

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

DISEÑO DEL SISTEMA DE METANACIÓN DE LA UNIDAD DE ISOMERIZACIÓN / ALQUILACIÓN DE LA REFINERÍA CARDÓN.

Presentado ante la ilustre
Universidad Central de
Venezuela para optar al Título de
Ingeniero Químico
Por el Br. Campos Teixeira, Victor José

Caracas, Junio de 2002

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

DISEÑO DEL SISTEMA DE METANACIÓN DE LA UNIDAD DE ISOMERIZACIÓN / ALQUILACIÓN DE LA REFINERÍA CARDÓN.

Tutores: Ing. Carlos Morales (Académico)
Ing. Massimiliano Moradei (Industrial)

Presentado ante la ilustre
Universidad Central de
Venezuela para optar al Título de
Ingeniero Químico.
Por el Br. Campos Teixeira, Victor José

Caracas, Junio de 2002

© Victor José Campos Teixeira, 2002

Hecho el Depósito de ley.

Depósito Legal (número)

Caracas, Junio de 2002

Los abajo firmantes, miembros del jurado designado por el Consejo de Escuela de Ingeniería Química, para evaluar el Trabajo Especial de Grado presentado por el Bachiller Victor José Campos Teixeira, titulado:

“ DISEÑO DEL SISTEMA DE METANACIÓN DE LA UNIDAD DE ISOMERIZACIÓN / ALQUILACIÓN DE LA REFINERÍA CARDÓN ”

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.

Ing. Gonzalo Feijoó

Jurado

Ing. Aimee Ramos

Jurado

Ing. Carlos Morales

Tutor Académico

RECONOCIMIENTOS

Mis más profundas gracias a todas y cada una de las personas que contribuyeron a la realización de este trabajo:

A la Universidad Central de Venezuela por brindarme la oportunidad y todas las bases para formarme como profesional.

A la Corporación Petróleos de Venezuela, específicamente, el Centro Refinador Paraguaná, por brindarme la oportunidad de realizar mi trabajo de grado en tan prestigiosa empresa.

A los ingenieros Massimiliano Moradei y Ramón Strauss, por los conocimientos aportados para alcanzar los objetivos trazados y lograr que este trabajo fuera una gran experiencia para mi desarrollo profesional.

A mi tutor académico el Ing. Carlos Morales, por brindarme toda la ayuda y el tiempo que podía, para poder culminar este proyecto en el tiempo previsto.

RESUMEN

El presente Trabajo Especial de Grado comprende el Diseño Básico de Procesos del sistema de tratamiento requerido para reducir el contenido de contaminantes oxigenados (CO/CO₂), en la corriente de hidrógeno que alimenta a la Unidad de Isomerización del CRP – Cardón, los cuales causan la desactivación permanente del catalizador de platino de los reactores de la Unidad siendo necesaria una parada de la Planta para el reemplazo del catalizador. Esto representa un fuerte impacto económico en la empresa, tanto por el costo del catalizador como por la interrupción de la producción.

La corriente de gas hidrógeno requerida en la Unidad de Isomerización, debe contener un máximo de 10 ppmv de óxidos de carbono. Para garantizar esta pureza es necesario instalar un sistema de tratamiento del hidrógeno proveniente de la Planta de Hidrógeno o de la Unidad de Reformación de Naftas.

La ejecución de este proyecto se enfoca hacia el incremento de la confiabilidad operacional de la Unidad de Isomerización, ya que desde su puesta en servicio, la operación ha tenido que ser interrumpida en varias oportunidades y se han registrado diversos eventos de desactivación prematura del catalizador, debidos al alto contenido de óxidos de carbono en la corriente de gas hidrógeno.

Para la selección del sistema de tratamiento se consideraron diferentes tecnologías: las unidades de membranas, PSA y de metanación. De este estudio la unidad de metanación resultó ser la más viable, ya que este es un sistema económico y sencillo, con un alto grado de conversión de los óxidos de carbono (CO y CO₂), el que mejor se adapta a la capacidad requerida y a las condiciones operacionales de la planta, además de ser la tecnología más usada en refinería para tal fin.

El Sistema de Metanación tiene como función minimizar el contenido de contaminantes oxigenados (CO y CO₂) en la corriente de gas hidrógeno que alimenta a la Unidad de Isomerización y está compuesto básicamente por un reactor (Metanador) en donde se llevan a cabo la conversión de los óxidos de carbono, y por un tren de intercambio de calor conformado por tres intercambiadores: un efluente – carga (E – 5217), un calentador con aceite caliente (E – 5215) y un enfriador de agua salada (E – 5216).

Para el diseño del reactor de metanación (R – 5202) se siguieron las pautas de un estudio realizado por Chemetron Corporation, el cual básicamente está orientado a calcular la velocidad espacial del reactor y luego se comprobó la composición de la corriente de salida del Metanador por medio del paquete de simulación comercial PROII/PROVISIÓN®. Para el diseño de la red de intercambiadores de calor de la Unidad de Metanación se hizo uso del paquete de simulación HEXTRAN®. En el diseño de los equipos principales así como de las líneas de tuberías, se siguieron las normas y criterios expuestos en los manuales de diseño de PDVSA.

La Unidad de Metanación posee tres modos de operación: arranque de la unidad, operación normal y operación con alto contenido de los contaminantes oxigenados (CO/CO₂). La mencionada unidad tiene básicamente dos lazos de control, el primero es para controlar la temperatura óptima de reacción a la salida del intercambiador E – 5215 y la otra que funciona como un sistema de alarma por alta temperatura en el reactor de metanación (R – 5202).

Luego de haber diseñado la Unidad, se recomienda que el material utilizado en la construcción de los equipos principales sea una aleación de acero 1,0% Cr – ½% Mo para que puedan soportar las condiciones de presión y temperatura a las que van a ser sometidos, así mismo se recomienda su construcción en los talleres de la Refinería para minimizar los costos de inversión.

INDICE

	<i>Pág.</i>
Lista de Tablas	x
Lista de Figuras	xi
Lista de Símbolos y Abreviaturas	xii
Capítulo I. Introducción	1
Capítulo II. Objetivos	3
2.1 Objetivo General	3
2.2 Objetivos Específicos	3
Capítulo III. Antecedentes	5
Capítulo IV. Revisión Bibliográfica	8
4.1 Visión General del proceso de Isomerización	8
4.1.1 Flujos de Proceso	8
4.1.2 Sección de Alimentación	9
4.1.3 Sección de Secado	10
4.1.4 Sección de Reacción	11
4.1.5 Sección de Secado de Hidrógeno	12
4.1.6 Sección de la Torre Estabilizadora	13
4.1.7 Sección de la Torre lavadora de Gases	13
4.2 Alternativas para la purificación de hidrógeno	14
4.2.1 Separación a través de membranas	14
4.2.2 Pressure Swing Adsorption (PSA)	16
4.2.3 Sistema de Metanación	18
4.2.3.1 Química del proceso de Metanación	20
4.2.3.2 Diseño y operación del proceso	21
4.2.3.3 Catalizador para el reactor de metanación	25
4.2.3.4 Aplicaciones del catalizador	27
4.2.3.5 Reducción del catalizador	28
4.2.3.6 Venenos del catalizador	29
4.2.3.7 Formación de carbonilo de níquel	31

4.2.3.8 Aspectos de seguridad en el manejo del catalizador	33
4.2.3.8.1 Riesgos en el manejo	33
4.2.3.8.2 Recomendaciones de seguridad en el manejo del catalizador	34
4.2.3.8.3 Precauciones Especiales	35
4.2.3.8.4 Medidas de Emergencia	36
4.4 Flujo de fluidos por tuberías	37
4.4.1 Flujo en fase líquida	37
4.4.2 Flujo en fase gaseosa	39
4.4.3 Limites de velocidad de fluidos en tuberías	41
4.5 Información General del Sistema	41
4.5.1 Capacidad de la Planta	41
4.5.2 Características y condiciones de la materia prima	42
4.5.3 Especificaciones de los productos finales	42
4.5.4 Características de los servicios industriales	43
4.5.5 Restricciones para el diseño de los equipos	44
4.6 Programas de Simulación	45
4.6.1 Paquete de simulación PROII-PROVISION	46
4.6.2 Paquete de simulación HEXTRAN	47
4.6.2.1 Métodos de cálculo en HEXTRAN	47
Capítulo VI. Metodología	51
Capítulo VII. Resultados y Discusión	59
Conclusiones y Recomendaciones	83
Referencias Bibliográficas	85
Apéndices	87

LISTA DE TABLAS

<i>Tabla N°</i>	<i>Nombre</i>	<i>Pág.</i>
1	Calores de reacción y Constantes de Equilibrio para la metanación de monóxido y dióxido de carbono	20
2	Condiciones típicas de operación de metanación de óxidos de carbono	24
3	Típicas propiedades físicas y químicas de los catalizadores C-13-3-03 y C-13-4-04 de la casa comercial United Catalyst Inc.	26
4	Pruebas de laboratorio de la actividad del catalizador vs. gas húmedo	28
5	Efectos venenosos de líquidos usados en los sistemas de remoción de CO ₂	29
6	Velocidades máximas de diseño para fluidos dentro de los tubos	40
7	Características de la materia prima	41
8	Especificación de la corriente de producto	42
9	Características de los Servicios Industriales	42
10	Resumen de los cálculos de caídas de presión para el dimensionamiento de tuberías	65

LISTA DE FIGURAS

	<i>Pág.</i>	
Figura N° 1	Esquema general del Proceso de Isomerización	8
Figura N° 2	Sistema de Membranas	15
Figura N° 3	Sistema PSA de cuatro lechos	17
Figura N° 4	Aumento de temperatura en el metanador vs. porcentaje molar de óxidos	21
Figura N° 5	Diagrama de flujo esquemático del metanador	22
Figura N° 6	Plot Plan de la Unidad de Metanación	59
Figura N° 7	Diagrama de Flujo de Procesos de la Unidad de Metanación	60
Figura N° 8	Diagrama de Tuberías e Instrumentación de la Unidad De Metanación	63
Figura N° 9	Actividad del catalizador de metanación vs. la Temperatura a presión atmosférica	98
Figura N° 10	Presión vs. actividad del catalizador de metanación	99

LISTA DE SÍMBOLOS Y ABREVIATURAS

Símbolos Arábigos:

A: Área de la sección transversal (pie²)

CO_{eq}: Concentración de equilibrio CO (ppmv)

CO_{2eq}: Concentración de equilibrio del CO₂ (ppmv)

CO_{in}: Concentración de CO a la entrada del metanador (ppmv)

CO_{2in}: Concentración de CO₂ a la entrada del metanador (ppmv)

CO_{out}: Concentración de CO a la salida del metanador (ppmv)

CO_{2out}: Concentración de CO₂ a la salida del metanador (ppmv)

D: Diámetro de la tubería (pie)

ε: Rugosidad Relativa (pie)

f: factor de fricción de Darcy (adimensional)

g: Aceleración de gravedad (32,2 pie/s²)

h_L: Altura de liquido (m)

Ka: constante que varía con el tipo de catalizador y la temperatura

L: longitud total de tubería recta (pie)

P1: Presión a la entrada de la tubería (lbf/pulg²)

P2: Presión a la salida de la tubería (lbf/pulg²)

Re: Número de Reynolds (adimensional)

SV: Velocidad espacial (pie³de gas/h×pie³de catalizador)

V: Volumen específico del gas (pie³/lb)

v: Velocidad del fluido (pie/seg)

w: Tasa de flujo (lb/hr)

Símbolos Griegos:

μ : viscosidad del fluido (Pa.s)

ρ : densidad del fluido (Kg/m³)

Abreviaturas:

ALQ 1: Planta de Alquilación I

ALQ 2: Planta de Alquilación II

DO/EO: Bloque de esferas almacenadoras de normal – butano

HDS: Complejo de Hidrodesulfuración

LPG: Planta de Gases Licuados

RVP: Presión de vapor de Reid

Capítulo I. INTRODUCCIÓN

El Complejo Refinador Paraguaná en la Refinería Cardón, cuenta con la Planta de Isomerización del Complejo de Alquilación, la cual tiene como propósito fundamental producir isoparafinas (isobutanos) con una pureza aproximada de 50 – 60 % en peso, para luego ser utilizadas con las olefinas livianas para producir el alquilato en la Unidad de Alquilación. El alquilato es uno de los componentes más valiosos en la producción de gasolinas reformuladas, debido a su alto octanaje y bajo RVP. Para lograr dicho propósito la Unidad de Isomerización procesa las parafinas normales (normal – butano) provenientes de las Unidades de Alquilación I y II, las cuales son tratadas previamente para eliminar algunas de las impurezas que estas puedan traer consigo. Esta carga es mezclada con una corriente de gas rico en hidrógeno, el cual actúa como promotor en la reacción

La corriente de gas hidrógeno que requiere la Unidad de Isomerización debe contener un contenido máximo de óxidos de carbono (CO y CO₂) de 10 ppm, debido a que estos desactivan permanentemente al catalizador de platino utilizado en los reactores de la Unidad el cual es sumamente costoso.

Para garantizar la pureza requerida en la corriente de hidrógeno utilizada en la Unidad de Isomerización, la empresa comparó los principales sistemas de purificación de hidrógeno existentes como lo son: los separadores con membranas, las Unidades PSA (Pressure – Swing – Adsorption) y los sistemas de metanación. Este último fue preseleccionado desde el punto de vista técnico – económico por la empresa. Después de seleccionarse la tecnología del sistema de purificación, se procedió al diseño y a la especificación del proceso a través de la recopilación de datos en Planta a través del Sistema de Información de Proceso (PI), haciendo uso de los paquetes de simulación de procesos tales como: PROII y HEXTRAN, elaborando los cálculos hidráulicos, identificando las limitaciones hidráulicas del sistema, elaborando los diagramas de proceso, etc.

La ejecución de este trabajo especial de grado se enfoca hacia la máxima creación de valor y confiabilidad operacional de la Unidad de Isomerización / Alquilación del Centro Refinador Paraguana de la Refinería Cardón. Desde su puesta en marcha, la operación de esta Planta ha tenido que ser interrumpida en varias oportunidades debido al alto contenido de óxidos de carbono en la corriente de gas hidrógeno que proviene de la Planta de Hidrógeno o de la Unidad de Reformación de Naftas.

El metanador existente en HDS posee poca flexibilidad para contrarrestar las continuas variaciones de los óxidos de carbono en la corriente de gas hidrógeno, que se producen por la baja confiabilidad de la circulación de la amina absorbadora de dióxido de carbono (CO_2) aguas arriba del metanador.

El hidrógeno suministrado a la Unidad de Isomerización / Alquilación debe cumplir una especificación en los contenidos de monóxido de carbono y de dióxido de carbono que se requieren en dicha Unidad, ya que si se sale de especificación produciría a corto plazo un envenenamiento del catalizador y como consecuencia una parada de la Unidad para ser reemplazado lo que representa un fuerte impacto económico en la empresa, tanto por el costo del catalizador como por la interrupción de la producción.

En este sentido, debido al grado de importancia que merece el buen funcionamiento del sistema en estudio, por las razones antes expuestas, la Superintendencia de Conversión Media del CRP – Cardón ha considerado primordial la evaluación de la factibilidad de instalar una Unidad de Metanación de la corriente de hidrógeno para mejorar la confiabilidad de la Unidad de Isomerización / Alquilación de la Refinería Cardón.

Capítulo II. OBJETIVOS

2.1 Objetivo General:

El objetivo de este Trabajo Especial de Grado es diseñar un sistema de tratamiento (Metanador) de la corriente de hidrógeno que alimenta a la Unidad de Isomerización para minimizar la entrada de contaminantes oxigenados (CO y CO₂) que causan la desactivación permanente del catalizador de los reactores de dicha Unidad.

2.2 Objetivos Específicos:

1. Conocer el proceso de Isomerización / Alquilación de la Refinería Cardón con el fin de entender la influencia que tienen las principales variables sobre la calidad del producto.
2. Comprender la importancia de la necesidad de instalar un sistema de tratamiento de la corriente de hidrógeno que alimenta a la Unidad de Isomerización.
3. Fijar las bases de diseño para el Sistema de Metanación.
4. Diseñar los equipos principales del Sistema de Metanación (intercambiadores, reactores) con la ayuda de los simuladores conocidos como lo son: PROII y HEXTRAN.
5. Especificar las líneas de tuberías principales del sistema propuesto (diámetro y longitud) y realizar un estudio hidráulico para determinar los requerimientos energéticos de manejo de flujos.

6. Elaborar las Hojas de Especificación de Proceso de los principales equipos del Sistema de Metanación a diseñar.

Capítulo III. ANTECEDENTES

La Unidad de Isomerización fue puesta en servicio en el año 1982, utilizando la corriente de hidrógeno proveniente de la Planta de Hidrógeno del Complejo de HDS. Desde el inicio, su operación ha tenido que ser interrumpida en varias oportunidades por el alto contenido de óxidos de carbono en el gas hidrógeno. Debido a la baja confiabilidad del sistema de circulación de la amina absorbidora de dióxido de carbono (CO₂) y a la baja flexibilidad del Metanador existente.

Para resolver este problema en 1984 se realizó un estudio extensivo de los diferentes sistemas de purificación y/o recuperación de hidrógeno estudio, en el cual se compararon las ventajas y desventajas de algunas de las tecnologías probadas industrialmente, tales como las unidades de membranas, PSA (Pressure – Swing – Adsorption) y de metanación. Se llegó a la conclusión de que este último era el que mejor se adaptaba a las condiciones de operación y que al instalar un nuevo sistema con esta tecnología para el tratamiento exclusivo de la alimentación a la Unidad de Isomerización, se podría dejar de reserva el metanador existente en el Complejo de HDS. Una ventaja adicional de ese proyecto era la reducción en el consumo del catalizador de óxido de níquel utilizado en la metanación, ya que en lugar de tratarse toda la producción de la Planta de Hidrógeno como sucede actualmente, solo se tratarían las 6 T/d consumidas en la Unidad de Isomerización.

Posteriormente, se desarrolló la ingeniería básica y conceptual para diseñar e instalar un sistema de metanación el cual pretendía lograr un contenido máximo de óxidos de carbono (CO y CO₂) de 10 ppmv en la mencionada corriente de gas.

Después de haberse diseñado el sistema, se prosiguió con la procura, instalación y arranque del mismo, pero desde su puesta en funcionamiento se presentaron problemas para lograr las especificaciones requeridas. Estos problemas

fueron analizados para la búsqueda de soluciones, lo que no fue posible debido a que el sistema presentaba graves fallas de diseño de proceso en el tren de intercambio de calor, donde el área de transferencia instalada no era capaz de realizar el intercambio de calor requerido. También se detectaron problemas de diseño mecánico, ya que los materiales de los equipos no eran los adecuados para las condiciones de presión y temperatura de operación del sistema. La unidad fue finalmente puesta fuera de servicio y desmantelada. En la actualidad solo permanece en el sitio donde se construyó uno de los enfriadores de agua salada (E – 5209), el cual está fuera de operación.

Otra de las razones por las cuales se decidió abandonar el proyecto fue la puesta en servicio de la Unidad de Reformación de Naftas, la cual produciría de forma confiable hidrógeno con un contenido de óxidos de carbono inferior a las especificaciones máximas. Adicionalmente, debido a que esta unidad produciría suficiente hidrógeno para cubrir los requerimientos totales de la refinería, la Planta de Hidrógeno solo sería utilizada durante las paradas por mantenimiento de la Unidad de Reformación.

En la actualidad, se han observado valores continuos de óxidos de carbono muy cercanos a las especificaciones y valores puntuales elevados que no garantizan la operación confiable de la Unidad de Isomerización, además la Planta de Hidrógeno se mantiene en operación continua para suplir cualquier deficiencia de hidrógeno en caso de presentarse problemas operacionales en la Unidad de Reformación de Naftas. En consecuencia, ha sido necesario desviar la Unidad de Isomerización en diversas oportunidades y aún así se han presentado casos de desactivación prematura del catalizador. Por esta razón aún esta vigente la necesidad de instalar una unidad de tratamiento que permita incrementar la confiabilidad operacional de la Planta.

Entre los meses de Febrero y Abril del 2002 se observó la desactivación de un tercio del lecho del reactor R - 5201A debida a la combinación de los factores:

primero el incremento del contenido de CO₂ hasta valores cercanos a 1000 ppmv en el hidrógeno proveniente de la Planta de Hidrógeno, debido al disparo y desvío del Metanador existente por una falla en el sistema de circulación de la amina. Este aumento no pudo ser detectado a tiempo, por lo que, el reactor operó durante algunas horas bajo estas condiciones. Posteriormente la Unidad de Isomerización fue puesta en servicio utilizando hidrógeno proveniente de la Unidad de Reformación de Nafta, el cual presentó valores de óxidos de carbono muy cercanos a la especificación y valores puntuales elevados de 20 - 30 ppmv los cuales contribuyeron con la desactivación del catalizador.

En Febrero 2002 se puso en operación un analizador de óxidos de carbono para la corriente de hidrógeno que alimenta a la Unidad de Isomerización, el cual es muy útil para detectar de forma inmediata un aumento de estos contaminantes. Sin embargo ya es evidente que la calidad de las dos corrientes de H₂ utilizadas puede estar fuera de las especificaciones requeridas, por lo tanto, para mantener en operación de forma confiable y continua a la Unidad de Isomerización es necesario instalar un sistema de tratamiento que garantice un contenido de óxidos de carbono inferior a la especificación recomendada por UOP, es decir, 10 ppmv.

Capítulo IV. REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA

4.1 Visión General del Proceso de Isomerización.

La Planta de Isomerización tiene como propósito fundamental producir una mezcla de n-C₄ e i-C₄ con una concentración aproximada de 55%p y 45%p respectivamente.

Esta Planta tiene capacidad para procesar unas 2065 toneladas métricas por día de normal butano proveniente de la Unidades de Alquilación I, Alquilación II y de suministro externo.

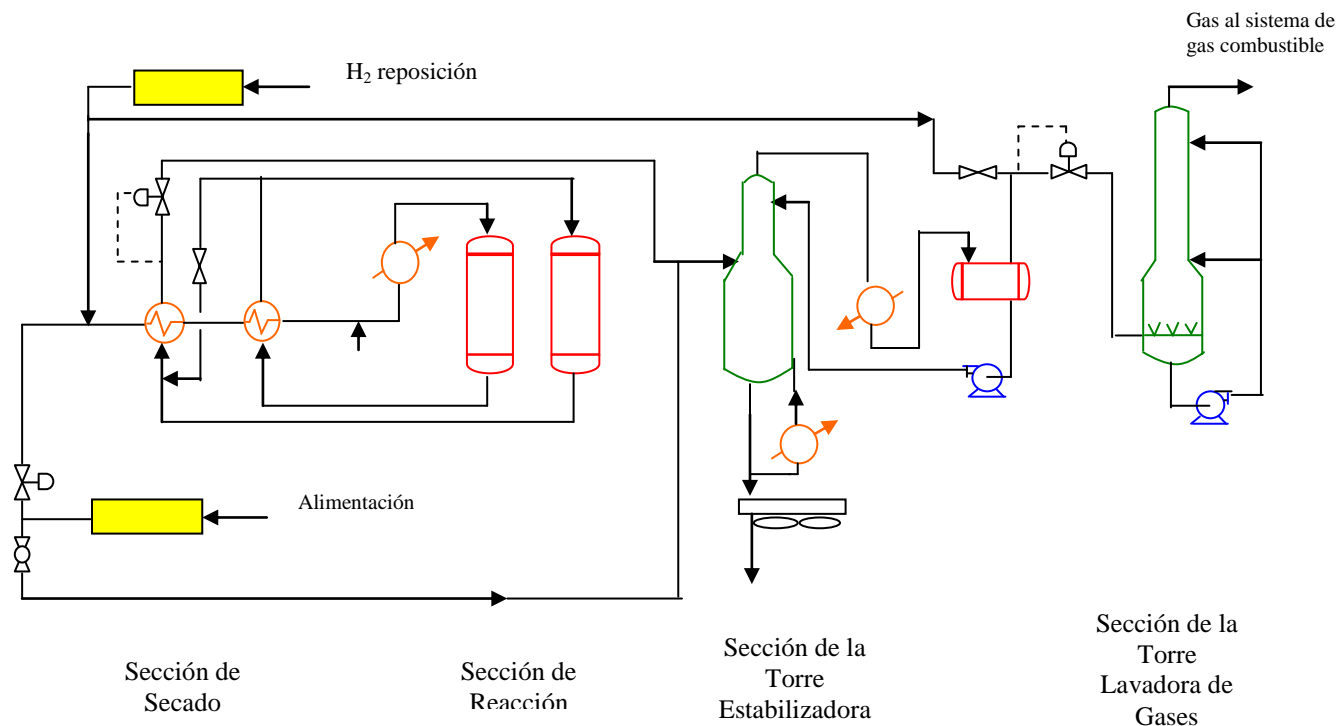
La alimentación de normal butano es debidamente tratada en las diferentes unidades, para eliminarle gran parte de contaminantes, tales como azufre, agua y trazas de HF.

4.1.1 Flujos de Proceso

Para una mejor comprensión de la Planta de Isomerización a continuación se describen los flujos de proceso en forma detallada, incluyendo los equipos, los principales lazos de control y se destacan algunas condiciones de operación importantes. La Planta se ha subdividido en las siguientes secciones:

- Sección de Alimentación.
- Sección de Secado de butano.
- Sección de Reacción.
- Sección de Secado de Hidrógeno.
- Sección de la Torre Estabilizadora.
- Sección de la Torre Lavadora de Gases.

Figura N°1. Esquema general del Proceso de Isomerización



4.1.2 Sección de Alimentación

La alimentación de normal butano a la Planta de Isomerización consiste de tres corrientes provenientes de diferentes fuentes.

La más pequeña de estas corrientes proviene de la torre Desbutanizadora DA-404 ubicada en la Unidad de Alquilación I, la cual es tratada en una Torre de Alúmina y luego en una Torre de KOH para removerle los fluoruros y posibles trazas de HF, antes de enviarla a la Planta de Isomerización.

La segunda corriente de normal butano proviene de los campos de producción y es traída por barco, generalmente desde el terminal de distribución de Puerto Miranda. Este normal butano es almacenado en los tanques esféricos DO-13;17 y

18/EO-3;5 y 6 ubicados en los Bloques DO/EO y es enviado a la Unidad de Isomerización por medio de las bombas P-5201 A/B.

Por último, la mayor parte de la carga, consiste en el normal butano proveniente de la Planta Alquilación II. Esta corriente se separa de los otros productos de la reacción de alquilación en el Despojador de isobutano C-5103, pasando posteriormente por unas Torres con alúmina y luego por una Torre de KOH sólido, para remover trazas de ácido fluorhídrico, antes de ser enviada a la Unidad de Isomerización.

4.1.3 Sección de Secado

Las corrientes de normal butano provenientes de las diferentes Plantas y Tanques se combinan antes de entrar a los Secadores de la Carga D-5201 A/B. El objeto de los secadores es garantizar que la alimentación tenga un contenido máximo de agua de 1ppm en peso, ya que el agua desactiva permanentemente al catalizador.

La corriente de butano entra por el fondo del primer Secador y fluye a través del lecho de tamices moleculares en sentido ascendente para salir por el tope. Luego, esta corriente es enviada al fondo del segundo Secador para salir por el tope hacia el Tanque Acumulador de la Carga V-5201.

Los Secadores operan los dos en serie, excepto cuando uno de ellos está siendo regenerado y solo un Secador está en servicio. La regeneración se lleva a cabo según un programa determinado, basado en un tiempo fijo definido para cada uno de los ciclos requeridos, el cual está calculado para garantizar que el contenido de agua a la salida del Secador sea inferior a 1 ppm en peso. Como medio regenerante de los Secadores se usa la mezcla isobutano y normal- butano de la misma Planta, luego de haber sido calentado y vaporizado a 288 °C en la fase de regeneración, o enfriado a 38 °C en la etapa de enfriamiento de la regeneración.

4.1.4 Sección de Reacción

Una vez seco, el butano, se almacena en el Tanque Acumulador de Carga V-5201, desde donde es enviado bajo control de flujo hacia la sección de reacción, por medio de las bombas de carga a los Reactores P-5203 A/B.

El nivel de este tanque controla el flujo de carga desde las Esferas de LPG del Bloque DO. Luego, la carga se mezcla con la corriente de gas de reciclo, la cual consiste básicamente de hidrógeno, y pasa a través del Intercambiador Frío de Carga E-5204, donde se calienta con el efluente del segundo reactor.

La carga combinada con el gas de reciclo, pasa a través del Intercambiador Caliente de Carga E-5205, donde se calienta con el efluente del primer reactor. Por último, el aumento final de temperatura de la carga, se logra en el calentador de Carga al Reactor E-5206 A/B, donde el aceite le proporciona el calor requerido para la reacción. Desde este último calentador, la carga combinada con el gas de reciclo entra por el tope del Reactor R-5201 A o B, donde en presencia del catalizador se lleva a cabo la reacción de Isomerización del normal butano a isobutano. La corriente sale por el fondo del primer reactor y se dirige al Intercambiador E-5205, para ceder calor a la carga. Un instrumento de control de temperatura regula el flujo por el desvío del lado tubos (efluente del reactor) del Intercambiador E-5205, para ajustar independientemente la temperatura de entrada al segundo reactor.

A la salida de este Intercambiador, la corriente pasa a través del segundo reactor en sentido descendente, para luego entrar el Intercambiador E-5204, donde intercambia calor con la carga.

Desde este intercambiador, el efluente pasa por los Condensadores del Producto de los Reactores E-5207, los cuales trabajan con aire, y luego, por los

enfriadores con agua salada. Después, la corriente de hidrocarburos se dirige al Separador de Producto V-5202, donde ocurre la separación física de la corriente líquida y la corriente de gas. El gas que sale por el tope, básicamente hidrógeno, se envía a la succión del compresor de Gas de Reciclo K-5201 A/B, para formar parte del gas de reciclo.

La corriente de líquido que sale por el fondo del separador de Producto consiste principalmente de una mezcla de isobutano y normal - butano, acompañados de gases de hidrocarburos e hidrógeno disueltos en el líquido. Esta corriente se envía bajo control de nivel a la Torre Estabilizadora C-5201 para remover los gases disueltos.

4.1.5 Sección de secado de Hidrógeno.

En vista que una pequeña fracción de hidrógeno se mantiene disuelta en la corriente de isobutano y normal - butano del fondo del Separador de Productos, es necesario introducir hidrógeno fresco para reponer esta pérdida, además del hidrogeno que se pueda consumir en reacciones químicas o por fugas. Esta corriente de hidrógeno es la que va a ser tratada por el Sistema de Metanación que se diseña en este proyecto.

Los Secadores de Hidrógeno Fresco D-5202 A/B al igual que los Secadores de butano, normalmente operan en serie, excepto cuando se está regenerando uno de ellos y solo está uno en servicio. El objeto de estos secadores es garantizar que el hidrógeno a la Unidad esté libre de agua.

La corriente de hidrógeno fresco tratada en los Secadores se mezcla con el gas de reciclo antes de combinarse con la carga de butano a la entrada del Intercambiador Frío de Carga E-5204.

4.1.6 Sección de la Torre Estabilizadora

El líquido del Separador de Producto fluye bajo control de nivel hacia el Intercambiador de Carga - Fondo de la Estabilizadora E-5210, donde se precalienta antes de entrar a la Torre Estabilizadora C-5201. La corriente de isobutano y normal-butano, llamada isomerado, entra al plato 16 de la Torre, con el objetivo de remover el hidrógeno, HCL y los gases formados por craqueo: metano, etano y propano.

El calor requerido para la separación lo suministra el Rehervidor E-5211. La corriente de salida se enfría en el Intercambiador E-5210 con la carga a la Torre y luego se envía al Despojador de Isobutano C-5130 para ser separado. De la salida del Intercambiador E-5210, también se toman las corrientes de regenerante para los Secadores de Butano e hidrógeno Fresco y para los Secadores de Amilenos en la Unidad de Alquilación II. Los gases del tope de la Torre se condensan parcialmente con aire en los Condensadores de la Estabilizadora E-5212 y luego, en los Enfriadores del Tope con agua salada E-5213 A/B, para finalmente recogerse en el Tanque Acumulador de la Torre V-5204. Todo el líquido recogido en el Acumulador V-5204, se envía bajo control de nivel de dicho acumulador, como reflujó al plato 1 de la Estabilizadora C-5201, mientras que los gases que no condensan se envían bajo control de presión hacia la Torre Lavadora de Gases C-5202.

4.1.7 Sección de la Torre Lavadora de Gases.

Los gases provenientes del Acumulador de la Torre Estabilizadora junto con el gas de purga del Separador de Producto V-5202, se envían a la Torre Lavadora de Gases C-5202, donde entran en contacto con una solución de soda cáustica al 10% en peso, para neutralizar el cloruro de hidrógeno presente.

Los gases entran por el distribuidor del fondo de la Torre C-5202, burbujan a través del nivel de soda cáustica, y luego pasan a través de un lecho de 4 m de altura de anillos Raschig, ubicado en la sección superior de la Torre.

Los gases neutralizados salen por el tope de la Torre y se envían al Sistema de Gas Combustible, bajo control de presión.

La circulación de soda se realiza con las bombas de Circulación P-5205 A/B, las cuales succionan del fondo de la Torre C-5202 y descargan mediante un distribuidor, ubicado a 90 cm de profundidad del mencionado lecho de anillos Raschig, en la sección superior de la Torre.

Cuando la concentración de la soda cáustica se reduce a 3% en peso, se debe drenar parte de la soda e introducir soda fresca desde las facilidades existentes.

4.2 Alternativas para la purificación de una corriente de hidrógeno.

En el mercado actual existen diferentes técnicas utilizadas para eliminar algunos de los contaminantes que puedan contener estas corrientes de gases y que son perjudiciales para los sistemas donde son necesarias dichas corrientes. En el caso de la purificación de hidrógeno, se estudiaron tres de las técnicas más utilizadas son:

4.2.1 Separación a través de membranas

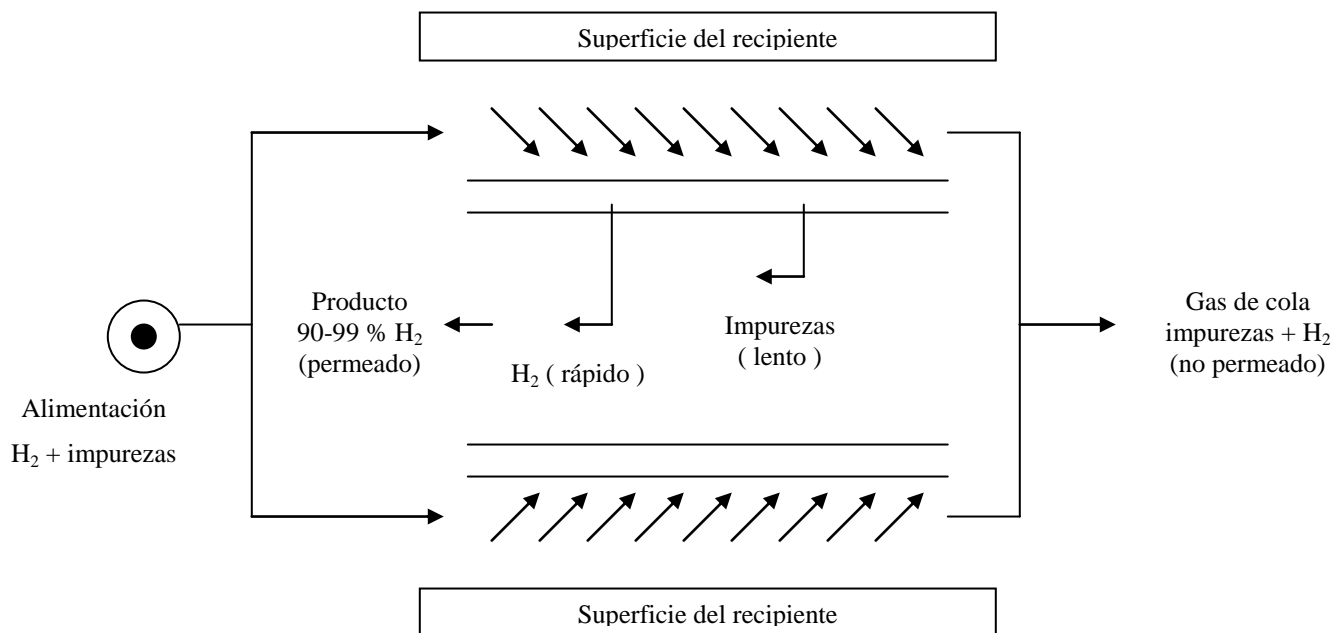
La separación por membranas, no requiere calentamiento y ebullición de los fluidos. Sin embargo, esto varía dependiendo de la tasa a la cual pasarán los componentes a través del material de la membrana.

Los sistemas de membranas están basados en la Pervaporación, separación de mezclas de hidrocarburos y el uso de membranas selectivas para la recuperación de hidrógeno. La Pervaporación es un proceso en el cual la fase de contacto del líquido en un lado de la membrana y el lado permeado es reducida la presión en la fase gas. El mayor obstáculo de la Pervaporación en las operaciones de la refinería es la incapacidad de las membranas de operar bajo condiciones severas. Las membranas sufren cambios físicos y químicos como resultado de la exposición a líquidos orgánicos y a temperaturas elevadas.

Un sistema de membranas para purificar hidrógeno se muestra en la figura N° 1. El proceso se basa en la diferencia de tasas de permeabilidad entre el hidrógeno y las impurezas a través de la membrana de polímero permeable. La permeación envuelve dos mecanismos secuenciales: la fase donde los componentes deben de ser primero disueltos en la membrana y luego difundidos a través de ellas hacia el lado permeado. Los componentes poseen diferentes solubilidades y tasas de permeabilidad. La solubilidad depende principalmente de la composición química de la membrana y la difusión de la estructura de la membrana.

Los gases pueden tener unas altas tasas de permeabilidad como resultado de altas solubilidades, altas difusividades, o ambas. La fuerza de arrastre de ambas (solución y difusión) es la diferencia de la presión parcial a través de la membrana, entre la alimentación y el efluente permeado. Los gases con altas permeabilidad, como el hidrógeno enriquece el gas permeado que sale de la membrana, y gases con bajas permeabilidad enriquecen el gas no permeado que sale de la membrana debido al agotamiento de los componentes con alta permeabilidad.^[UOP, 1990]

Figura N° 2. Sistemas de Membranas.



Fuente: UOP. Technology Conference

4.2.2 Pressure – Swing – Adsorption (PSA)

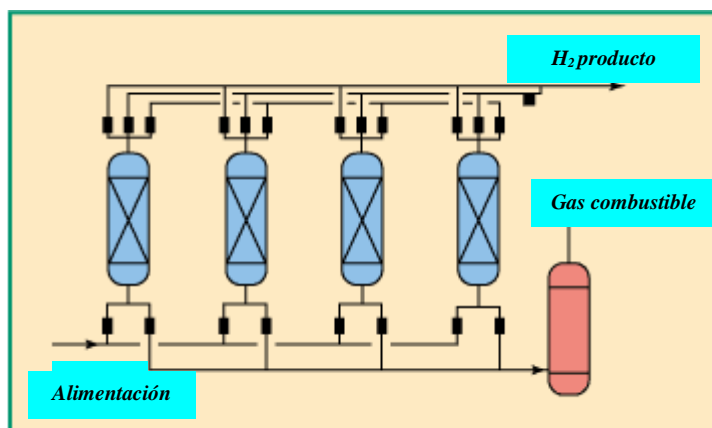
La mayoría de las operaciones de adsorción usan lechos fijos; sin embargo, los procesos también han sido desarrollados para emplear los conceptos de lechos fluidizados o movibles. Estos son de particular interés para plantas de gran capacidad y baja presión. Otra innovación de estos procesos utiliza un sistema de reducción de presión para remover las impurezas adsorbidas del lecho durante el ciclo de regeneración. El proceso es llamado *Pressure Swing Adsorption (PSA)*, es aplicable solo en operaciones las cuales el paso de adsorción tome lugar a presiones elevadas. [KOHL, 1979]

Los procesos adiabáticos de Pressure – Swing - Adsorption usan tamices moleculares de carbón activado y de gel de sílica, estos han sido aceptados como una

herramienta vital para los procesos en la petroquímica, química, refinación de petróleo y las industrias de separación de gases durante los pasados veinte años. Las aplicaciones incluyen purificación de hidrógeno, helio y metano; separación de iso y normal parafinas; y separación de aire. El proceso básico es cíclico en naturaleza; consiste en diversos pasos por los cuales el producto gaseoso es separado de la mezcla a moderadas o altas presiones. [FLANK, 1980]

En el sistema simple de PSA, un adsorbedor separa el producto deseado de la mezcla de alimentación a la presión de la corriente de alimentación y a temperatura ambiente. Cuando el lecho adsorbente se ha saturado con impurezas, la despresurización (blowdown) causa desorción y remoción de muchas de las impurezas del adsorbente. El lecho es purgado, también en contracorriente de la dirección del flujo de alimentación, con un gas de producto para obtener bajos niveles de impurezas. Alternadamente, el lecho puede ser evacuado a una presión sub-atmosférica para remover impurezas. Posteriormente, el adsorbedor es presurizado nuevamente con el gas de producto y este es puesto atrás en la línea para comenzar el paso de adsorción otra vez. A continuación se muestra un esquema general de un sistema de PSA de cuatro lechos.

Figura N°3. Sistema PSA de cuatro lechos.



Fuente: Gas Purification, 1979

Tanto los sistemas de membranas como los Sistemas de Pressure - Swing - Adsorption, fueron descartados para ser instalados en la Unidad de Isomerización de la Refinería Cardón, como sistemas de remoción de los contaminantes oxigenados de la corriente de gas rica en hidrógeno, básicamente porque los Sistemas de Metanación son una tecnología probada en la refinería con excelentes resultados.

4.2.3 Sistemas de Metanación

La reacción de metanación es bien conocida desde hace mas de 70 años y aplicada a una gran variedad de procesos industriales. Pero no fue hasta la década de los 50, cuando fue introducida la reformación de vapor de hidrocarburos, que la metanación pudo ser usada mas extensamente en procesos para la manufactura de Amoníaco y Hidrógeno. En los diagramas de flujo convencionales de las Plantas de Hidrógeno, la conversión de monóxido de carbono a baja temperatura seguida por la remoción de dióxido de carbono y luego la metanación es comúnmente utilizada como procedimiento en la purificación de gases.

Aunque el mayor uso de los catalizadores utilizados en la reacción de metanación es para la purificación en las Plantas de síntesis de amoníaco y de hidrógeno, otras importantes aplicaciones han sido desarrolladas. Como ejemplo tenemos la producción de un sustituto para el gas natural a partir de una variedad de alimentaciones y la remoción de óxidos de carbono de corrientes ricas en hidrógeno en refinerías. [SMITH, 1980]

La hidrogenación catalítica del monóxido de carbono y del dióxido de carbono a metano es normalmente usada para eliminar pequeñas cantidades de estos componentes que quedan en las corrientes de gas luego de que el mayor volumen de estos óxidos de carbono es removido por otras técnicas de purificación. El proceso es conveniente para tratar corrientes de gas que poseen una concentración máxima de óxidos de carbono de aproximadamente 2% molar y es particularmente ventajoso si la presencia de metano en el gas tratado no es un inconveniente para los procesos aguas abajo de la etapa de purificación. Operando bajo condiciones óptimas, la reacción es casi completa y la salida del gas del metanador solo contiene trazas de estos componentes (aproximadamente 5 ppm). [KOHL, 1979]

La remoción de los óxidos de carbono por metanación es requerido para la protección de los catalizadores en los procesos de Hidrotratamiento e Isomerización, los cuales se desactivan permanentemente si entran en contacto con estos óxidos. Además, la metanación es un paso esencial en los sistemas de reacción asociados con la síntesis y con la producción de un sustituto del gas natural a partir de hidrocarburos líquidos y carbón. Este proceso es substancialmente diferente de lo que es tratado en esta sección y envuelve la metanación de una gran cantidad de óxidos de carbono, conducida a altas temperaturas. El calor generado durante la reacción es recuperado para la generación de vapor de alta presión. [KOHL, 1979]

4.2.3.1 Química del Proceso de Metanación

En el proceso de metanación ocurren varias reacciones siendo las principales las que se muestran a continuación:



Estas dos reacciones son reversibles y altamente exotérmicas, y se favorecen a baja temperatura y alta presión en presencia de un catalizador de óxido de níquel soportado sobre una superficie de alúmina.

Las reacciones involucradas en la metanación (I y II) son de primer orden con respecto a los óxidos de carbono. Cuando ambos, monóxido de carbono y dióxido de carbono están presentes, la reacción de CO es independiente de la reacción del CO₂. Lo contrario no se cumple, sin embargo, la metanación del dióxido de carbono no ocurre hasta que la concentración del monóxido de carbono se vea apreciablemente reducida. La formulación del catalizador puede afectar la tasa relativa de reacción. Esto puede ser importante cuando se produce gas natural a partir de la gasificación del carbón, por ejemplo, donde se desea la metanación del CO en preferencia a la del CO₂ en una corriente de alimentación que no contenga suficiente hidrógeno para completar toda la metanación de los óxidos de carbono. [ALLEN, 1973]

Los calores de reacción y constantes de equilibrio en el rango de 400 a 1000 K (261 a 1341 °F) son mostrados en la tabla que se muestra a continuación.

Tabla N° 1. Calores de Reacción y constantes de equilibrio para la metanación de monóxido y dióxido de carbono.

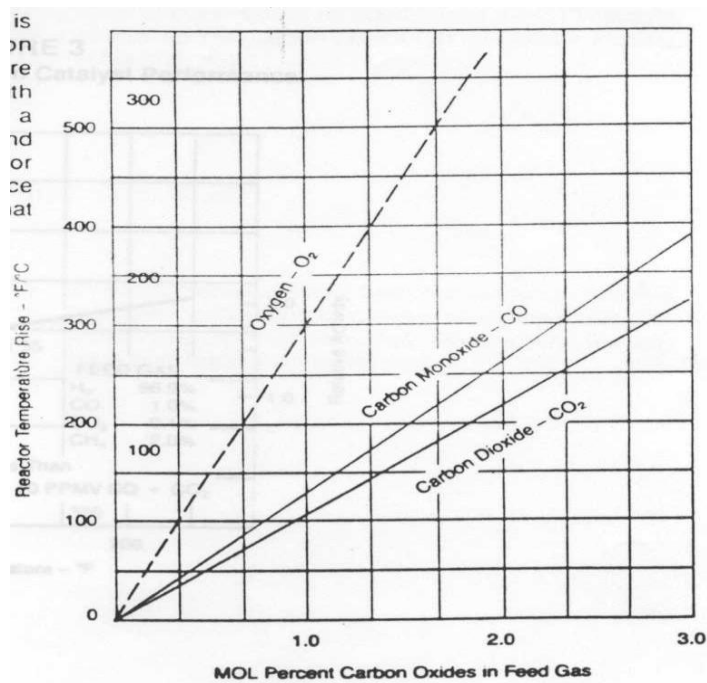
Temperatura		Calores de reacción ΔH Cal/g mol		Constantes de equilibrio	
				$K = \frac{(CH_4)(H_2O)}{(CO)(H_2)^3}$	$K = \frac{(CH_4)(H_2O)^2}{(CO)(H_2)^4}$
K	°C	Ec. I	Ec. II		
400	127	- 50,353	- 40,643	$4,009 \times 10^{15}$	$2,709 \times 10^{12}$
500	227	- 51,283	- 41,763	$1,148 \times 10^{10}$	$8,712 \times 10^7$
600	327	- 52,061	- 42,768	$1,980 \times 10^6$	$7,310 \times 10^4$
700	427	- 52,703	- 43,652	$3,726 \times 10^3$	$4,130 \times 10^2$
800	527	- 53,214	- 44,412	27,97	6,032
900	627	- 53,610	- 45,058	0,131	0,2888
1000	727	- 53,903	- 45,592	0,0265	0,0365

Fuente: Gas Purification. 1980.

4.2.3.2 Diseño y Operación del proceso

El proceso de metanación puede ser operado en un rango considerable de presiones y temperaturas. La temperatura del gas puede variar desde 350 °F hasta 750 °F; sin embargo, debido al desfavorecimiento del equilibrio a temperaturas elevadas el gas de salida no debe de exceder 825 °F. La naturaleza altamente exotérmica de estas reacciones resultan en un aumento de temperatura de 134 °F por cada 1% de monóxido de carbono en el gas durante la conversión y de 108 °F por cada 1 % de dióxido de carbono (ver Figura N° 3), por lo tanto la temperatura de operación debe ser seleccionada para operar en el rango deseado. La gran cantidad de calor generado por la reacción es también una de las principales razones por las que el proceso es considerado inapropiado para el tratamiento de gases que contengan más de 2,5% molar de óxidos de carbono y oxígeno.

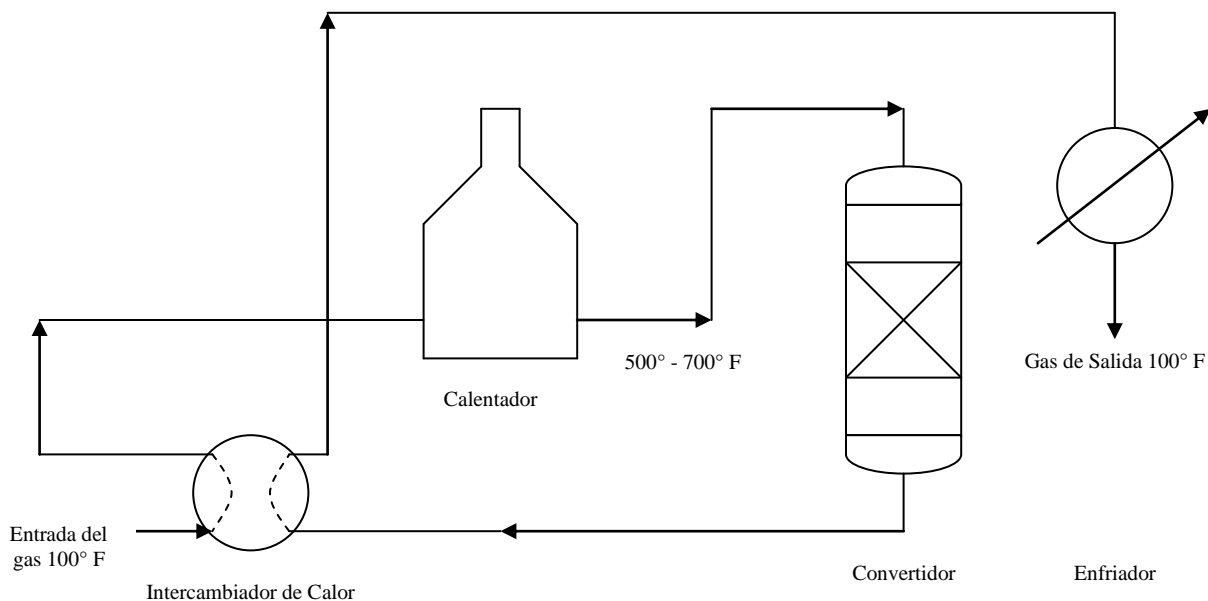
Figura N° 4. Aumento de temperatura en el metanador vs. Porcentaje molar de óxidos.



Fuente: Catálogo United Catalyst Inc.

Para que se lleven a cabo las reacciones de metanación, la corriente rica en hidrógeno es precalentada a la temperatura de reacción (aproximadamente 288 °C), para luego pasar en forma descendente por el lecho del catalizador de níquel, resultando una temperatura de salida del orden de los 330 °C; el metano formado durante la metanación no causa ningún problema ya que es un elemento inerte para los procesos aguas abajo. A continuación se muestra un esquema general del diagrama de flujo del metanador.

Figura N° 5. Diagrama de flujo esquemático del metanador.



Fuente: Gas Purification. 1980

En el diseño de un metanador puede utilizarse una ecuación de pseudo primer orden, la cual se muestra a continuación:

$$Ka = SV \times \log \left(\frac{[CO_{in} - CO_{eq}] + 2[CO_{2in} - CO_{2eq}]}{[CO_{out} - CO_{eq}] + [CO_{2out} - CO_{2eq}]} \right) \quad (1)$$

Para Plantas de Amoníaco y Plantas de Hidrógeno los valores de concentración de monóxido y dióxido de carbono en el equilibrio pueden ser despreciados y la ecuación 1 puede ser simplificada en:

$$Ka = SV \times \log \left(\frac{CO_{in} + 2CO_{2in}}{CO_{out} + CO_{2out}} \right) \quad (2)$$

En las ecuaciones 1 y 2, la tasa de reacción del CO₂ en la metanación es más lenta. Esto es compensado por el factor que multiplica la actual concentración de CO₂ en la alimentación. Estas ecuaciones trabajan bien para metanadores de Plantas de Amoníaco e Hidrógeno, pero no así para los metanadores de Plantas de gas natural cuando el gas de alimentación posee un bajo contenido de monóxido de carbono y un alto contenido de dióxido de carbono. [ALLEN, 1973]

El rango de presiones en el cual el proceso puede ser operado se extiende desde la presión atmosférica hasta 12.000 psig. Las velocidades espaciales de 1000 hasta 2000 volumen por hora por volumen son las típicas utilizadas cuando se opera a presión atmosférica. Velocidades espaciales mucho mayores (por encima de 20.000 volumen por volumen por hora por volumen) pueden ser usadas cuando se opera a altas presiones. Las operaciones a presiones muy elevadas usualmente resultan en concentraciones de óxidos de carbono por debajo de los límites detectables. Condiciones típicas de operación de instalaciones comerciales son mostradas en la tabla N° 2.

Tabla N° 2. Condiciones típicas de operación de metanación de óxidos de carbono

Variables de diseño	Planta A	Planta B	Planta C
Temperatura de entrada (°F)	520	500	500 – 600
Temperatura de salida (°F)	550	550	500 – 600
Presión (psig)	10	750	3600
Velocidad espacial (vol / vol hr)	1000	7500	10000
Gas de entrada (ppm)			
CO	2300	6000	1000
CO₂	500	200	50
O₂	-	-	1000
Gas de salida (ppm)			
CO	7	10	1
CO₂	15	10	1
O₂	-	-	5

Fuente: Gas Purification. 1980

4.2.3.3 Catalizador para el reactor de Metanación

El catalizador usado en los reactores de metanación sirve para promover la reacción del hidrógeno con los óxidos de carbono. Este es un catalizador con sitios activos de óxido de níquel sobre un soporte de alúmina activada.

Aunque varios tipos de catalizadores para llevar a cabo la reacción de metanación han sido desarrollados y estudiados en la primera mitad del siglo, el uso de catalizadores de níquel no tomó status comercial hasta finales de los años 50, cuando fueron incorporados en los esquemas de proceso de Plantas de síntesis de amoníaco ó hidrógeno. Su gran expansión comercial prominente alrededor del mundo fue en la década de los 60 cuando las mas grandes y modernas Plantas de Amoníaco y de Hidrógeno incorporaron el catalizador de metanación en sus diseños de procesos.

La creciente demanda en la pureza del gas ha resultado en un mayor desarrollo de los catalizadores con favorables combinaciones de alta actividad y excelente estabilidad térmica. La actividad del catalizador es esencial para obtener una concentración residual de óxidos de carbono muy baja, tal como se requiere en muchos diseños de procesos. El catalizador debe poseer la estabilidad térmica requerida para soportar grandes aumentos de temperatura que pueden resultar en problemas operacionales. En esos diseños de purificación de gas se utilizan sistemas despojadores para remover grandes concentraciones de dióxido de carbono inmediatamente antes del proceso de metanación.

La alta actividad requiere del catalizador de metanación, una base de soporte que sea capaz de soportar un sobrecalentamiento sin una significativa pérdida de sus propiedades. Existen diferentes compañías comerciales que fabrican este tipo de catalizadores de óxido de níquel para los reactores de metanación, en la tabla que se muestra a continuación se presentan las propiedades físicas y químicas del catalizador C-13-3-03 y C-13-4-04 de United Catalyst Inc.

Tabla N°3. Típicas propiedades físicas y químicas de los catalizadores C-13-3-03 y C-13-4-04 de la casa United Catalyst Inc.

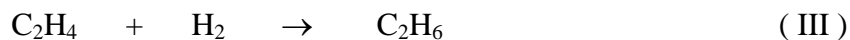
Tipo de catalizador	C-13-3-03	C-13-4-04
Forma	Esferas	Esferas
Tamaño (pulg)	1/8" × 1/4"	1/8" × 1/4"
Tamaño (mm)	3 – 6	3 – 6
Composición en peso wt %		
Níquel	34 ± 2	20 ± 1
Al₂O₃	50 - 55	69 - 72
CaO	5 - 7	4,5 – 5,5
Pérdida de ignición a 1000 °F	< 10%	< 10%
Densidad (lb/ft³)	65 ± 5	53 ± 5
Área superficial (m/gr)	60 - 110	125 - 185
Volumen de poro (cc/gr)	0,25 – 0,35	0,25 – 0,35
Promedio mínimo, fuerza de corte		
Lbs.	15	15
Kg.	6,8	6,8

Fuente: Catalogo United Catalyst Inc.

4.2.3.4 Aplicaciones del Catalizador

El catalizador de metanación es utilizado para promover las reacciones entre los óxidos de carbono (CO y CO₂) en bajas concentraciones y hidrógeno en exceso para formar metano y agua en la síntesis de amoníaco y hidrógeno de acuerdo a las

reacciones I y II mencionadas con anterioridad. En productos gaseosos la saturación de olefinas ocurre:



Cuando el oxígeno está presente, ocurre instantáneamente la reacción de deoxidación siguiente:



La reacción de metanación sirve como un conveniente y económico principio de purificación de gas, reduciendo concentraciones residuales de óxidos de carbono. Las reacciones no están limitadas por las condiciones de equilibrio a condiciones normales de operación, y las concentraciones de óxidos de carbono obtenidas se encuentran por debajo de los 5 ppm, de acuerdo con las especificaciones de diseño del proceso o las especificaciones de los gases de producto.

4.2.3.5 Reducción del catalizador

La actividad del catalizador es reducida a níquel sobre el soporte de alúmina y es muy importante tener una buena reducción inicial. Esto requiere una temperatura mínima de 600 °F (315 °C), pero es mejor a mayores temperaturas. Algunas plantas tienen el problema de alcanzar esta temperatura en la entrada debido a que en su operación normal esta es de 450 °F (230 °C). En estos casos se recomienda que el 80% del catalizador cargado sea de material prerreducido. El aumento de temperatura que se produce por los óxidos de carbono en el gas de proceso permitirá una fácil reducción de una pequeña porción que no haya sido reducida.

El agua en el gas utilizado para la reducción tiene un efecto muy importante en la actividad final del catalizador. Pruebas de laboratorio muestran como se reduce la actividad del catalizador con un gas húmedo:

Tabla N° 4. Pruebas de laboratorio de la actividad del catalizador vs. Gas húmedo.

Gas de Reducción	Gas de Proceso	Porcentaje de actividad normal
Seco	Seco	100%
6% H ₂ O	Seco	73%
Seco	6% H ₂ O	75%
6% H ₂ O	6% H ₂ O	66%

Fuente: Catálogo de United Catalyst Inc.

4.2.3.6 Venenos del Catalizador

El catalizador para llevar a cabo la reacción de metanación usualmente no se desactiva por desdoblamiento térmico y la principal razón para cualquier pérdida de actividad son los venenos. Los componentes sulfurados envenenan el catalizador de metanación pero estos usualmente no están presentes en el gas de proceso, al menos que se evite el catalizador de conversión a baja temperatura. La mayoría de los venenos que están presentes en condiciones normales de operación son aquellos originados en el sistema de remoción de dióxido de carbono el cual precede al metanador. Sin embargo una pequeña cantidad de líquido dentro del metanador no es serio. En cambio, grandes volúmenes de líquido tendrán un serio efecto, particularmente si el líquido contiene arsénico o azufre, debido a que resulta en una pérdida irreversible de actividad. A continuación se muestra una tabla donde se presentan los venenos y sus efectos sobre el catalizador.

Tabla N° 5. Efectos venenosos de líquidos usados en los sistemas de remoción de CO₂.

Proceso	Compuesto Químico	Efecto
Benfield Acuoso	Carbonato de Potasio	Bloquea los poros del catalizador por evaporación de la solución de K ₂ CO ₃
Vetrocoke	Carbonato de Potasio Acuoso con óxido arsenico	Bloquea los poros del catalizador por evaporación de la solución de K ₂ CO ₃ . También es un veneno el As ₂ O ₃ – 0.5% de As sobre el catalizador puede reducir su actividad en un 50%
Benfield DEA	Carbonato de Potasio Acuoso con 3% dietanolamina	Bloquea los poros del catalizador por evaporación de la solución de K ₂ CO ₃ .
Sulfinol	Sulfolane, agua, di-2-propanolamina	Sulfolane puede descomponerse y causa envenenamiento por azufre.
MEA, DEA	Mono o di-etanolamina en solución acuosa	Ninguno
MDEA	Solución acuosa de metil-di-etanolamina y activadores metanol rectisol.	Ninguno
Catacarb	Carbonato de Potasio Acuoso con aditivo borato.	Bloquea los poros del catalizador por evaporación de la solución de K ₂ CO ₃ .
Selexol	Dimetil eter de polietilileno glicol	Ninguno

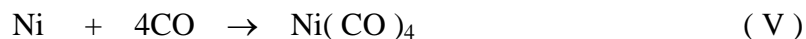
Fuente: ICI Group, Sinetix, Methanation Catalyst.

Cuando solo el carbonato de potasio o solventes orgánicos son usados los efectos son menos importante. El carbonato de potasio bloquea los poros del catalizador y puede ser removido por un lavado con agua para restaurar el desempeño normal del catalizador.

El catalizador de metanación puede ser protegido de venenos con la instalación de un lecho absorbente de protección de óxido de zinc. Este remueve trazas de azufre y gotas de líquido del sistema de remoción de dióxido de carbono.

4.2.3.7 Formación de Carbonilo de níquel (Ni(CO)₄)

El carbonilo de níquel se forma a través de la siguiente reacción química:



La posibilidad de que se forme carbonilo de níquel es una gran preocupación para los operadores de plantas. El carbonilo de níquel (Ni(CO)₄) es un material altamente tóxico y a través de los años ha habido varios accidentes industriales que han resultado en muertes y serias lesiones. El Ni(CO)₄ es tóxico en el umbral de 1 parte por billón de acuerdo con “ Hygienic Guide Series ”.

En la literatura se muestra que existe una diferencia de opinión sobre las condiciones de temperatura bajo la cual se forma el carbonilo de níquel. Ellos coinciden en que las siguientes condiciones son favorables para la formación de carbonilo de níquel:

- Reducido el níquel – Generalmente, el carbonilo no reacciona con los óxidos del metal. Sin embargo, se han reportado algunos casos donde el níquel se ha reducido con carbonilos en cilindros de acero.

- Altas presiones y/o altas presiones parciales de monóxido de carbono (CO).
- Azufre, Selenio y Telurio son promotores de la formación de carbonilo de níquel.
- Temperaturas bajas – Aún existen desacuerdos con respecto a este punto. Las operaciones seguras dictan 400 °F como la absoluta mínima temperatura de operación. El CO debe de ser purgado de los metanadores a temperatura por encima de los 500 °F.

Algunas de las propiedades físicas del carbonilo de níquel $\text{Ni}(\text{CO})_4$ son:

Densidad: 1,310

Presión de vapor: 320,6 mm @ 20 °C

Punto de fusión: 25 °C

Punto de ebullición: 43 °C a 751 mm

Solubilidad: ligeramente soluble en agua, soluble en muchos líquidos orgánicos.

En contacto con el aire el $\text{Ni}(\text{CO})_4$, puede formar una llama con una mediana explosión. La exposición a los vapores del carbonilo de níquel puede causar irritación, congestión y edema pulmonar. La exposición prolongada a concentraciones menores que las señaladas como tóxicas, pueden causar cáncer en los pulmones y sinusitis nasal.

Los síntomas de envenenamiento por carbonilo de níquel son: dolor de cabeza, vértigo, náuseas, vómitos, fiebre y dificultad para respirar. Un síntoma secundario es la tos.

Para concluir, el carbonilo de níquel es un componente altamente tóxico que se puede formar dentro del metanador. Se deben de tomar las precauciones necesarias, sin embargo, por mucho que se minimicen, no se elimina la posibilidad de que se forme este compuesto.

4.2.3.8 Aspectos de seguridad en el manejo del catalizador

4.2.3.8.1 Riesgos en el manejo

El catalizador del metanador tiene una baja toxicidad oral, cutánea y de inhalación. Esto se puede resumir en los siguientes términos:

Contacto ocular – Poco irritante a los ojos.

Contacto cutáneo – Ligeramente irritante a la piel, debe de evitarse el excesivo contacto. Debido a su contenido de níquel, el catalizador es un posible sensibilizador de la piel.

Ingestión – En el uso industrial normal no cabe la posibilidad de que exista este riesgo.

Inhalación – Estudios realizados por los fabricantes, con catalizador en polvo, con el fin de obtener una concentración en la atmósfera de hasta 100 mg de catalizador por m³ de aire, mostraron que los únicos efectos detectados después de cinco días de exposición a razón de 6 hr/d fueron pérdida de peso por corto tiempo y una ligera irritación pulmonar, desapareciendo ambos efectos siete semanas después de cesar el tratamiento.

Una baja proporción de polvo permaneció en los pulmones; no obstante, los límites máximos permitidos para polvos y vapores de catalizador son $0,1 \text{ mg/m}^3$ de aire.

Otros daños – Aunque no existen antecedentes de daños humanos ocasionados por manejo de catalizador de níquel, y a pesar de que trazas de níquel son esenciales para la vida, las sales de níquel se clasifican como potencialmente cancerígenas. Por lo tanto, el manejo del catalizador debe realizarse cuidadosamente, evitándose una sobre – exposición a polvos y verificándose que no se sobrepasen los límites indicados en el punto anterior.

4.2.3.8.2 Recomendaciones de seguridad en el manejo de catalizador

1. Mantener una atmósfera bien ventilada.
2. Usar mascara contra polvo, anteojos, guantes y braga.
3. Durante las operaciones de carga o descarga, usar máscara con manguera conectada a la línea de aire industrial, correa y línea de seguridad, mientras otro hombre (equipado con máscara de aire) observa las condiciones de trabajo, la manguera de aire y la línea de seguridad.
4. Quitarse la ropa e implementos de trabajo al finalizar la jornada, o más frecuentemente, si estos se ensucian demasiado con polvo de catalizador. La ropa y otros equipos protectores no se pueden utilizar nuevamente mientras no se limpien o se descontaminen totalmente. La ropa y equipos de trabajo no puedan sacarse de la refinería.
5. No comer, beber o fumar en las áreas donde exista catalizador.

6. Evitar derrames y minimizar operaciones que puedan generar polvo de catalizador, lo cual contamina áreas y equipos adyacentes.
7. Lavarse las manos con abundante cantidad de agua y jabón antes de comer, fumar o hacer uso de sanitarios, y siempre que se termine de trabajar en áreas donde el catalizador este presente.
8. Mantener cerrados los tambores y recipientes que contengan catalizador, mientras no se realicen manejos del mismo.
9. Notificar al supervisor en caso de derrame o evacuación del catalizador en canales o sistema de agua.

4.2.3.8.3 Precauciones Especiales

El catalizador nuevo no es inflamable; sin embargo, después de cargarse en el reactor y previo a su operación normal, debe reducirse con la finalidad de activarlo. El catalizador reducido reacciona con el oxígeno al contacto con el aire, especialmente cuando esta caliente. Al poner en contacto el catalizador usado (sin ningún tratamiento previo) con aire, puede generarse suficiente calor como para quemar el carbón o cualquier otra sustancia orgánica que pudiera estar presente.

Para prevenir esta posibilidad de incendio debe oxidarse el catalizador, bajo condiciones controladas, previo a su descarga. En todo caso puede humedecerse el catalizador con agua fría, para evitar riesgos de incendio, pero esta acción causa daños irreversibles al catalizador.

Por otra parte, como el catalizador contiene níquel, existe el riesgo de que durante fallas operacionales o paradas normales, pueda formarse Carbonilo de níquel [Ni(CO)₄].

4.2.3.8.4 Medidas de Emergencia

▪ Primeros Auxilios

Contacto ocular – Lavar los ojos con agua, al menos por 15 minutos. Si la irritación persiste, debe prestar atención médica.

Contacto cutáneo – Lavar inmediatamente con agua y jabón.

Ingestión – Recurrir al médico inmediatamente, mientras debe beber 250 ml de leche o agua. No induzca vómitos. No suministre nada por la boca a personas inconscientes.

Inhalación – A cualquier síntoma de dificultad respiratoria recurrir al médico inmediatamente.

Derrames

1. Recoger el polvo o partículas de catalizador derramado inmediatamente, usando máscara contra polvo, anteojos, guantes y ropa de seguridad.
2. Usar unidades de vacío, estopas húmedas, arrastradores u otros métodos de limpieza que no produzcan polvo. No barra en seco ni use métodos que aumenten el polvo.
3. No lavar superficies, ropa o recipientes con catalizador (o polvo de catalizador) en sistemas de aguas públicas. Notificar al supervisor si ocurre cualquier contaminación de ese tipo.

4. Colocar el catalizador y/o polvo derramado, así como el material de limpieza utilizado, en recipientes para recuperación de metales o autorizados para el manejo de catalizadores, cerrándolos tan pronto como se pueda. Sobre los recipientes escriba en letras claras y grandes: *¡ Cuidado ! Contiene níquel. Minimice la inhalación de polvo y contacto con la piel.*

4.4 Flujo de fluidos por tuberías

4.4.1 Flujo en fase líquida

Las pérdidas de carga en un sistema de tuberías resultan de las diferentes características del sistema, las cuales pueden ser categorizados como sigue:

1. La fricción entre el fluido y la tubería, la cual es una función de las características físicas de la tubería: rugosidad de la superficie interna, el diámetro, la velocidad y las características del fluido: densidad y viscosidad.
2. Los cambios en la dirección del flujo.
3. Las obstrucciones en la tubería.

Estas pérdidas pueden ser estimadas a través de la ecuación de Darcy, la cual se muestra a continuación:

$$h_L = \left(f \frac{L}{D} \right) \frac{v^2}{2g} \quad (3)$$

donde el término $(f L/D)$ es el coeficiente de resistencia, el cual se define como el número de cabezales de velocidad por un accesorio.

La fórmula de Darcy puede ser racionalmente derivada por un análisis dimensional, a excepción del factor de fricción, el cual debe de ser determinado experimentalmente. El factor de fricción para condiciones de flujo laminar

($Re < 2000$) es una función del número de Reynolds exclusivamente; mientras que para flujo turbulento ($Re > 4000$) es también función de las características de la pared de la tubería.

El método mas utilizado y aceptado para hallar el valor del factor de fricción de Darcy fue presentado por L. F. Moody, a través de un diagrama que depende de la rugosidad relativa de la tubería y del número de Reynolds, el cual a su vez depende del diámetro de la tubería y de la velocidad, densidad y viscosidad del fluido que se esta haciendo pasar por el sistema; el número de Reynolds se calcula a través de la siguiente fórmula:

$$Re = \frac{v \times D \times \rho}{\mu} \quad (4)$$

este número se puede considerar como la relación entre las fuerzas dinámicas del flujo de masa frente a la resistencia que presenta el fluido para desplazarse a través de su viscosidad. [CRANE, 1991]

El factor de fricción de Darcy también puede ser calculado a través de la Ecuación desarrollada por W. Coolebrook, que se muestra a continuación:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2 \times \log \left(\frac{\varepsilon/D}{3,7} + \frac{2,51}{Re \sqrt{f}} \right) \quad (5)$$

4.4.2 Flujo en fase gaseosa

El flujo de gases por tuberías es más complejo que el de un líquido debido a la dependencia del volumen específico con los cambios en la presión a lo largo de la línea. Si esta variación es grande, tanto la velocidad como la densidad cambiarán

significativamente, es decir, se necesita un conocimiento preciso de la relación P, V, T del gas para poder aplicar la ecuación de Bernoulli en forma diferencial, y el balance de energía en estado estacionario. Es importante puntualizar, que el comportamiento de la línea (la caída de presión) dependerá del tipo de flujo existente en dicha línea.^[LESTER, 1995]

Los diferentes tipos existentes de flujo son:

- ◆ Flujo Adiabático ($PV^K = \text{cte}$), el cual es el caso de líneas cortas aisladas en refinerías y plantas químicas, donde el calor transferido hacia o desde la línea es despreciable.
- ◆ Flujo Isotérmico ($PV = \text{cte}$), se presenta en líneas largas sin aislamiento, como las de transporte de gas natural . A menudo se asume este tipo de flujo, parte por conveniencia pero en realidad, es por que es lo mas cercano al comportamiento real.
- ◆ Flujo Politrópico ($PV^n = \text{cte}$), es una condición intermedia entre adiabático e isotérmico.

Cuando se trabaje con fluidos compresibles, tales como aire, vapor de agua etc., se puede aplicar la formula de Darcy y tratarlos como si fuesen incompresibles bajo las siguientes condiciones:

- Si la caída de presión calculada ($P_1 - P_2$) es menor que el 10% de la presión de entrada P_1 . El volumen especifico usado en la formula de Darcy, se debe basar en cualquiera de las condiciones conocidas.
- Si la caída de presión calculada ($P_1 - P_2$) es mayor que el 10% pero menor que el 40% de la presión de entrada P_1 .

- En la práctica, si la tubería es horizontal, el flujo isotérmico, el gas se comporta como ideal, el factor de fricción es constante a lo largo de la tubería, el fluido circula en estado estacionario, no se realiza trabajo mecánico y la velocidad se representa como un promedio entonces:

$$w^2 = \left[\frac{144 \times g \times A^2}{V \times \left(\frac{fL}{D} + 2Ln \left(\frac{P1}{P2} \right) \right)} \right] \times \left[\frac{(P1)^2 - (P2)^2}{P1} \right] \quad (6)$$

Esta fórmula fue desarrollada en la base de las siguientes consideraciones:

1. Flujo isotérmico.
2. No existe trabajo mecánico en el sistema.
3. El gas obedece la ley de gases ideales.
4. La velocidad puede ser representada por el promedio de velocidades a través de la sección.
5. El factor de fricción se mantiene constante a lo largo de la tubería.
6. La tubería es horizontal entre los dos puntos.

4.4.3 Límites de velocidad de fluidos en tuberías

Los fluidos que son transportados a través de un sistema de tuberías deben respetar unos límites de velocidad los cuales están fijados por la erosión de los materiales de las tuberías. A continuación se presentan las velocidades máximas de diseño para fluidos dentro de los tubos.

Tabla N° 6. Velocidades máximas de diseño para fluidos dentro de los tubos.

<i>Fluido</i>	<i>Material</i>	<i>Velocidad (pie /seg.)</i>
Agua	Acero al carbono	10
	Acero inoxidable	15
	Aluminio	6
	Cobre	6
	90 – 10 Cobre – níquel	10
	70 – 30 Cobre – níquel	15
	Titanio	> 50
Otros líquidos	$Vel.Máx.permitida = [Vel.máx.agua] \times \left[\frac{Densidadagua}{Densidadlíquida} \right]^{0.5}$	
Gases y Vapores Secos	$Velocidad (pie / seg) = \frac{1800}{\sqrt{Pr esión(psia) * Pesomolecular}}$	

Fuente: CIED, 1995

4.5 Información General del Sistema

4.5.1 Capacidad de la Planta

La corriente de hidrógeno que debe tratarse debe cubrir las necesidades requeridas en la Unidad de Isomerización, así como los menores consumos de la Unidad de Hidrogenación Selectiva de Dienos y el Hidrotratamiento de Aceites Blancos (VASSA), los cuales dependen de este suministro. Dicho consumo total oscila actualmente entre 6 y 7 T/d y no se visualiza un aumento en la capacidad de las Plantas, por esta razón la capacidad de diseño del Sistema de Metanación se fijó en 7 T/d.

4.5.2 Características y condiciones de la Materia prima

La materia prima para el nuevo sistema es la corriente de gas rica en hidrógeno que proviene de la Unidad Reformadora de Naftas y/o de la Planta de Hidrógeno, la cual tiene una presión de 37,3 Kgf/cm² y una temperatura de 30 °C. Las composiciones críticas (para diseño) de la corriente de gas son mostradas en la tabla que se muestra a continuación:

Tabla N°7. Características de la materia prima.

Componente	% Vol.
CO	0,25
CO₂	0,50
N₂	0,14
CH₄	2,99
H₂O	0,81
H₂	95,31

Fuente: Datos del Laboratorio del CRP

4.5.3 Especificación de los productos finales

La especificación del producto final esta definida en los manuales de seguridad de la casa comercial UOP que es la dueña de la tecnología de los reactores de Isomerización, los cuales son los principales afectados (su catalizador) por los contenidos de los óxidos de carbono en la corriente de hidrógeno.

Tabla N°8. Especificación de la corriente de producto.

Componente	% Vol.
CO	0,001
CO₂	0,009
N₂	0,14
CH₄	4,05
H₂O	2,08
H₂	93,73

Fuente: Datos del Laboratorio del CRP

4.5.4 Características de los Servicios Industriales

El sistema de metanación utilizará como servicios industriales el agua salada como medio de enfriamiento y el aceite caliente como medio de calentamiento, las condiciones a las que están disponibles estos servicios son los siguientes:

Tabla N°9. Características de los Servicios Industriales.

Servicio	Presión (Kg/cm²)	Temperatura (°C)	Temperatura límite de retorno (°C)
Agua Salada	2,3	29,5	40
Aceite caliente	7,2	302	n.a

Fuente: DTI de la Planta de Isomerización

4.5.5 Restricciones para el diseño de los equipos

Para el diseño de los equipos de proceso se utilizaron los manuales de ingeniería de diseño de PDVSA (N° 0603.1.402, N° MDP – 05 – E – 04 y N° MDP – 02 – FF – 04), los DEP de la compañía SHELL, además de las restricciones que presenten los fabricantes de los catalizadores, internos, etc, siendo los criterios más resaltantes los que se mencionan a continuación:

- La velocidad espacial en el reactor de metanación debe de estar comprendida en el rango de 5000 a 9000 m³de gas/hr*m³de catalizador.
- No se permite el paso de hidrógeno a altas presiones y altas temperaturas por la carcaza de los intercambiadores.
- Los intercambiadores de doble tubo pueden poseer un área máxima de 200 pies².
- No se deben de usar aletas en los tubos de los intercambiadores debido a que el fluido sucio (agua salada o aceite) tiene que ir por la carcaza por lo que haría más difícil su mantenimiento.
- La velocidad óptima de los fluidos en fase líquida a través de tuberías es de 1,5 m/s.
- La velocidad máxima para el gas a través de tuberías esta fijada por los límites de erosión, para el caso de la corriente de hidrógeno involucrada en el sistema es de 13 m/s.

4.6 Programas de Simulación

La simulación es una herramienta que permite realizar trabajos de ingeniería de manera más efectiva, bien sea, diseñando nuevos procesos o analizando procesos existentes. La velocidad del simulador permite analizar más alternativas en un corto plazo. Por ejemplo, se puede usar un modelo de simulación para ver como una planta responde a distintas condiciones de operación o distintas calidades de alimentación. Esto es mucho más económico que hacer un ensayo en la planta. Como los simuladores proveen su propia base de datos estandarizada, una vez que se ha construido un modelo de simulación válido, cualquier ingeniero puede utilizarlo para obtener resultados consistentes y precisos. En los procesos químicos y de diseño, los simuladores se utilizan para evaluar nuevas operaciones, reestructurar procesos ya existentes, resolver problemas de operación y optimizar procesos existentes.

En el momento de diseñar nuevas operaciones, se pueden analizar más casos usando un simulador. De esta manera, se puede generar un mejor diseño. Cuando se reestructura un proceso existente, se puede utilizar el simulador para predecir como va responder la planta si se varía la alimentación, o cuando una pieza del equipo se usa de forma diferente. Como una herramienta para resolver problemas de operación, el simulador ayuda a identificar donde se encuentra el problema y realiza estudios de balance de energía. Con ayuda de un simulador, se puede optimizar un proceso, aumentar el valor agregado de los productos y disminuir el costo de operación. La habilidad de predecir de manera muy precisa la operación de una unidad con un modelo de simulación, hace que los simuladores sean una herramienta invaluable para la ingeniería.^[HIMMENBLAUD, 1995]

4.6.1 Paquete de Simulación PROII-PROVISION.

El PROII® de SIMSCI Inc. es un programa de simulación de procesos de propósitos generales integrado a una interfase gráfica "amigable" (PROVISION),

que le permite al usuario definir un problema y observar los resultados de los cálculos realizados.

A través de este programa se pueden modelar y optimizar procesos de transferencia de masa y calor, realizar cálculos hidráulicos en unidades de operación y evaluar las condiciones y restricciones operacionales de equipos que incluyen intercambiadores de calor, mezcladores, columnas (despojadoras, fraccionadoras, de extracción), reactores, compresores, bombas, tambores flash, separadores trifásicos, ciclones, disolvedores, cristalizadores, entre otros, de cualquier planta química, refinadora o petroquímica. Las aplicaciones generales del programa son:

- Diseño de nuevos procesos.
- Evaluación de alternativas de configuración de plantas.
- Modernización y adaptación de plantas existentes.
- Guías para la solución de problemas de planta.
- Optimización y mejoramiento de rendimientos de plantas y seguridad de los procesos.

En la determinación de las restricciones o límites operacionales, PROII es una herramienta clave, ya que permite establecer cuan sensible puede ser una variable ante cambios de otra u otras dentro del proceso. Para seleccionar las variables en estudio se debe comprender el proceso en sí y tener bien identificados los objetivos operacionales del mismo.

A través del PROII-PROVISION® se pueden modelar procesos que contemplan manejo de sólidos y polímeros, procesos donde se llevan a cabo las reacciones químicas y físicas de una extensa lista de componentes orgánicos e inorgánicos, datos de equilibrio de sistemas, modelos termodinámicos y algoritmos matemáticos que permiten mediante su correcta selección construir el modelo del sistema de interés. Incluso, ofrece la opción de que el usuario defina sus propios componentes

incluyendo determinadas propiedades para facilitar la predicción de sus comportamientos dentro del proceso.

Para la industria de la refinación, el PRO II-PROVISION cuenta con la información termodinámica y matemática que permite modelar operaciones de destilación, craqueo catalítico, hidrocrqueo, reformado, hidrotratamiento, Alquilación, Isomerización, manejo de aminas, procesamiento de lubricantes, craqueo térmico (Coquificación retardada) y facilidades.

4.6.2 Paquete de simulación HEXTRAN®

En esta sección se describe el paquete de simulación HEXTRAN®, utilizado para llevar a cabo la simulación de la red de intercambio de calor del Sistema de Metanación.

Hextran® es un programa de simulación de redes de intercambiadores de calor. Este simulador es utilizado cuando se tiene la necesidad de evaluar, optimizar o diseñar una red de intercambiadores de calor, con el fin de reducir el consumo de energía, optimizar los equipos existentes o reducir los costos.

4.6.2.1 Métodos de cálculo en Hextran®

◆ **Tecnología Pinch.**

- Targeting: Determinación de los límites superiores e inferiores para la recuperación de calor en una red de intercambiadores de calor.
- Synthesis: Generación de los esquemas óptimos de intercambio de calor, minimizando el número de intercambiadores de calor para un nivel de recuperación dado.

◆ **Simulación**

- Diseño de un intercambiador de calor o de una red de intercambio de calor.
- Evaluación de un intercambiador de calor o de una red de intercambio de calor.

◆ **Reconciliación de datos a través de la opción “Regression”.**

◆ **Optimización de una red de intercambio de calor.**

- Optimizar el área de intercambio de calor de manera de minimizar la inversión de capital a través de la opción “Area Optimization”.
- Minimizar el consumo de energía a través de la distribución óptima de flujo en la red con la opción “Split Flow Optimization”
- Determinar el ciclo óptimo de limpieza de intercambiadores de calor con la opción “Cleaning Casestudy”

Simulación de una Red

- El usuario define la red especificando las alimentaciones y productos de cada operación unitaria.
- La red puede consistir en un simple intercambiador de calor a un complejo esquema de intercambio de calor con múltiples operaciones unitarias.

Opciones de Cálculo

- La simulación puede consistir en cualquier combinación de modelos rigurosos o simplificados (“Shortcut units”) de una red de intercambio de calor.

- El usuario define las opciones de cálculo globales e individuales de cada operación unitaria.

Opción “ Regression ”

- ◆ Reconcilia o ajusta un modelo base.
- ◆ El usuario selecciona hasta 30 combinaciones de especificaciones y variables.
- ◆ Especificaciones disponibles.
 - Temperatura de las corrientes
 - Presión de corriente.
 - Carga calórica por intercambiador de calor
 - Sumatoria de carga calórica.
- ◆ Variables disponibles.
 - Temperatura y flujos de las corrientes.
 - Carga calórica.
 - Fracción en los divisores.
- ◆ El número de especificaciones puede exceder el número de variables. En cuyo caso la regresión de datos minimiza la diferencia entre los valores observados y simulados.
- ◆ El archivo es similar al de simulación pero incluye los comandos SPEC y VARIABLE.

Cleanning “ CaseStudy ”

- ◆ Evalúa el impacto de la limpieza de uno o varios intercambiadores en la red.

- ◆ Casos sencillos comparan el consumo de los servicios después de limpiar el conjunto de intercambiadores.

Análisis Pinch – Targeting

- ◆ Para un conjunto de corrientes calientes y frías HEXTRAN calcula la temperatura mínima de recuperación “heat recovery approach temperature” (HRAT):
 - Nivel de recuperación de energía.
 - Los requerimientos de servicios de enfriamiento y calentamiento.
 - La temperatura de corrida de la corriente fría “Runup temperature”
 - La temperatura de la corrida de la corriente caliente “Rundown temperature”

Capítulo VI. METODOLOGÍA

Con la finalidad de cumplir con los objetivos establecidos se aplica la siguiente metodología de trabajo:

1.- Estudio sobre la Unidad de isomerización e identificación de las corrientes principales involucradas en el nuevo sistema.

Revisión de los planos y Diagramas de Instrumentación y Control de la Unidad de Isomerización para determinar los principales flujos, presiones y temperaturas de las etapas fundamentales del proceso, principalmente aquellas que tengan que ver directamente con el sistema de purificación de hidrógeno (Sistema de Metanación).

Comprensión, familiarización y conocimiento de la Unidad a través del recorrido de las instalaciones de la Planta, observando donde estaban colocados los equipos del sistema de metanación que existía en la Unidad en el pasado. Identificación de los diferentes subsistemas de servicios como: agua de enfriamiento y aceite caliente.

Identificación de las corrientes principales que están involucradas en el nuevo sistema de metanación y para esto se siguieron los siguientes pasos:

- Identificar en el Diagrama de tuberías e Instrumentación las corrientes involucradas.
- Conocer los datos de operación tales como: presión y temperatura de cada una de ellas.
- Verificar físicamente el lugar donde están ubicadas las mencionadas corrientes.

2.- Recopilación y análisis de los Datos de las concentraciones de CO y CO₂ de la corriente de alimentación al nuevo sistema.

Para llevar a cabo esta etapa del proyecto se debió recopilar del sistema de Información de Procesos en línea de la refinería Cardón (PI) las concentraciones de monóxido y dióxido de carbono en la corriente de alimentación al sistema de metanación por un período de 2 años.

En el análisis de las concentraciones de CO y CO₂ de las corrientes de alimentación al sistema se tuvo que seguir las siguientes acciones:

- Tomar del sistema PI las composiciones de CO y CO₂ de las dos corrientes de alimentación.
- Comparar las concentraciones de CO y CO₂ de las corrientes de alimentación de hidrógeno a la Planta de Isomerización.
- Determinar la máxima concentración de CO y CO₂ que será utilizada como caso de diseño.

3.- Establecimiento del Balance de Masa

Para el establecimiento del balance de masa se usó como flujo de diseño 7T/d de gas rico en hidrógeno, el cual es el consumo de hidrógeno requerido por las Unidades de Isomerización, Hidrogenación Selectiva de Dienos (ASHU) e Hidrotratamiento de Aceites Blancos (VASSA) y las composiciones que se tomaron fueron las determinadas en el punto 6.

4.- Determinación de las restricciones en el límite de batería.

Para la determinación de los datos de operación tales como: temperatura y presión en los límites de batería, se realizó un estudio de las corrientes involucradas

en el nuevo sistema de remoción de CO y CO₂ como lo son: la corriente de gas rica en hidrógeno y los servicios involucrados (agua salada y aceite caliente).

5.- Determinación de la disponibilidad de espacio en la Planta.

Antes de poder dimensionar los equipos se tuvo que verificar en campo la disponibilidad de espacio en la Unidad de Isomerización y verificar que se respetaran los espacios mínimos requeridos entre equipos como están definidos en las normas.

6.- Diseño del Reactor del Sistema de Metanación (Metanador)

Para el diseño del reactor de metanación se siguieron las pautas de un estudio realizado por Chemetron Corporation, el cual básicamente está orientado a calcular la velocidad espacial del reactor. Los pasos que se siguieron son:

- Calcular el aumento de temperatura en el reactor, debido a la concentración de CO y CO₂ en la corriente de alimentación.
- Determinar el factor de actividad del catalizador a la temperatura de operación del reactor de metanación.
- Corregir el factor de actividad del catalizador por efecto de la presión de operación del metanador.
- Calcular la velocidad espacial del fluido en el reactor.
- Calcular el volumen de catalizador necesario para tratar la alimentación con las características señaladas y llevarla a la especificación requerida por la Planta de Isomerización.

En el Apéndice # 2 se muestra un ejemplo del cálculo del reactor de metanación.

7.- Simulación del metanador en el paquete de simulación PRO II PROVISION®

Luego de haber calculado el volumen del reactor se procedió a simularlo en PRO II® para verificar que este alcance el nivel de conversión necesario para obtener una corriente de gas con la especificación de CO y CO₂ requerida. Para esto debieron de seguirse los pasos siguientes:

- Colocar en el simulador el sistema de unidades de medición a usar.
- Seleccionar de la librería del simulador, los componentes que conforman las corrientes del proceso.
- Proporcionarle al simulador toda la data de equilibrio de las reacciones y el modelo termodinámico.
- Dibujar en la interfase gráfica las corrientes y seleccionar el Reactor de Equilibrio.
- Proporcionarle al simulador las condiciones de presión, temperatura y composiciones de la corriente de alimentación al reactor.
- Proporcionarle los datos de caída de presión y el aumento de temperatura estimado al reactor de equilibrio.
- Correr la simulación.
- Comparar los resultados del simulador con los obtenidos por medio del cálculo manual.

8.- Diseño del sistema de intercambiadores de calor

En el diseño del sistema de transferencia de calor para el Sistema de Metanación se utilizó el paquete de simulación HEXTRAN®. De este paquete se

utilizaron las herramientas Targeting, Synthesis y Simulation. Para hacer uso de estas herramientas se siguieron los siguientes pasos:

- “ *Targeting* ”

- Seleccionar la opción “ Targeting ” de la barra de herramientas.
- Seleccionar el sistema de unidades de medición a usar.
- Seleccionar de la librería del simulador, los componentes que conforman las corrientes del proceso.
- Dibujar en la interfase gráfica las corrientes que se quieren enfriar y calentar respectivamente.
- Proporcionarle a las corrientes, las temperaturas a las que están y a las temperaturas que se les quiere llevar con el intercambio de calor.
- Proporcionarle las composiciones de cada una de las corrientes.
- Seleccionar un modelo termodinámico.
- Calcular un estimado de transferencia de calor en el proceso y proporcionárselo al simulador.
- Correr la simulación, el resultado final es el valor de HRAT (Heat Recovery Approach Temperature).

- “ *Synthesis* ”

- Seleccionar la opción “ Synthesis ” de la barra de herramientas.
- Proporcionarle al simulador el resultado de la simulación hecha con la opción “ Targeting ” (valor de HRAT).
- Correr la simulación, el resultado final es el arreglo óptimo de intercambiadores de calor para el sistema que se esta evaluando.

- “*Simulation*”

- Seleccionar el sistema de unidades de medición a usar.
- Seleccionar de la librería del simulador, los componentes que conforman las corrientes del proceso.
- Seleccionar un modelo termodinámico.
- Dibujar en la interfase gráfica las corrientes involucradas y los respectivos equipos de transferencia de calor.
- Establecer el caso de diseño para cada uno de los equipos de transferencia de calor involucrados en el sistema.
- Proporcionarle al simulador las propiedades conocidas a las corrientes del sistema, tales como: flujo, composiciones, presión y temperatura.
- Seleccionar un tipo de intercambiador (doble tubo o multi - tubo) para cada uno de los equipos.
- Seleccionar un diámetro de tubo (s) y un diámetro de carcaza, que estén dentro del rango que especifican las normas de diseño.
- Proporcionarle a los intercambiadores de calor una especificación (diferencia de temperaturas de la corriente de interés).
- Seleccionar un flujo de enfriamiento o calentamiento (según sea el caso).
- Proporcionarle a los intercambiadores el factor de ensuciamiento de diseño para cada lado del intercambiador (lado tubo y lado carcaza).
- Correr la simulación.
- Verificar que el área requerida sea aproximadamente igual o menor que el área disponible.
- Verificar que las velocidades, tanto en el lado carcaza como en el lado tubo se encuentren en el rango establecido por las normas de diseño.
- Si no se cumple alguna de las dos puntos anteriores, se debe de ir cambiando el diámetro de la carcaza, de los tubos internos y/o el flujo del flujo de enfriamiento o de calentamiento, hasta que se cumplan los dos puntos anteriores.

9.- Especificación de las líneas de tuberías principales del sistema

En esta etapa del proyecto se debió de determinar el diámetro y longitud de las líneas de tuberías que interconectan a los distintos equipos del sistema en estudio. Para el dimensionamiento de las tuberías se siguió el procedimiento descrito en la bibliografía, el cual básicamente se puede resumir en:

- Calcular el caudal máximo que fluye a través del tramo de tubería.
- Fijar una velocidad óptima del fluido.
- Calcular el diámetro de la tubería y ajustarlo a los diámetros de tuberías comerciales.
- Calcular la velocidad real del fluido.
- Calcular la rugosidad relativa de la tubería.
- Calcular el número de Reynolds.
- Determinar el factor de fricción de Darcy.
- Determinar la longitud de las tuberías que interconecta los equipos principales del sistema.
- Calcular la caída de presión por tubería recta.
- Calcular los coeficientes de resistencia de los accesorios.
- Determinar la caída de presión por accesorios.
- Determinar la caída de presión total en la línea.

En el Apéndice # 2 se muestra un ejemplo del cálculo para el dimensionamiento de las tuberías del sistema.

10.- Evaluación de las limitaciones hidráulicas

Para la evaluación de las limitaciones hidráulicas del sistema se estudiaron las tuberías y tomas a las que se conectarán las nuevas líneas de proceso y la línea de venteo del reactor.

11.- Especificación de Proceso

Luego de haber culminado con el proyecto se realizó la Especificación de Proceso del Sistema de Metanación, éste es el documento oficial requerido por la empresa para proceder a la ingeniería de detalle. Este incluye los antecedentes, el alcance, la descripción de las instalaciones, la filosofía de operación, las bases de diseño, la evaluación económica de la Unidad, las hojas de especificación de los equipos y tuberías, el análisis de riesgos, etc.

Capítulo VII. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

En este capítulo se muestran los resultados a los que se llegó luego de haber culminado este proyecto, además de su discusión.

- Plot Plan y Diagrama de Flujo de Proceso (DFP)

El Plot Plan es una vista aérea de la Unidad, en donde se muestra (con dimensiones a escala real) la ubicación de los equipos dentro de la misma. Los equipos de la nueva Unidad de Metanación, van a estar ubicados físicamente en donde estaban dispuestos los equipos del viejo sistema de tratamiento, como se muestra en la Figura N° 6. Para esto es necesario el desmantelamiento del intercambiador E – 5209 que se encuentra en sitio y está fuera de servicio. En la disposición de los equipos, se tomó en cuenta el distanciamiento mínimo entre equipos como lo exigen las normas.

En el Diagrama de Flujo de Proceso (Figura N° 7), se muestra en forma general los equipos que conforman la Unidad de Metanación, además de mostrar el balance de masa por componentes de cada una de las corrientes involucradas en el proceso. A partir del DFP se puede describir el proceso, como sigue:

La corriente de hidrógeno fresco proveniente de la Planta de Hidrógeno o de la Unidad de Reformación de Nafta a una temperatura de 30 °C y a una presión de 37,3 kg/cm², pasa por el intercambiador efluente – carga (E – 5217), para ser calentada con el calor cedido por la corriente de salida del Metanador. Seguidamente, pasa a través del intercambiador de aceite caliente (E – 5215), para alcanzar la temperatura óptima de reacción (290 °C) y circula en forma descendente a través del lecho de catalizador del R - 5202.

Luego esta corriente cede calor a la alimentación en el intercambiador efluente - carga (E – 5217) y finalmente pasa por el intercambiador de agua salada (E – 5216) para enfriarse hasta alcanzar la temperatura requerida en la entrada del sistema de secado de H₂ existente en la unidad de Isomerización.

- *Diagrama de Tuberías y Instrumentación (DTI)*

El Diagrama de Tuberías y Instrumentación (Figura N° 8) muestra en forma detallada los equipos del nuevo sistema de tratamiento de la corriente de hidrógeno fresco, así como los lazos de control y todos los accesorios que forman parte de la Unidad de Metanación, tales como válvulas, placas de orificio, transmisores, etc.

La Unidad posee una filosofía de operación y control que se describe en detalle a continuación:

- *Arranque*

En el caso de arranque, la corriente de hidrógeno fresco pasa a través del intercambiador de aceite caliente (E – 5215), en el cual es calentada desde 30 °C hasta 290 °C, necesarios para que se lleven a cabo las reacciones antes mencionadas dentro del reactor. Seguidamente, circula en forma descendente a través del reactor R – 5202, para luego pasar por el intercambiador carga – efluente (E – 5217), en el cual comienza a ceder calor hacia el hidrógeno fresco hasta alcanzar las condiciones de operación normal.

- *Operación normal*

Se considera operación normal de la unidad cuando el contenido de contaminantes oxigenados en la corriente de gas hidrógeno este por debajo de los 10 ppmv. En este caso dicha corriente pasará por el E – 5217 para ser precalentada con el calor cedido por la corriente de salida del Metanador, hasta una temperatura de 245 °C, luego pasará a través del E – 5215 el cual la llevará hasta 290 °C (temperatura de reacción), luego seguirá a través del reactor saliendo del mismo a aproximadamente a 290 °C, finalmente pasará al E – 5216 donde se enfriará hasta 34 °C.

- *Alto contenido de CO/CO₂*

Cuando el contenido de CO y/o de CO₂ son muy altos (cercanos a las composiciones de diseño 2500 y 5000 ppmv respectivamente), la unidad opera de la siguiente manera: el hidrógeno fresco pasa a través del intercambiador E – 5217 para ser calentado desde 30 °C hasta 290 °C con la corriente de gas saliente del reactor R – 5202, la cual puede alcanzar una temperatura de aproximadamente 340 °C. Bajo estas condiciones ya no es necesaria la adición adicional de calor a través del intercambiador E - 5215, por lo que es desviada directamente hacia el Metanador en donde ocurren las reacciones pertinentes, para después ser enfriada con agua salada hasta 34 °C en el intercambiador E – 5216.

La unidad tiene un sistema de control de temperatura en la entrada del reactor de metanación, utilizando una válvula de control para el desvío de una parte del hidrógeno fresco del intercambiador con aceite caliente (E - 5215) en caso de ser necesario. Durante el arranque la válvula de control se encontrará totalmente cerrada dejando pasar todo el hidrógeno por el intercambiador de aceite caliente. Cuando el contenido de contaminantes oxigenados en la alimentación se aproxime al valor de diseño dicha válvula operará prácticamente abierta, ya que solo es necesario el precalentador efluente – carga (E – 5217) para alcanzar la temperatura deseada.

Esta unidad también posee un sistema de válvulas de cierre hermético las cuales protegen al reactor de metanación en caso de un posible aumento de temperaturas por encima de 340 °C, el cual podría producir daños en la estructura del recipiente y del catalizador. Esto ocurre si la corriente de hidrógeno alcanza un contenido de CO y CO₂ por encima de las composiciones de diseño. Bajo estas condiciones, la válvula a la entrada del reactor se cierra y es desviado el gas hacia el sistema de alivio de alta presión de la planta.

- *Líneas de Tuberías*

La hoja de especificación de las líneas de tuberías que interconectan a los equipos del nuevo sistema de tratamiento entre si y con el resto de la unidad de Isomerización, es mostrada en la Tabla N° 10.

Para el dimensionamiento de las tuberías se tomo en cuenta la velocidad óptima de los fluidos por tuberías que se encuentran señaladas en los Manuales de Diseño de PDVSA, para el agua salada y el aceite caliente (1,5 m/s) y para el hidrógeno (13 m/s), estas velocidades vienen dadas por los límites de erosión y para evitar la deposición de sólidos en las líneas de tuberías.

Tabla # 10. Resumen de los cálculos de caídas de presión para el dimensionamiento de las tuberías.

Línea	Fluido	Flujo másico (Kg/s)	Densidad (Kg/m ³)	Diámetro interno (m)	Velocidad (m/s)	Rugosidad absoluta	N° de Reynolds	Factor de fricción de Darcy f_D	Longitud de tubería recta (m)	Factor de fricción accesorios f_T	ΣK de los accesorios	Caída de Presión (Kg/cm ²)
2 ½"-P-52-1	Aceite	4,167	641,00	0,0627	2,11	0,000797	430469	0,0195	7	0,0185	16,47	0,592
2 ½"-P-52-2	Aceite	4,167	659,26	0,0627	2,04	0,000797	369844	0,0198	7	0,0185	16,47	0,812
1½"-CW-52-3	Agua Salada	2,083	994,42	0,041	1,58	0,00122	79627	0,0190	5	0,021	19,32	0,573
1½"-CW-52-4	Agua Salada	2,083	992,44	0,041	1,59	0,00122	89608	0,0188	5	0,021	19,32	0,874
2"-P-52-5	Hidrógeno	0,0811	3,972	0,0525	9,43	0,00095	218493	0,0208	5	0,019	17,48	0,035
2 ½"-P-52-6	Hidrógeno	0,0811	2,218	0,0627	11,85	0,000797	109864	0,0212	2	0,018	15,48	0,026
2 ½"-P-52-7	Hidrógeno	0,0811	2,206	0,0627	11,90	0,000797	109730	0,0212	20	0,018	17,64	0,039
2 ½"-P-52-8	Hidrógeno	0,0811	2,085	0,0627	12,59	0,000797	102867	0,0215	20	0,018	17,64	0,041
2"-P-52-9	Hidrógeno	0,0811	3,461	0,0525	10,80	0,00095	196238	0,0205	3	0,019	16,91	0,038
2"-P-52-10	Hidrógeno	0,0811	3,707	0,0525	10,12	0,00095	218836	0,0209	3	0,019	17,48	0,036
2"-P-52-11	Hidrógeno	0,0811	2,218	0,0627	11,85	0,000797	109864	0,0212	2	0,018	22,68	0,027

- *Reactor de Metanación (R – 5202)*

El Metanador es un recipiente vertical de 0,6 m de diámetro por 2 m de altura, en donde se lleva a cabo la conversión de los óxidos de carbono (CO/CO₂) para formar metano y agua según las reacciones I y II. Para el diseño se tomaron las composiciones críticas de monóxido de carbono y de dióxido de carbono (2500 y 5000 ppmv respectivamente) que puede traer consigo la corriente de hidrógeno fresco proveniente de la Planta de Hidrógeno y/o de la Unidad de Reformadora de Naftas.

El R – 5202 posee una velocidad espacial de 6200 m³ de gas / hr × m³ de catalizador, lo que quiere decir que se encuentra dentro del rango de severidad indicado por el fabricante del catalizador (5000 a 9000 m³ de gas / hr × m³ de catalizador).

Para garantizar que el dimensionamiento del equipo era acorde con la cantidad de gas a tratar y con las condiciones operacionales de la planta, se le enviaron los datos a una compañía que fabrica este tipo de reactores (específicamente SUD – CHEMIE®), quienes en un cálculo previo coincidieron con el volumen de reactor calculado en este trabajo (0,5 m³).

En el diseño del Metanador también se hizo uso de un paquete de simulación comercial PROII/PROVISIÓN®, al cual se le especificó la corriente de entrada al R – 5202, además de las constantes de equilibrio para verificar que la conversión de los óxidos de carbono tomada originalmente en el diseño, siguiendo las pautas del estudio de la Chemetron Corporation correspondían con las calculadas por el simulador.

A continuación se presenta la hoja de especificación del reactor de metanación R – 5202, en donde se encuentra detalladamente las características de este:

- *Red de Intercambiadores de Calor*

En el diseño del tren de intercambiadores de calor para la Unidad de Metanación, se utilizó el paquete de simulación comercial para intercambiadores de calor HEXTRAN®.

En la determinación del arreglo óptimo de intercambiadores de calor, para el máximo aprovechamiento energético de las corrientes involucradas en el sistema, se hizo uso de las herramientas de “ Targeting ” y “ Síntesis ” del simulador, las cuales arrojaron como el mejor arreglo, un intercambiador efluente – carga, un calentador y un enfriador. Para el diseño de los equipos se utilizó la herramienta “ Simulation ” del mismo paquete de simulación, obteniéndose los siguientes resultados:

- *Intercambiador con agua salada (E – 5216)*

El intercambiador E – 5216 es de tipo doble tubo de 6,1 m de longitud, con 4 carcasas en serie y un área estimada de 5 m². Este intercambiador utiliza agua salada como fluido de enfriamiento, la cual pasa por el lado carcaza; el factor de ensuciamiento para el agua salada (0,0003 m²hr°C/kCal) fue tomado de las Prácticas de Diseño de Ingeniería de la compañía SHELL (DEP).

- *Intercambiador efluente - carga (E – 5217)*

El intercambiador E – 5217 es de tipo multi – tubo con 16 tubos internos de 6,1 m de longitud, con 2 carcasas en serie y un área estimada de 12 m². Este intercambiador está diseñado para el caso crítico que es cuando la corriente de salida del Metanador es de 340 °C (composiciones de diseño de CO y CO₂ en la alimentación). Este es capaz de calentar el hidrógeno fresco desde 30 °C hasta 290 °C sin hacer pasar la corriente por el E – 5215.

- *Intercambiador con aceite caliente (E – 5215)*

El intercambiador E – 5216 es de tipo multi – tubo con 13 tubos internos de 6,1 m de longitud, con 2 carcazas en serie y un área estimada de 9 m². Este intercambiador utiliza aceite caliente como fluido de calentamiento, el cual pasa por el lado de la carcaza de este; el factor de ensuciamiento para el aceite caliente (0,0004 m²hr°C/kCal) fue tomado de las Practicas de Diseño de Ingeniería de la compañía SHELL (DEP). El E – 5215 está diseñado para el modo de operación más crítico, que es el arranque de la Unidad, en donde se calentará el hidrógeno fresco desde 30 °C hasta los 290 °C, que es la temperatura óptima de reacción a la entrada del R – 5202.

A continuación se muestran las hojas de especificación de los intercambiadores de calor de la Unidad de Metanación.

- **Requerimiento de Servicios**

La Unidad de Metanación requiere básicamente de los siguientes servicios:

- Aceite caliente para ser usado como medio de calentamiento en el intercambiador de calor E – 5215 (15000 kg/hr).
- Agua salada para ser usada como medio de enfriamiento en el intercambiador de calor E – 5216 (7500 kg/hr).
- Aire de instrumentos para los lazos de control, el cual esta disponible en la Planta.

El aceite caliente se usará como medio de calentamiento ya que existe un excedente de este en la Refinería Cardón, además de no tener limites de temperatura de retorno, no así en el caso del agua salada que tiene un límite de 40 °C de retorno por normativas ambientales, el cual se tomó en cuenta en el diseño del E – 5216.

- **Análisis de Riesgos (HAZOP)**

El análisis de riesgo ambiental y de seguridad de la Unidad de Metanación se encuentra especificado a continuación:

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

En esta sección se muestra las conclusiones y recomendaciones más resaltantes del Trabajo Especial de Grado.

- La Unidad de Metanación posee tres modos de operación los cuales son: arranque, operación normal y alto contenido de CO/CO₂.
- Las líneas de tuberías que interconectan al Sistema de Metanación entre sí y con la Unidad de Isomerización están comprendidas entre 1 ½” y 2 ½” de diámetro nominal.
- El reactor de metanación (R – 5202) es un recipiente horizontal de 0,6 m de diámetro por 2 m de altura.
- El reactor (R – 5202) posee un lazo de control como sistema de alarma por alta temperatura para resguardar el catalizador y su estructura de posibles daños.
- El intercambiador de agua salada (E – 5216) es de tipo doble tubo de 6,1 m de longitud y con un área estimada de 5 m².
- El intercambiador carga – efluente (E – 5217) es de tipo multi – tubos (16 tubos) de 6,1 m de longitud y con un área estimada de 12 m².
- El intercambiador de aceite caliente (E – 5215) es de tipo multi – tubos (13 tubos) de 6,1 m de longitud y con un área estimada de 9 m².
- El intercambiador de aceite caliente (E – 5215) tiene un sistema de control de temperatura para garantizar la temperatura óptima de reacción a la entrada del reactor de metanación.

- El requerimiento de aceite caliente para ser usado como medio de calentamiento en el E – 5215 es de 15000 kg/hr.
- El requerimiento de agua salada para ser usado como medio de enfriamiento en el E – 5216 es de 7500 kg/hr.
- El material para la construcción de los diferentes equipos que conforman la Unidad de Metanación, debe ser de una aleación de acero con 1.0% Cr – ½% Mo, para soportar las condiciones de presión y temperatura a las que van a ser sometidos por la corriente de hidrógeno durante el proceso.
- Realizar la ingeniería de detalle y los planos de fabricación de la Unidad de Metanación.
- Construir en el Departamento de talleres de la Refinería los equipos principales de la unidad de tratamiento, ya que son sencillos de construir y con esto se minimizarían los costos de inversión.
- Instalar el nuevo sistema de tratamiento “ Unidad de Metanación” de la corriente de hidrógeno fresco que alimenta a la Unidad de Isomerización de la Refinería Cardón.

REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS

1. Arismendi T., Roselia. “ *Diseño Básico del Proyecto Metanador para Alquilación II* ”. Informe Técnico: TSTP - 84/094. Maraven. 1984.
2. Kohl L., Arthur. Riesenfeld C., Fred. “ *Gas Purification* ”. Third Edition. Gulf Publishing Company. Houston, Texas. 1979.
3. Flank, H., William. “ *Adsorption and Ion Exchange with Synthetic Zeolites* ”. American Chemical Society. Washington, D.C. 1980.
4. Smith W., Novis. Santangelo G., Joseph. “ *Hydrogen: Production and Marketing* ”. American Chemical Society. Washington, D.C. 1980.
5. Himmelblau, D. “ *Principios básicos y Cálculos en Ingeniería Química* ”. Sexta Edición. México. 1995. Pag. 251 – 258.
6. D.W., Allen, W.H., Yen. “ *Methanator Design and Operation* ”. Chemical Engineering Process. Volumen 69. N° 1. 1973.
7. Technology Conference UOP. Product Slate, Product Quality, and Processing Efficiency. 1990.
8. “ *Manual Informativo sobre el proyecto de adecuación de la Refinería Cardón. Nuevos productos para nuevas realidades* ”. Maraven. 1996.
9. “ *Manual de operación del Metanador R-5202. Alquilación II* ”. Maraven. 1988.
10. Crane. “ *Flow of fluids through valves, fittings, and pipe* ”. Technical Paper N° 410. 1995.

11. Rodríguez, Lester. “ *Flujo de fluidos para Ingenieros de Procesos* ”. Mérida. 1995.

12. Manual de Diseño de Proceso de PDVSA. “ *Intercambiadores de Calor. Principios Básicos* ”. 1995.

APÉNDICES

Apéndice #1. PI&D de la Unidad de Isomerización

Apéndice # 2. Cálculos típicos y gráficas

CÁLCULOS TÍPICOS

1. Cálculo de la velocidad espacial en el Metanador

Para el cálculo de la velocidad espacial se siguieron los siguientes pasos:

- Se determina el ΔT que se produce en el reactor, que depende de los contenidos de óxidos de carbono en la corriente de gas (Figura # 4).
- Se determina el factor K_a que depende de la temperatura del reactor (Figura # 9).
- Se determina el factor de actividad del catalizador en función de la presión del sistema (Figura # 10).

$$SV = \frac{K_a}{\log\left(\frac{CO_{in} + 2CO_{2in}}{CO_{out} + CO_{2out}}\right)} \times Fa$$

Donde:

SV: Velocidad espacial (m³de gas/h×m³decatalizador)

K_a : constante que varía con el tipo de catalizador y la temperatura

CO_{in} : Concentración de CO a la entrada del metanador (ppm)

CO_{2in} : Concentración de CO₂ a la entrada del metanador (ppm)

CO_{out} : Concentración de CO a la salida del metanador (ppm)

CO_{2out} : Concentración de CO₂ a la salida del metanador (ppm)

Fa: Factor de actividad del catalizador

$$SV = \frac{3825.99}{\log\left(\frac{2500 + 2 \times 5000}{1 + 9}\right)} \times 5$$

$$SV = 6177.12 \text{ m}^3 \text{ de gas/h} \times \text{m}^3 \text{ de catalizador}$$

2. Cálculo del volumen de catalizador

$$Vol = \frac{\dot{V}}{SV}$$

Donde:

Vol: Volumen de catalizador (m³)

V: flujo volumétrico (m³/h)

$$Vol = \frac{2128}{5599.02}$$

$$Vol. = 0.38 \text{ m}^3$$

3. Determinación de la velocidad máxima de un gas por un tubo

$$V = \frac{1800}{\sqrt{MW \times P}}$$

Donde:

V: Velocidad máxima de un gas por tuberías (pie/seg)

P: Presión del gas (psi)

$$V = \frac{1800}{\sqrt{2.876 \times 529.1}} = 46.15 \text{ pie/s}$$

4. Para el caso del agua salada (1 ½” – CW – 52 – 4):

4.1 Cálculo del Caudal

$$Q = \frac{m}{\rho}$$

Donde:

Q: Caudal (m³/s)

m: flujo másico (Kg/s)

ρ: densidad del fluido (Kg/m³)

$$Q = \frac{2.0833}{992} = 0.0021m^3 / s$$

4.2 Cálculo del diámetro de la tubería

$$D = \sqrt{\frac{4 \times Q}{V \times \pi}}$$

Donde:

D: diámetro de la tubería (m)

V: velocidad optima del fluido por la tubería (m/s)

$$D = \sqrt{\frac{4 \times 0.0021}{1.5 \times \pi}} = 0.042m$$

Se selecciona el diámetro comercial inmediatamente inferior: 1 ½” ced. 40.

$$di = 0.041m$$

4.3 Cálculo de la rugosidad relativa

$$\varepsilon_{relativa} = \frac{\varepsilon}{D}$$

Donde:

ε relativa: Rugosidad relativa del material de la tubería (adimensional)

ε : Rugosidad absoluta del material de la tubería (m)

$$\varepsilon_{relativa} = \frac{0.00005}{0.041} = 0.00112$$

4.4 Cálculo de la velocidad del fluido

$$v = \frac{4 \times Q}{D^2 \times \pi}$$

Donde:

v: Velocidad del fluido (m/s)

$$v = \frac{4 \times 0.00209}{(0.041)^2 \times \pi} = 1.58 \text{ m/s}$$

4.5 Cálculo del número de Reynolds.

$$\text{Re} = \frac{D \times \rho \times v}{\mu}$$

Donde:

Re: Número de Reynolds (adimensional)

μ : Viscosidad del fluido (Pa.s)

$$Re = \frac{0.041 \times 992 \times 1.59}{0.000722} = 89608.3$$

Luego se consigue el factor de fricción a través del diagrama de Moody:

$$Re = 89608.3$$

$$\epsilon_{relativa} = 0.00112$$

$$f_D = 0.0188$$

4.6 Cálculo de la caída de presión por elevación

$$(\Delta P)_e = \rho \times g \times \Delta Z$$

Donde:

$(\Delta P)_e$: Caída de presión por elevación (Pa)

ΔZ : Diferencias de altura (m)

$$(\Delta P)_e = 992 \times 9.8 \times 3 = 29177.7 Pa$$

4.7 Cálculos de los coeficientes de resistencia de los accesorios presentes en la tubería

◆ Codos de 90°

Se determina en primer lugar el factor de fricción (f_T), que depende del diámetro de la tubería, para este caso:

$$f_T = 0.021$$

Luego se calcula el coeficiente de resistencia y se multiplica por la cantidad de codos de 90° existentes:

$$K = 30 \times f_T = 30 \times 0.021 = 0.63$$

$$K = N^{\circ} \text{decodos} \times 0.63 = 4 \times 0.63 = 2.52$$

◆ Válvulas de globo

El proceso es idéntico al mencionado anteriormente para los codos de 90°:

$$f_T = 0.021$$

$$K = 400 \times f_T = 400 \times 0.021 = 8.4$$

$$K = N^{\circ} \text{deválvulas} \times 8.4 = 2 \times 8.4 = 16.8$$

4.8 Cálculo de la Caída de presión por fricción en tubería recta

$$h_L = f_D \times \left(\frac{L}{D} \right) \times \frac{v^2}{2 \times g}$$

Donde:

h_L : Caída de presión expresada en altura de líquido (m)

L: Longitud de tubería recta (m)

$$h_L = 0.0188 \times \left(\frac{5}{0.041} \right) \times \frac{(1.59)^2}{2 \times 9.8} = 0.296m$$

4.9 Cálculo de la caída de presión por accesorios

$$h_L = \sum K \times \frac{v^2}{2 \times g}$$

Donde:

K: Coeficiente de resistencia de los accesorios

$$h_L = \sum 19.32 \times \frac{(1.59)^2}{2 \times g} = 2.49m$$

4.10 Cálculo de la caída de presión total por tubería recta y accesorios

$$(\Delta P) = \rho \times g \times h_{LT}$$

Donde:

h_{LT} : Altura total de líquido (m)

$$(\Delta P) = 992 \times 9.8 \times 2.79 = 27140.67 Pa$$

4.11 Cálculo de la caída de presión total en la sección de tubería

$$(\Delta P)_T = (\Delta P) + (\Delta P)_e + (\Delta P)_f$$

Donde:

$(\Delta P)_T$: Caída de presión total en la tubería (Pa)

$(\Delta P)_f$: Caída de presión en el E – 5216 (Pa)

$$(\Delta P)_T = (29177.7) + (29419.9) + (27140.7) = 85738.3 Pa$$

5. Para el hidrógeno (2” – P – 52 – 5):

Para el caso del hidrógeno se utilizan las mismas ecuaciones mostradas anteriormente para el cálculo de: el caudal, diámetro de tubería, velocidad, rugosidad absoluta y el número de Reynolds.

5.1 Cálculo de la presión de salida en la línea de hidrógeno debido a la fricción en la tubería recta.

$$w^2 = \left[\frac{144 \times g \times A^2}{\frac{1}{\rho} \times \left(\frac{f \times L}{D} + 2 \times \ln \left(\frac{P1}{P2} \right) \right)} \right] \times \left[\frac{(P1)^2 - (P2)^2}{P1} \right]$$

Donde:

W: flujo másico (lb/seg)

P1: Presión a la entrada de la línea (psi)

P2: Presión a la salida de la línea (psi)

$$w^2 = \left[\frac{144 \times 32.2 \times (0.02325)^2}{\frac{1}{0.24796} \times \left(\frac{0.0208 \times 16.4}{0.1722} + 2 \times \ln \left(\frac{529.11}{P2} \right) \right)} \right] \times \left[\frac{(529.11)^2 - (P2)^2}{529.11} \right]$$

$$P2 = 529.06 \text{ psi}$$

5.2 Cálculo de la presión de salida en la línea de hidrógeno debido a los accesorios.

$$w^2 = \left[\frac{144 \times g \times A^2}{\frac{1}{\rho} \times \left(K + 2 \times \ln \left(\frac{P1}{P2} \right) \right)} \right] \times \left[\frac{(P1)^2 - (P2)^2}{P1} \right]$$

$$w^2 = \left[\frac{144 \times 32.2 \times (0.02325)^2}{\frac{1}{0.24796} \times \left(17.48 + 2 \times \ln \left(\frac{529.11}{P2} \right) \right)} \right] \times \left[\frac{(529.11)^2 - (P2)^2}{529.11} \right]$$

$$P_2 = 528.66 \text{ psi}$$

5.3 Cálculo de la caída de presión en un tramo de tubería de hidrógeno

$$\Delta P_t = \Delta P_{tr} + \Delta P_a$$

Donde:

ΔP_t : Caída de presión total en el tramo de tubería (psi)

ΔP_{tr} : Caída de presión debido a la fricción con la tubería recta (psi)

ΔP_a : Caída de presión debido a la fricción causada por los accesorios (psi)

$$3 \Delta P_t = 0.051 \text{ psi} + 0.45 \text{ psi} = 0.501 \text{ psi}$$

Apéndice # 3. Corridas de los simuladores

Corridas de los intercambiadores de calor para diseño HEXTRAN®

VERSION 8.02	IBMPC	R	
SIMULATION SCIENCES INC.		HEXTRAN	PAGE 30
PROJECT SAMPLES		SIMULATION	
PROBLEM DISEÑO		SOLUTION	04/24/02

=====

DOUBLE PIPE EXCHANGER DATA SHEET

I-----I

I EXCHANGER NAME ENFRIADO UNIT ID E-03 I

I SIZE 74-6300 , HORIZONTAL CONNECTED 1 PARALLEL 4 SERIES I

I AREA/UNIT 5. M2 (4. M2 REQUIRED) AREA/SHELL 1. M2 I

I-----I

I PERFORMANCE OF ONE UNIT SHELL-SIDE TUBE-SIDE I

I-----I

I FEED STREAM NUMBER 1003 9002 I

I FEED STREAM NAME AGUA H2 EF-CA I

I TOTAL FLUID KG /HR 7500. 292. I

I VAPOR (IN/OUT) KG /HR 0./ 0. 255./ 255. I

I LIQUID KG /HR 0./ 0. 0./ 0. I

I STEAM KG /HR 0./ 0. 21./ 3. I

I WATER KG /HR 7500./ 7500. 16./ 34. I

I NON CONDENSIBLE KG /HR 0. 0. I

I TEMPERATURE (IN/OUT) DEG C 29.5 / 35.0 77.7 / 34.3 I

I PRESSURE (IN/OUT) KG/CM2 2.30 / 1.10 36.93 / 36.72 I

I-----I

I SP. GR., LIQ .999 / .999 .159 / .113 I

I VAP .000 / .000 .097 / .092 I

I DENSITY, LIQUID KG/M3 994.424 / 992.441 973.243 / 994.096 I

I VAPOR KG/M3 .000 / .000 3.461 / 3.707 I

I VISCOSITY, LIQUID CP .809 / .722 .361 / .728 I

I VAPOR CP .000 / .000 .101 / .009 I

I THRML COND, LIQ KCAL/HR-M-C .5269 / .5340 .5722 / .5354 I

I VAP KCAL/HR-M-C .0000 / .0000 .1556 / .1438 I

I SPEC.HEAT, LIQUID KCAL/KG C .9982 / .9981 .9990 / .9949 I

I VAPOR KCAL/KG C .0000 / .0000 2.5303 / 2.6516 I

I LATENT HEAT KCAL/KG .00 563.64 I

I VELOCITY M/SEC 1.50 8.71 I

I DP/SHELL (DES/CALC) KG/CM2 .00 / .30 .00 / .05 I

I FOULING RESIST M2-HR-C/KCAL .00030 (.00045 REQD) .00020 I

I-----I

I TRANSFER RATE KCAL/HR-M2-C SERVICE 502.73 (466.49 REQD), CLEAN 680.75 I

I HEAT EXCHANGED MMKCAL/HR .041, MTD (CORRECTED) 18.5, FT 1.000 I

I-----I

I CONSTRUCTION OF ONE SHELL SHELL-SIDE TUBE-SIDE I

I-----I

I DESIGN PRESSURE/TEMP KG/CM2/C 7./ 93. 42./ 93. I

I NO OF PASSES: COUNTERCURRENT 1 1 I

I MATERIAL CARB STL CARB STL I

I INLET NOZZLE ID/NO MM 26.6/ 1 26.6/ 1 I

I OUTLET NOZZLE ID/NO MM 26.6/ 1 26.6/ 1 I

I-----I

I TUBE: OD (MM) 60.452 ID (MM) 54.915 THK (MM) 2.769 BWG 12 I

I TUBE: TYPE BARE, CONDUCTIVITY 44.64 KCAL/HR-M-C I

I SHELL: ID 73.70 MM I

I RHO-V2: INLET NOZZLE 14038.8 KG/ M-SEC2 I

I-----I

Corridas del reactor de metanación en PROII/PROVISION®

SIMULATION SCIENCES INC. R PAGE H-1
 PROJECT PRO/II VERSION 5.1 386/EM
 PROBLEM CALCULATION
 HISTORY 04/26/02
 =====

*** PROBLEM SOLUTION BEGINS
 FEED FLASH COMPLETE
 UNIT 1 SOLVED - 'R1'
 *** PROBLEM SOLUTION REACHED

*** THIS RUN USED 4.90 PRO/II SIMULATION UNITS

*** RUN STATISTICS
 STARTED 10:27:12 04/26/02 NO ERRORS
 FINISHED 10:27:13 04/26/02 NO WARNINGS
 RUN TIMES NO MESSAGES
 INTERACTIVE 0 MIN, 0.00 SEC
 CALCULATIONS 0 MIN, 1.32 SEC
 TOTAL 0 MIN, 1.32 SEC

SIMULATION SCIENCES INC. R PAGE I-1
 PROJECT PRO/II VERSION 5.1 386/EM
 PROBLEM OUTPUT
 INDEX 04/26/02
 =====

PAGE CONTENTS

1 COMPONENT DATA
 2 CALCULATION SEQUENCE AND RECYCLES
 EQUILIBRIUM REACTOR SUMMARY
 3 UNIT 1, 'R1'
 4 STREAM MOLAR COMPONENT RATES
 5 STREAM SUMMARY

SIMULATION SCIENCES INC. R PAGE P-1
 PROJECT PRO/II VERSION 5.1 386/EM
 PROBLEM OUTPUT
 COMPONENT DATA 04/26/02
 =====

COMPONENT TONNE/M3	COMP. TYPE	PHASE	MOL. WEIGHT	DENSITY
1 CO2	LIBRARY	VAP/LIQ	44.010	0.826
2 CO	LIBRARY	VAP/LIQ	28.011	0.800
3 N2	LIBRARY	VAP/LIQ	28.013	0.807
4 H2O	LIBRARY	VAP/LIQ	18.015	0.999
5 METHANE	LIBRARY	VAP/LIQ	16.043	0.300
6 H2	LIBRARY	VAP/LIQ	2.016	0.070

COMPONENT K	K	NBP KPA	CRIT. TEMP. M3/TONNE-MO	CRIT. PRES.	CRIT. VOLM.
1 CO2		194.670	304.190	7381.520	94.0000

2	CO	81.650	132.950	3495.710	93.1000
3	N2	77.350	126.250	3394.390	90.1000
4	H2O	373.150	647.350	22119.199	55.4000
5	METHANE	111.660	190.550	4600.150	99.0000
6	H2	20.350	33.250	1296.960	65.0000

COMPONENT	ACEN. FACT.	HEAT FORM.	G FORM.
KJ/TONNE-MO	KJ/TONNE-MO		
1 CO2	0.23100	-3.9349E+08	-3.9441E+08
2 CO	0.09300	-1.1053E+08	-1.3727E+08
3 N2	0.04500	0.00	0.00
4 H2O	0.34800	-2.4200E+08	-2.2880E+08
5 METHANE	0.01040	-7.4586E+07	-5.0535E+07
6 H2	-0.22000	0.00	0.00

SIMULATION SCIENCES INC. R PAGE P-2
 PROJECT PRO/II VERSION 5.1 386/EM
 PROBLEM OUTPUT
 CALCULATION SEQUENCE AND RECYCLES 04/26/02

CALCULATION SEQUENCE

SEQ	UNIT ID	UNIT TYPE
1	R1	EQUIL REAC

SIMULATION SCIENCES INC. R PAGE P-3
 PROJECT PRO/II VERSION 5.1 386/EM
 PROBLEM OUTPUT
 EQUILIBRIUM REACTOR SUMMARY 04/26/02

UNIT 1, 'R1'

OPERATING CONDITIONS

REACTOR TYPE ISOTHERMAL REACTOR
 DUTY, M*KJ/DAY 0.1516
 TOTAL HEAT OF REACTION AT 298.15 K, M*KJ/DAY -2.7700

INLET	OUTLET
FEED	S1
VAPOR PRODUCT	S4
TEMPERATURE, K	563.15 613.15
PRESSURE, KPA	3648.1001 3648.1001

REACTION DATA

COMPONENT	RATES, TONNE-MOL/DAY	FRACTION
	FEED	CHANGE PRODUCT CONVERTED
1 CO2	0.0104	-0.0103 7.88698E-05 0.9924
2 CO	5.19000E-03	-5.19000E-03 4.93132E-10 1.0000
3 N2	2.90640E-03	0.0000 2.90640E-03
4 H2O	0.0168	0.0258 0.0426
5 METHANE	0.0621	0.0155 0.0776

6 H2	1.9786	-0.0568	1.9219	0.0287
TOTAL	2.0760	-0.0310	2.0450	

TONNE-MOL/ BASE COMPONENT	FRACTION REACTION	CONVERTED	CONVERTED (1)
2 CO	1	5.19000E-03	1.0000
1 CO2	2	0.0103	0.9924

REACTOR MASS BALANCE

COMPONENT	RATES, TONNE/DAY FEED	FRACTION CHANGE	PRODUCT	CONVERTED
1 CO2	0.4568	-0.4534	3.47106E-03	0.9924
2 CO	0.1454	-0.1454	1.38131E-08	1.0000
3 N2	0.0814	0.0000	0.0814	
4 H2O	0.3029	0.4646	0.7676	
5 METHANE	0.9958	0.2485	1.2444	
6 H2	3.9889	-0.1145	3.8745	0.0287
TOTAL	5.9713	-1.55011E-05	5.9713	

SIMULATION SCIENCES INC. R PAGE P-4
 PROJECT PRO/II VERSION 5.1 386/EM
 PROBLEM OUTPUT
 STREAM MOLAR COMPONENT RATES 04/26/02

STREAM ID S1 S4
 NAME
 PHASE WET VAPOR WET VAPOR

FLUID RATES, TONNE-MOL/DAY

1 CO2	0.0104	7.8870E-05
2 CO	5.1900E-03	4.9313E-10
3 N2	2.9064E-03	2.9064E-03
4 H2O	0.0168	0.0426
5 METHANE	0.0621	0.0776
6 H2	1.9786	1.9219

TOTAL RATE, TONNE-MOL/DAY 2.0760 2.0450

TEMPERATURE, K	563.1500	613.1500
PRESSURE, KPA	3648.1001	3648.1001
ENTHALPY, M*KJ/DAY	23.3826	27.2474
MOLECULAR WEIGHT	2.8764	2.9199
MOLE FRAC VAPOR	1.0000	1.0000
MOLE FRAC TOTAL LIQUID	0.0000	0.0000
MOLE FRAC H/C LIQUID	0.0000	0.0000
MOLE FRAC FREE WATER	0.0000	0.0000

SIMULATION SCIENCES INC. R PAGE P-5
 PROJECT PRO/II VERSION 5.1 386/EM
 PROBLEM OUTPUT
 STREAM SUMMARY 04/26/02

STREAM ID S1 S4
 NAME

PHASE	WET VAPOR	WET VAPOR
----- TOTAL STREAM -----		
RATE, TONNE-MOL/DAY	2.076	2.045
K*TONNE/DAY	5.971E-03	5.971E-03
TEMPERATURE, K	563.150	613.150
PRESSURE, KPA	3648.100	3648.100
MOLECULAR WEIGHT	2.876	2.920
ENTHALPY, M*KJ/DAY	23.383	27.247
KJ/TONNE	3915803.586	4563035.847
MOLE FRACTION LIQUID	0.00000	0.00000
MOLE FRACTION FREE WATER	0.00000	0.00000

----- TOTAL VAPOR -----		
RATE, TONNE-MOL/DAY	2.076	2.045
K*TONNE/DAY	5.971E-03	5.971E-03
K*M3/DAY	2.688	2.882
NORM VAP RATE(1), K*M3/DAY	46.531	45.837
MOLECULAR WEIGHT	2.876	2.920
ENTHALPY, KJ/TONNE	3915803.586	4563035.847
CP, KJ/TONNE-K	10495.355	10433.333
DENSITY, TONNE/K*M3	2.221	2.072
Z (FROM DENSITY)	1.0090	1.0084

----- TOTAL LIQUID -----		
RATE, TONNE-MOL/DAY	N/A	N/A
K*TONNE/DAY	N/A	N/A
M3/DAY	N/A	N/A
GAL/MIN	N/A	N/A
STD LIQ RATE, M3/DAY	N/A	N/A
MOLECULAR WEIGHT	N/A	N/A
ENTHALPY, KJ/TONNE	N/A	N/A
CP, KJ/TONNE-K	N/A	N/A
DENSITY, TONNE/M3	N/A	N/A
Z (FROM DENSITY)	N/A	N/A

(1) NORMAL VAPOR VOLUME IS 22.414 M3/KG-MOLE (273.15 K AND 1 ATM)

SIMULATION SCIENCES INC.	R	PAGE P-6
PROJECT	PRO/II VERSION 5.1	386/EM
PROBLEM	OUTPUT	
STREAM SUMMARY	04/26/02	

STREAM ID	S1	S4
NAME		
PHASE	WET VAPOR	WET VAPOR
----- DRY STREAM -----		
RATE, TONNE-MOL/DAY	2.059	2.002
K*TONNE/DAY	5.668E-03	5.204E-03
STD LIQ RATE, M3/DAY	61.199	59.661
MOLECULAR WEIGHT	2.753	2.599
MOLE FRACTION LIQUID	0.0000	0.0000
REDUCED TEMP (KAYS RULE)	14.1709	15.5272
PRES (KAYS RULE)	2.5410	2.5543
ACENTRIC FACTOR	-0.2096	-0.2107
WATSON K (UOPK)	37.766	40.100
STD LIQ DENSITY, TONNE/M3	9.262E-02	8.722E-02
SPECIFIC GRAVITY	0.0927	0.0873
API GRAVITY	1394.712	1489.216
----- DRY VAPOR -----		
RATE, TONNE-MOL/DAY	2.059	2.002

K*TONNE/DAY	5.668E-03	5.204E-03
K*M3/DAY	2.667	2.822
NORM VAP RATE (1), K*M3/DAY	46.155	44.882
SPECIFIC GRAVITY (AIR=1.0)	9.504E-02	8.972E-02
MOLECULAR WEIGHT	2.753	2.599
CP, KJ/TONNE-K	10950.090	11674.320
DENSITY, TONNE/K*M3	2.125	1.844

----- DRY LIQUID -----		
RATE, TONNE-MOL/DAY	N/A	N/A
K*TONNE/DAY	N/A	N/A
M3/DAY	N/A	N/A
GAL/MIN	N/A	N/A
STD LIQ RATE, M3/DAY	N/A	N/A
SPECIFIC GRAVITY (H2O=1.0)	N/A	N/A
MOLECULAR WEIGHT	N/A	N/A
CP, KJ/TONNE-K	N/A	N/A
DENSITY, TONNE/M3	N/A	N/A

(1) NORMAL VAPOR VOLUME IS 22.414 M3/KG-MOLE (273.15 K AND 1 ATM)

