviaciones presentes en el proceso corresponden al flujo de gas natural combustible (36,5 %) y de gas de purga combustible (10,7 %), lo cual indica el alto requerimiento de combustible para la reformación de gas natural de proceso a las condiciones actuales de operación, esto es consecuencia del incremento de carga en el reformador. El resto de las corrientes muestran desviaciones entre el 5% y el 9% e incluso se presentan algunas que aun no alcanzan su condición de diseño.

6.1.2 Balances de masa y energía con Inyección de CO₂

Los balances de masa fueron realizados tomando como base la misma cantidad de gas natural de proceso (3335 Kmol/h), ya que el objetivo era evaluar la influencia de CO₂ en el incremento de producción de metanol, bajo las mismas condiciones de alimentación de gas natural de proceso manejadas actualmente.

6.1.2.1 Balance de Masa con inyección de CO₂ en la sección de Reformación (*)

En la tabla N° 9 se presenta el efecto de adición de CO₂ en la producción de CMA. En ella se puede apreciar que al ser inyectado CO₂ en reformación se obtiene un incremento en la producción de metanol de 9,7 % sobre la producción actual. Cabe destacar que el incremento esperado era del 5%, por lo cual la adición de CO₂ en esta sección supera las expectativas en lo que respecta a la producción total de CMA.

(*) %Des es respecto a las condiciones de diseño

(**) En el Apéndice A-2 se encuentra con más detalle cada una de las corrientes.

Resultados y Discusión de Resultados

Tabla N° 9: Producción de Metanol con inyección de CO₂ en reformación

Corriente	Actual	Inyección en Reformación	% Des ^(*)
Metanol Crudo (Ton/h)	2334	2564	-9,7

En la tabla N° 10 se presenta la información de las corrientes principales del proceso de producción de metanol obtenidas con la inyección de CO₂.

Tabla N° 10: Corrientes principales de proceso ante la inyección de CO₂ en la sección de reformación.

Corriente	Inyección de CO ₂ en Reformación ^(*)
Gas Natural de Proceso (kmol/h)	3335
Gas de Purga hacia HDS (kmol/h)	238
Gas de alimentación al reformador (kmol/h)	4095
Mezcla de PNG y Vapor (kmol/h)	14788
Gas Reformado Húmedo (kmol/h)	20652
Gas Reformado Seco (kmol/h)	13503
Gas de Purga (kmol/h)	1570
Metanol Crudo (Ton/h)	2568
Gas de Purga Combustible hacia Reformación (kmol/h)	1308
Gas de Reciclo (kmol/h)	75615

A continuación se presentan los aspectos más importantes observados en el balance de masa con inyección de CO₂ en esta sección:

- Como consecuencia directa de inyectar CO₂ en esta sección, se tiene un incremento en los óxidos de carbono e hidrógeno en la corriente de gas reformado (corriente 6)^(**), permitiendo que la corriente de gas de síntesis tenga un mayor balance estequiométrico entre estos compuestos, favoreciendo así la producción de CMA.

(*) %Des es respecto a las condiciones de diseño

(**) En el Apéndice A-2 se encuentra con más detalle cada una de las corrientes.

Resultados y Discusión de Resultados

- La corriente del tope del separador de metanol (V-402), contiene una mayor composición de óxidos de carbono, por lo que se da un incremento en el flujo de la corriente de reciclo en la sección de síntesis (corriente 33), para aumentar así la conversión de metanol

- La corriente de gas de purga también se ve afectada con una disminución de su flujo, esto como consecuencia del aumento del gas de reciclo en la zona de síntesis, así como también presenta una disminución en la composición de H₂, por lo que es necesario aumentar el flujo de gas de purga hacia HDS (corriente 2) con lo cual se garantiza la remoción del azufre de la corriente de gas natural de proceso.

- El incremento de gas de purga hacia HDS (corriente 2) origina una disminución del flujo de gas purga combustible hacia reformación.

6.1.2.2 Balance de Masa con inyección de CO₂ en la sección de compresor de síntesis (*)

En la tabla N° 11 se presenta el efecto que tiene la adición de CO₂ a la entrada del compresor de síntesis en la producción de metanol crudo.

Tabla N° 11 Producción de Metanol con inyección de CO₂ en la sección de síntesis

Corriente	Actual	Inyección en Síntesis	% Des
Metanol Crudo (Ton/h)	2334	2460	-5,4

En la tabla anterior se observa que al inyectar CO₂ en esta sección se obtiene una producción de CMA 5,4 % mayor a la producción actual. Es importante señalar que

(*) %Des es respecto a las condiciones de diseño

(**) En el Apéndice A-2 se encuentra con más detalle cada una de las corrientes.

Resultados y Discusión de Resultados

el incremento obtenido en la producción de metanol se encuentra por encima del valor esperado por la empresa.

A continuación se presenta la tabla N° 12 en la cual se reportan las corrientes más importantes del proceso de producción de metanol, obtenidas con la inyección de CO₂.

Tabla N ° 12: Comparación de las corrientes principales de proceso ante la inyección de CO₂ en la sección de síntesis.

Corriente	Inyección de CO en Síntesis
Gas Natural de Proceso (kmol/h)	3335
Gas de Purga hacia HDS (kmol/h)	264
Gas de alimentación al reformador (kmol/h)	3599
Mezcla de PNG y Vapor (kmol/h)	14286
Gas Reformado Húmedo (kmol/h)	20160
Gas Reformado Seco (kmol/h)	13670
Gas de Purga (kmol/h)	1981
Metanol Crudo (Ton/h)	2466
Gas de Purga Combustible hacia Reformación (kmol/h)	1693
Gas de Reciclo (kmol/h)	76553

A continuación se presentan los aspectos más importantes observados en el balance de masa con la inyección de CO₂ en la entra del compresor de síntesis:

- La inyección de CO₂ en esta sección, genera un incremento directo de los óxidos de carbono en la corriente de gas de síntesis, proporcionando un mayor balance estequiométrico entre el hidrógeno generado en la reformación y estos compuestos, obteniéndose así una mayor conversión de metanol.
- Al presentarse una mayor composición de óxidos de carbono en la corriente de salida del separador de metanol (V-401)**), el flujo de gas de reciclo (corriente 33)**), presenta un incremento, esto con la finalidad de obtener un mayor rendimiento en la producción de CMA.

(*) %Des es respecto a las condiciones de diseño

(**) En el Apéndice A-3 se encuentra con más detalle cada una de las corrientes.

Resultados y Discusión de Resultados

- El flujo de la corriente de gas de purga (corriente 35) disminuye, como consecuencia del aumento del gas de recicló en la zona de síntesis, así como también presenta una disminución en la composición de H₂, es por ello que es necesario aumentar el flujo de gas de purga hacia HDS (corriente 2) con lo cual se garantiza la remoción del azufre de la corriente de gas natural de proceso.
- El incremento de gas de purga hacia HDS (corriente 2) origina una disminución del flujo de gas de purga combustible hacia reformación (corriente 41).

6.1.2.3 Balance de Energía

En el horno reformador existe una transferencia de calor asociada a la energía que desprende la reacción de combustión, la cual es utilizada como energía de calentamiento para que se lleve a cabo la reacción de reformación.

A continuación se presenta la tabla N° 13 en donde se muestran los valores asociados al calor desprendido en la combustión (calculado para las condiciones actuales, debido a que no es posible determinar el mismo tomando en cuenta la inyección de CO₂) y el calor requerido de la corriente del lado proceso, considerando ambos casos de inyección de CO₂.

Tabla N ° 13: Calor requerido en la inyección de CO₂ y Calor desprendido en la combustión

Q requerido (MMkcal/h)	$\Delta H_{\text{combustión}}$ (MMkcal/h) Inyección en reformación	% Des	$\Delta H_{\text{combustión}}$ (MMkcal/h) Inyección en síntesis	% Des
-210,5	213,4	-1,4	204,6	2,8 %

(*) %Des es respecto a las condiciones de diseño

Resultados y Discusión de Resultados

Para el caso en que se inyecta CO₂ en la sección de reformación se tiene que el calor requerido para que se lleve a cabo la reacción se encuentra un 1,4 % por encima del calor que requiere actualmente la corriente para que se lleve a cabo la reacción de reformación, esta variación permite inferir que se necesita aumentar el flujo de combustibles para cubrir la energía requerida y que ocurra eficientemente la reacción en el horno reformador, este incremento de combustible, trae asociado una mayor producción de gases de combustión y un mayor consumo de aire.

En el caso de inyección de CO₂ en la sección de compresión del gas de síntesis, el calor requerido se encuentra 2,8 % por debajo de la energía requerida actualmente para que se lleve a cabo la reacción de reformación, por lo cual se puede deducir que el flujo de gas combustible para este caso será menor al manejado actualmente, lo cual se traduce en una menor cantidad de gases de combustión producidos y de aire consumido.

6.2 Equipos involucrados en la evaluación del proyecto

6.2.1 Compresores y turbinas

A continuación se presentan los resultados obtenidos de la evaluación de los compresores y turbinas a fin de verificar sus condiciones actuales de operación con respecto a las condiciones de diseño, permitiendo con ello determinar los equipos que están trabajando sobre su condición límite de operación. Además se muestra el comportamiento de los equipos después de la adición de CO₂ en cada uno de los casos de estudio, permitiendo establecer las holguras o limitaciones del proyecto.

6.2.1.1 Ventilador de Tiro Inducido K-201

En la tabla N° 14 se presentan las condiciones de operación del ventilador del tiro inducido K-201 a las condiciones de diseño, comparándolas con las condiciones actuales de operación.

(*) %Des es respecto a las condiciones de diseño

Tabla N° 14: Condiciones de operación del ventilador de Tiro Inducido K-201

	Diseño	Actual	%Des
Flujo de Gases de Combustión (Ton/h)	601	447	25,5
Presión de Succión (mmH ₂ O)	-370	-415	-12,2
Temperatura de descarga (°C)	180	191	-6,1
Velocidad (r.p.m)	927	910	0,02
Potencia (KW)	1305	1045	19,9

En la tabla anterior se puede verificar que el ventilador se encuentra operando con una presión 12,2 % por encima de su capacidad nominal de diseño y una temperatura de descarga 6,1 % mayor a la de diseño, a pesar que se encuentra manejando un flujo de gases de combustión 25,5 % menor a su valor máximo de diseño. Estas desviaciones se encuentran asociadas a que en el momento de realizarse la evaluación, había una obstrucción por corrosión en la zona convectiva del reformador, lo cual origina que el ventilador aumente su presión de succión para poder extraer los gases de combustión de la zona convectiva del horno, y el aumento de temperatura es consecuencia del aumento del tiempo de paso de los gases por la zona convectiva del reformador, debido a la obstrucción antes mencionada. Por lo cual en las condiciones actuales de operación en la que se encuentra trabajando este equipo representa un cuello de botella para cualquier cambio requerido.

La evaluación de este equipo frente a la inyección de CO₂, para cada alternativa se hizo tomando como referencia lo establecido en el balance de energía realizado en el horno reformador, ya que mediante éste se estableció el comportamiento del flujo de gases de combustión, realizándose un análisis cualitativo.

En el caso de inyección de CO₂ en la sección de reformación hay un incremento de los gases de combustión, comparados a los obtenidos a las condiciones actuales de operación, sin embargo a pesar de que el valor del flujo de gases combustión no se

(*) %Des es respecto a las condiciones de diseño

Resultados y Discusión de Resultados

puede cuantificar se infiere que este no alcanzará la condición máxima de diseño del equipo, dado a lo establecido por el balance de energía, se puede decir que el flujo de gases de combustión se incrementará un 1,4 % sobre el flujo de gases de combustión actuales. .

Para el caso de inyección de CO₂ en la sección de compresión de síntesis, el comportamiento del flujo de gases de combustión es opuesto a lo que se presenta en el otro caso de estudio, es decir, este flujo se encuentra por debajo del determinado a las condiciones actuales de operación del equipo, debido a que la energía necesaria para la reformación se encuentra 2,8 % por debajo a la energía requerida a condiciones actuales de operación, lo cual garantiza que el equipo operará de forma eficiente

A partir de lo señalado anteriormente, se puede decir que para ambos casos de estudio, el equipo podrá operar satisfactoriamente, ya que el flujo de gases de combustión en ambos casos se encontrará por debajo de las condiciones especificadas por diseño.

6.2.1.3 Turbina del Ventilador de Tiro Inducido K-201- T

En la tabla N° 15 se presentan las condiciones de operación de la turbina del ventilador del tiro inducido K-201, a las condiciones de diseño, comparándolas con las condiciones actuales de operación.

Tabla N° 15: Condiciones de operación de la turbina del ventilador de Tiro Inducido K-201-T

	Diseño	Actual	% Des
Flujo de Vapor (Ton/h)	17	22	-30,9
Presión de Succión (kgf/cm ²)	26	26	0,0
Temperatura (°C)	335	335	0,0
Velocidad (r.p.m.)	5126	4890	4,4

(*) %Des es respecto a las condiciones de diseño

Resultados y Discusión de Resultados

Como se observa en la tabla anterior, actualmente los parámetros de operación de la turbina K-201-T se encuentran dentro de sus límites de diseño, excepto por el consumo de vapor que se encuentra 30,9 % por encima del valor establecido por diseño, este incremento en el flujo de vapor se debe a que la turbina debe soplar más fuerte para poder arrastrar los gases de combustión, debido a la obstrucción en el intercambiador de calor E-221.

En lo que respecta al caso de inyección de CO₂, se puede decir que éste no presentará ninguna limitación, ya que todos los parámetros de operación del equipo se encontrarán por debajo de las condiciones de diseño, este comportamiento está asociado al buen funcionamiento del ventilador K-201 para estas condiciones de operación.

6.2.1.3 Ventilador de Tiro Forzado K-202

En la tabla N° 16 se presentan las condiciones de operación del ventilador de tiro forzado K-202,.

Tabla N° 16: Condiciones de operación del ventilador de tiro forzado K-202

	Diseño	Actual	%Des
Flujo de Aire (Ton/h)	568	505	11,0
Presión de Succión (mmH ₂ O)	-80	-33	-58,9
Temperatura de del aire (°C)	40	28	29,7
Presión de Descarga (mmH ₂ O)	300	280	6,7
Velocidad (r.p.m)	893	844	5,4
Potencia (KW)	746	574	23,1

En la tabla anterior se puede observar que todos los parámetros de operación de este equipo se encuentran dentro de los límites de operación establecidos, excepto la presión de succión la cual muestra una desviación de un 59 % sobre su valor de diseño, esta desviación obedece a la obstrucción del intercambiador de la zona de

(*) %Des es respecto a las condiciones de diseño

Resultados y Discusión de Resultados

convección E-221, lo cual ocasiona un mayor esfuerzo para introducir el aire en la zona de reformación, ocasionando este incremento de presión a la entrada del ventilador.

Actualmente el ventilador maneja el 88,9 % del flujo de aire permitido por diseño, correspondiente al 94,6 % de su velocidad máxima permitida y al 77,8 % de la potencia requerida para su diseño.

El comportamiento del ventilador K-202, frente a la adición de CO₂, se encuentra asociado a lo establecido por el balance de energía, es decir, que para el caso de inyección en la zona de reformación, la cantidad de aire manejado por este ventilador será mayor que el presente a condiciones actuales, pero a su vez menor al máximo de operación del equipo. En el caso de la inyección de CO₂ en la sección de síntesis el aire será menor al manejado a las condiciones actuales de operación del equipo.

Por lo expuesto anteriormente se puede decir que este equipo no representará una limitación al momento de considerar la inyección de CO₂.

6.2.1.4 Turbina del ventilador de Tiro Forzado K-202-T

En la tabla N° 17 se presentan las condiciones de operación de la turbina ventilador de tiro forzado K-202-T, a las condiciones de diseño, comparándolas con las condiciones actuales de operación

Tabla N° 17: Condiciones de operación de la turbina del ventilador de tiro forzado K-202-T

	Diseño	Actual	%Des
Flujo de Vapor (Ton/H)	12	11	11,0
Presión de Succión (kgf/cm ²)	49	27	45,7
Temperatura (C)	335	330	1,4
Velocidad (r.p.m.)	5126	432	7,1

(*) %Des es respecto a las condiciones de diseño

Todos los parámetros de este equipo se encuentran operando en la actualidad dentro sus límites de diseño. La velocidad de la turbina se ubica en un 92,8 % de su valor de diseño, mientras que el consumo de vapor se encuentra al 88,8 % del valor de diseño, lo cual indica que el equipo actualmente se encuentra trabajando con holgura.

El comportamiento de la turbina K- 202 T ante la inyección de CO₂ se encuentra determinado por el comportamiento del ventilador frente a este caso de estudio, por lo cual se puede decir que este equipo no presentará limitaciones al momento de implantar el proyecto de inyección de CO₂.

6.2.1.5 Compresor de gas de síntesis K-301

En la tabla N° 18 se presentan las condiciones de operación del compresor de gas de síntesis, comparándolas con las condiciones actuales de operación y con las alternativas de inyección de CO₂.

Como se puede observar el comportamiento actual de este equipo es óptimo, ya que todos sus parámetros, se encuentra por debajo de los especificados por diseño. La potencia requerida por el equipo se encuentra ubicada en un 96,47 % de su condición de diseño, esta exigencia responde al aumento del peso molecular en el gas de síntesis, dado el incremento de carga en el reformador.

Es importante señalar que en la evaluación de este equipo, para la inyección de CO₂ se establecieron como variables fijas la presión y la temperatura de cada una de las etapas de compresión, fijándose las mismas en su condición máxima de diseño, para poder determinar así, el efecto del cambio de composición que conlleva la adición de CO₂ en el gas de síntesis.

(*) %Des es respecto a las condiciones de diseño

Resultados y Discusión de Resultados

Tabla N° 18: Condiciones de Operación del compresor de gas de síntesis K-301

	Diseño	Actual	%Des	Inyección de CO ₂ en Ref	%Des ^(*)	Inyección de CO ₂ en Sin	%Des ^(*)
Flujo de Gas Reformado (Ton/h)	160	134	16,3	153	4,3	152	4,8
1ª Etapa							
Presión de Succión (kgf./cm ²)	17	16	6,1	17	0,0	17	0,0
Temperatura de Succión (°C)	39	36	8,6	39	0,0	39	0,0
Presión de Descarga (kgf./cm ²)	37	35	5,2	37	0,0	37	0,0
Temperatura de Descarga (°C)	135	128	5,3	135	0,0	135	0,0
2ª Etapa							
Temperatura de Succión (°C)	39	35	10,2	39	0,0	39	0,0
Presión de Descarga (kgf/cm ²)	64	62	2,8	63	0,0	63	0,0
Temperatura de Descarga (°C)	102	98	4,7	102	0,0	102	0,0
3ª Etapa							
Temperatura de Succión (°C)	39	35	10,6	39	0,0	39	0,0
Presión de Descarga (kgf/cm ²)	103	97	6,0	103	0,0	103	0,0
Temperatura de Descarga (°C)	97	86	13,5	97	0,0	97	0,0
Potencia (KW)	25768	24858	3,5	26283	-2,0	26160	-1,5

En la tabla anterior, se puede observar que para ambos casos se presenta una desviación en la potencia exigida por el compresor para manejar los nuevos flujos de gas de síntesis, aunque los mismos se encuentran por debajo del flujo máximo de diseño. Esto se debe a los cambios de composición de la corriente de gas de síntesis a causa de la inyección de CO₂.

(*) %Des es respecto a las condiciones de diseño

Resultados y Discusión de Resultados

A pesar de que el flujo de gas de síntesis manejado cuando se realiza la inyección de CO₂ en reformación es menor que en el caso de inyección de CO₂ en la etapa de síntesis, el compresor necesita mayor potencia para manejar menor cantidad de este flujo, esto se debe a que el gas de síntesis obtenido con la inyección en reformación contiene mayor concentración de metano y de óxidos de carbono, lo cual origina un gas más pesado, con mayor peso molecular, por lo cual la potencia de la turbina tiene que ser incrementada.

6.2.1.6 Turbina del compresor de gas de síntesis K-301- T

En la tabla N° 19 se presentan las condiciones de operación de la turbina del compresor de gas de síntesis K-301-T, a las condiciones de diseño, comparándolas con las condiciones actuales de operación y con las alternativas de inyección de CO₂.

Tabla N° 19: Condiciones de operación de la turbina del compresor de gas de síntesis K-301 –T

	Diseño	Actual	%Des	Inyección de CO ₂ en Ref	%Des(*)	Inyección de CO ₂ en Sin	%Des(*)
Flujo de Vapor de alta presión (Ton/h)	275	204	25,9	289	-4,9	285	-3,6
Flujo de Vapor de extracción (Ton/h)	215	153	28,8	159	26,0	161	25,1
Presión, Entrada de Vapor de Alta (kgf/cm ²)	105	103	1,9	105	0,0	105	0,0
Temperatura de descarga de media (°C)	350	352	-0,6	350	0,0	350	0,0
Presión de descarga de vapor de media (kgf/cm ²)	27	27	0,0	27	0,0	27	0,0

(*) %Des es respecto a las condiciones de diseño

Resultados y Discusión de Resultados

Como se puede observar en tabla N° 17 la turbina del compresor de gas de síntesis K-301 T se encuentra operando dentro de sus límites de diseño. El consumo de vapor corresponde al 72 % de su valor máximo permitido, mientras que el flujo de vapor de extracción alcanza el 62% de su valor de diseño. Por otro lado este equipo muestra una temperatura de extracción de vapor de media con una desviación de 0,60 % sobre su valor de diseño.

Para ambos casos de inyección de CO₂ se presentan desviaciones del vapor de alta presión y del vapor de extracción sobre los valores de diseño. El flujo de vapor de alta presión y de vapor de extracción se ven incrementados a medida que aumenta el flujo de gas de síntesis, aunque la turbina tendrá una mayor exigencia para el caso de inyección de CO₂ en reformación por ser este gas mucho más pesado, obteniéndose un comportamiento similar al presentado por el K-301 para este caso de estudio.

6.2.1.7 Compresor de gas de recicló K-302

En la tabla N° 18 se presentan las condiciones de operación del compresor de gas de recicló K-302, a las condiciones de diseño, comparándolas con las condiciones actuales de operación y con las alternativas de inyección de CO₂.

Como se puede observar en la siguiente tabla, el compresor de gas de recicló se ha encontrado trabajando dentro del rango apropiado de operación. El flujo manejado corresponde al 90,7 % del flujo permitido según diseño y la potencia requerida se encuentra en el 97,3 % del diseño.

(*) %Des es respecto a las condiciones de diseño

Tabla N° 20: Condiciones de operación del compresor de gas de recicló K-302

	Diseño	Actual	%Des	Inyección de CO ₂ en Ref	%Des (*)	Inyección de CO ₂ en Sin	%Des(*)
Flujo de Gas de Reciclo (KNm ³ /h)	1825	1654	9,3	1695	7,1	1716	6,0
Temperatura de succión (°C)	45	41	8,4	45	0,0	45	0,0
Presión de Succión (kgf/cm ²)	104	92	11,2	97	6,0	99	4,7
Temperatura de Descarga (°C)	54	49	9,4	54	-0,2	54	-0,2
Presión de Descarga (kgf/cm ²)	113	97	13,8	108	4,5	107	5,1
Potencia (r.p.m)	5388	5234	2,8	5362	0,4	5386	0,0

Se puede observar que este equipo no ofrece limitación a la hora de implantar el proyecto de inyección de CO₂, ya que todos sus valores de operación se encuentran por debajo del diseño. Es importante señalar que en ambos casos hay mayor concentración de gas inerte en el lazo de recirculación por lo que la presión debe ser controlada ajustando el flujo de gas de purga.

6.2.1.8 Turbina del Compresor de gas de recicló K-302 T

En la tabla N° 19 se presentan las condiciones de operación de la turbina del compresor de gas de síntesis K-302-T, a las condiciones de diseño, comparándolas con las condiciones actuales de operación y con las alternativas de inyección de CO₂.

En la tabla N° 21 se puede observar que todos los parámetros de operación de la turbina K- 302 T se encuentran dentro de los límites de operación establecidos, excepto por las condiciones de entrada del vapor de media presión alimentado a la

(*) %Des es respecto a las condiciones de diseño

Resultados y Discusión de Resultados

turbina y cuyos límites de diseño ya fueron alcanzados, sin embargo esta condición no representa ninguna limitación en la operación del equipo.

En cuanto a las condiciones de entrada del vapor de baja, solo la presión se encuentra sobre el valor de diseño.

Por otro lado la turbina K-302 T se encuentra operando a un 96,5 % de su valor máximo de velocidad permitida, lo cual indica que solo se cuenta con una holgura de 3,5 %.

Tabla N° 21: Condiciones de operación de la turbina del compresor de gas de síntesis

	Diseño	Actual	%Des	Inyección de CO ₂ en Ref	%Des	Inyección de CO ₂ en Sin	%Des
Flujo de Vapor de media presión (Ton/h)	18	13	26,4	16	13,3	15	17,7
Flujo de Vapor de baja presión (Ton/h)	32	28	12,6	32	0,0	29	9,4
Temperatura de Entrada de Vapor de Media (°C)	334	336	-0,7	334	0,0	334	0,0
Presión de Entrada de Vapor de media (kgf/cm ²)	26	26	-2,0	26	0,0	26	0,0
Temperatura de Entrada de Vapor de Baja (°C)	204	198	8,3	204	0,0	204	0,0
Presión de Entrada de Vapor de Baja (kgf/cm ²)	3	3	-6,8	3	0,0	3	0,0
Velocidad (r.p.m)	10288	9879	3,4	10025	2,6	9798	4,7

(*) %Des es respecto a las condiciones de diseño

Resultados y Discusión de Resultados

En la tabla anterior se puede observar que este equipo no presenta limitación para el proyecto de inyección de CO₂, ya que todas las variables se encuentran por debajo de los valores establecidos por el diseño, es importante destacar que a mayor carga en reformación se origina una mayor exigencia sobre el K-302-T, como es el caso de inyección en reformación, originando esto un aumento en el consumo de vapor de media y baja presión.

Por otro lado, el efecto de la variación del peso molecular en el gas de reciclo se puede observar en la velocidad de la turbina, conforme el gas se hace más pesado la exigencia sobre el K-302 T aumentan, siendo éste mas marcado en el caso de inyección de CO₂ en reformación.

(*) %Des es respecto a las condiciones de diseño

7. Conclusiones

A continuación se presentan las conclusiones obtenidas en el desarrollo del trabajo:

- La inyección de CO₂ es un método efectivo para incrementar la producción de metanol.
 - La planta actualmente presenta básicamente cuatro equipos limitantes (cuellos de botella) en la sección de convección del horno reformador, siendo estos el K-201, K-201T, K-202 y K-202 T.
 - La mayor limitación presente en la sección de compresión de gas de síntesis la representa el K-302
 - La adición de CO₂ en reformación origina un incremento de producción de metanol crudo del 9,7%.
 - La adición de CO₂ en la sección de compresión de gas de síntesis origina un incremento de producción de metanol crudo de 5,4 %.
 - Al inyectar CO₂ al proceso debe incrementarse el flujo de gas natural combustible total, debido a la disminución del flujo de gas de purga combustible hacia el horno reformador.
 - Se requiere mayor cantidad de gas combustible en la inyección de CO₂ en reformación para cumplir las exigencias energéticas en el horno reformador
-
-

-
-
- Se requiere un menor flujo de gas combustible en la inyección de CO₂ en síntesis para cumplir con el contenido energético necesario para dar lugar a la reacción de reformación.
 - Para ambos casos de inyección de CO₂ el K-301 y K-301 T representan una limitación (cuello de botella), para la implantación del proyecto
 - Ambas alternativas de estudio cumplen con los requerimientos para aumentar la producción de metanol deseados por la empresa.
-
-

8. Recomendaciones

- Es necesario realizar un estudio económico para la evaluación del proyecto a fin de hacer una mejor selección de las alternativas propuestas.
 - Debe hacerse un estudio mas detallado sobre la incidencia que tiene la inyección de CO₂ en equipos ubicados en otras secciones de la planta.
 - Evaluar junto con los fabricantes la posibilidad de manejar un mayor flujo de gases de combustión.
 - Para implantar este proyecto, los equipos involucrados en el proceso deben estar trabajando de manera eficiente.
-
-

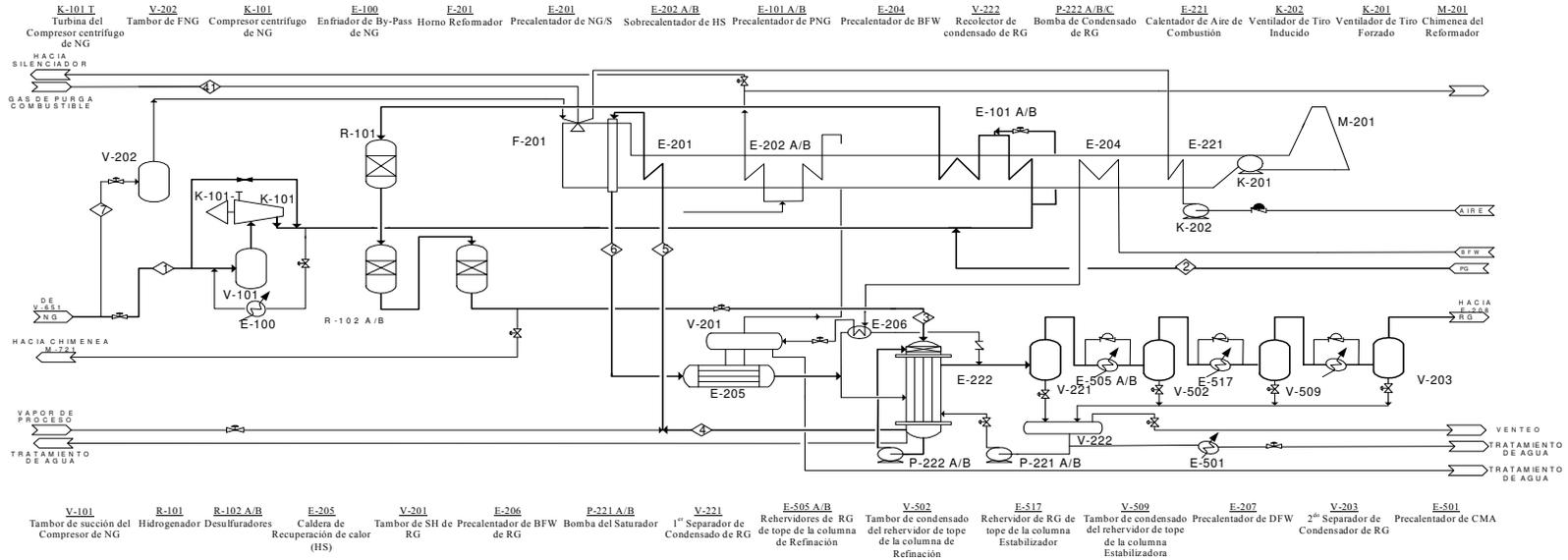
9. Bibliografía

1. Pinto, Aurora, 1994. ***"METOR, un proyecto modelo hecho realidad"***. Revista PEQUIVEN (Abril-Mayo-Junio), Pág.14.
 2. Guerrero, Saúl, 1990. ***"El lugar: Sus Características"***. Jose-Nuevo Horizonte de PEQUIVEN en la Década de los 90, Pág. 20.
 3. Ramanow Stephany, 1992. "Methanol - the other clean-fuel victim". Hydrocarbon Processing, Pag11.
 4. Kirtz, Ramon y Othmer Donald F. ***"Enciclopedia de Tecnología Química"***. Primera Edición en Español. Editorial Hispanoamericana, México, 1962.
 5. Ros, Alfonso, 1994. ***"Los mil y un usos del metanol"***. Revista PEQUIVEN (Julio-Agosto-Septiembre), Pág. 24.
 6. Mansfield, K. ***"Methanol Plant Retrofits"***. ICI Katalco. Billingham, Unated Kingdom, 1991.
 7. Twiggy, Martin V. ***"Catalyst Handbook"***. Second Edition. Wolfe Publishing, Inglaterra, 1989
 8. Rostrup, Jeans. ***"Catalytic Steam Reformig"***.First Edition. Wetly Publishing. Alemania, 1992
 9. Mc Cabe, W y Smith J. ***"Operaciones Básicas de Ingeniería Química"***. Mc Graw-Hill. Cuarta Edición, España, 1991.
-
-

-
-
10. Perry J. *“Manual del Ingeniero Químico”* Tomo I, IV. Mc Graw-Hill. Sexta Edición, México, 1992.
 11. Mechanical Catalogue. Proyecto Metanol I. Basic. Volumen B-1/4, Jose, Venezuela.
 12. Himmelblau, David M. *“Balances de Materia y Energía”*.Cuarta Edición. Pretince Hall. México, 1995.
-
-

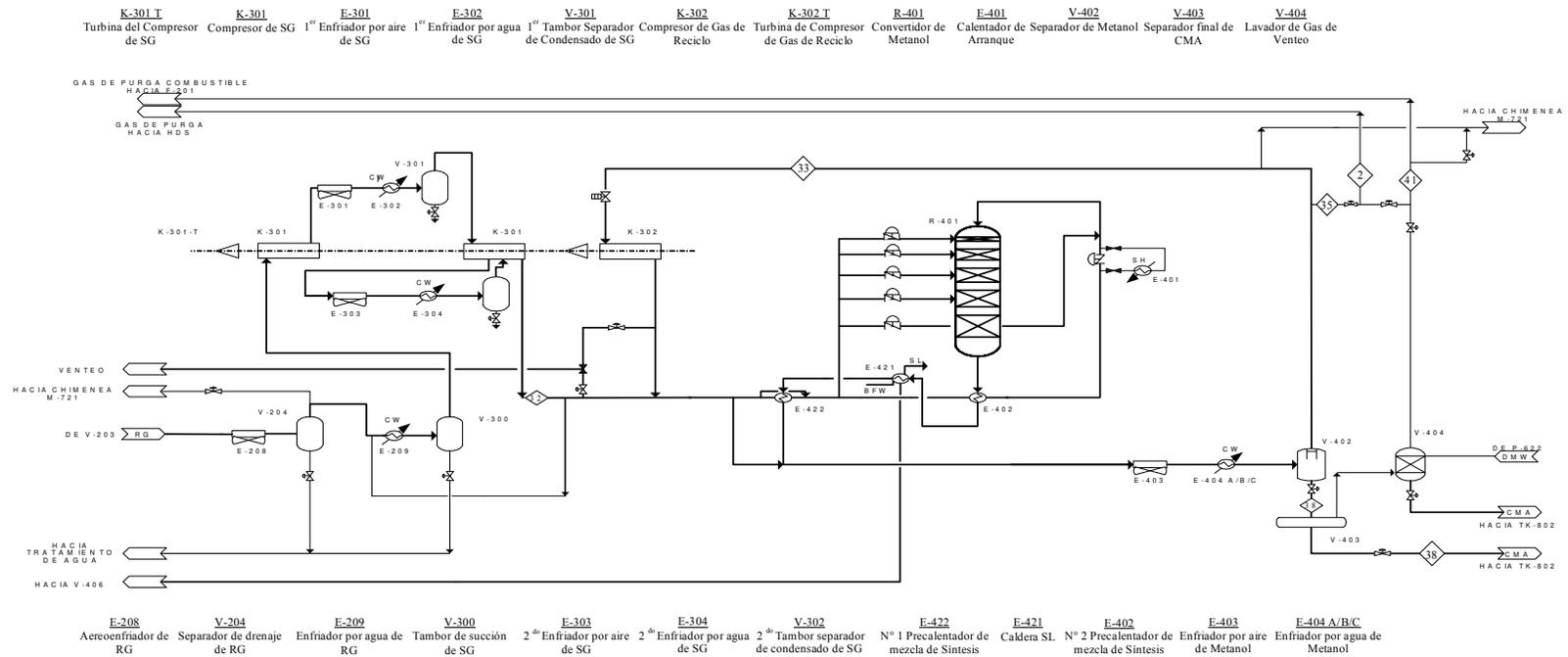
10. APÉNDICES

10.1 Apéndice A.1 Balance de Masa a las condiciones actuales de operación



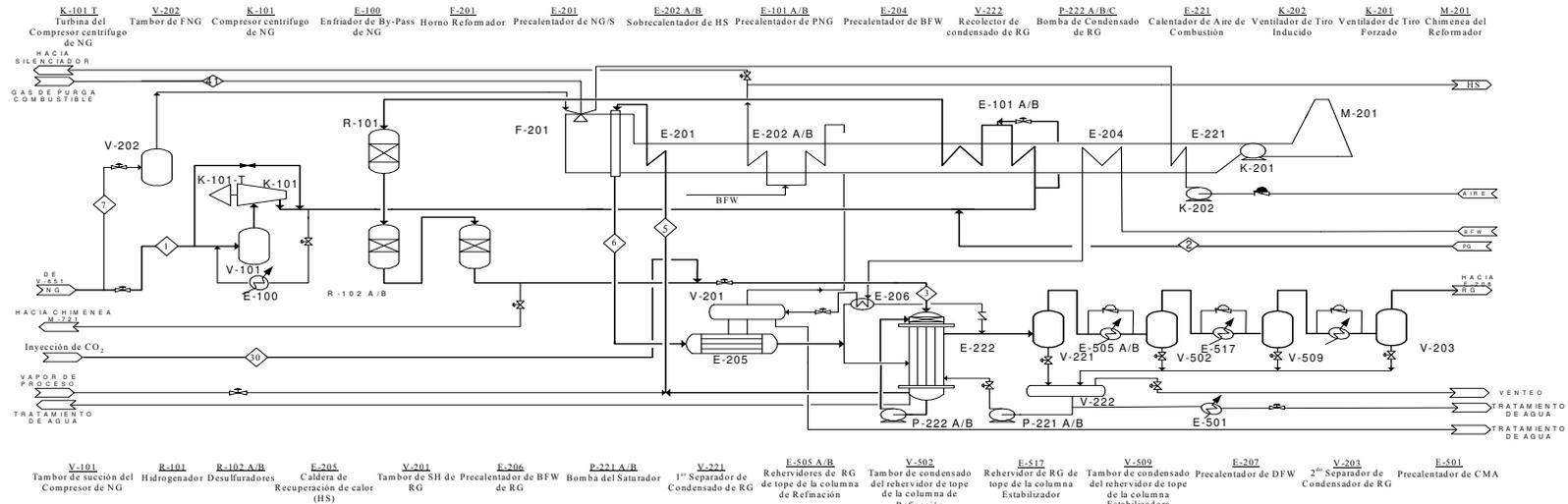
Nombre de la Corriente	① Gas Natural de Proceso		② Gas de Purga		③ Gas de alimentación al Reformador		⑤ Mezcla de PNG y Vapor		⑥ Gas Reformado	
	kmol/h	% Molar	kmol/h	% Molar	kmol/h	% Molar	kmol/h	% Molar	kmol/h	% Molar
CH ₄	2799,71	83,95	36,52	18,27	2836,22	80,24	2836,22	20,03	457,31	2,29
C ₂ H ₆	254,79	7,64	0,00	0,00	254,79	7,21	254,79	1,80	0,00	0,00
C ₃ H ₈	9,00	0,27	0,00	0,00	9,00	0,25	9,00	0,06	0,00	0,00
C ₄ H ₁₀	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO	0,00	0,00	0,85	0,43	0,85	0,02	0,85	0,01	2018,07	10,09
CO ₂	271,80	8,15	1,51	0,75	273,31	7,73	273,31	1,93	1171,54	5,86
H ₂	0,00	0,00	160,73	80,41	160,73	4,55	160,73	1,14	9532,29	47,68
H ₂ O	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	10624,38	75,03	6813,46	34,08
N ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Total	3334,97	100,00	199,89	100,00	3534,90	100,00	14159,24	100,00	19992,67	100,00
MW	19,47		5,01		18,65		18,18		12,88	

Apéndice A-1



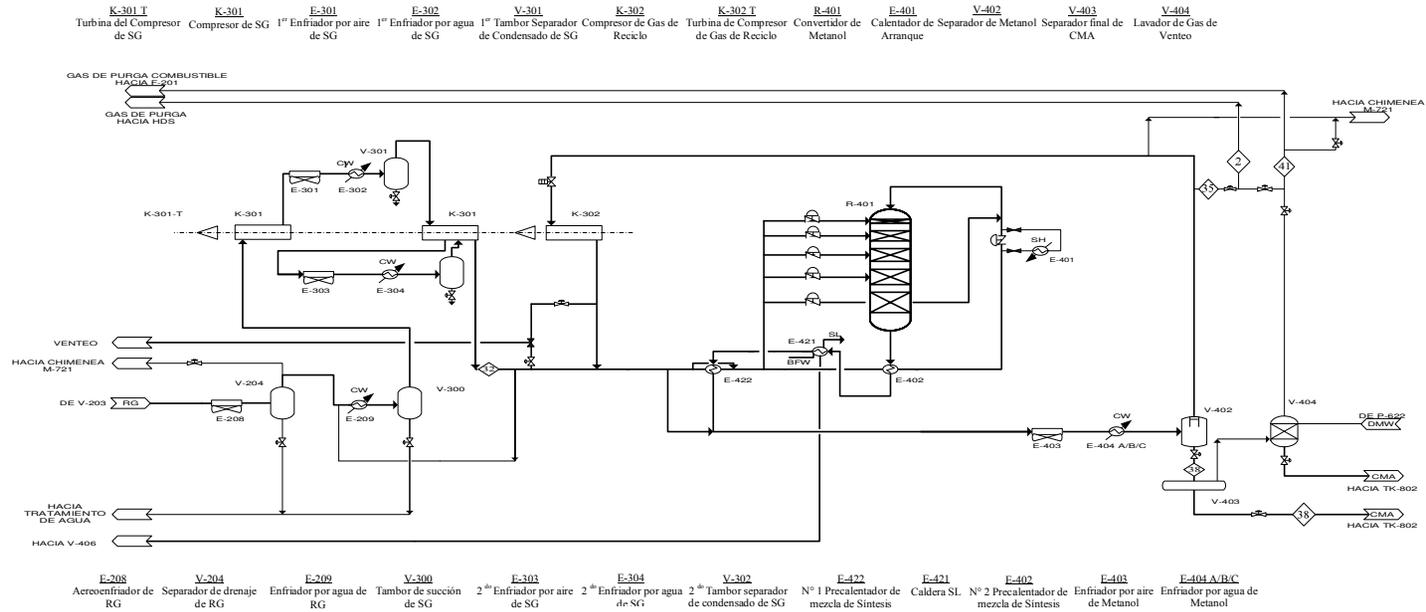
Número de la Corriente	32		33		35		38		41	
Nombre de la Corriente	Gas Reformado Seco		Gas de reciclo		Gas de Purga		Metanol Crudo		Gas de purga Combustible	
Componente	kmol/h	% Molar	kmol/h	% Molar	kmol/h	% Molar	kmol/h	% Molar	kmol/h	% Molar
CH ₄	457,31	3,47	13480,0	18,26	503,82	18,26	-	-	453,53	18,26
CO	2018,07	15,31	314,6	0,43	11,76	0,43	-	-	13,60	0,43
CO ₂	1171,54	8,89	556,8	0,75	20,81	0,75	-	-	36,51	0,75
H ₂	9532,29	72,33	59313,8	80,37	2216,90	80,37	-	-	503,64	80,37
H ₂ O	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	-	-	0,00	0,00
N ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	-	-	0,00	0,00
CH ₃ OH	-	-	-	-	-	-	3034,7	70,96	-	-
Impurezas	-	-	-	-	-	-	1241,9	29,04	-	-
Total	13179,21	100,00	73803,58	100,00	2758,47	100,00	4276,5	100,00	2483,09	100,00
MW	10,22		5,01		5,01		28,80		5,01	

10.2 Apéndice A.2 Balance de Masa con adición de CO₂ en Reformación



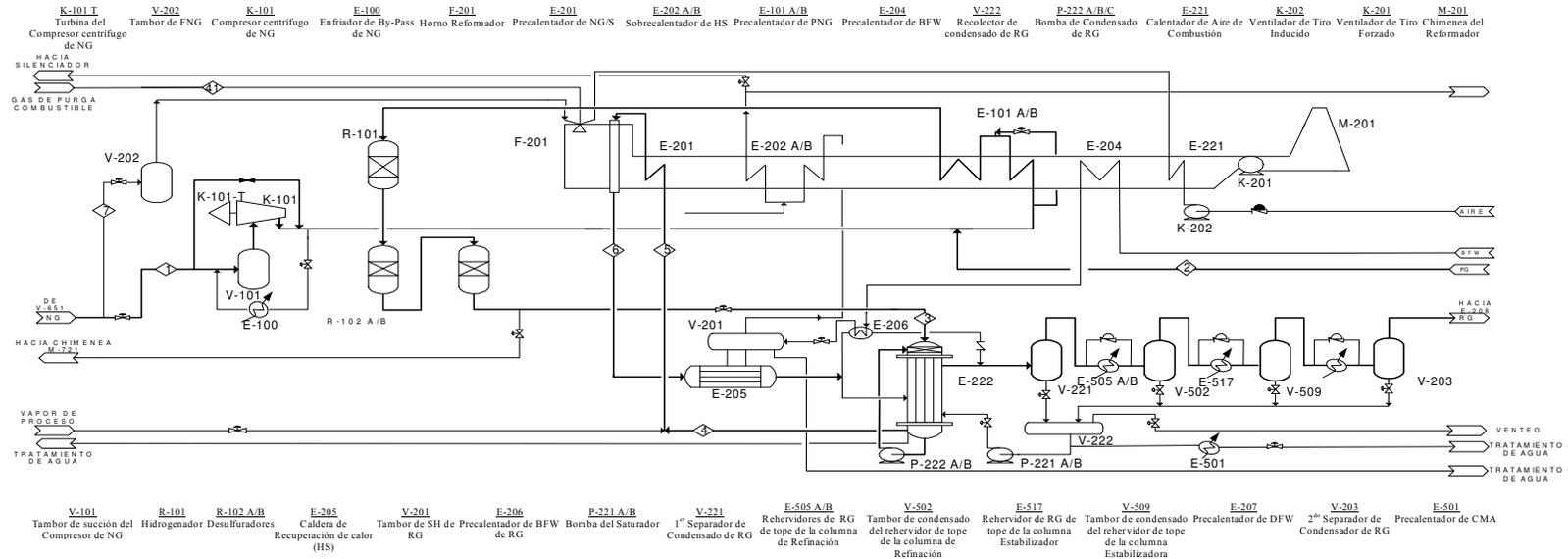
Numero de la Corriente	①		②		③		⑤		⑥		⑦	
Nombre de la Corriente	Gas Natural de Proceso		Gas de Purga		Gas de alimentación al Reformador		Mezcla de PNG y Vapor		Gas Reformado		Adición de CO ₂	
Componente	kmol/h	% Molar	kmol/h	% Molar	kmol/h	% Molar	kmol/h	% Molar	kmol/h	% Molar	kmol/h	% Molar
CH ₄	2799,71	83,95	58,42	24,55	2858,13	69,80	2858,13	19,33	464,23	2,25	0,00	0,00
C ₂ H ₆	254,79	7,64	0,00	0,00	254,79	6,22	254,79	1,72	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₃ H ₈	9,00	0,27	0,00	0,00	9,00	0,22	9,00	0,06	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₄ H ₁₀	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO	0,00	0,00	8,32	3,50	8,32	0,20	8,32	0,06	2322,32	11,24	0,00	0,00
CO ₂	271,80	8,15	16,65	7,00	801,01	19,56	801,01	5,42	1417,50	6,86	512,56	98,57
H ₂	0,00	0,00	156,02	65,59	163,46	3,99	342,60	2,32	9298,62	45,03	7,436	1,43
H ₂ O	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	10693,38	72,31	7149,37	34,62	0,00	0,00
N ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	2858,13	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Total	3334,97	100,00	237,89	100,00	4094,71	100,00	14788,09	100,00	20652,04	100,00	520,00	100,00
MW	19,47		9,32		21,91		19,12		13,68		43,42	

Apéndice A-2



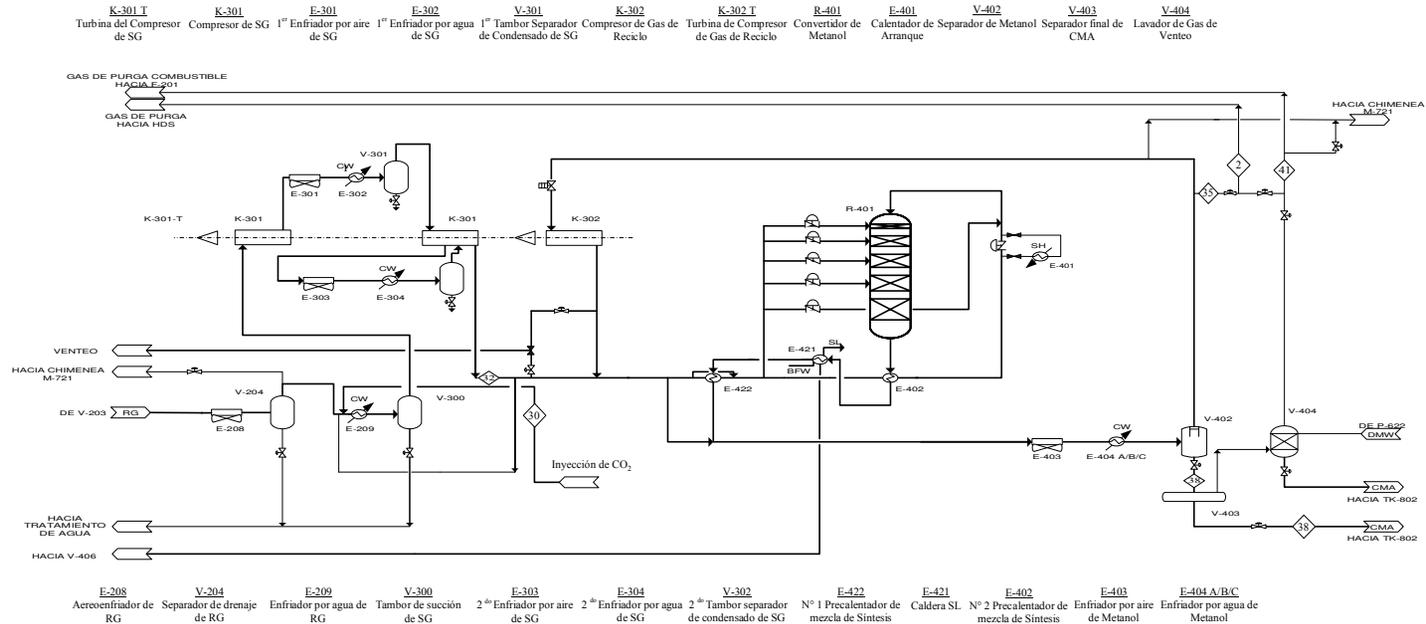
Número de la Corriente	32		33		35		38		41	
Nombre de la Corriente	Gas Reformado Seco		Gas de reciclo		Gas de Purga		Metanol Crudo		Gas de purga Combustible	
Componente	kmol/h	% Molar	kmol/h	% Molar	kmol/h	% Molar	kmol/h	% Molar	kmol/h	% Molar
CH ₄	464,23	3,44	18569,28	24,56	385,57	24,56	-	-	321,31	24,56
CO	2322,32	17,20	2643,29	3,50	54,89	3,50	-	-	45,74	3,50
CO ₂	1417,50	10,50	5292,01	7,00	109,88	7,00	-	-	91,57	7,00
H ₂	9298,62	68,87	49592,69	65,59	1029,75	65,59	-	-	858,12	65,59
H ₂ O	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	-	-	0,00	0,00
N ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	-	-	0,00	0,00
CH ₃ OH	-	-	-	-	-	-	3328,07	72,56	-	-
Impurezas	-	-	-	-	-	-	1258,56	27,44	-	-
Total	13502,68	100,00	75615,03	100,00	1570,07	100,00	4586,63	100,00	1308,40	100,00
MW	11,38		9,33		9,33		28,19		9,33	

10.3 Apéndice A-3 Balance de Masa con adición de CO₂ en Síntesis



Numero de la Corriente	①		②		③		⑤		⑥	
Nombre de la Corriente	Gas Natural de Proceso		Gas de Purga		Gas de alimentación al Reformador		Mezcla de PNG y Vapor		Gas Reformado	
Componente	kmol/h	% Molar	kmol/h	% Molar	kmol/h	% Molar	kmol/h	% Molar	kmol/h	% Molar
CH ₄	2799,71	83,95	56,22	21,28	2855,93	79,35	2855,93	19,99	456,76	2,27
C ₂ H ₆	254,79	7,64	0,00	0,00	254,79	7,08	254,79	1,78	0,00	0,00
C ₃ H ₈	9,00	0,27	0,00	0,00	9,00	0,25	9,00	0,06	0,00	0,00
C ₄ H ₁₀	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO	0,00	0,00	6,86	2,60	6,86	0,19	6,86	0,05	2058,49	10,21
CO ₂	271,80	8,15	12,69	4,80	284,49	7,90	284,49	1,99	1168,63	5,80
H ₂	0,00	0,00	187,61	71,02	187,61	5,21	187,61	1,31	9606,25	47,65
H ₂ O	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	10686,44	74,81	6869,55	34,08
N ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Total	3334,97	100,00	264,16	100,0	3599,13	100,00	14285,57	100,00	20159,69	100,00
MW	19,47		7,69		18,60		18,17		12,88	

Apéndice A-3



Numero de la Corriente	30		32		33		35		38		41	
Nombre de la Corriente	Adición de CO ₂		Gas Reformado Seco		Gas de Reciclo		Gas de Purga		Metanol Crudo		Gas de purga Combustible	
Componente	kmol/h	% Molar	kmol/h	% Molar	kmol/h	% Molar	kmol/h	% Molar	kmol/h	% Molar	kmol/h	% Molar
CH ₄	00,00	00,00	456,76	3,44	16303,19	21,29	421,64	21,28	-	-	360,38	21,28
CO	00,00	00,00	2058,49	15,06	1979,37	2,58	51,44	2,60	-	-	43,96	2,60
CO ₂	374,57	98,57	1543,19	11,29	3696,90	4,83	95,17	4,80	-	-	81,34	4,80
H ₂	5,43	1,43	9611,69	70,31	54411,12	71,04	1407,07	71,02	-	-	1202,62	71,02
H ₂ O	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	-	-	0,00	0,00
N ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	-	-	00,00	0,00
CH ₃ OH	0,00	0,00	-	-	-	-	-	-	3207,23	68,95	-	-
Impurezas	0,00	0,00	-	-	-	-	-	-	1444,4	31,05	-	-
Total	380,00	100,00	13670,1	100,00	76594,68	100,00	1981,18	100,00	4651,60	100,00	1693,30	100,00
MW	43,42		11,14		7,69		7,69		27,70		7,69	

10.4 Apéndice B Valores Operacionales

Tabla N° 22: Variables operacionales necesarias para el cálculo de los balances de masa

Variable	
Flujo de Gas Natural entrando al proceso NG (KNm ³ /h)	74,75
Flujo de Gas Natural Combustible FNG (KNm ³ /h)	17,47
Composición molar de gas de Proceso (%)	
CH ₄	83,95
C ₂ H ₆	7,64
C ₃ H ₈	0,27
C ₄ H ₁₀	0,00
CO	0,00
CO ₂	8,15
H ₂	0,00
H ₂ O	0,00
N ₂	0,00

Tabla N° 23: Variables Operacionales del Horno reformador a condiciones actuales y a con la inyección lateral de CO₂

Variables	Actual	Inyección de CO ₂
Temperatura de Entrada de la corriente de alimentación al horno (°C)	515	525,0
Presión de Entrada de la corriente de alimentación al horno (kgf/cm ²)	20,50	20,4
Temperatura de Salida de la corriente de alimentación al horno (°C)	847,00	851,0
Presión de Salida de la corriente de alimentación al horno (kgf/cm ²)	18,48	18,2
Relación Vapor Carbono (S/C)	3,15	3,15
Fuga de Metano (%molar)	3,454	3,454

Tabla N° 24: Flujo de las corrientes laterales de CO₂ para cada caso de estudio.

	Inyección en reformación	Inyección en Síntesis
Flujo (kmol/h)	520,0	340,0

Tabla N° 25: Calor de Combustión de Compuestos

N°	Componente	Peso molecular (kg/ kmol)	ΔH_{ci} (kcal/mol)	ΔH_{ci} (kcal/Nm ³)
1	CH ₄	16,0	67,6	8555,3
2	C ₂ H ₆	30,1	341,3	15225,0
3	C ₃ H ₈	44,1	488,5	21796,0
4	C ₄ H ₁₀	58,1	635,4	28348,0
5	CO	28,0	67,6	3017,6
6	H ₂	2,0	57,8	257870,0

Tabla N° 26: Capacidades caloríficas de compuestos en estado gas

Componente	a	b	c	d
CH ₄	4,75	1,20E-02	3,03E-06	-2,63E-09
C ₂ H ₆	1,648	4,12E-02	-1,53E-05	1,74E-09
C ₃ H ₈	-0,966	7,28E-02	-3,76E-05	7,58E-09
C ₄ H ₁₀	0,945	8,87E-02	-4,38E-05	8,36E-09
N ₂	6,903	-3,75E-04	1,93E-06	-6,86E-10
CO	6,726	4,00E-04	1,28E-06	-5,31E-10
CO ₂	5,316	1,43E-02	-8,36E-06	1,78E-09
H ₂	6,952	-4,58E-05	9,56E-07	-2,08E-10
O ₂	6,085	3,63E-03	-1,71E-06	3,13E-10
H ₂ O	7,7	4,59E-04	2,52E-06	-8,39E-10

Tabla N° 27: Condiciones de operación del Ventilador de Tiro Inducido K-201

Variables	Diseño
Flujo de Gases de Combustión (Ton/h)	600,7
Presión de Succión (mmH ₂ O)	-370,0
Temperatura de descarga (°C)	180,0
Velocidad (r.p.m)	927,0

Tabla N° 28: Condiciones de operación de la Turbina del Ventilador de Tiro Inducido K-201 T

Variables	Diseño
Flujo de Vapor (Ton/h)	16,5
Presión de Succión (kgf/cm ²)	25,5
Temperatura (° C)	335,0
Velocidad (r.p.m.)	5126,0

Tabla N° 29: Condiciones de operación del Ventilador de Tiro Forzado K-202

Variables	Diseño
Flujo de Aire (Ton/h)	568,0
Presión de Succión (mmH ₂ O)	-80,0
Temperatura de del aire(°C)	40,0
Presión de Descarga (mmH ₂ O)	300,0
Velocidad (r.p.m)	568,0
Potencia (KW)	-80,0

Tabla N° 30: Condiciones de operación de la turbina del ventilador de Tiro Forzado K-202-T

Variables	Diseño
Flujo de Vapor (Ton/H)	11,8
Presión de Succión (kgf/cm ²)	49,2
Temperatura (C)	335,0
Velocidad (r.p.m.)	5126,0

Tabla N° 31: Condiciones de operación del Compresor de gas de síntesis K-301

Variables	Diseño
Flujo de Gas Reformado(Ton/h)	160,0
1° Etapa	
Presión de Succión (kgf/cm ²)	16,5
Temperatura de Succión (°C)	39,0
Presión de Descarga (kgf./cm ²)	37,3
Temperatura de Descarga (°C)	135,2
2° Etapa	
Temperatura de Succión (°C)	39,0
Presión de Descarga (Kg./cm ²)	63,8
Temperatura de Descarga (°C)	102,2
3° Etapa	
Temperatura de Succión (°C)	39,0
Presión de Descarga (kgf./cm ²)	103,0
Temperatura de Descarga (°C)	97,1
Velocidad (r.p.m)	10814,0

Tabla N° 32: Condiciones de operación de la Turbina del Compresor de gas de síntesis K-301 T

Variables	Diseño
Flujo de Vapor de alta presión (Ton/h)	275,0
Flujo de Vapor de extracción (Ton/h)	215,0
Presión, Entrada de Vapor de Alta (kgf/cm ²)	105,0
Temperatura de descarga de media (°C)	350,0
Presión de descarga de vapor de media (kgf/cm ²)	26,5

Tabla N° 33: Condiciones de operación del compresor de gas de recicló K-302

Variables	Diseño
Flujo de Gas de Recicló (kNm ³ /h)	1825,4
Temperatura de succión (°C)	45,0
Presión de Succión (kgf/cm ²)	103,5
Temperatura de Descarga (°C)	53,9
Presión de Descarga (kgf/cm ²)	112,5
Velocidad (r.p.m)	5388,0

Tabla N° 34: Condiciones de operación de la turbina del compresor de Gas de recicló K-302-T

Variables	Diseño
Flujo de Vapor de media presión (Ton/h)	18,0
Flujo de Vapor de baja presión (Ton/h)	32,0
Temperatura de Entrada de Vapor de Media (°C)	334,0
Presión de Entrada de Vapor de media (kgf/cm ²)	25,5
Temperatura de Entrada de Vapor de Baja (°C)	204,0
Presión de Entrada de Vapor de Baja (kgf/cm ²)	3,0
Velocidad(r.p.m)	10288,0

10.4 Apéndice C. Cálculos Tipo

Cálculos Tipos

Para alcanzar los objetivos del trabajo es necesario aplicar una serie de ecuaciones en las que se encuentran involucradas cada una de las variables que se obtuvieron experimentalmente. A continuación se presenta un esquema de los cálculos a seguir para el reporte de los resultados obtenidos:

1. Balance de masa de los gases de combustión

Este balance se planteo partiendo de los flujos molares de aire, gas natural combustible (FNG), gas de purga combustible (FPG). Para el análisis se consideraron por separado las corrientes de FNG y FPG y se despreció por efecto del cálculo la humedad contenida en el aire.

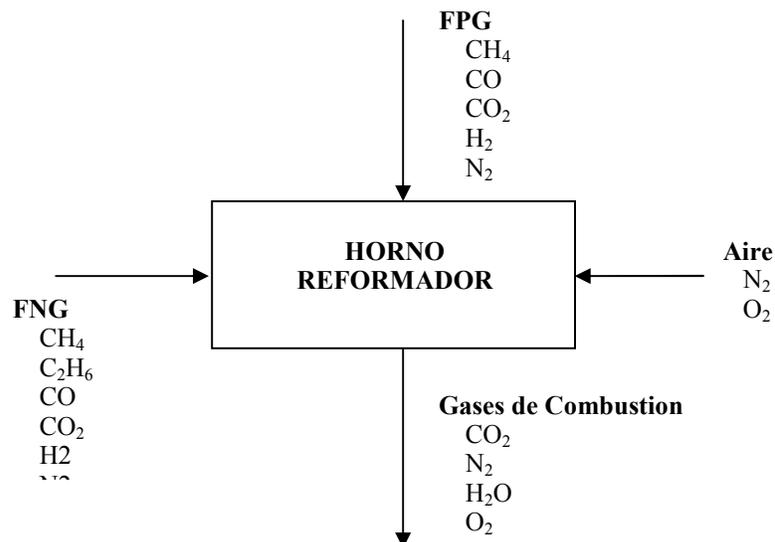
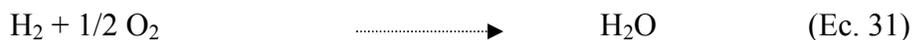
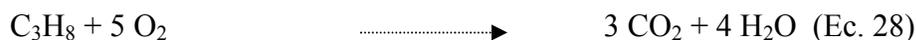


Fig. 18 Balance de masa de los gases de combustión

Las reacciones que ocurren en el reformador del lado de la combustión son de combustión completa, en las cuales el producto final es el dióxido de carbono y agua:



1.1 Flujo de Aire

El flujo de aire es calculado tomando en cuenta el oxígeno requerido para la combustión de cada uno de los componentes que participan en la combustión.

- **Relación Teórica Aire / Combustible de FNG**

$$\text{Aire}_{\text{FNG}} = \left(\frac{(X_{i-1}) * 2 + (X_{i-2}) * 3,5 + (X_{i-3}) * 5 + (X_{i-4}) * 6,5}{21} \right) * \text{F}_{\text{FNG}} \quad (\text{Ec.32})$$

Donde:

Aire_{FNG} : Flujo de aire requerido por 1 Nm³ de FNG (adimensional), reportado en la tabla N° 35

F_{FNG} : Flujo de gas natural combustible. (kmol/h), tomado de la tabla N° 22

X_i : Composición de cada uno de los componentes en el FNG

$$\text{Aire}_{FNG} = \left(\frac{(83,95) * 2 + (4,64) * 3,5 + 0,27 * (5,00) + (0,000) * 6,5}{29} \right) * \frac{1 \text{ KNm}^3}{100 \text{ Nm}^3} * 17,47 \frac{\text{KNm}^3}{h}$$

$$\text{Aire}_{FNG} = 118,04 \frac{\text{KNm}^3}{h}$$

- **Relación Teórica Aire / Combustible FPG**

$$\text{Aire}_{FPG} = \left(\frac{(X_{i-1}) * 2 + (X_{i-2}) * 3,5 + (X_{i-3}) * 5 + (X_{i-4}) * 6,5 + (X_{i-5}) * 0,5 + (X_{i-6}) * 0,5}{21} \right) * F_{FPG} \quad (\text{Ec.33})$$

Donde:

Aire_{FNG} : Flujo de aire requerido por 1 Nm^3 de FNG (adimensional), reportado en la tabla N° 35

F_{FPG} : Flujo de gas natural combustible. (kmol/h), tomado de la tabla N°

$$\text{Aire}_{FPG} = \left(\frac{(18,27) * 2 + (0,00) * 3,5 + (0,00) * 5 + (0,00) * 6,5 + (0,43) * 0,05 + 80,41 * (0,05)}{21} \right) * \frac{1 \text{ KNm}^3}{\text{Nm}^3} * 55,6 \frac{\text{KNm}^3}{h}$$

$$\text{Aire}_{FPG} = 221,39 \frac{\text{KNm}^3}{h}$$

- **Flujo Total de Aire**

$$\text{Aire}_{\text{total}} = (\text{Aire}_{FPG} + \text{Aire}_{FNG}) * O_{2\text{exceso}} \quad (\text{Ec.34})$$

Donde:

$Aire_{total}$: Aire total necesario para la combustión (KNm^3/h). Reportado en la tabla N° 35

$O_{2exceso}$: Oxígeno en exceso para garantizar la combustión completa (adimensional), el cual es fijado en un 1,15%

$$Aire_{total} = \left(118,04 \frac{KNm^3}{h} + 221,38 \frac{KNm^3}{h} \right) * 1,15$$

$$Aire_{total} = 390,35 \frac{KNm^3}{h}$$

1.1.2 Balance de masa de los gases de combustión para cada una de las corrientes de entrada al reformador.

En las tablas N° 37 y 38 se resumen las reacciones de combustión para el gas natural combustible FNG, gas de purga combustible FPG respectivamente. Los flujos molares que aparecen reportados en estas tablas se obtuvieron al multiplicar la composición molar por las corrientes por los flujos molares de los combustibles.

En la tabla se muestra los flujos molares de nitrógeno y oxígeno presentes en el aire.

A partir de la ecuación general de balance de masa para un sistema de flujo en estado estacionario, es decir, donde no hay acumulación (e.), se determinaron los gases de combustión.

$$Entra + Genera = Sale + Consume$$

$$Sale = Entra + Genera - Consume \quad (Ec.35)$$

Donde:

Entra: Flujo de entrada de cada uno de los componentes que participan en la reacción de combustión (kmol/h).

Sale: Flujo de salida de cada uno de los componentes que quedan después de la reacción de combustión (kmol/h).

Genera: Flujo de los componentes que se generan durante la combustión (kmol/h).

Consume: Flujo de los componentes que se consumen durante la reacción de combustión (kmol/h).

En la tabla N° 39 se presentan los resultados correspondientes al flujo molar de los gases de combustión.

2. Balance de energía en los gases de combustión

Con este balance se determinó el calor absorbido dentro del reformador por la corriente de gas de proceso, previo a ello se determinaron las entalpías de todas las corrientes involucradas: corriente de aire, gases combustibles (FNG Y FPG) y gases de combustión.

La ecuación que define el balance de energía para el sistema de la figura es

$$\text{Entalpía de las corrientes de entrada} - \text{entalpía de la corriente de salida} + \text{calor generado} - \text{calor absorbido} = 0$$

de donde el calor absorbido es:

$$\text{calor absorbido} = \text{entalpía de corrientes de entrada} + \text{calor generado por la combustión} - \text{entalpía de la corriente de salida} \quad (\text{Ec.36})$$

2.1 Calor generado por la combustión

Se calcula con el poder calorífico del gas este es el LHV (poder calorífico neto), el cual es el ΔH_c de la reacción a 25 °C. Para una mezcla de gases combustibles se puede hallar con la contribución de cada uno de los componentes

2.1.1 Poder calorífico neto (LHV)

$$\text{LHV} = \sum \Delta H_{ci} * y_i \quad (\text{Ec 37})$$

Donde:

LHV: Poder calorífico neto de la corriente combustible (kcal/Nm³), reportado en la tabla N° 40

ΔH_{ci} : Calor de combustión de cada componente (kcal/Nm³), tomado de la tabla N° 25

y_i : composición del componente i en el flujo de gas combustible, tomado del Apéndice A-1.

2.1.1.1 Poder calorífico del FNG (LHV_{FNG})

$$\text{LHV}_{\text{FNG}} = \sum 0,8395 * 8555,30 \frac{\text{Kcal}}{\text{Nm}^3} + 0,0764 * 15225,00 \frac{\text{Kcal}}{\text{Nm}^3} + 0,0027 * 21796,00 \frac{\text{Kcal}}{\text{Nm}^3} + 0,0000 * 28348,00 \frac{\text{Kcal}}{\text{Nm}^3}$$

$$\text{LHV}_{\text{FNG}} = 8404,21 \frac{\text{Kcal}}{\text{Nm}^3}$$

2.1.1.2 Poder calorífico del FPG (LHV_{FPG})

$$\text{LHV}_{\text{FPG}} = \sum 0,1827 * 8555,30 \frac{\text{Kcal}}{\text{Nm}^3} + 0,0075 * 3017,60 \frac{\text{Kcal}}{\text{Nm}^3} + 0,8041 * 2578,70 \frac{\text{Kcal}}{\text{Nm}^3}$$

$$\text{LHV}_{\text{FNG}} = 3649,23 \frac{\text{Kcal}}{\text{Nm}^3}$$

2.1.2.3 Calor generado por la combustión

$$\Delta H_{\text{reacción}} = \text{FNG}_{(\text{actuala})} * \text{LHV}_{\text{FNG}(\text{actual})} + \text{FPG}_{(\text{actual})} * \text{LHV}_{\text{FPG}(\text{actual})} \quad (\text{Ec.38})$$

Donde:

H reacción: Calor generado por la reacción (MMkcal/h), reportado en la tabla N° 44

Transformando los flujos molares a flujos volumétricos

$$\text{FNG}_{\text{actual}} = 779,24 \frac{\text{Kgmol}}{\text{h}} * \frac{22,414 \text{Nm}^3}{\text{Kgmol}}$$

$$\text{FNG}_{\text{actual}} = 17465,8 \frac{\text{Nm}^3}{\text{h}}$$

$$\text{FPG}_{\text{actual}} = 2483,10 \frac{\text{Kgmol}}{\text{h}} * \frac{22,414 \text{Nm}^3}{\text{Kgmol}}$$

$$\text{FPG}_{\text{actual}} = 55,67 \frac{\text{Nm}^3}{\text{h}}$$

$$\Delta H_{\text{reacción}} = 17465,80 \frac{\text{Nm}^3}{\text{h}} * 8404,21 \frac{\text{Kcal}}{\text{Nm}^3} + 5566,0 \frac{\text{Nm}^3}{\text{h}} * 3649,23 \frac{\text{Kcal}}{\text{Nm}^3}$$

$$\Delta H_{\text{reacción}} = 349,9 \text{ MMkcal/h}$$

2.2 Entalpía de la corriente de salida (gases de combustión)

$$\Delta H_{\text{gases de combustión}} = F_{GC} * \int_{T_{ref}}^{T_1} X_i * CP_i * dT \quad (\text{Ec.39})$$

Donde:

$\Delta H_{\text{gases de combustión}}$: Entalpía de la corriente de salida de los gases de combustión., reportado en la tabla N° 42

Cp_i : Capacidad calorífica del componente i, se determina por la siguiente ecuación:

$$Cp_i = a + bT + cT^2 + dT^3 \quad (\text{Ec.40})$$

a, b, c, d : Coeficientes particulares de cada compuesto en estado gas. Tomados de la tabla N°

T : Temperatura en °K

$$\Delta H_{\text{gases de combustión}} = \sum F_{GC} * X_i * \int_{T_{ref}}^{T_1} (a + bT + cT^2 + dT^3) dT \quad (\text{Ec.41})$$

Integrando el término de la capacidad calorífica se determinó la entalpía salida de los gases de combustión, la cual aparece resumida en tabla N° 42 , para ello se tomo la temperatura de salida (T_1) igual 1373 ° K y T_{ref} igual a 298 °C.

$$\Delta H_{\text{gases de combustión}} = 8403,1 \text{ kcal/kmol} * 20329,8 \text{ kmol/h}$$

$$\Delta H_{\text{gases de combustión}} = 170833939,3 \text{ kcal/h}$$

$$\Delta H_{\text{gases de combustión}} = 170,8 \text{ MMkcal/h}$$

2.3 Entalpía de la corriente de entrada

Para el efecto de cálculo se asume que las temperaturas de entrada y salida del gas natural y gas de purga combustible son iguales a 25 °C (en realidad están muy próximas y no contribuyen muy significativamente en el cálculo del calor absorbido), lo que significa que se determina la entalpía del aire solamente.

$$\Delta H_{\text{aire}} = \text{Aire}_{\text{Total}} * C_{p_{\text{aire}}} * \Delta T \quad (\text{Ec.42})$$

Donde:

ΔH_{aire} : Entalpía de la corriente de entrada (MMkcal/h), reportado en la tabla N°

$\text{Aire}_{\text{Total}}$: Flujo total de aire (Knm³/h), tomado de la tabla N°

$C_{p_{\text{aire}}}$: Capacidad calorífica del aire (kcal/kmol)

$$C_{p_{\text{aire}}} = 28,94 + 0,4147 * 10^{-2}T + 0,3191 * 10^{-5}T^2 - 1965 * 10^{-9} * T^3$$

$$\Delta H_{\text{gases de combustión}} = \sum F_{GC} * X_i * \int_{T_{\text{ref}}}^{T_1} (a + bT + cT^2 + dT^3) dT \quad (\text{Ec.43})$$

Integrando el término de la capacidad calorífica se determinó la entalpía salida del, la cual aparece resumida en tabla N° 43, para ello se tomo la temperatura de salida (T_1) igual 279° C y T_{ref} igual a 25°C.

$$\Delta H_{\text{aire}} = 7536,92 \text{ kj/kmol} * 17415,3 \text{ kmol/h}$$

$$\Delta H_{\text{Aire}} = \sum \text{Aire}_{\text{Total}} * X_i * \int_{T_{\text{ref}}}^{T_1} (a + bT + cT^2 + dT^3) dT \quad (\text{Ec.44})$$

Entonces el calor absorbido es:

$$\Delta H_{\text{Aire}} = \frac{131257844,8 \frac{\text{KJ}}{\text{h}}}{4,184 \frac{\text{KJ}}{\text{Kcal}}} * \frac{1 \text{MMKcal}}{1000000 \text{Kcal}} = 31,37 \frac{\text{MMKcal}}{\text{h}}$$

$$\text{calor generado} = 349,9 \text{ MMkcal/h} - 170,8 \text{ MMkcal/h} + 31,4 \text{ MMkcal/h}$$

$$\text{calor generado} = 210,5 \text{ MMkcal/h}$$

3. Calor requerido para la reformación una vez inyectado el CO₂

Este cálculo será realizado tomando los valores correspondientes al caso de inyección de CO₂ en reformación

$$\Delta H_{\text{entrada}} = \sum F_5 * X_i * \int_{T_{\text{ref}}}^{T_1} (a + bT + cT^2 + dT^3) dT \quad (\text{Ec.45})$$

Donde:

$\Delta H_{\text{entrada}}$: Entalpía de entrada de la mezcla de PNG/Vapor (MMkcal/h). Reportado en la tabla N°

T_1 : Temperatura de entrada del horno (°K). Tomado de la tabla N° 23

T_{ref} : Temperatura de referencia (298 °K)

a,b,c,d: coeficiente de las capacidades caloríficas para cada uno de los componentes presentes en la corriente de entrada al horno reformador, tomados de la tabla N° 26.

F_5 : Flujo de la corriente de alimentación al reformador (corriente 5), (kmol/h), tomado del Apéndice A-2

$$\Delta H_{\text{entrada}} = -71,0 \text{ MMkcal/h}$$

10.5 Apéndice D. Resultados Intermedios

- Balance de gases de combustión a las condiciones actuales

Tabla N° 35: Relación teórica de aire requerido para la combustión completa

Condición	Aire _{FNG} (KNm ³ /h)	Aire _{PNG} (KNm ³ /h)	Aire _{TOTAL} (KNm ³ /h)
Actual	118,0	221,4	301,0

Tabla N° 36: Balance de masa para las reacciones de combustión de gas natural

Componente	% molar	Flujo molar (Kmol)	Reacciones	Oxígeno requerido	CO ₂ Producto	H ₂ O Producto
CH ₄	83,95	654,2	CH ₄ + 2O ₂ → CO ₂ + 2 H ₂ O	1308,3	654,2	1308,3
C ₂ H ₆	7,64	59,5	C ₂ H ₆ + 7/2 O ₂ → 2 CO ₂ + 3H ₂ O	208,4	119,1	178,6
C ₃ H ₈	0,27	2,1	C ₃ H ₈ + 5 O ₂ → 3 CO ₂ + 4 H ₂ O	10,5	6,3	8,4
C ₄ H ₁₀	0,00	0,0	C ₄ H ₁₀ + 13/2 O ₂ → 4 CO ₂ + 5 H ₂ O	0,0	0,0	0,0
CO	0,00	0,0	CO + 1/2 O ₂ → CO ₂	0,0	0,0	0,0
CO ₂	8,15	63,5		0,0	63,5	0,0
H ₂	0,00	0,0	H ₂ + 1/2 O ₂ → H ₂ O	0,0	0,0	0,0
N ₂	0,00	0,0		0,0	0,0	0,0
Total	100	779,2		1527,2	843,1	1495,4

Tabla N° 37: Balance de Masa para las reacciones de combustión de gas de purga

Componente	% molar	Flujo molar (kmol)	Reacciones	Oxígeno requerido	CO ₂ Producto	H ₂ O Producto
CH ₄	18,27	453,7	CH ₄ + 2O ₂ → CO ₂ + 2 H ₂ O	907,2	453,6	907,2
C ₂ H ₆	0,00	0,0	C ₂ H ₆ + 7/2 O ₂ → 2 CO ₂ + 3 H ₂ O	0,0	0,0	0,0
C ₃ H ₈	0,00	0,0	C ₃ H ₈ + 5 O ₂ → 3 CO ₂ + 4 H ₂ O	0,0	0,0	0,0
C ₄ H ₁₀	0,00	0,0	C ₄ H ₁₀ + 13/2 O ₂ → 4 CO ₂ + 5 H ₂ O	0,0	0,0	0,0
CO	0,43	10,7	CO + 1/2 O ₂ → CO ₂	5,3	10,6	0,0
CO ₂	0,75	18,7		0,0	18,7	0,0
H ₂	80,41	1996,7	H ₂ + 1/2 O ₂ → H ₂ O	998,3	0,0	1996,6
N ₂	0,00	0,0		0,0	0,0	0,0
Total	100	2483,1		1910,8	482,9	2903,8

*Apéndice D***Tabla N° 38: Flujo molar de aire entrando al Reformador**

Componente	Composición molas (%)	Flujo Molar (kmol/h)
N ₂	79,00	13758,1
O ₂	21,00	3657,2
Total	100,00	17415,3

Tabla N° 39: Balance de masa por componente de los gases de combustión

Componente	Entra	+Genera	-Consume	=Sale	% molar
CH ₄	1075,1	0,0	1075,1	0,0	0,0
C ₂ H ₆	59,5	0,0	59,5	0,0	0,0
C ₃ H ₈	2,1	0,0	2,1	0,0	0,0
C ₄ H ₁₀	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
CO ₂	82,2	1326,0	0,0	1408,2	6,9
CO	10,6	0,0	10,6	0,0	0,0
H ₂	1996,7	0,0	1996,7	0,0	0,0
N ₂	13758,1	0,0	0,0	13758,1	67,7
H ₂ O	0,0	4399,2	0,0	4399,2	21,6
O ₂	3652,2	0,0	3291,5	365,8	1,8
Total (kmol/h)	20674,2	5725,2	6468,1	20329,8	100,0

Tabla N° 40: Poder calorífico neto (LHV)

Condición	LHV _{FNG} (kcal/Nm ³)	LHV _{FPG} (kcal/Nm ³)
Actual	8404,2	3649,2

Tabla N° 41: Calor generado por la combustión

Condición	LHV _{FNG} *FNG (MMkcal/h)	LHV _{FPG} *FNG (MMkcal/h)	LHV _{Total} (MMkcal/h)
Actual	146,8	203,1	348,9

Tabla N° 42: Cálculo de la capacidad calorífica de los gases de combustión

Componente	%molar	a (T ₁ -T _{ref})	b/2 (T ₁ ² -T _{ref} ²)	c/3(T ₁ ³ -T _{ref} ³)	d/4(T ₁ ⁴ -T _{ref} ⁴)	X _i *C _p (kcal/kmol)
CO	6,9	6726,0	319,3	923,9	-375,6	524,0
N ₂	67,7	6903,0	-299,5	1389,9	-485,5	5082,8
H ₂ O	21,6	7700,0	366,6	1815,5	-593,5	2006,3
O ₂	1,8	6085,0	2897,5	-1230,7	221,8	143,5
Total	100,0					7756,6

Tabla N° 43: Cálculo de la Capacidad calorífica del Aire Total

	a (T ₁ -T _{ref})	b/2 (T ₁ ² -T _{ref} ²)	c/3(T ₁ ³ -T _{ref} ³)	d/4(T ₁ ⁴ -T _{ref} ⁴)	C _p (kcal/kmol)
	7350,8	160,1	23,1	3,0	7536,9
Flujo Total de Aire (kmol/h)		17415,3	ΔH _{Aire} (MMkcal/h)		31,4

Tabla N° 44: Calculo de calor absorbido dentro del reformador

ΔH _{reacción} (MMkcal/h)	- ΔH _{gases de combustión}	+ ΔH _{aire} (MMkcal/h)	Calor generado (MMkcal/h)
349,9	170,8	31,4	210,5

Tabla N° 45: Cálculo de la Capacidad calorífica de la mezcla de PNG/Vapor a las condiciones de entrada al horno reformador, con Inyección de CO₂ en la sección de reformación

Componente	%molar	a (T ₁ -T _{ref})	b/2 (T ₁ ² -T _{ref} ²)	c/3(T ₁ ³ -T _{ref} ³)	d/4(T ₁ ⁴ -T _{ref} ⁴)	X _i *C _p (kcal/kmol)
CH ₄	0,193	-2375,00	-3288,00	-486,52	261,44	-1138,00
C ₂ H ₆	0,017	-824,00	-11299,76	2456,70	-172,97	-169,54
C ₃ H ₈	0,001	483,00	-19944,46	6029,35	-753,51	-8,64
C ₄ H ₁₀	0,000	-472,50	-24312,02	7032,91	-831,05	0,00
CO	0,001	-3363,00	-109,63	-206,01	52,76	-2,04
CO ₂	0,05	-2658,00	-3914,09	1342,68	-177,34	-292,86
H ₂	0,023	-3476,00	12,54	-153,55	20,67	-83,32
H ₂ O	0,732	-3850,00	-125,88	-404,79	83,37	-3107,41
N ₂	0,000	-3451,50	102,83	-309,90	68,20	0,00

Apéndice D

Componente	%molar	a (T1-Tref)	b/2 (T12-Tref2)	c/3(T13-Tref3)	d/4(T14-Tref4)	Xi*Cp (kcal/kmol)
Total	100					-4801,80

Tabla N° 46: Cálculo de la Capacidad calorífica de la mezcla de PNG/Vapor a las condiciones de salida del horno reformador, con Inyección de CO₂ a la sección de reformación.

Componente	%molar	a (T1-Tref)	b/2 (T12-Tref2)	c/3(T13-Tref3)	d/4(T14-Tref4)	Xi*Cp (kcal/kmol)
CH4	0,200	3937,75	7087,95	1419,02	-1055,51	256,02
C2H6	0,018	1366,19	24358,92	-7165,36	698,32	0,00
C3H8	0,001	-800,81	42994,32	-17585,56	3042,12	0,00
C4H10	0,000	783,41	52409,48	-20512,59	3355,16	0,00
CO	0,000	5575,85	236,32	600,86	-212,99	697,19
CO2	0,019	4406,96	8437,61	-3916,12	715,98	661,97
H2	0,011	5763,21	-27,03	447,86	-83,44	2746,81
H2O	0,750	6383,30	271,35	1180,64	-336,60	2595,91
N2	0,000	5722,59	-221,68	903,87	-275,36	0,00
Total	100,000					6957,90

Tabla N° 47: Cálculo de la Capacidad calorífica de la mezcla de PNG/Vapora las condiciones de entrada al horno reformador, con Inyección de CO₂ a la entra del compresor de gas de síntesis

Componenente	%molar	a (T1-Tref)	b/2 (T12-Tref2)	c/3(T13-Tref3)	d/4(T14-Tref4)	Xi*Cp (kcal/kmol)
CH4	0,200	-2375,00	-3288,00	-486,52	261,44	-1177,12
C2H6	0,018	-824,00	-11299,76	2456,70	-172,97	-175,50
C3H8	0,001	483,00	-19944,46	6029,35	-753,51	-8,94
C4H10	0,000	-472,50	-24312,02	7032,91	-831,05	0,00
CO	0,000	-3363,00	-109,63	-206,01	52,76	-1,73
CO2	0,020	-2658,00	-3914,09	1342,68	-177,34	-107,70
H2	0,013	-3476,00	12,54	-153,55	20,67	-47,27
H2O	0,748	-3850,00	-125,88	-404,79	83,37	-3214,61
N2	0,000	-3451,50	102,83	-309,90	68,20	0,00
Total	100,000					-4732,86

Apéndice D



Apéndice D

Tabla N° 48: Cálculo de la Capacidad calorífica de la mezcla de PNG/Vapor a las condiciones de entrada al horno reformador, con Inyección de CO₂ en la sección de síntesis

Componente	%molar	a (T1-Tref)	b/2 (T12-Tref2)	c/3(T13-Tref3)	d/4(T14-Tref4)	Xi*Cp (kcal/kmol)
CH4	0,02	3937,75	7087,95	1419,02	-1055,51	258,23
C2H6	0,00	1366,19	24358,92	-7165,36	698,32	0,00
C3H8	0,00	-800,81	42994,32	-17585,56	3042,12	0,00
C4H10	0,00	783,41	52409,48	-20512,59	3355,16	0,00
CO	0,10	5575,85	236,32	600,86	-212,99	630,50
CO2	0,06	4406,96	8437,61	-3916,12	715,98	563,00
H2	0,48	5763,21	-27,03	447,86	-83,44	2909,27
H2O	0,34	6383,30	271,35	1180,64	-336,60	2552,38
N2	0,00	5722,59	-221,68	903,87	-275,36	0,00
Total	100,0					6913,37

Tabla N° 49: Entalpía de la corriente de entrada y salida del horno reformador

Caso	$\Delta H_{\text{entrada}}$	ΔH_{salida}	ΔH_{Total}
Inyección de CO ₂ en Reformación	-71,0	142,4	213,4
Inyección de CO ₂ en Síntesis	-66,51	138,07	204,6