

**DISEÑO DE UNA PLANTA PILOTO PARA LA PRODUCCIÓN DE HIDROGENO  
A PARTIR DE BIOETANOL PARA PILAS DE COMBUSTIBLE**

**ALAN FARITH CABALLERO MALAVER  
CARLOS ALBERTO JARAMILLO VARGAS**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER  
FACULTAD DE INGENIERIAS FISICOQUIMICAS  
ESCUELA DE INGENIERIA QUIMICA  
BUCARAMANGA**

**2004**

**DISEÑO DE UNA PLANTA PILOTO PARA LA PRODUCCIÓN DE HIDROGENO  
A PARTIR DE BIOETANOL PARA PILAS DE COMBUSTIBLE**

**ALAN FARITH CABALLERO MALAVER  
CARLOS ALBERTO JARAMILLO VARGAS**

**Trabajo de Grado para optar el título de  
Ingeniero Químico**

**Director**

**PROFESOR CLEMENTE RETAMOSO  
M.Sc. Ingeniero Químico**

**Codirector**

**PROFESOR VIATCHESLAV KAFAROV  
Ph.D. Ingeniero Químico**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER  
FACULTAD DE INGENIERIAS FISICOQUIMICAS  
ESCUELA DE INGENIERIA QUIMICA  
BUCARAMANGA**

**2004**

## RESUMEN

TITULO: DISEÑO DE UNA PLANTA PILOTO PARA LA PRODUCCIÓN DE HIDROGENO A PARTIR DE BIOETANOL PARA PILAS DE COMBUSTIBLE\*  
AUTORES: Alan Farith Caballero Malaver, Carlos Alberto Jaramillo Vargas.\*

Palabras Clave: Hidrógeno, Bioetanol, Reformado con Vapor, Planta Piloto, Pilas de Combustible.

Este trabajo estuvo dedicado al diseño de una planta piloto para producir hidrógeno por medio de reformado de bioetanol con vapor. El hidrógeno producido a partir de bioetanol, se obtiene de un recurso renovable, no tóxico y sin una contribución neta de dióxido de carbono a la atmósfera, el cual se puede obtener de la caña de azúcar, uno de los cultivos de mayor difusión en Colombia y Latinoamérica. Este hidrógeno sirve para alimentar sistemas de pilas de combustible estacionarias y generar hasta 10 kW de energía eléctrica. El diseño de la planta piloto consiste básicamente de un reformador y una etapa de adecuación del gas de hidrógeno. Para el diseño propuesto se tuvieron en cuenta las tecnologías de reformado de hidrocarburos con vapor ya establecidas y métodos de cálculo convencionales. En este trabajo se ha terminado la etapa de ingeniería básica y para la futura construcción se hace necesaria la etapa de diseño de detalle. Actualmente la investigación se esta centrando en la búsqueda del catalizador y las características cinéticas del reformado de etanol con vapor. El costo aproximado de la planta estimado mediante el método modular de Guthrie es de 217 millones de pesos y el hidrógeno producido es más económico que el disponible comercialmente. El proceso es técnicamente viable y relativamente sencillo de llevar a cabo, pero debido a los altos costos de los materiales de construcción requeridos para el manejo del hidrógeno, se concluye que el proceso en las condiciones actuales de desarrollo, sumado a los costos de las pilas de combustible, no es económicamente viable para la producción estacionaria de energía eléctrica, aunque los costos del hidrógeno producido podrían ser competitivos en otros usos.

---

\* Trabajo de Grado

\*\* Facultad de Ingenierías Físico-Químicas. Ingeniería Química. Director: Clemente Retamoso, Codirector: Viatcheslav Kafarov

## ABSTRACT

TITLE: PILOT PLANT DESIGN FOR HYDROGEN PRODUCTION FROM BIOETHANOL FOR FUEL CELLS APPLICATIONS<sup>\*</sup>

AUTHORS: Alan Farith Caballero Malaver, Carlos Alberto Jaramillo Vargas.<sup>\*\*</sup>

Key Words: Hydrogen, Bioethanol, Steam Reforming, Pilot Plant, Fuel Cells.

This work was dedicated to pilot plant design for hydrogen production through steam reforming of bioethanol. Hydrogen produced from sugar cane bioethanol, one of the most popular crops in Latin America, is obtained from a renewable source, no toxic and without any net carbon dioxide contribution to the atmosphere. Hydrogen serves to feed 10 kW electrical energy stationary Fuel Cells systems. The basic stages of the pilot plant are the reformation of bioethanol and gas cleanup system. Established technologies for hydrocarbon steam reforming and usual calculation methods were used for the proposed pilot plant design. This is a basic engineering design and it is necessary a detailed design for future construction. The construction of the pilot plant will enable to investigate and to develop this novel technology. The catalyst and kinetic model seek is the actual attention focus. The Guthrie's Modular Cost of the plant is around 217 millions of Colombian pesos and the hydrogen produced is cheapest than commercially available. The process is technically viable and relatively easy to perform, but due to the high cost of hydrogen materials of construction required, actually the process, added the cost of the fuel cells system, it isn't economically viable, although the cost of the hydrogen produced could be competitive in other uses.

---

<sup>\*</sup> Work of Degree

<sup>\*\*</sup> Faculty of Physicochemical Engineering, Chemical Engineering, Directors: Clemente Retamoso and Viatchezlav Kafarov

## TABLA DE CONTENIDO

<b>INTRODUCCION</b> .....	1
<b>1. CONCEPTOS GENERALES</b> .....	3
<b>1.1. PILAS DE COMBUSTIBLE</b> .....	3
1.1.1. Tipos de Celdas de Combustible .....	4
<b>1.2. EL BIOETANOL</b> .....	6
<b>1.3. PRODUCCION DE HIDROGENO</b> .....	7
1.3.1. Métodos de Obtención de Hidrógeno .....	7
1.3.3. Reformado de Etanol con Vapor (Estudios Experimentales).....	9
1.3.4. Tecnología Seleccionada de Reformado.....	10
1.3.5. Tecnologías para Limpieza del Gas .....	11
1.3.6. Tecnología Seleccionada para Limpieza del Gas .....	12
<b>1.4. PLANTAS PILOTO</b> .....	13
<b>1.5. METODOLOGIA DE DISEÑO</b> .....	14
<b>2. DISEÑO DE LA PLANTA PILOTO PARA LA PRODUCCIÓN DE HIDROGENO A PARTIR DE BIOETANOL PARA PILAS DE COMBUSTIBLE (REPORTE)</b> .....	16
<b>2.1. GENERALIDADES DEL PROCESO</b> .....	18
2.1.1. Materia Prima .....	18
2.1.2. Condiciones de Operación de la Planta Piloto .....	20
2.1.3. Presión de Operación .....	21
2.1.4. Química, Cinética y Termodinámica del Proceso .....	21
2.1.5. Simulación en Estado Estacionario .....	29
<b>2.2. DIAGRAMA DE FLUJO Y BALANCES</b> .....	31
2.2.1. Diagrama de Flujo y Balance de Masa.....	31
2.2.2. Descripción del Proceso .....	33

2.2.3. Integración Energética .....	34
2.2.4. Análisis Termodinámico del Proceso por Segunda Ley.....	35
2.2.5. Balance de Energía y Requerimientos de Servicios Industriales .....	38
<b>2.3. DESCRIPCIÓN DE LAS UNIDADES DEL PROCESO .....</b>	<b>41</b>
2.3.1. Reformador (R-100).....	41
2.3.2. Reactores de Conversión de CO (R-101 y R-102).....	43
2.3.3. Reactor de Oxidación Selectiva de CO (R-103).....	44
2.3.4. Intercambiadores de Calor.....	45
2.3.5. Vaporizador (V-101).....	48
2.3.6. Separador de Agua (V-102).....	48
2.3.7. Tanques de almacenamiento (V-100 y V-103).....	49
2.3.8. Bomba (B-100).....	50
<b>2.4. HOJAS DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS .....</b>	<b>50</b>
<b>2.5. ESTIMACIÓN PRELIMINAR DE COSTO DE EQUIPOS.....</b>	<b>51</b>
<b>2.6. ANÁLISIS ECONOMICO.....</b>	<b>52</b>
2.6.1. Inversión de Capital.....	52
2.6.2. Costos de Operación y Análisis Económico.....	53
<b>2.7. CONSIDERACIONES IMPORTANTES .....</b>	<b>55</b>
2.7.1. Controlabilidad del Proceso .....	55
2.7.2. Diagrama de Tuberías e Instrumentación “P&ID” y Planos .....	56
2.7.3. Sistemas Auxiliares .....	57
2.7.4. Problemas Ambientales .....	58
2.7.5. Seguridad Industrial y Salud .....	58
2.7.6. Arrancada y Parada de la Planta Piloto.....	60
<b>3. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....</b>	<b>63</b>
<b>BIBLIOGRAFIA.....</b>	<b>65</b>

<b>APENDICES</b> .....	68
APENDICE A. HOJAS DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS.....	69
APENDICE B. MEMORIAS DE CÁLCULO .....	84
APENDICE C. CONSTANTES DE EQUILIBRIO VS. TEMPERATURA.....	113
APENDICE D. CARTA PARA LA SELECCIÓN DE LA BOMBA B-100 .....	114
APENDICE E. FICHA DE SEGURIDAD DEL HIDROGENO .....	115
APENDICE F. DIAGRAMA DE TUBERÍA E INSTRUMENTACION “P&ID” .....	118
APENDICE G. PLANOS.....	119

## LISTA DE FIGURAS

Figura 1.1 “Stack” o apilamiento de Celdas de combustible. “Pila de Combustible” .....	4
Figura 1.2 Envenenamiento de la celda de combustible por CO .....	12
Figura 2.1 Esquema de Procesamiento de Combustible .....	16
Figura 2.2 Diagrama de bloques del proceso de producción de hidrógeno a partir de Bioetanol .....	17
Figura 2.3 Esquema del proceso integrado de producción de energía eléctrica a partir de biomasa .....	18
Figura 2.4 Diagrama de Flujo del Proceso “PFD” de Producción de hidrógeno a Partir de Bioetanol en HYSYS 3.1 .....	30
Figura 2.5 Diagrama de Flujo Planta Piloto de Producción de Hidrógeno a partir de Bioetanol .....	31
Figura 2.6. Esquema del Reformador R-100 vertical .....	41
Figura 2.7 Esquema de un quemador de mezcla en la boquilla .....	43
Figura 2.8 Cambio de temperatura en el intercambiador E-100 .....	47
Figura B.1 Masa de catalizador para el reformado de etanol con vapor en función de la conversión de etanol para temperaturas entre 500 °C y 750 °C .....	85
Figura B.2 Resultados de masa y volumen de catalizador para el Reactor R-101 .....	88
Figura B.3 Resultados de masa y volumen de catalizador para el Reactor R-102 .....	89
Figura F.1 Diagrama P&I de la planta piloto .....	118
Figura G.1 Vista superior planta piloto .....	119
Figura G.2 Vista isométrica planta piloto .....	120
Figura G.3 Vista lateral planta piloto .....	121

## LISTA DE TABLAS

Tabla 1.1 Tipos de celdas de combustible y características principales .....	5
Tabla 1.2 Comparación entre Reformado Alotérmico y el Autotérmico .....	10
Tabla 2.1 Condiciones de Operación de la Planta Piloto .....	20
Tabla 2.2 Reacciones que se pueden llevar a cabo en la reacción de reformado de etanol con vapor .....	22
Tabla 2.3 Comportamiento de las reacciones de la Tabla 2.2 para aumentos de temperatura, presión y relación etanol-agua .....	22
Tabla 2.4 Moles en el equilibrio para el reformado de etanol con vapor .....	23
Tabla 2.5 Propiedades físicas de los catalizadores para la conversión de CO .....	25
Tabla 2.6 Parámetros cinéticos y condiciones de operación óptimas para la SOX con catalizadores de Pt/ $\gamma$ -Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> (Ref. 31) y Ru/ $\gamma$ -Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> (Ref. 32) .....	28
Tabla 2.7 Balance de Masa para el diagrama de flujo de la Figura 2.5 .....	32
Tabla 2.8 Análisis por Segunda Ley para el Proceso .....	37
Tabla 2.9 Condiciones de temperatura, flujo másico, entalpía y entropía másicas .....	39
Tabla 2.10 Balance de energía para los intercambiadores de calor de la planta piloto .....	40
Tabla 2.11 Balance de energía para los reactores de la planta piloto .....	40
Tabla 2.12 Resumen de costo de equipos .....	51
Tabla 2.13 Capital de inversión total para la planta piloto de producción de hidrógeno ...	52
Tabla 2.14 Precios unitarios de servicios públicos requeridos por la planta piloto .....	53
Tabla 2.15 Hoja de costos de manufactura de hidrógeno a partir de bioetanol .....	54
Tabla 2.16 Propiedades físicas y químicas del hidrógeno y del metano .....	59
Tabla 2.17 Código de color sugerido para identificación de las tuberías .....	60

## ABREVIATURAS

$a'_t$	Área de flujo por tubo
$A_{\text{flujo}}$	Área de flujo
$A_m$	Área superficial externa del catalizador por unidad de masa,
$a_s$	Área de flujo
$a_t$	Área de flujo
B	Función disponibilidad
CF	Corrientes que fluyen
$C_i$	Concentración de i, mol/m <sup>3</sup>
$C_{pi}$	Capacidad calorífica de i
D	Diámetro
$\Delta G$	Energía libre de Gibbs
$\Delta G^\circ$	Energía libre de Gibbs estándar
$\Delta H$	Entalpía de reacción
$\Delta H^\circ$	Entalpía de reacción estándar
DI	Diámetro interno
$d_p$	Diámetro de partícula
$\Delta P$	Caída de presión
$D_p$	Diámetro de partícula en el lecho, ft
Ea	Energía de Activación
$F_{CO,0}$	Flujo molar de i a la entrada del reactor, mol CO/s
FG	Flujo másico de gas
$f_k$	Factor de fricción
$F_L$	Flujo másico de Líquido
$F_T$	Flujo total
G	Velocidad másica superficial
$G_t$	Velocidad Másica,
$\eta_{\text{ideal}}$	Eficiencia Ideal de celda
$h_{io}$	Coefficiente para el agua, lado de los tubos, Btu/(h.ft <sup>2</sup> .°F)
$h_o$	Coefficiente para el gas seco, lado de la carcasa, Btu/(h.ft <sup>2</sup> .°F)
$\eta_{\text{ideal}}^\circ$	Eficiencia ideal estándar
I	Corriente
$j_H$	Factor de transferencia de calor
K	Constante de equilibrio
k	Constante de velocidad
$k_d$	Difusividad
L	Longitud
m	Flujo másico
$M_A, M_B$	Pesos moleculares del gas que se difunde y el gas inerte, respectivamente
MLDT	Diferencia media logarítmica de temperatura
$M_v$	Peso molecular del vapor, adimensional

N	Número de baffles
N+1	Número de cruces por los baffles
$N_{Re}$	Número de Reynolds
$N_{tubos}$	Número de tubos
OD	Diámetro externo
P	Presión
$P_C$	Potencia de celda
$p_C$	presión parcial del vapor en la película de condensado, atm
$P_i$	Presión parcial de i
$p_v$	presión parcial del vapor en el cuerpo del gas, atm
Q	Flujo de calor
q	Flujo de calor para un intervalo
$q_m$	Ordenada de la grafica 11.5 (Ref. 42 para leer el gradiente de temperatura,
$-r_i$	Velocidad de reacción de i, (lb mol i convertidos/(lb catalizador)
R	Relación Agua etanol
$R_d$	Factor de obstrucción
$R_m$	Ordenada de la grafica 11.5 (Ref. 42 para leer el gradiente de concentración,
S/C	Relación de S moles de H <sub>2</sub> O a C moles de carbono contenidos en el alimento.
SE	Esfuerzo permisible, psi
$S_i$	Selectividad de i
T	Temperatura
t	Espesor de pared
$T_C$	Temperatura del condensado, °F
$T_C$ y $t_c$	Temperaturas calóricas
$T_g$	Temperatura del gas, °F
$t_m$	Espesor de pared de Tubo
$t_R$	Tiempo de residencia
$t_w$	Temperatura del agua, °F
u	Velocidad superficial
$U_C$	Coficiente global de transferencia limpio
$U_D$	Coficiente global de transferencia sucio
V	Voltaje
$V_A, V_B$	Volúmenes moleculares
$V_{actual}$	Voltaje de celda actual
$v_i$	Volumen especifico de la mezcla a vaporizar a la entrada del termosifón
$V_{ideal}$	Voltaje de celda ideal
$v_o$	Volumen especifico de la mezcla a vaporizar a la salida del termosifón
Vol	Volumen
W	Masa del lecho de catalizador, kg cat
w	Trabajo de flecha
W/F	Velocidad Espacial
$X_{CO}$	Conversión de i
Y	Coficiente según el material
$y_j$	Fracción molar del componente j

## Letras Griegas

$\varepsilon$	Porosidad = Volumen de vacío / volumen del lecho
$\alpha$	Exponente para la ecuación cinética o ecuación de costo base
$\beta$	Exponente para la ecuación cinética o ecuación de costo base
$\phi$	Porosidad = Volumen de vacío / volumen del lecho
$\lambda$	Calor latente, Btu/lb
$\rho_b$	Densidad aparente del catalizador, lb/ft <sup>3</sup>
$\psi$	Factor de actividad
$\rho$	Densidad

## INTRODUCCION

Este trabajo de proyecto de grado estuvo dedicado al diseño de una planta piloto para la producción de hidrógeno a partir de bioetanol con la composición requerida para alimentar pilas de combustible, en especial estacionarias. El diseño propuesto servirá como base para el estudio de la construcción y montaje de la planta piloto y para la investigación y desarrollo de esta tecnología en el país.

La producción de hidrógeno a partir de bioetanol permite obtenerlo de un recurso renovable, no tóxico, sin una contribución neta de CO<sub>2</sub> a la atmósfera y el cual se puede obtener de la caña de azúcar, uno de los cultivos de mayor difusión en Colombia y Latinoamérica. El hidrógeno se considera el combustible del futuro, entre otros motivos por ser gran portador de energía por unidad de masa. Su carácter de combustible limpio y renovable le confiere un particular atractivo para las demandas de un mercado que ve más de cerca el agotamiento del petróleo.

La planta piloto debe producir el gas rico en hidrógeno mediante el reformado de bioetanol con vapor y posterior limpieza del CO (10 ppm) mediante conversión y oxidación selectiva. La unidad, que se localizaría en el Centro de Investigación de la UIS en Guatiguará, estará en capacidad de producir el hidrógeno necesario para alimentar Pilas de Combustible estacionarias de hasta 10 kW durante 12 horas.

El costo de la planta, estimado mediante el método modular de Guthrie, es aproximadamente de 217 millones de pesos, obteniéndose el hidrogeno con un costo de 1586 pesos por metro cúbico estándar, que comparado con el precio comercial del hidrógeno resulta atractivo económicamente, aunque este no sea el fin.

El proceso de producción de hidrógeno a partir de bioetanol es técnicamente viable y relativamente sencillo de llevar a cabo, pero debido a los altos costos de los materiales de construcción requeridos para el manejo de hidrógeno a las condiciones de operación, el proceso en la actualidad, sumado a los costos de las PiC, no es económicamente viable para la producción estacionaria de energía eléctrica, aunque los costos del hidrógeno producido podrían ser competitivos.

Esta memoria contiene el reporte de diseño de la planta piloto con sus respectivos diagramas de flujo, balances de materia y energía, integración energética, análisis termodinámico, descripción del proceso para las condiciones normales de operación, el resultado del dimensionamiento de los equipos en hojas de especificación y un análisis económico y de factibilidad del proyecto.

## **1. CONCEPTOS GENERALES**

En esta primera parte el lector podrá encontrar algunos conceptos básicos para entender el funcionamiento de un sistema de producción de energía eléctrica a partir de bioetanol u otros portadores de hidrógeno, principal combustible usado en las pilas de combustible.

Los conceptos relacionados con las pilas de combustible, el bioetanol y la producción de hidrógeno, que son el tema de esta sección, pueden ser omitidos por los lectores con suficientes conocimientos sobre el tema y dirigirse a la segunda parte que contiene el reporte de diseño de la planta piloto.

### **1.1. PILAS DE COMBUSTIBLE**

En la búsqueda de tecnologías alternativas de generación de energía eléctrica, el mundo ha puesto, desde hace algunos años, su atención en una tecnología que promete ser clave en los próximos años: las celdas de combustible. La primera celda de combustible fue construida en 1839 por Sir William Grove, un juez y científico galés que demostró que la combinación de hidrógeno y oxígeno generaba electricidad además de agua y calor.

Una celda de combustible es en esencia una celda electroquímica compuesta por dos electrodos, un ánodo y un cátodo, separados por un electrolito. El oxígeno proveniente del aire pasa sobre un electrodo y el gas de hidrógeno pasa sobre el otro. Cuando el hidrógeno es ionizado en el ánodo se oxida y pierde un electrón; al ocurrir esto, el hidrógeno oxidado (ahora en forma de protón) y el electrón toman diferentes caminos migrando hacia el segundo electrodo llamado cátodo. El hidrógeno lo hará a través del electrolito mientras que el electrón lo hace a través de un material conductor externo (carga). Al final de su camino ambos se vuelven a reunir en el cátodo donde ocurre la reacción de reducción o ganancia de electrones del oxígeno para formar agua junto con el hidrógeno oxidado. Así, este proceso produce agua 100% pura, corriente eléctrica y calor útil, por ejemplo, energía térmica.

Una celda de combustible produce una diferencia de potencial algo mayor que un voltio en circuito abierto, por lo que, para producir tensiones más elevadas, se recurre a la disposición en serie de celdas formando un "Stack" o apilamiento (Figura 1.1). A este apilamiento de celdas debidamente implementado en una estructura que permita disipar el calor, posibilite la circulación necesaria de los gases y ofrezca los terminales positivo y negativo para la utilización de la energía eléctrica producida, se le denomina Pila de Combustible (PiC). Para profundizar más sobre el tema de PiC el lector puede referirse a la excelente recopilación encontrada en el Manual de Celdas de Combustible (Ref. 1).

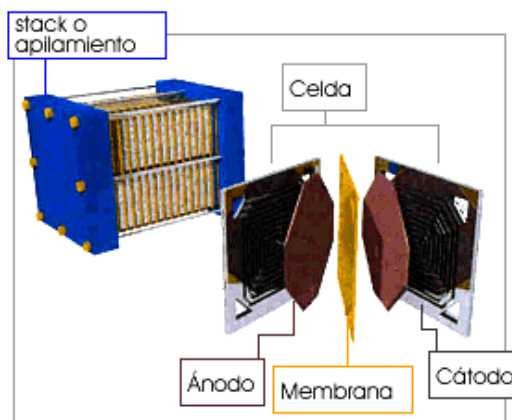


Figura 1.1 "Stack" o apilamiento de Celdas de combustible. "Pila de Combustible"

### 1.1.1. Tipos de Celdas de Combustible

Las celdas de combustible son en realidad una familia de tecnologías que usan diferentes electrólitos y operan a diferentes temperaturas, por ello se puede hablar de celdas de combustible de alta temperatura, las cuales operan a temperaturas mayores a 200 °C y de baja temperatura, cuya operación puede llegar sólo hasta los 200 °C (Ref. 2). Una diferencia derivada de la temperatura de operación es el empleo de diferentes materiales, principalmente electrólitos, ya que a temperaturas elevadas se deben utilizar electrólitos no acuosos. La clasificación de alta y baja temperatura es quizá la más adecuada, debido a las aplicaciones que unas y otras celdas tienen. En general, las celdas de combustible de alta temperatura tienen como objetivo principal la generación de energía eléctrica para

una potencia mayor a 1 MW, mientras que las de baja temperatura se están diseñando para salidas menores.

Los electrocatalizadores son necesarios cuando las reacciones ocurren a baja temperatura y generalmente son materiales costosos basados en metales nobles como el platino. Por otra parte, la generación de vapor de alta temperatura con suficiente energía calorífica en las celdas de alta temperatura favorece la cogeneración mediante el empleo, por ejemplo, de turbinas de gas, ciclos convencionales de vapor o ambos, incrementando así la eficiencia. Entre las celdas de combustible más comunes se encuentran:

- Celdas Alcalinas (*Alkaline Fuel Cell, AFC*)
- Celda de Electrolito Polimérico o Membrana de Intercambio Protónico (*Proton Exchange Membrane Fuel Cell, PEMFC*)
- Celdas de Acido Fosfórico (*Phosphoric Acid Fuel Cells, PAFC*)
- Celdas de Carbonato Fundido (*Molten Carbonate Fuel Cells, MCFC*)
- Celdas de Oxido Sólido (*Solid Oxide Fuel Cells, SOFC*)
- Celdas de Metanol Directo (*Direct Methanol Fuel Cells, DMFC*)

Los niveles permitidos de las especies gaseosas que se encuentran con mayor frecuencia en los gases de alimento de las PiC se muestran en la Tabla 1.1 (Ref. 1).

ESPECIES	PEMC	PAFC	MCFC	SOFC
<b>HIDROGENO</b>	Combustible	Combustible	Combustible	Combustible
<b>CO</b>	Veneno (10ppm)	Veneno (10ppm)	Combustible	Combustible
<b>METANO</b>	Diluyente	Diluyente	Combustible	Combustible
<b>CO<sub>2</sub> Y H<sub>2</sub>O</b>	Diluyente	Diluyente	Re-circulado	Diluyente
<b>SULFUROS (H<sub>2</sub>S y COS)</b>	No estudiado	Veneno <20 ppm H <sub>2</sub> S <50 ppm H <sub>2</sub> S+COS	Veneno <10 ppm H <sub>2</sub> S en combust. <1 ppm SO <sub>2</sub> en Oxidant. <0.1-0.5 ppm H <sub>2</sub> S	Veneno <1 ppm H <sub>2</sub> S
<b>HALOGENOS (HCl)</b>	No estudiado	Veneno 4 ppm	Veneno <0.1-1.0 ppm	Veneno <1 ppm

Tabla 1.1 Tipos de celdas de combustible y características principales

## 1.2. EL BIOETANOL

Las plantas almacenan en forma de carbohidratos una parte importante de la energía solar que captan. Estos carbohidratos se presentan en forma de monosacáridos, disacáridos y polisacáridos. Según el tipo de biomasa del que se parta, es decir, según los carbohidratos que compongan dicha biomasa, los procesos de obtención del alcohol son más o menos complicados. La viabilidad técnica y económica de estos procesos se deberá evaluar en función de dicha composición, estudiando especialmente el rendimiento de la fermentación.

La tecnología para la producción de etanol se puede dividir en dos categorías principalmente: 1) tecnologías que convierten el almidón o el azúcar en etanol y 2) tecnologías que convierten biomasa celulósica en etanol. Para producir el etanol a partir de residuos celulósicos, estos deben ser convertidos en azúcares en una primera etapa, una vez formados, estos azúcares pueden ser fermentados y el etanol obtenerse por destilación (Ref. 3).

El proceso global puede descomponerse, en el caso más complejo, en: pretratamiento de la materia prima, hidrólisis de la misma, fermentación alcohólica propiamente dicha, separación y purificación del bioetanol obtenido. En la industria mundial la caña de azúcar y la remolacha azucarera dominan el mercado, con casi el 60 % del total, seguida por los cereales, con un 32%. A grosso modo puede decirse que en el hemisferio norte se utilizan preferentemente los cereales mientras que en el sur predomina la caña de azúcar. Todo parece indicar que el bioetanol se convertirá próximamente en un atractivo tanto desde el punto de vista económico como medioambiental lo que abrirá nuevas perspectivas para la agricultura Colombiana.

En el proceso de reformado con vapor para producir hidrógeno, el bioetanol debe tener relaciones de agua-etanol mayores a 5 para evitar la formación de coque sobre el catalizador, pero no mayores a aproximadamente 8, ya que aunque relaciones mayores de agua-etanol favorecen la formación de hidrógeno, se encuentran limitadas por el gasto energético que acarrea la evaporación, Ref. 4.

### **1.3. PRODUCCION DE HIDROGENO**

En la actualidad, la mayor fuente de energía proviene de los combustibles fósiles, provocando graves consecuencias ambientales de las que se derivan una importante degradación ambiental, problemas de salud y el cambio climático. El hidrógeno ofrece amplias posibilidades como fuente de energía limpia y renovable, dado que es potencialmente más energético que los otros combustibles conocidos. Además, las ventajas del hidrógeno radican en que su combustión no genera residuos contaminantes y en su gran abundancia (asociado a otros compuestos) en la naturaleza.

El desarrollo e implantación generalizada de tecnologías del hidrógeno como fuente de energía supondría un compromiso esencial para una gestión sostenible de los recursos, encaminado a lograr un uso generalizado de las energías renovables, y cubriendo, a la vez, las necesidades energéticas de la sociedad actual.

El hidrógeno se puede obtener de diferentes maneras y de diversas fuentes: a partir de la electrólisis del agua; la restauración termo-catalítica de compuestos ricos en hidrógeno; por procesos biológicos, etc.

#### **1.3.1. Métodos de Obtención de Hidrógeno**

Entre los métodos de obtención de hidrógeno termocatalíticos tenemos el reformado catalítico de hidrocarburos con vapor de agua (Ref. 5), la oxidación parcial de hidrocarburos (Ref. 5) y reformado autotérmico (combinación de los dos anteriores).

Ningún proceso biológico para la producción de hidrógeno a partir de biomasa se encuentra actualmente disponible en forma comercial, por encontrarse en etapa de investigación o predesarrollo. Algunos de ellos son la gasificación en presencia de vapor y la fermentación de biomasa. A través de la gasificación termoquímica, el hidrógeno puede ser producido a partir de varios tipos de biomasa, estos incluyen residuos sólidos municipales, residuos agrícolas, estiércol y residuos forestales, entre otros (Ref. 3).

La electrólisis de agua produce hidrógeno de alta pureza y consiste en pasar una corriente eléctrica continua a través de la solución alcalina, usualmente hidróxido de potasio, para descomponer el agua en hidrógeno y oxígeno, el electrodo del cátodo usualmente es fabricado con acero y el del ánodo con níquel o acero niquelado, Ref. 5.

### 1.3.2. Reformado de Alcoholes

Davy, en 1817 (Ref. 6), fue el primero en observar que vapores de alcohol mezclados con aire en presencia de paladio o platino sufrían combustión sin llama, varios años después Gilbert, (Ref. 7), observó igual situación en presencia de níquel.

Los metales del grupo VIII del sistema periódico son generalmente reconocidos como activadores de las reacciones de reformado, de estos, el níquel es el utilizado comercialmente, el paladio y el platino son los más costosos y el hierro y el cobalto son inestables a las condiciones del proceso.

De los procesos de obtención de hidrógeno a partir de alcoholes, el reformado de metanol es el más ampliamente estudiado. La obtención de metanol en forma económica en lugares donde el gas natural es abundante fue el motor que impulsó su uso como portador de hidrógeno, eliminando así las dificultades referentes al transporte y almacenamiento. Sin embargo, el mayor obstáculo del reformado de metanol radica justamente en la materia prima que le da origen, pues el CO<sub>2</sub> que se obtiene como subproducto del reformado contribuye al efecto invernadero; la principal reacción de carácter endotérmico que se lleva a cabo en el proceso es la siguiente:



Comercialmente se utilizan catalizadores de Cu/ZnO, trabajándose en un intervalo de temperaturas de 250 - 400 °C y presiones del orden de 1 - 3 atm<sup>1</sup>. La gran virtud del etanol como materia prima, además de su fácil obtención a partir de recursos renovables, consiste en no contribuir con la emisión de CO<sub>2</sub>, pues si bien la generación de hidrógeno

---

<sup>1</sup> B. Peppley, J. Amphlett, L. Kearns, R. Mann, Appl. Catal. A, 179,21 1999

tiene una contribución de  $\text{CO}_2$ , el mismo será consumido por el vegetal que le da origen, por otro lado, Fatsikostas et al proponen un interesante proceso de producción de electricidad en celdas de combustible alimentadas con hidrógeno producido a partir de biomasa vía reformado de etanol, en el mismo, se aprovechan los residuos sólidos, provenientes de la fermentación, para la producción de biogás ( $\text{CH}_4 + \text{CO}_2$ ), que al quemarse dará la energía requerida en los procesos de destilación y reformado del etanol (Ref.8 y 9).

### 1.3.3. Reformado de Etanol con Vapor (Estudios Experimentales)

En los últimos años el estudio del reformado de etanol con vapor para obtener hidrógeno ha sido de gran interés en el mundo entero, en especial, en países en los cuales este biocombustible es de fácil obtención.

Laborde et al, en la Argentina, han estudiado el efecto de la temperatura de reacción, el tiempo de residencia y la relación agua-etanol en el reformado de etanol con vapor para catalizadores de  $\text{Ni}/\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$  dopado con magnesio (Ref. 4), de  $\text{Cu-Ni}/\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$  y  $\text{Ni}/\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$  (Ref. 10) y de  $\text{CuO-ZnO}/\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$  (Ref. 11). Apichai Therdthianwong et al, en Tailandia, (Ref. 12) encontraron una expresión cinética simplificada para la reacción de reformado de etanol con vapor a  $400\text{ }^\circ\text{C}$  para el catalizador de  $\text{Ni}/\text{Al}_2\text{O}_3$ . Peter Hübner et al (Ref. 13), en Alemania, han estudiado el reformado de etanol con metales tales como Ni, Ru, Pt y Pd soportados sobre alúmina y adicionalmente el efecto de la presión. Hübner también tuvo en cuenta las dos etapas de conversión de monóxido de carbono en sus experimentos y ha estado desarrollando un reformador compacto con el uso de un quemador poroso. Xenophon Verykios et al (Ref. 8), en Grecia, han evaluado la influencia del soporte sobre la actividad, selectividad y estabilidad en la reacción de reformado; ellos han estudiado catalizadores de níquel sobre  $\text{La}_2\text{O}_3$ ,  $\text{Al}_2\text{O}_3$  y  $\text{MgO}$ . Jordi Llorca et al (Ref. 14, 15, 16), han estudiado también el comportamiento de varios óxidos ( $\text{MgO}$ ,  $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$ ,  $\text{SiO}_2$ ,  $\text{TiO}_2$ ,  $\text{V}_2\text{O}_5$ ,  $\text{ZnO}$ ,  $\text{La}_2\text{O}_3$ ,  $\text{CeO}_2$  y  $\text{Sm}_2\text{O}_3$ ), con un amplio intervalo de propiedades redox y ácido-base, en el reformado de bioetanol con vapor. Breen et al (Ref. 17), investigaron catalizadores con varios metales (Rh, Pd, Ni y Pt) soportados en óxidos disponibles comercialmente ( $\text{Al}_2\text{O}_3$  o  $\text{CeO}_2/\text{ZrO}_2$ ).

### 1.3.4. Tecnología Seleccionada de Reformado

De las tecnologías para la obtención de hidrógeno a partir de hidrocarburos y biocombustibles las más prometedoras y estudiadas actualmente para su aplicación en reformado de bioetanol son el reformado con vapor (Alotérmico) y el reformado Autotérmico, de las cuales la más eficiente y con mayores ventajas, ver Tabla 1.2 (Ref. 18), es el reformado con vapor, en el que, aunque hay mayor inversión inicial de capital, el costo para producir el hidrógeno es menor para proyectos con más de 10 años de vida (Ref. 19).

<b>ALOTERMICO</b>	<b>AUTOTERMICO</b>
Lenta arrancada	Rápida arrancada
Hasta hidrocarburos 6C	Flexibilidad de combustibles
Transferencia de calor radiante	No requiere transferencia de calor
✓ Alta eficiencia	✗ Baja eficiencia
✓ Mayores concentraciones de Hidrógeno	✗ Por dilución con N <sub>2</sub> , menores concentraciones de Hidrógeno
No mezcla oxígeno/hidrocarburos	✗ Mezclas explosivas

Tabla 1.2 Comparación entre Reformado Alotérmico y el Autotérmico

Como puede verse en la Tabla 1.2, una de las principales ventajas del reformado autotérmico es no requerir una fuente de energía externa (calor) para llevar a cabo la reacción endotérmica, ya que el calor lo suministra la oxidación parcial del combustible a reformar. El desafío para el proceso alotérmico, mucho más favorable para la aplicación en PiC, es el uso adecuado de la energía mediante una buena propuesta de integración energética que pueda elevar la eficiencia termodinámica del proceso.

La gran mayoría de los grupos de investigación que están trabajando sobre la producción de hidrógeno a partir del bioetanol lo están haciendo basados en el reformado alotérmico, tal es el caso del Grupo de Laboratorio de Procesos Catalíticos de la Universidad de Buenos Aires dirigido por el Profesor Miguel A. Laborde, quien como miembro del

Subprograma IV “Biomasa como fuente de productos químicos y energía” del “Programa de Ciencia y Tecnología para el Desarrollo de Ibero América” CYTED ha contribuido suministrando las bases para el desarrollo del diseño del reformador alotérmico de bioetanol a escala piloto. Una excepción notable es el trabajo realizado por el Dr. Xenophon Verykios et al de la Universidad de Patras de Grecia sobre el reformado autotérmico de bioetanol (Ref. 8 y 9).

Después de haber analizado los beneficios, perspectivas y avances del reformado alotérmico del bioetanol, la gran capacidad de ser usado en un sistema integrado de producción de energía eléctrica con PiC y la colaboración del CYTED en el intercambio de información, se decidió obtener el hidrógeno por medio de esta ruta química.

### **1.3.5. Tecnologías para Limpieza del Gas**

El sistema de limpieza del gas es de gran importancia para el buen funcionamiento de las PiC ya que elimina aquellos componentes que pueden reducir la capacidad de estas. Algunos gases como el  $\text{CO}_2$  y el  $\text{N}_2$ , que aunque disminuyen la eficiencia de las PiC, pueden ser admitidos en el gas de alimento actuando simplemente como diluyentes, este no es el caso de gases como el  $\text{CO}$ ,  $\text{H}_2\text{S}$  y  $\text{HCl}$  que son tolerados por el ánodo de las PiC de baja temperatura hasta niveles del orden de ppm, ver Tabla 1.1. El vapor de agua, como en el caso del  $\text{CO}_2$  y el  $\text{N}_2$ , simplemente diluye el gas de hidrógeno.

Es importante resaltar que en el reformado de bioetanol no se producen sulfuros ni compuestos halogenados, caso contrario al reformado de metano, gasolinas y otros hidrocarburos, siendo solo significativa la eliminación del monóxido de carbono a niveles de 10 ppm (Ref. 1, 4 ,18), ya que niveles mayores envenenan el ánodo reduciendo la eficiencia de las PiC, ver Figura 1.2, (Ref. 18).

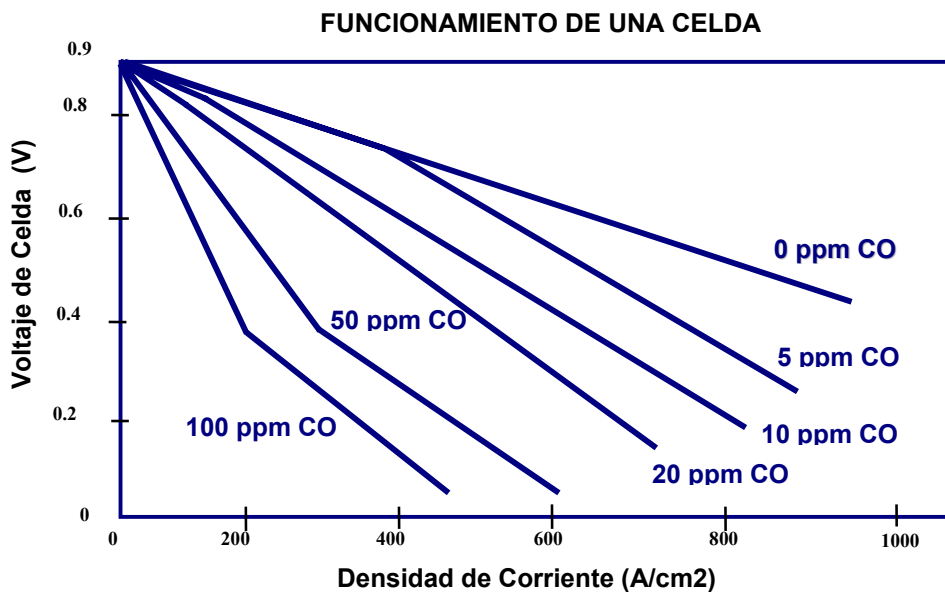


Figura 1.2 Envenenamiento de la celda de combustible por CO

Tradicionalmente la eliminación del CO proveniente de las etapas de reformado se lleva a cabo químicamente mediante la conversión con vapor a alta y baja temperatura para producir hidrógeno y CO<sub>2</sub> (Ref. 5, 20). El CO es finalmente llevado a niveles de ppm por medio de oxidación selectiva (Ref. 5, 19, 21) o metanación (Ref. 5). Cuando se requieran niveles elevados de pureza del hidrógeno (> 99,9%), se suele usar procesos físicos de adsorción (por ejemplo, adsorción con presión oscilante (PSA), Ref. 5) o de difusión (por ejemplo, separación con membranas metálicas) después de las etapas químicas de conversión de monóxido de carbono.

### 1.3.6. Tecnología Seleccionada para Limpieza del Gas

Debido a las elevadas concentraciones de CO en el gas que sale del reformador y a su capacidad de reaccionar con vapor de agua para formar hidrógeno, la primera etapa para la limpieza del monóxido de carbono estará compuesta por la conversión de alta y de baja temperatura. Para alcanzar los niveles de 10 ppm requeridos en las PiC, se utilizará la Oxidación Selectiva (SOX) con adición de aire en lugar de la Metanación, ya que en esta última la pérdida de hidrógeno es mayor.

En un trabajo anterior (Ref. 22), en el cual se estudió la producción de hidrógeno para el laboratorio de PiC de la UIS a partir de reformado con vapor de metano, se recomendaron las membranas metálicas para la purificación del hidrógeno. En este trabajo se encontró que, para un sistema a escala de laboratorio ( $2/3$  Std\_L/min), la contribución de la membrana al costo total del sistema es aproximadamente del 24,5 %.

Debido a que la ruta química permite una gran variedad de posibles configuraciones y mejoras en la eficiencia global del proceso, las tecnologías de limpieza física (PSA y membranas metálicas) no se consideraron en el diseño de la planta piloto.

#### **1.4. PLANTAS PILOTO**

En el desarrollo de los procesos industriales, en especial en aquellos en los cuales la escasez de datos exactos y confiables puede llevar a errores de diseño, el uso de plantas piloto se hace indispensable. En los procesos nuevos, o con nuevas materias primas, en los cuales se llevan a cabo reacciones catalizadas por sólidos (como es el caso del reformado de etanol con vapor), los datos obtenidos experimentalmente en microreactores de laboratorio brindan una idea de cómo será el comportamiento termodinámico y cinético de tales reacciones, pero no se tienen en cuenta los efectos de transporte de masa y energía (interfacial e intrapartícula) que predominan en casi todos los procesos de este tipo. Las plantas piloto ofrecen la posibilidad de investigar estos fenómenos y de tener datos más representativos y confiables que posteriormente sean usados para predecir el comportamiento del proceso a escala industrial y por consiguiente para su diseño.

El primer paso para el diseño de las plantas piloto es definir los intervalos de las condiciones de operación (capacidad, temperaturas, presiones, calidades del producto, etc). La metodología para el diseño puede ser similar a la utilizada en plantas de proceso o pueden ser usadas técnicas de diseño especiales para este tipo de escala. En algunos casos el diseño se limita a la reproducción de plantas piloto con características semejantes (Ref. 23).

## 1.5. METODOLOGIA DE DISEÑO

La metodología utilizada para el diseño de la planta piloto es similar a la del diseño de plantas de proceso a nivel industrial. Las etapas tenidas en cuenta para el diseño de la unidad son las propuestas por Seider, Seader y Lewin (1999) (Ref. 24).

- **Definición del problema:** Obtener hidrógeno a partir de etanol de la caña de azúcar para ser utilizado en PiC.
- **Revisión bibliográfica:** Se revisaron las tecnologías de obtención de hidrógeno a partir de hidrocarburos que están completamente desarrolladas e ilustradas, las cuales pueden ser aplicadas al proceso con bioetanol que está aún en etapa de investigación.
- **Termodinámica y cinética:** Se hizo el estudio termodinámico y cinético de las reacciones que se llevan a cabo en el proceso.
- **Proceso de creación:** Se creó una base de datos preliminar para las diferentes rutas posibles del proceso, estas fueron analizadas y se seleccionó la más adecuada.
- **Caso base:** Se trabajó en la creación del diagrama de flujo del proceso, el cual fue simulado en Hysys 3.1 en estado estacionario y se comprobó que el producto cumplía los requerimientos de calidad según resultados experimentales. Se complementó la base de datos para la ruta seleccionada.
- **Síntesis del proceso:** La integración energética comenzó con el cálculo del mínimo consumo de servicios de vapor y agua de enfriamiento y se encontró que el punto "Pinch" no existía, por lo que no se pudo descomponer la red de intercambio de calor (HEN), optándose por la creación de una HEN basada en las usadas en procesos semejantes. Se hizo el análisis por Segunda Ley al diagrama de flujo integrado, para encontrar la eficiencia termodinámica del proceso.

- **Evaluación de la controlabilidad:** Se llevó a cabo un análisis de grados de libertad para la síntesis cualitativa de las estructuras de control obteniéndose los posibles lazos de control.
- **Diseño detallado, dimensionamiento de equipos, estimación de costos y análisis económico:** Se utilizaron métodos típicos de cálculo para el dimensionamiento de los equipos con la ayuda de software de programación y de hoja de cálculo. Los resultados del dimensionamiento de las unidades de proceso se recopilaron en hojas de especificación. Los costos de los equipos se determinaron mediante el método modular de Guthrie y se elaboró la hoja de costo para encontrar los costos de manufactura del hidrógeno.
- **Diseño final:** Se elaboró el diagrama de instrumentación y tuberías (P&ID) y los respectivos planos preliminares de construcción y localización de los equipos en la planta piloto.
- **Análisis de estrategias de operación, arrancada y seguridad:** Se hicieron algunas recomendaciones acerca de los aspectos más importantes que se deben tener en cuenta con respecto a la operación de la planta piloto y se propusieron, de manera preliminar, las estrategias para llevar a cabo la arrancada inicial, las paradas y las arrancadas después de paradas de la unidad. Además, se dieron algunas recomendaciones acerca de la seguridad de la planta piloto y de sus sistemas auxiliares.

## 2. DISEÑO DE LA PLANTA PILOTO PARA LA PRODUCCIÓN DE HIDROGENO A PARTIR DE BIOETANOL PARA PILAS DE COMBUSTIBLE (REPORTE)

Actualmente hay un gran interés por la producción de energía a partir de recursos renovables y el bioetanol como portador de hidrógeno es uno de los más prometedores. La actual crisis energética, los altos precios del petróleo, la contaminación ambiental entre otras, obligan a la búsqueda de nuevas alternativas, por tal razón, la Universidad industrial de Santander y en especial la Escuela de Ingeniería Química, se han propuesto realizar trabajos acerca del uso de la biomasa con tal fin.

La segunda parte de este libro tiene que ver con el reporte de diseño de la planta piloto. En la Figura 2.1 se dan a manera de resumen las tecnologías para el procesamiento del combustible.

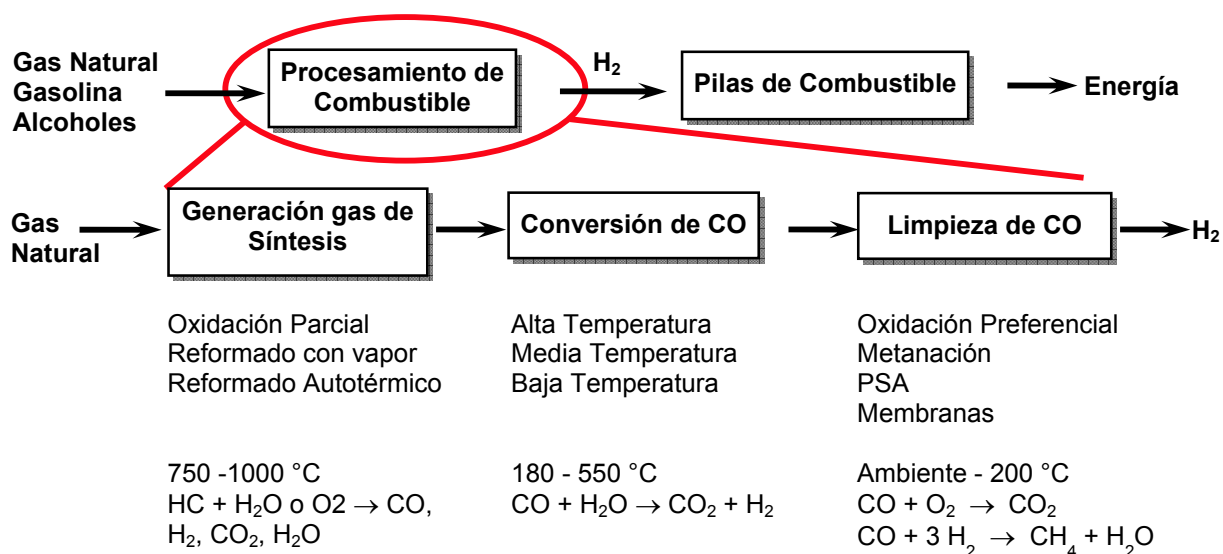


Figura 2.1 Esquema de Procesamiento de Combustible

En la generación de gas de síntesis el combustible se puede tratar con vapor de agua (reformado alotérmico), con oxígeno (oxidación parcial) o mediante la combinación de los dos (reformado autotérmico). La conversión de CO con vapor, por reducir el contenido de CO y aumentar el de hidrógeno, es una etapa casi obligada en el proceso, sin embargo,

cabe destacar que actualmente se ha reportado que catalizadores de cobalto soportado sobre ZnO (Ref. 16) pueden producir mezclas libres de CO, en tal caso sería perjudicial el uso de la conversión de CO. Las tecnologías de limpieza del gas pueden ser de tipo físico o químico, el uso de una o de otra depende de los requerimientos de pureza del hidrógeno, de la aplicación y por supuesto, del análisis económico.

Para la producción del hidrógeno se ha escogido el reformado con vapor alotérmico para la producción del gas de síntesis y para la limpieza final del gas la conversión de CO en dos etapas, de alta y baja temperatura, y la oxidación selectiva de CO, como se muestra en la Figura 2.2. La justificación de la escogencia del método de producción se comenta en las secciones 1.3.4 y 1.3.6.

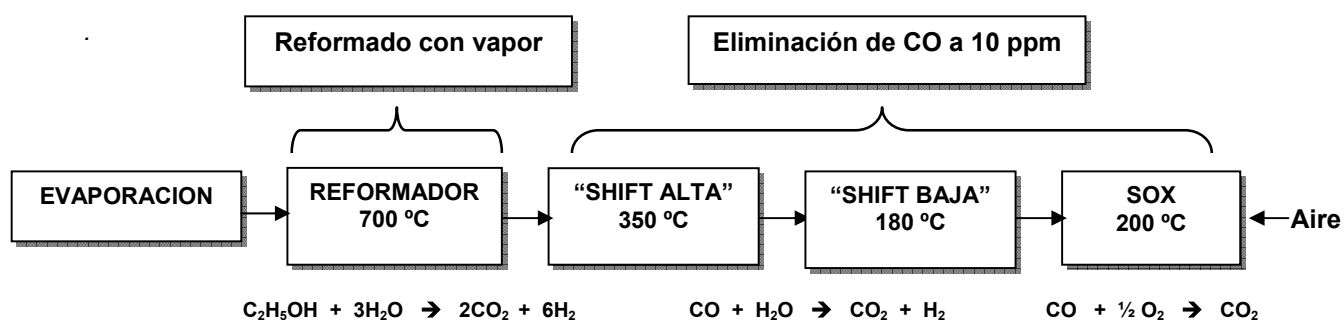


Figura 2.2 Diagrama de bloques del proceso de producción de hidrógeno a partir de Bioetanol

El objetivo de la planta piloto es producir gas rico en hidrógeno, a partir de bioetanol, para generar 10 kW de energía eléctrica en pilas de combustible estacionarias de manera continua por un periodo de 18 horas. El flujo molar de hidrógeno requerido para producir los 10 kW en una PiC con una eficiencia de 40,5 % (equivalente a un voltaje de celda de 0,6 V) es de 324,42 mol H<sub>2</sub>/h, siendo necesario un flujo de 10,887 L/h de la mezcla etanol-agua con 28,6 % Vol equivalente a una relación S/C de 4. La fracción molar del hidrógeno en el gas producido es de 0,7382 moles H<sub>2</sub>/mol mezcla, igual al 73,82 % Vol. El rendimiento global a hidrógeno del proceso es de 97,31 % aproximadamente.

La planta piloto estaría localizada cerca al laboratorio de pilas de combustible de la UIS ubicado en la sede Guatiguará.

## 2.1. GENERALIDADES DEL PROCESO

### 2.1.1. Materia Prima

La principal materia prima para la planta piloto es el bioetanol, el cual puede ser suministrado por las plantas de alcohol carburante que actualmente están en construcción en nuestro país o por las plantas piloto de producción de bioetanol a partir de la caña de azúcar o de bagazo de caña (hidrólisis) que están en fase de diseño por grupos de la Escuela de Ingeniería Química de la UIS. Un esquema del proceso integrado de producción de energía eléctrica a partir de biomasa se muestra en la Figura 2.3, (Ref. 25).

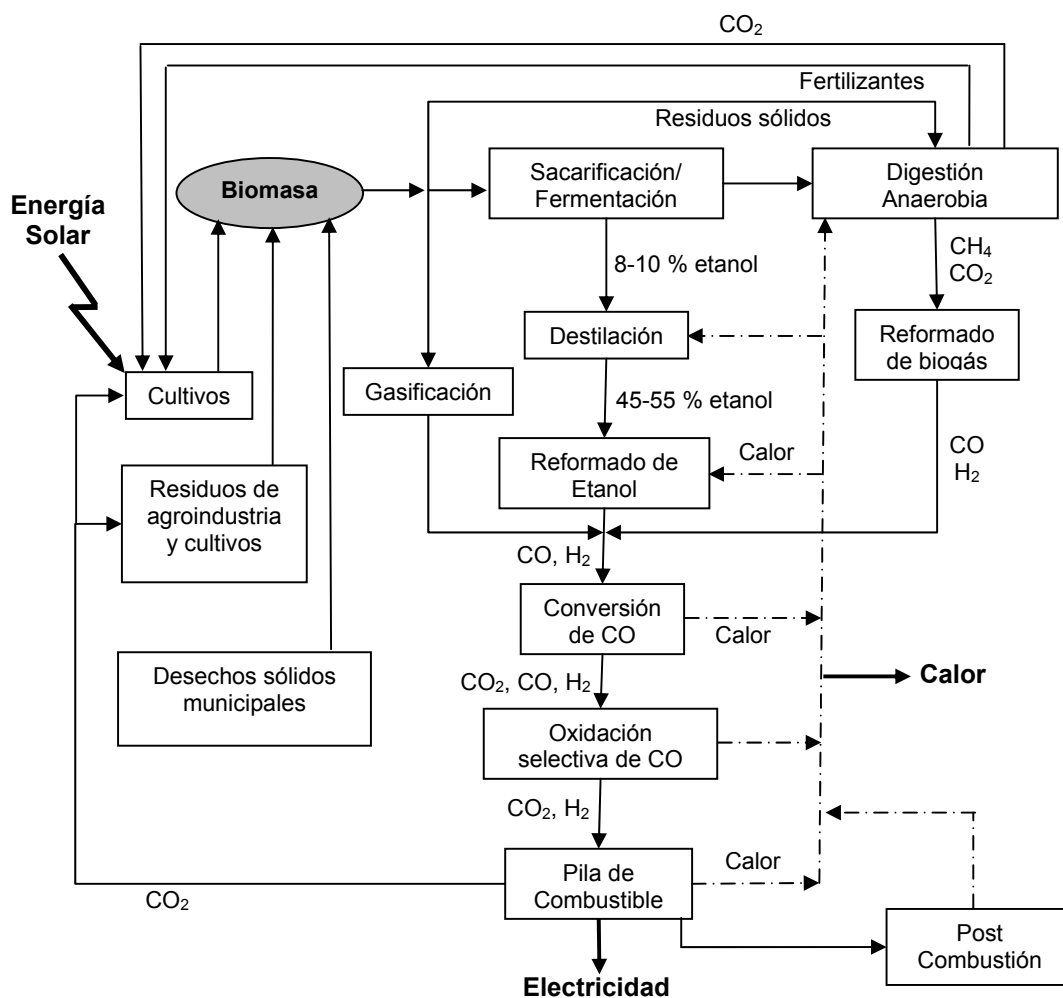


Figura 2.3 Esquema del proceso integrado de producción de energía eléctrica a partir de biomasa

Para calcular la cantidad de etanol-agua alimentado al reformador se necesita conocer el hidrógeno necesario para producir la energía deseada. La cantidad de hidrógeno para generar los 10 kW de energía se calcula a partir de las correlaciones de circuitos de corriente continua y las leyes de Faraday aplicadas al sistema de celdas de combustible, para esto se necesita conocer el voltaje de operación de la celda, el cual puede ser estimado mediante las ecuaciones (2.2) a (2.6) y la eficiencia de la celda, la cual es generalmente superior a 40%.

A la celda de combustible se alimenta hidrógeno y oxígeno llevándose a cabo la siguiente reacción electroquímica:



$$\eta_{\text{celda}} = \frac{\text{Energía Util}}{\Delta H} \quad (2.2)$$

$$\eta_{\text{ideal}} = \frac{\Delta G}{\Delta H} \quad (2.3)$$

$$\eta_{\text{ideal}}^\circ = \frac{\Delta G^\circ}{\Delta H^\circ} = \frac{273,1}{285,8} = 0,83 \quad (2.4)$$

Suponiendo que  $\eta_{\text{ideal}} \approx \eta_{\text{ideal}}^\circ$  y combinando las ecuaciones 2.2 y 2.4 tenemos:

$$\eta_{\text{celda}} = \frac{\text{Energía Util}}{\Delta H} = \frac{\text{Potencia Util}}{(\Delta G/0,83)} = \frac{V_{\text{actual}} * I}{V_{\text{ideal}} * I/0,83} = \frac{(0,83) * V_{\text{actual}}}{V_{\text{ideal}}} \quad (2.5)$$

Partiendo de un voltaje conservativo de celda de 0,6 V y para la reacción (2.1), la eficiencia de la celda es:

$$\eta_{\text{celda}} = \frac{0,83 * V_{\text{celda}}}{V_{\text{ideal}}} = \frac{0,83 * V_{\text{celda}}}{1,229} = 0,675 * V_{\text{celda}} = 40,5 \% \quad (2.6)$$

donde,  $V_{\text{ideal } 25^\circ\text{C}, 1 \text{ atm}} = 1,229 \text{ V}$

Para un arreglo en paralelo (voltaje de pila igual a voltaje de celda y corriente total de la pila igual a n veces la corriente de celda), la corriente se calcula con la ecuación (2.7):

$$I = \frac{P_C}{V} = 16666,667 \text{ A} \quad (2.7)$$

donde,  $P_C = 10000 \text{ W}$

$$V = 0,6 \text{ V}$$

El flujo molar de hidrógeno será igual a:

$$F_{H_2} = 16666.667 \text{ A} \left( \frac{1\text{C/s}}{1\text{A}} \right) \left( \frac{1\text{mol } e^-}{96487\text{C}} \right) \left( \frac{1\text{mol } H_2}{2\text{mol } e^-} \right) \left( \frac{3600\text{s}}{1\text{h}} \right) = 310,923 \frac{\text{mol } H_2}{\text{h}} \quad (2.8)$$

Para el anterior flujo de hidrógeno, con rendimiento global a hidrógeno de 97,31 %, son necesarios 53,25 mol etanol/h equivalente a 479,277 mol mezcla (etanol+agua)/h con una relación (S/C) de 4. Para efectos de diseño se alimentan 500 mol mezcla/h (10,887 L/h) a condiciones ambientales (30 °C, 1 atm), produciendo 324,23 mol H<sub>2</sub>/h.

### 2.1.2. Condiciones de Operación de la Planta Piloto

En la Tabla 2.1 se encuentran las condiciones de operación mínima, máxima y normal para las principales unidades de la planta piloto.

Variable de Operación		Mínimo	Máximo	Normal
Relación S/C		2,5	5	4
P <sub>Sistema</sub> , atm		2	10	2
Temperatura, °C	Reformador salida	600	800	700
	Convertidor Alta entrada	350	400	350
	Convertidor Baja entrada	150	250	180
	Oxidación Selectiva entrada	80	200	150
	Separador Agua entrada	40	80	50
Relación O <sub>2</sub> / CO (SOX)		1	3	2

Tabla 2.1 Condiciones de Operación de la Planta Piloto

Uno de los objetivos de la Planta Piloto es poder hacer pruebas a diferentes condiciones de operación para encontrar cuales serían las óptimas y desarrollar un modelo matemático basado en datos reales. En el diseño se tiene en cuenta la posibilidad de desviar algunas corrientes (bypasses) para poder cambiar las condiciones, por tal razón, como se verá más adelante, no se intentó hacer el diseño óptimo de la red de intercambio de calor (HEN).

### **2.1.3. Presión de Operación**

La presión del sistema es casi constante a través de todas las unidades. Como podrá observarse, las caídas de presión a lo largo del sistema son insignificantes. Una bomba ubicada después del tanque de bioetanol sirve para fijar la presión de operación del sistema, que puede ir desde 2 atm hasta 10 atm.

### **2.1.4. Química, Cinética y Termodinámica del Proceso**

En esta sección se muestran los conceptos básicos desde el punto de vista químico, cinético y termodinámico, usados para el dimensionamiento de los reactores del proceso. Los métodos de solución y resultados importantes se muestran en la sección 2.3 y el Apéndice B respectivamente.

#### **2.1.4.1. Reformado de Etanol con Vapor**

Para tener una idea de la distribución de productos y de cuales serían las reacciones que tienen mayor probabilidad de ocurrir, se determinaron las constantes de equilibrio en función de la temperatura (Apéndice C) para cierto número de reacciones (Tabla 2.2).

Además, se analizó cualitativamente la influencia de la presión y de la relación agua-etanol (R) sobre cada una de las reacciones por medio del principio de Le'Chatelier. Los resultados del análisis se pueden observar en la Tabla 2.3.

# Reacción	Formula Química
R1	$C_2H_5OH \rightarrow CH_3CHO + H_2$
R2	$C_2H_5OH \rightarrow C_2H_4 + H_2O$
R3	$C_2H_5OH + H_2O \rightarrow 2CO + 4H_2$
R4	$CO + 3H_2 \leftrightarrow CH_4 + H_2O$
R5	$CH_3CHO + H_2O \leftrightarrow CH_3COOH + H_2$
R6	$C_2H_5OH + H_2O \leftrightarrow CH_3COOH + 2H_2$
R7	$C_2H_4 + 2H_2O \rightarrow CO_2 + CH_4 + 2H_2$
R8	$CH_4 + H_2O \leftrightarrow CO + 3H_2$
R9	$CH_4 + 2H_2O \leftrightarrow CO_2 + 4H_2$
R10	$CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2$
R11	$CH_4 \rightarrow 2H_2 + C$
R12	$C_2H_5OH \rightarrow CO + CH_4 + H_2$
R13	$C_2H_5OH + H_2O \rightarrow CO_2 + CH_4 + 2H_2$

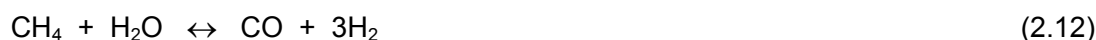
Tabla 2.2 Reacciones que se pueden llevar a cabo en la reacción de reformado de etanol con vapor

Reacción	Al aumentar T se favorece la formación de:	Al aumentar P se favorece la formación de:	Al aumentar R se favorece la formación de:
R1	Productos	Reactivos	Independiente
R2	Productos	Reactivos	Reactivos
R3	Productos	Reactivos	Productos
R4	Reactivos	Productos	Reactivos
R5	Reactivos	Independiente	Productos
R6	Reactivos	Reactivos	Productos
R7	Reactivos	Reactivos	Productos
R8	Productos	Reactivos	Productos
R9	Productos	Reactivos	Productos
R10	Productos	Independiente	Productos
R11	Productos	Reactivos	Independiente
R12	Productos	Reactivos	Independiente
R13	Reactivos	Independiente	Productos

Tabla 2.3 Comportamiento de las reacciones de la Tabla 2.2 para aumentos de temperatura, presión y relación etanol-agua

Las reacciones de descomposición y reformado de etanol tienen valores altos de la constante de equilibrio, ver Figura C.1 (Apéndice C), indicando que estas describen en gran medida la distribución de productos en el equilibrio, lo cual concuerda con el esquema reaccionante propuesto por Laborde et al.

Dependiendo del tipo de catalizador, las reacciones y el mecanismo que se lleva a cabo en el reformado de etanol con vapor es diferente. Para el catalizador de Ni/ $\gamma$ -Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, el cual fue seleccionado para el diseño del reactor, Laborde et al (Ref. 10) basados en resultados experimentales proponen el siguiente esquema de reacciones para altos valores de W/F y relación agua-etanol, donde la conversión de etanol es del 100% para cualquier temperatura, los únicos productos gaseosos, aun a 300 °C, son CH<sub>4</sub>, CO<sub>2</sub>, CO y H<sub>2</sub>, no apreciándose la formación de acetaldehído ni etileno.



Teniendo en cuenta que la ecuación (2.11) es en realidad la combinación lineal de las ecuaciones (2.9) y (2.10), para la simulación en Hysys versión 3.1, solo se tienen en cuenta las ecuaciones independientes (2.9), (2.10) y (2.12).

Especie	Laborde (1991)	Vasudeva (1996)	Hysys 3.1
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH, moles	0.0001	0.0001	0.0
H <sub>2</sub> O, moles	7.90	7.90	7.87
CO, moles	0.20	0.20	0.206
CO <sub>2</sub> , moles	1.45	1.45	1.46
CH <sub>4</sub> , moles	0.35	0.35	0.33
H <sub>2</sub> , moles	4.41	4.41	4.47

Tabla 2.4 Moles en el equilibrio para el reformado de etanol con vapor, obtenido mediante análisis termodinámico (Laborde (Ref. 26) y Vasudeva (Ref. 27) y con Hysys 3.1. Condiciones: 1 atm, 800 K y R=10 (10 moles H<sub>2</sub>O y 1 mol de C<sub>2</sub>H<sub>5</sub>OH inicialmente)

Los resultados obtenidos en el simulador para este sistema concuerdan bastante bien con los obtenidos por el análisis termodinámico realizado por Laborde et al. (Ref. 26) y Vasudeva et al. (Ref. 27) ver Tabla 2.4.

Hasta el momento no hay disponible ningún estudio concluyente, donde las expresiones cinéticas para esta reacción se hayan desarrollado completamente. Recientemente Xinping Qiu *et al* (Ref. 28), del Departamento de Química de la Universidad de Tsinghua, Beijing, China, estudiaron la cinética de reacción inicial y obtuvieron expresiones de velocidad de reacción de ley de potencia para varios catalizadores. Para el catalizador de Ni/ $\gamma$ -Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> la ecuación encontrada es:

$$(-r_{C_2H_5OH}) \approx 2,8 * 10^2 \exp\left(\frac{-16000}{RT}\right) C_{C_2H_5OH} \left[ \text{mol h}^{-1} \text{kgcat}^{-1} \right] \quad (2.13)$$

Las composiciones del equilibrio químico, como se vio anteriormente, pueden ser calculadas en el simulador de procesos Hysys versión 3.1. Hysys puede calcular las constantes de equilibrio en función de la temperatura de 4 modos diferentes: puede tomar un valor fijo; calcularla a partir de una función polinómica; mediante datos de K vs. T o mediante la Energía Libre de Gibbs (Ref. 29). En la simulación fue utilizado un modelo de reactor adiabático de equilibrio y las constantes de equilibrio se calcularon mediante la Energía Libre de Gibbs.

#### 2.1.4.2. Conversión de CO

La reacción global de conversión de CO con vapor se describe por la reacción:



Para esta reacción el CO es aparentemente quimisorbido sobre el óxido de hierro y ambos, el H<sub>2</sub>O y el CO<sub>2</sub>, son fuertemente adsorbidos. El CO<sub>2</sub> tiene un efecto inhibitor sobre la velocidad de reacción hacia adelante, y el H<sub>2</sub> parece no ser adsorbido. Además, de la reacción (2.14), no hay otras reacciones significativas.

La formación de CO para esta reacción exotérmica es favorecida termodinámicamente a bajas temperaturas, pero la velocidad de reacción es baja a estas condiciones. Para obtener conversiones altas y volúmenes de reactor bajos (velocidad de reacción alta) esta reacción se lleva a cabo en dos etapas, la primera de alta temperatura y la segunda de baja. El catalizador comúnmente usado para la primera etapa de conversión de CO contiene principalmente óxido de hierro y óxido de cromo; para la segunda etapa el catalizador que se usa contiene normalmente una mezcla de óxido de cobre y óxido de zinc soportada sobre alúmina.

En el presente trabajo se ha estudiado la aplicación de catalizadores comerciales de  $\text{Cr}_2\text{O}_3/\text{Fe}_2\text{O}_3$  y  $\text{CuO}/\text{ZnO}/\text{Al}_2\text{O}_3$  para las conversiones de alta y baja temperatura, respectivamente; sus datos se dan en la Tabla 2.5, (Ref. 30).

TIPO	$\text{Cr}_2\text{O}_3/\text{Fe}_2\text{O}_3$	$\text{CuO}/\text{ZnO}/\text{Al}_2\text{O}_3$
Temperatura máxima de operación, °C	477	260-288
Tamaño de la pastilla, mm	0,25 x 0,25	0,25 x 0,125
Densidad aparente, kg/l	1,12	1,44
Densidad de partícula, kg/l	2,02	2,48
Venenos del catalizador	sales inorgánicas, boro, aceites, fosfatos, agua líquida, sulfuros > 500 ppm	sulfuros, halógenos, hidrocarburos insaturados
Tiempo de vida del catalizador, años	>3	2-3

Tabla 2.5 Propiedades físicas de los catalizadores para la conversión de CO

Se han utilizado las expresiones de velocidad de reacción sugeridas por el fabricante (Ref. 30) que representan la actividad de vida media del catalizador.

$$(-r_{\text{CO}}) = \psi k (y_{\text{CO}} y_{\text{H}_2\text{O}} - y_{\text{CO}_2} y_{\text{H}_2} / K) / (379 p_b) \quad (2.15)$$

donde k = constante de velocidad

$$= \exp(15,95 - 8820/T) \text{ para el catalizador de Fe}$$

$$= \exp(12,88 - 3340/T) \text{ para el catalizador de Cu/Zn}$$

K = constante de equilibrio

$$= \exp(-4,72 + 8640/T) \text{ para } 760 \leq T \leq 1060$$

$$= \exp(-4,33 + 8240/T) \text{ para } 1060 \leq T \leq 1360$$

P = presión, atm

$(-r_{CO})$  = velocidad, lb mol CO convertidos/(lb catalizador)

T = temperatura, °R

$y_j$  = fracción molar del componente j

$\rho_b$  = densidad aparente del catalizador, lb/ft<sup>3</sup>

$\psi$  = factor de actividad

catalizador de Fe

$$\psi = 0,816 + 0,184P \text{ para } P \leq 11,8$$

$$= 1,53 + 0,123P \text{ para } 11,8 < P \leq 20$$

$$= 4,0 \text{ para } P > 20$$

catalizador de Cu/Zn

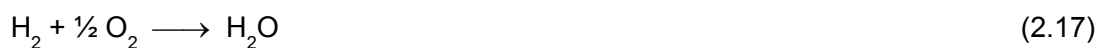
$$\psi = 0,86 + 0,14P \text{ para } P \leq 24,8$$

$$= 4,33 \text{ para } P > 24,8$$

Las composiciones del equilibrio químico fueron calculadas en el simulador de procesos Hysys versión 3.1. En la simulación fue utilizado un modelo de reactor adiabático de equilibrio (Ref. 29).

#### 2.1.4.3. Oxidación Selectiva (SOX)

Las reacciones generales, termodinámicamente irreversibles, que describen la oxidación selectiva son:



Los catalizadores que han demostrado ser selectivos para la SOX y con velocidades de reacción altas, son el catalizador comercial de Pt/ $\gamma$ -Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> (Ref. 31) y el Ru/ $\gamma$ -Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> (Ref.

32). La selectividad a CO se reduce debido a la formación de agua por oxidación de hidrógeno (2.17). El exceso de O<sub>2</sub>, designado por la  $\lambda$ , se define como:

$$\lambda = \frac{2C_{O_2}}{C_{CO}} = \frac{2P_{O_2}}{P_{CO}} \quad (2.18)$$

Donde  $\lambda = 1$ , representa la cantidad estequiométrica para oxidar completamente el CO (2.16) en ausencia de la oxidación de hidrógeno (2.17).

Para la reacción de oxidación de CO (sin H<sub>2</sub>) sobre el catalizador de Pt/ $\gamma$ -Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> se distinguen dos mecanismos de reacción (Ref. 31), de alta proporción (High Rate Branch, HRB), donde la concentración de CO en la superficie del catalizador es muy baja, ocurriendo a temperaturas y/o valores de  $\lambda$  altos y el mecanismo de baja proporción (Low Rate Branch, LRB) en la cual, la superficie se cubre predominantemente por CO adsorbido, esto, a temperaturas y/o valores de  $\lambda$  bajos.

A las condiciones a las cuales se realiza la reacción SOX (con H<sub>2</sub>) sobre el catalizador de Pt/ $\gamma$ -Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> (T < 250 °C y  $\lambda \leq 2,5$ ), el mecanismo de oxidación de CO es de baja proporción (LRB), el cual no es apreciablemente alterado por la concentración de hidrógeno, además, la reacción reversa de conversión de CO (shift reversa) y la metanación de CO y CO<sub>2</sub> no se llevan a cabo para las condiciones mencionadas anteriormente.

Para las condiciones de la SOX sobre Ru/ $\gamma$ -Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> (T < 200 °C y  $\lambda \leq 2$ ), el comportamiento es muy similar al sistema con Pt, con mecanismo de baja proporción (LRB), pero su actividad y selectividad son significativamente mayores (Ref. 32).

Las expresiones cinéticas para los dos catalizadores son de ley de potencia, con la constante de velocidad específica de reacción representada por la ecuación de Arrhenius, ecuaciones (2.19) y (2.20) respectivamente. Los parámetros cinéticos y condiciones de operación óptimas para los catalizadores de Pt/ $\gamma$ -Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> y Ru/ $\gamma$ -Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> se muestran en la Tabla 2.6.

$$(-r_{\text{CO}}) = k * P_{\text{CO}}^{\alpha} * P_{\text{O}_2}^{\beta} \quad [=] \text{ TOF (Turnover Frequency)}^2 \quad (2.19)$$

$$k = k_0 * \exp\left(\frac{E_a}{R * T}\right) \quad (2.20)$$

donde P = Torr

T = K

$k_0$  = para P en Torr y  $(-r_{\text{CO}})$  en TOF

PARAMETROS	Pt/ $\gamma$ -Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	Ru/ $\gamma$ -Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>
$\alpha$	-0,4	-0,5
$\beta$	0,8	0,85
Ea, kJ/mol	71	90 – 95 (93)
$k_0$	$2,23 * 10^7$	$(1,49 * 10^{11})$
T, °C	200	150
$\lambda$	2,5	2
S <sub>CO</sub> , %	40	50
D, dispersión, %	38	28
PM <sub>metal</sub>	195,5	101,1
d <sub>p</sub> , $\mu\text{m}$	20	20
Área específica BET, m <sup>2</sup> /g	100	100

Tabla 2.6 Parámetros cinéticos y condiciones de operación óptimas para la SOX con catalizadores de Pt/ $\gamma$ -Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> (Ref. 31) y Ru/ $\gamma$ -Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> (Ref. 32)

**Amphlett et al.** (Ref. 33) presenta la siguiente expresión cinética aproximada de primer orden para la SOX sobre Pt/ $\gamma$ -Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, la cual es adecuada para el diseño del reactor.

$$(-r_{\text{CO}}) = k_{\text{CO}} C_{\text{CO}} \quad [\text{mol s}^{-1} \text{kg cat}^{-1}] \quad (2.21)$$

<sup>2</sup> TOF equivalente a  $\frac{\text{mol CO}}{(\text{mol de átomos de Metal en superficie}) * \text{s}}$

donde

$$k_{CO} = 0,0226 \exp\left(-\frac{1000}{T}\right) \left[ \text{m}^3 \text{s}^{-1} \text{kgcat}^{-1} \right] \quad (2.22)$$

Asumiendo flujo pistón isotérmico, esta expresión de velocidad puede ser usada directamente en la ecuación de diseño de un reactor estándar de flujo pistón, la cual es integrada para obtener la siguiente ecuación para la masa de catalizador requerido:

$$W = -\frac{F_{CO,0}}{C_{CO,0} k_{CO}} \ln(1 - X_{CO}) \quad [\text{kgcat}] \quad (2.23)$$

donde

$C_{CO}$  = concentración de CO, mol/m<sup>3</sup>

$T$  = temperatura del lecho de catalizador, K

$F_{CO,0}$  = flujo molar de CO a la entrada del reactor, mol CO/s

$X_{CO}$  = conversión de CO

$W$  = masa del lecho de catalizador, kg cat

Las composiciones del equilibrio químico fueron calculadas en el simulador de procesos Hysys versión 3.1. En la simulación fue utilizado un modelo de reactor adiabático de equilibrio (Ref. 29).

### 2.1.5. Simulación en Estado Estacionario

Los balances de masa y energía y las composiciones de equilibrio químico fueron calculados en el ambiente de simulación de procesos HYSYS Versión 3.1, utilizando el modelo de coeficientes de actividad de Wilson y la ecuación cúbica de estado de Redlich/Kwong para el modelo de la fase vapor.

La Figura 2.4 muestra el “PFD” en estado estacionario desarrollado para la simulación del proceso.

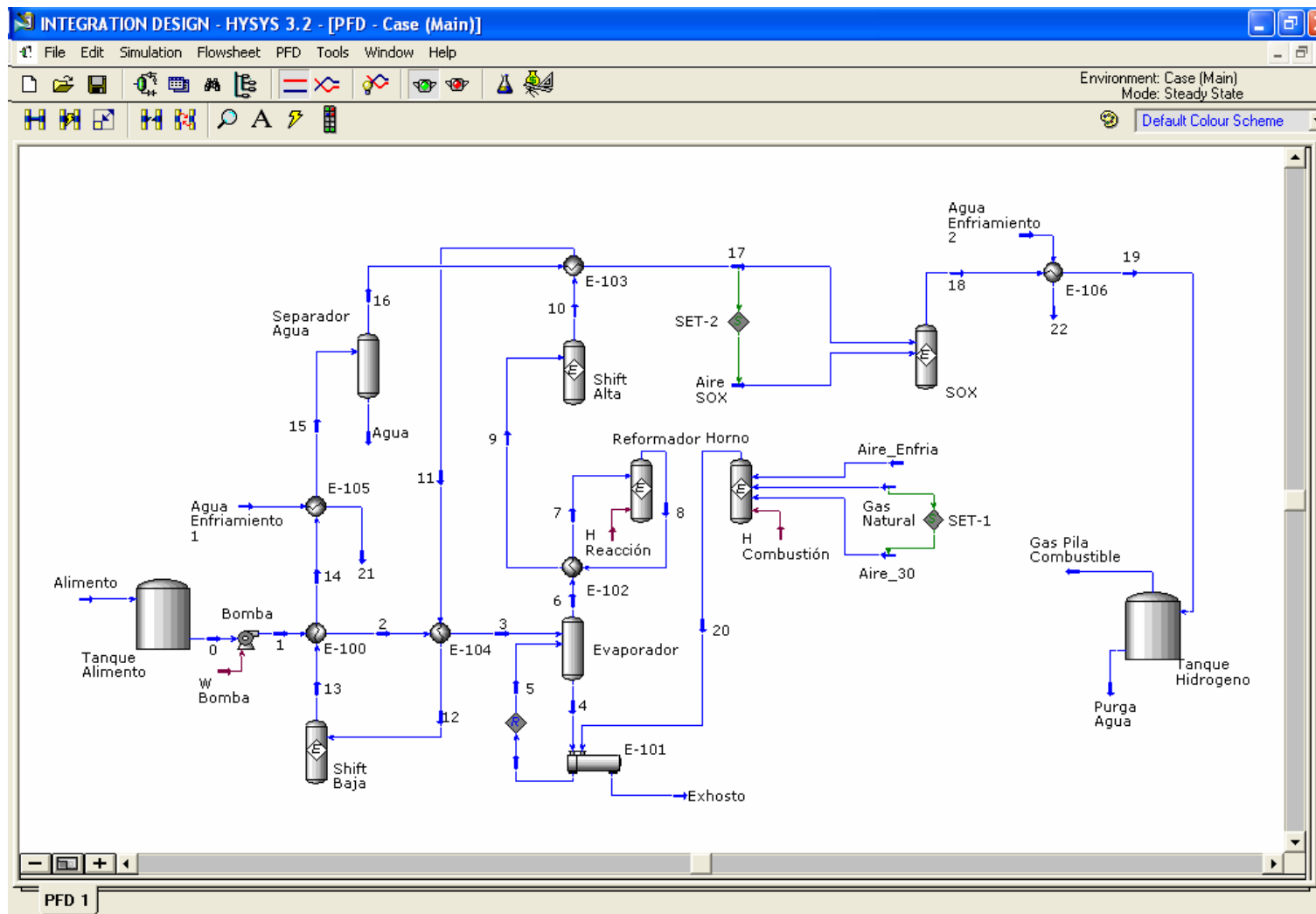


Figura 2.4 Diagrama de Flujo del Proceso "PFD" de Producción de hidrógeno a Partir de Bioetanol en HYSYS 3.1

## 2.2. DIAGRAMA DE FLUJO Y BALANCES

### 2.2.1. Diagrama de Flujo y Balance de Masa

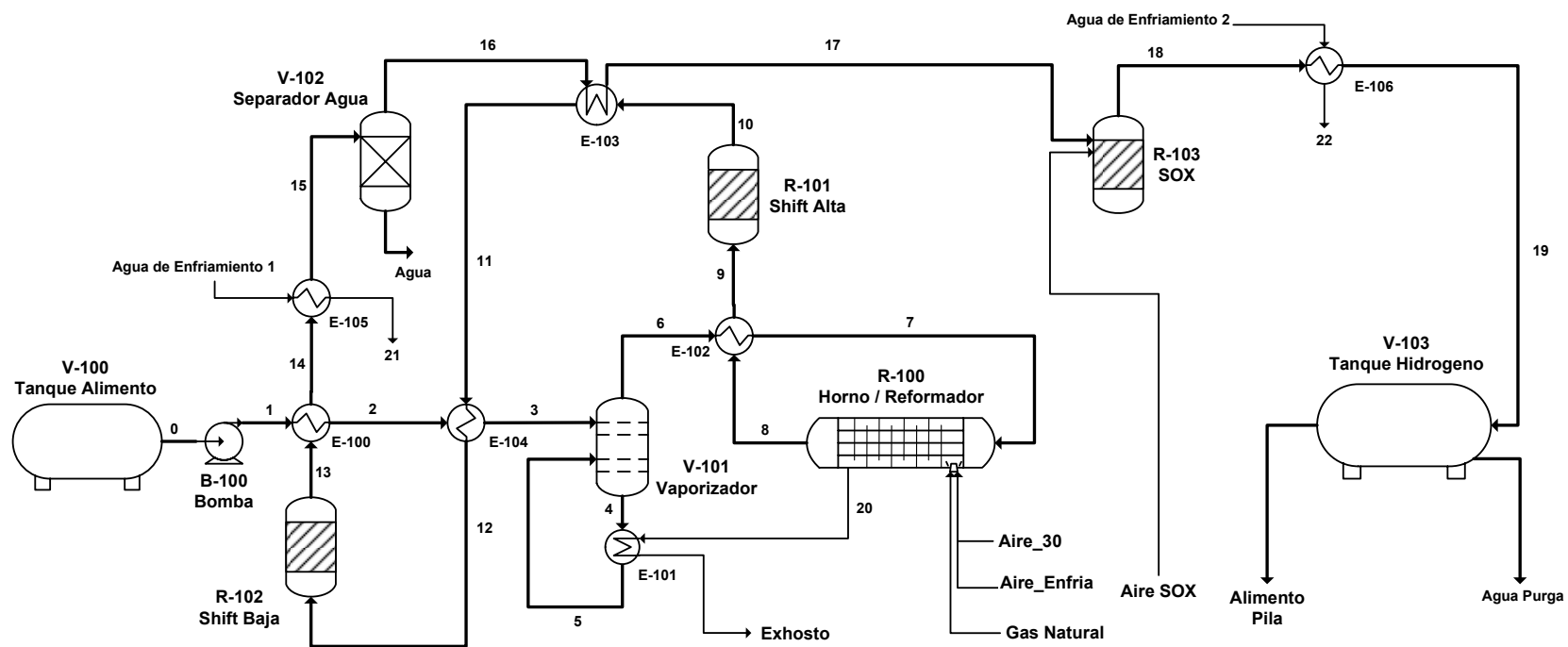


Figura 2.5 Diagrama de Flujo Planta Piloto de Producción de Hidrógeno a partir de Bioetanol

Corrientes	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16
Temperatura [C]	30,00	30,01	106,60	110,09	116,99	119,37	116,99	525,90	700,00	350,00	396,93	326,84	180,00	194,63	89,27	50,00	50,00
Presión [atm]	1,00	2,00	2,00	2,00	2,00	2,00	2,00	2,00	2,00	2,00	2,00	2,00	2,00	2,00	2,00	2,00	2,00
Fracción de Vapor	0,00	0,00	0,08	0,26	0,00	0,19	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	0,92	0,65	1,00
Fracción Molar	Etanol	0,1111	0,1111	0,1111	0,1111	0,0091	0,0091	0,1111	0,1111	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
	CO	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0540	0,0540	0,0126	0,0126	0,0126	6,89E-4	6,89E-4	6,89E-4
	H2O	0,8889	0,8889	0,8889	0,8889	0,9909	0,9909	0,8889	0,8889	0,4454	0,4454	0,4041	0,4041	0,4041	0,3922	0,3922	0,3922
	CO2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0982	0,0982	0,1395	0,1395	0,1395	0,1514	0,1514	0,1514
	Metano	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0025	0,0025	0,0025	0,0025	0,0025	0,0025	0,0025	0,0025
	Hidrógeno	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,3999	0,3999	0,4413	0,4413	0,4413	0,4532	0,4532	0,4532
	Oxígeno	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
	Nitrógeno	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Flujo Másico [kg/h]	10,5662	10,5662	10,5662	10,5662	35,2727	35,2727	10,5662	10,5662	10,5662	10,5662	10,5662	10,5662	10,5662	10,5662	10,5662	10,5662	6,0153
Flujo Molar [kgmol/h]	0,5000	0,5000	0,5000	0,5000	1,9306	1,9306	0,5000	0,5000	0,7187	0,7187	0,7187	0,7187	0,7187	0,7187	0,7187	0,7187	0,4661

Corrientes	17	18	19	20	21	22	Agua	AguaEnf 1	AguaEnf 2	Aire SOX	Aire_30	Aire_Enf	Alimento	Exhosto	Gas Nat	Gas PIC	Purg Agua
Temperatura [C]	168,64	200,04	55,00	650,00	70,00	50,00	50,00	30,00	30,00	30,00	30,00	30,00	30,00	182,20	30,00	55,00	55,00
Presión [atm]	2,00	2,00	2,00	2,00	1,00	1,00	2,00	1,00	1,00	2,00	2,00	2,00	1,00	2,00	2,00	2,00	2,00
Fracción de Vapor	1,00	1,00	1,00	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1,00	1,00	1,00	0,00	1,00	1,00	1,00	0,00
Fracción Molar	Etanol	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,1111	0,0000	0,0000	0,0000
	CO	1,06E-3	8,E-6	8,E-6	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
	H2O	0,0627	0,0654	0,0654	0,0977	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,8889	0,0977	0,0000	0,0654
	CO2	0,2335	0,2327	0,2327	0,0489	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0489	0,0000	0,2327
	Metano	0,0038	0,0038	0,0038	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000	0,0038
	Hidrógeno	0,6989	0,6902	0,6902	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,6902
	Oxígeno	0,0000	0,0000	0,0000	0,1020	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,2100	0,2100	0,2100	0,0000	0,1020	0,0000	0,0000
	Nitrógeno	0,0000	0,0079	0,0079	0,7514	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,7900	0,7900	0,7900	0,0000	0,7514	0,0000	0,0079
Flujo Másico [kg/h]	6,0153	6,1514	6,1514	27,3189	58,5384	27,0660	4,5509	58,5384	27,0660	0,1361	16,8953	9,6648	10,5662	27,3189	0,7588	6,1514	0,0000
Flujo Molar [kgmol/h]	0,4661	0,4698	0,4698	0,9679	3,2494	1,5024	0,2526	3,2494	1,5024	0,0047	0,5856	0,3350	0,5000	0,9679	0,0473	0,4698	0,0000

Tabla 2.7 Balance de Masa para el diagrama de flujo de la Figura 2.5

### 2.2.2. Descripción del Proceso

El diseño propuesto, como se puede observar en el diagrama de flujo de la Figura 2.5, esta constituido por el tanque de almacenamiento (V-100) para la solución agua-etanol, el cual se encuentra a condiciones ambiente. La solución etanol-agua se bombea mediante la bomba regenerativa (B-100) hasta una presión mayor a la atmosférica (2 a 10 atm) para garantizar el flujo en todo el sistema. La mezcla agua-etanol se precalienta y se vaporiza parcialmente en los Intercambiadores de calor (E-100) y (E-104), para luego ser enviada al tanque (V-101), donde con ayuda del intercambiador (E-101) tipo termosifón, se genera vapor saturado que luego se sobrecalienta a una temperatura cercana a los 526 °C en el intercambiador de calor (E-102) para ser reformado, obteniendo gas de síntesis en el interior de los tubos de un reactor catalítico de lecho fijo tipo intercambiador de calor (R-100).

El calor para la reacción endotérmica de reformado se suministra mediante la combustión de Gas Natural en la carcasa del reactor (R-100) utilizando 30 % en exceso de oxígeno; los gases de combustión son utilizados para el calentamiento en el termosifón (E-101) y luego son eliminados a la atmósfera. Para controlar las elevadas temperaturas en el reactor y asegurar la transferencia de calor (mediante el aumento de la masa de los gases de combustión) en el intercambiador (E-101), se adiciona aire después de la zona de combustión. Los productos de reacción, que salen a 700 °C, son aprovechados para el sobrecalentamiento de la etapa de vaporización, siendo enfriados a 350 °C en el intercambiador (E-102) para llevar acabo la conversión de alta temperatura del CO (Shift Alta) en un reactor catalítico de lecho fijo adiabático (R-101), ya que esta reacción es exotérmica los productos salen a una temperatura mayor (396,9 °C), estos deben ser nuevamente enfriados hasta 180 °C mediante los intercambiadores (E-103) y (E-104) para una segunda etapa adiabática de conversión de baja temperatura (Shift Baja) en un reactor catalítico de lecho fijo (R-102) disminuyendo aún más el contenido de CO y obteniendo una temperatura de 194,6 °C. Las corrientes de salida de los dos reactores anteriores son integradas energéticamente para el precalentamiento de la solución que se lleva al reformador.

La corriente que proviene de la etapa de conversión de baja temperatura se enfría a 50 °C por medio del intercambiador de calor (E-105) utilizando agua de servicio; el agua en exceso condensada en la corriente gaseosa se elimina mediante el tanque separador (V-102). Para llevar a cabo la Oxidación selectiva del CO (SOX) y disminuir su concentración a cerca de 10 ppm, el gas húmedo se calienta hasta 168,6 °C mediante el intercambiador (E-103) y se mezcla con aire a 30 °C en una relación de O<sub>2</sub>/CO igual a 2 en el reactor catalítico de lecho fijo adiabático (R-103) obteniéndose una temperatura de salida del reactor de 200 °C.

El gas se enfría hasta 55 °C en el intercambiador (E-106) utilizando agua de servicio, para alimentarlo directamente a la PiC o para su almacenamiento por corto tiempo en el tanque de Hidrógeno (V-103), el cual debe estar provisto de un sistema de purga para el agua que se condensa. Un factor importante que se tuvo en cuenta para aumentar la eficiencia del proceso fue la integración energética de la gran cantidad de corrientes calientes que pueden ser usadas para la vaporización y precalentamiento de la mezcla agua-etanol.

### **2.2.3. Integración Energética**

Dadas las características del proceso se realizó un profundo estudio de integración energética para ganar en eficiencia y en uso racional de la energía, dos aspectos que son prioritarios al considerar el desarrollo de nuevos procesos.

En el diseño propuesto el calor no se integra tanto como teóricamente es posible dado que las condiciones de proceso deben ser cambiadas para poder llevar a cabo pruebas experimentales. Mediante el análisis de mínimos servicios e intervalo de temperatura se encontró que la cascada de intervalos de temperatura no tiene ningún residual negativo (Ref. 24), por consiguiente no hay punto "pinch" y no se puede descomponer la red de intercambio de calor (HEN) en corrientes calientes ni corrientes frías. En lugar de llevar a cabo una integración rigurosa, se analizaron redes de intercambio de calor (HENs) de procesos similares para el reformado de gas natural (Ref. 1, 5 y 34) y fueron adaptadas al diseño para poder tener control sobre las variables de operación.

En los procesos de reformado de metano analizados, lo más común es utilizar los gases de combustión provenientes del horno-reformador para la vaporización del agua y en algunos casos para el precalentamiento del aire y del combustible a usar en el calentamiento del reformador. Otra práctica común es el uso de la corriente de productos de reformado para el precalentamiento de los reactivos. Varias configuraciones se crearon teniendo en cuenta las anteriores estrategias, obteniendo el diagrama de flujo que se muestra en la Figura 2.5.

El calor de la corriente proveniente de la conversión de baja temperatura no puede ser utilizado en su totalidad debido a al bajo punto de rocío. Para poder usar todo el calor latente de esta corriente y así tener una mejor integración energética, se debe aumentar su punto de rocío aumentando la presión en este punto del sistema, pero la instalación de un compresor para la etapa de investigación de planta piloto no es aconsejable, además, el acondicionamiento posterior de esta corriente con agua de enfriamiento permite investigar las condiciones de operación de manera mas práctica.

Debido a la gran cantidad relativa de energía que consume la vaporización de la mezcla reaccionante y que el control del horno/reformador se dificulta integrando energéticamente la corriente de aire, se decidió utilizar la corriente de productos de la conversión de alta y baja temperatura para precalentar el alimento como se puede ver en la Figura 2.5.

#### **2.2.4. Análisis Termodinámico del Proceso por Segunda Ley**

La eficiencia termodinámica de una operación o de un proceso completo depende de su objetivo principal y del trabajo perdido para alcanzar tal objetivo. Los objetivos dependen de la aplicación, por ejemplo, para los procesos químicos continuos en los cuales intervienen reactores, separadores, intercambiadores de calor y equipos de trabajo de flecha, el principal objetivo es el incremento o decremento de la función disponibilidad (B) de las corrientes que fluyen a través de los límites del sistema.

Para derivar las expresiones de la eficiencia termodinámica, tenemos que el trabajo perdido del sistema es (Ref. 24):

$$L \dot{W} = - \sum \dot{W} - \Delta(\dot{m}B)_{CF} + \sum_i \left(1 - \frac{T_0}{T_i}\right) \dot{Q}_i - \frac{\Delta[m(B - PV)]_{\text{Sistema}}}{\Delta t} \quad (2.24)$$

donde:

$$-\Delta(\dot{m}B)_{CF} = \left[ \sum_0 \dot{m}_0 B_0 - \sum_i \dot{m}_i B_i \right] \quad (2.25)$$

$$B = H - T_0 S \quad (\text{Función Disponibilidad}) \quad (2.26)$$

Cada uno de los términos del lado derecho de la ecuación (2.24) representa un posible objetivo. La eficiencia termodinámica se calcula a partir de una de dos ecuaciones, dependiendo del signo del término que representa el objetivo principal al lado derecho de la ecuación (2.24), si el signo es positivo (+) la eficiencia termodinámica está dada por:

$$\eta_{(+)\text{Objetivo}} = \frac{\text{Objetivo Principal} - L \dot{W}}{\text{Objetivo Principal}} \quad (2.27)$$

Si el valor numérico del objetivo principal es negativo (-) la eficiencia termodinámica está dada por:

$$\eta_{(-)\text{Objetivo}} = \frac{\text{Objetivo Principal}}{\text{Objetivo Principal} - L \dot{W}} \quad (2.28)$$

Con las ecuaciones anteriores se realizó el análisis termodinámico del proceso por segunda ley para el diagrama de flujo del proceso de producción de hidrógeno (Figura 2.5). El sistema sobre el que se realizó el análisis consta de la mezcla Etanol-Agua, los productos gaseosos y el aire usado en la oxidación selectiva. En este sistema no se tienen en cuenta los tanques de almacenamiento ni las corrientes de servicios tales como agua de enfriamiento, gas natural y aire para la combustión en el horno del reformador ya que estos servicios se tienen en cuenta como calor entrando o saliendo del sistema.

Para las condiciones normales de operación (Tabla 2.1) se encontró que la eficiencia termodinámica del proceso por segunda ley (ETSL) es 18,02 %, ver Tabla 2.8. Teniendo en cuenta que esta eficiencia para los procesos químicos está generalmente en el intervalo de 20 a 25 % (Ref. 24), es claro que para el proceso de obtención de hidrógeno

ANÁLISIS POR SEGUNDA LEY PARA EL PROCESO DE OBTENCIÓN DEL HIDRÓGENO			
<b>Sistema:</b> Proceso Global con Servicios Industriales y Tanques por fuera del Sistema			
Temperatura del ambiente infinito, $T_0$ : 30 ° C ( 303,15 K )			
Cambios en la Disponibilidad en las corrientes:			
<b>Corrientes Entrando:</b>			
	<b>H (kJ/h)</b>	<b>S (kJ/hK)</b>	<b>B = H-ToS (kJ/h)</b>
0	-141668,928	26,208	-149613,883
Aire - SOX	0,61408	0,7096	-214,501
<b>Corriente Saliendo:</b>			
Agua Condensada	-71480,986	15,4844	-76175,082
Gas Alimento Pila	-50153,594	66,89	-70431,298
<b>Cambio Global de B, suma de B saliendo - suma de B entrando:</b>			<b>-3222,005 kJ/h</b>
<b>Trabajo de Flecha entrando al Sistema:</b>			
<b>Bombas y Compresores:</b>			
	<b>Ws (kJ/h)</b>	<b>Ws (kW)</b>	
Bomba	1,471	0,0004086	
<b>Adición Global de Trabajo de Flecha:</b>			<b>1,471 kJ/h</b>
<b>Calor transferido fuera del Sistema:</b>			
<b>Intercambiadores de calor:</b>			
	<b>Q (kJ/h)</b>	<b>(1-To/T)Q (kJ/h)</b>	
Condensador E-105	-9468	0	
Reactor	16838,1075	11849,13004	
Vaporizador	14851,026	6029,80114	
Condensador E-106	-4126	0	
<b>Transferencia Global de calor fuera del Sistema como trabajo equivalente:</b>			<b>17878,93118 kJ/h</b>
<b>Trabajo Perdido:</b>			<b>14658,397 kJ/h</b>
<b>Eficiencia Termodinámica de la Segunda Ley, %:</b>			<b>18,020 %</b>

Tabla 2.8 Análisis por Segunda Ley para el Proceso de Obtención de Hidrógeno a partir de Bioetanol

por medio del reformado de bioetanol con vapor, la ETSL es baja. Esto se debe principalmente a que el trabajo perdido debido a la transferencia de calor al sistema, es decir, el calor requerido para el reformado y para la vaporización de la mezcla agua-etanol en el termosifón (Tabla 2.8), es bastante alto. Por esta razón se disminuyó la relación agua-etanol a 6 y se encontró que la ETSL aumentaba muy poco (18,54 %), ya que aunque el calor para la vaporización y para la reacción de reformado disminuyen, el valor del cambio en la función disponibilidad ( $-\Delta(mB)$ ) de las corrientes que fluyen a través del sistema también disminuye. Para observar la influencia de la presión del sistema sobre la ETSL, esta se aumentó a 10 atm, encontrándose que la eficiencia disminuye a 16,08 %.

Para poder aumentar la ETSL de este proceso a mayor escala, se debe aprovechar mejor el calor latente de la corriente proveniente de la "Shift Baja". Esto es posible, como se mencionó en la sección 2.2.3, con la instalación de un compresor para aumentar la presión y el punto de rocío de esta corriente. Otra posibilidad es el uso de catalizadores lo suficientemente activos y selectivos que permitan trabajar a menores temperaturas la reacción de reformado. Una de las ventajas de trabajar experimentalmente en una planta piloto flexible, como la que se ha diseñado en este trabajo, consiste en poder programar y probar esquemas de mejoramiento de la eficiencia termodinámica.

### **2.2.5. Balance de Energía y Requerimientos de Servicios Industriales**

En la Tabla 2.9 se presentan las condiciones de cada corriente necesarias para el cálculo de los balances de energía en los equipos de la planta piloto y para el análisis termodinámico de la segunda ley.

En la Tabla 2.10 se muestran las temperaturas iniciales y objetivo junto con los requerimientos de calor (Duty) para los intercambiadores del diagrama de flujo de la Figura 2.5. En el cálculo de estos requerimientos de energía se asume que las pérdidas al ambiente son despreciables debido a que todos los intercambiadores están completamente aislados.

Corriente	Temperatura [C]	Flujo Másico [kg/h]	Entalpía Másica [kJ/kg]	Entropía Másica [kJ/kg-°C]
0	30,00	10,5662	-13407,7625	2,4804
1	30,01	10,5662	-13407,6233	2,4805
2	106,60	10,5662	-12959,0611	3,7551
3	110,09	10,5662	-12619,2868	4,6458
4	116,99	35,2727	-15207,9677	4,1168
5	119,37	35,2727	-14786,9323	5,1916
6	116,99	10,5662	-11213,7577	8,2706
7	525,90	10,5662	-10353,5859	9,7603
8	700,00	10,5662	-8759,9783	13,3589
9	350,00	10,5662	-9620,1483	12,2669
10	396,93	10,5662	-9620,0943	12,3186
11	326,84	10,5662	-9787,1264	12,0553
12	180,00	10,5662	-10126,9001	11,4064
13	194,63	10,5662	-10126,9794	11,4277
14	89,27	10,5662	-10575,5410	10,2734
15	50,00	10,5662	-11471,6059	7,6985
16	50,00	6,0153	-8267,5832	10,9488
17	168,64	6,0153	-7974,1815	11,7215
18	200,04	6,1514	-7797,6796	11,7704
19	55,00	6,1514	-8153,1823	10,8744
20	650,00	27,3189	-802,8791	6,7477
21	70,00	58,5384	-15626,2059	3,6455
22	50,00	27,0660	-15707,1499	3,4024
Agua	50,00	4,5509	-15706,6020	3,4025
Agua Enfriamiento 1	30,00	58,5384	-15787,9430	3,1444
Agua Enfriamiento 2	30,00	27,0660	-15787,9430	3,1444
Aire SOX	30,00	0,1361	4,5110	5,2133
Aire_30	30,00	16,8953	4,5110	5,2133
Aire_Enfria	30,00	9,6648	4,5110	5,2133
Alimento	30,00	10,5662	-13407,7625	2,4804
Exhosto	182,20	27,3189	-1346,4966	5,9310
Gas Natural	30,00	0,7588	-4659,7096	11,1123
Gas Pila Combustible	55,00	6,1514	-8153,1823	10,8744
Purga Agua	55,00	0,0000	-15686,2616	3,4646

Tabla 2.9 Condiciones de temperatura, flujo másico, entalpía y entropía másicas de cada corriente de la planta piloto de producción de hidrógeno

En la Tabla 2.11 se muestran las temperaturas iniciales y objetivo junto con los requerimientos de calor transferido a la mezcla reaccionante para los reactores del diagrama de flujo de la Figura 2.5. Un calor transferido igual a cero significa que el reactor está completamente aislado y las pérdidas de energía al ambiente son despreciables, es decir, opera adiabáticamente. En el horno reformador se asume que

las pérdidas por radiación son iguales al 10 % del calor requerido para llevar a cabo la reacción de reformado.

Equipo	Corrientes	Temperaturas, °C	Calor, kJ/h
E-100	1 → 2	30 → 106,6	4740
	13 → 14	194,63 → 89,27	-4740
E-101	4 → 5	116,9 → 119,37	14851
	20 → Exhosto	650 → 182,2	-14851
E-102	6 → 7	116,9 → 525,9	9088,7
	8 → 9	700 → 350	-9088,7
E-103	16 → 17	50 → 168,64	1764,8
	10 → 11	396,93 → 326,84	-1764,8
E-104	2 → 3	106,6 → 110,09	3590,1
	11 → 12	326,84 → 180	-3590,1
E-105	Agua Enfriamiento 1 → 21	30 → 70	9467,9
	14 → 15	89,27 → 50	-9467,9
E-106	Agua Enfriamiento 2 → 22	30 → 50	2186,8
	18 → 19	200,04 → 55	-2186,8

Tabla 2.10 Balance de energía para los intercambiadores de calor de la planta piloto

Equipo	Corrientes	Temperaturas, °C	Calor, kJ/h
R-100	7 → 8	525,9 → 700	16838,1
	Aire_30 + Aire_Enfri + Gas Natural → 20	30 → 650	-18517,6
R-101	9 → 10	350 → 396,93	0
R-102	12 → 13	180 → 194,63	0
R-103	17 + Aire_SOX → 18	168,6/30 → 200	0

Tabla 2.11 Balance de energía para los reactores de la planta piloto

La potencia mínima de la bomba B-100, la cual aumenta la presión desde presión atmosférica a 2 atm, con un caudal de 10,887 l/h de la mezcla etanol-agua a temperatura ambiente (30 °C), es de 1,471 kJ/h ( $4,085 \cdot 10^{-4}$  kW) con eficiencia adiabática de la bomba de 75 %. La potencia máxima de la bomba B-100 para aumentar la presión desde presión atmosférica a 10 atm, con un caudal de 10,887 l/h de la mezcla etanol-agua a temperatura ambiente (30 °C), es de 13,24 kJ/h ( $3,677 \cdot 10^{-3}$  kW) con eficiencia adiabática de la bomba de 75 %. Asumiendo que el motor que acciona la bomba tiene una eficiencia del 95 % y que el aumento de temperatura, por fricción en el fluido, es despreciable, se encuentra

que la potencia eléctrica mínima (hasta 2 atm) y máxima (hasta 10 atm) es 1,548 kJ/h ( $4,3 \cdot 10^{-4}$  kW) y 13,94 kJ/h ( $3,87 \cdot 10^{-3}$  kW), respectivamente.

Los requerimientos de servicios industriales para la planta piloto de producción de hidrógeno, operando a condiciones normales, son:

Agua de enfriamiento, 30 °C:	0,0853 m <sup>3</sup> /h	
Aire	11,497 m <sup>3</sup> /h	30 °C, 2 atm (21,879 Std_m <sup>3</sup> /h)
Gas natural	0,5858 m <sup>3</sup> /h	30 °C, 2 atm (1,118 Std_m <sup>3</sup> /h)
Electricidad (bomba B-100)	$4,3 \cdot 10^{-4}$ kW	

## 2.3. DESCRIPCIÓN DE LAS UNIDADES DEL PROCESO

### 2.3.1. Reformador (R-100)

El diseño propuesto del reactor es un intercambiador de calor de tubo y carcasa 1-1 vertical, con el catalizador de Ni/ $\gamma$ -Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> en los tubos y el exhosto del quemador en la carcasa, ver Figura 2.6. La mezcla de bioetanol-agua entra al reactor como vapor sobrecalentado a 525,9 °C y fluye en contracorriente con los gases de combustión.

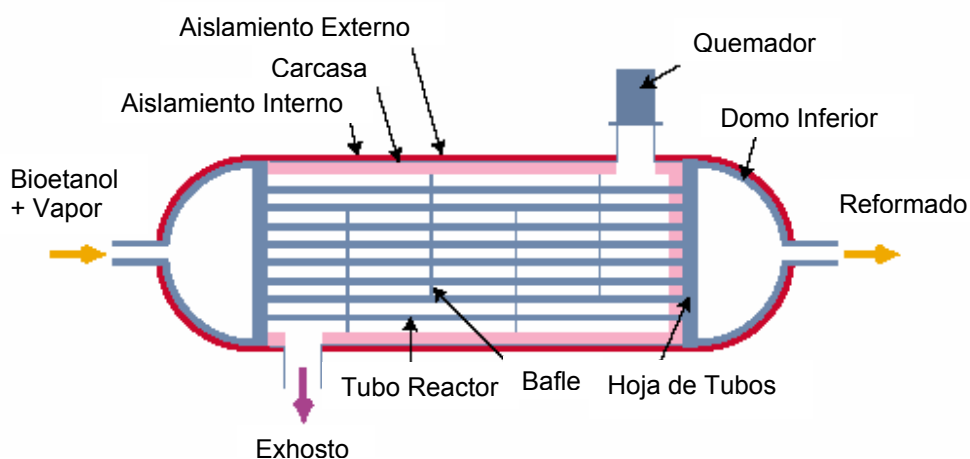


Figura 2.6. Esquema del Reformador R-100 vertical

Los tubos son de  $\frac{1}{2}$  pulgada (1,27 cm) de diámetro externo. Usando un diámetro mayor se simplifica la construcción de la hoja de tubos, pero la transferencia de calor al centro de tubos más grandes, podría ser insuficiente para llevar a cabo la reacción endotérmica. Se escogió un número de tubos que da una longitud razonable (80 cm) para evitar caídas de presión altas. El volumen requerido de catalizador para alcanzar la conversión casi total ( $X_{\text{EtOH}} = 99,99\%$ ) del etanol a 550 °C y para una presión de 2 atm, es de 4301,14 cm<sup>3</sup>. El número de tubos requerido es 62.

El volumen de catalizador de Ni/ $\gamma$ -Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> se calculó a partir de la expresión cinética aproximada de primer orden (2.14) dada por Xinpíng Qiu *et al.* (Ref. 28). Asumiendo flujo pistón isotérmico (550 °C) y presión de 2 atm, esta expresión de velocidad se usó directamente en la ecuación de diseño de un reactor estándar de flujo pistón, la cual se integró para obtener la masa de catalizador requerido, ver página 84 de las memorias de cálculo en el Apéndice B. Debido a que la cinética y el esquema reaccionante para este sistema están aún en etapa de investigación no fue posible llevar a cabo el cálculo riguroso de la masa de catalizador.

Uno de los desafíos más grandes en el diseño de un reformador a esta escala es la selección de los materiales para los tubos del reformador. El tubo por el lado externo se expone a cerca de ~1000 °C en la zona de combustión (atmósfera oxidante) y a 700 °C por el lado interno, donde se lleva a cabo el reformado (atmósfera reductora). La aleación escogida para los tubos, la hoja de tubos de salida y el domo de salida es Haynes 556 (Ref. 19). Otras posibles aleaciones para los tubos del reformador son Haynes 230 e Inconel 617 y 625. Soldadura orbital se debe usar para unir los tubos individuales a la hoja de tubos.

La carcasa debe ser construida con Incoloy 800H. La carcasa se recubre internamente con 1 pulgada (2,54 cm) de aislamiento (baldosa refractaria), para reducir las pérdidas de calor y la temperatura de la pared de la carcasa. Se adicionan 2 pulgadas (5,1 cm) al diámetro interno de la carcasa para tener en cuenta el espesor del aislante. La parte externa se recubre con  $\frac{1}{2}$  pulgada (1,27 cm) de aislante. El Incoloy 800H tiene una excelente resistencia a la oxidación a las temperaturas a las cuales es expuesto (~500 - 600°C). Con un adecuado aislamiento interno, la carcasa puede ser construida con acero

inoxidable, pero por seguridad y para evitar la oxidación a altas temperaturas, se escogió Incoloy 800H por ser más resistente. El quemador debe ser de tipo “Mezcla en la Boquilla”, ver Figura 2.7 (Ref. 35), para tolerar excesos de aire altos que permitan controlar la temperatura de los gases de combustión y la operación del intercambiador E-101. Por recomendación del fabricante<sup>3</sup>, el quemador debe ser de 30000 Btu/hr, casi el doble de la capacidad requerida por el reformador (17550 Btu/hr).

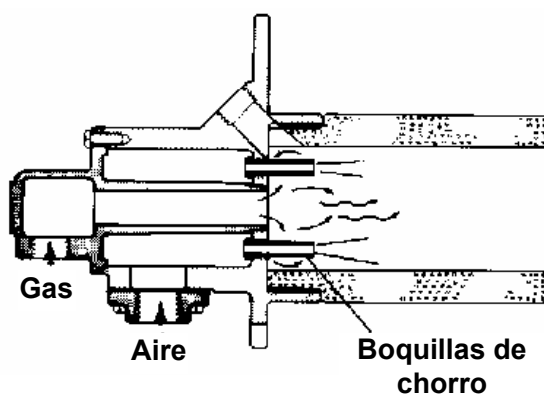


Figura 2.7 Esquema de un quemador de mezcla en la boquilla

Las dimensiones y demás características del reformador (R-100) se encuentran detalladas en su respectiva hoja de especificación, en la página 72. El costo del reformador se encuentra en el resumen de costos, en la página 51.

### 2.3.2. Reactores de Conversión de CO (R-101 y R-102)

Estos reactores, en esencia, son tanques verticales llenos parcialmente con catalizador de  $\text{Cr}_2\text{O}_3/\text{Fe}_2\text{O}_3$  para la conversión de CO de alta temperatura “Shift Alta” (R-101) y catalizador de  $\text{CuO}/\text{ZnO}/\text{Al}_2\text{O}_3$  para la conversión de CO de baja temperatura “Shift Baja” (R-102), a través de los cuales fluyen, desde el tope hasta el fondo, los gases de reformado.

El reactor “Shift Alta” (R-101), opera adiabáticamente y los gases de reformado, entrando a 350 °C salen a 396,9 °C. La masa de catalizador en el reactor R-101, requerido para

<sup>3</sup> Montajes Técnicos Ltda. Guillermo Figueroa, tel 6365018, Cel 300-5529288

alcanzar la composición de equilibrio es 14,754 kg que equivale a un volumen de 13,16 litros.

El reactor “Shift baja” (R-102), opera adiabáticamente, donde, los gases de reformado entran a 180 °C y salen a 194,6 °C. La masa de catalizador en el reactor R-102, requerido para alcanzar la composición de equilibrio es 21,41 kg que equivale a un volumen de 14,85 litros.

El volumen de catalizador de los reactores R-101 y R-102 se calculó a partir de los balances de masa y de energía y de las expresiones de velocidad de reacción, dadas en la sección 2.1.4.2, sugeridas por el fabricante (Ref. 30) que representan la actividad de vida media del catalizador. El algoritmo de cálculo utilizado es el sugerido por Rase (Ref. 30), en el cual la temperatura se varía para pequeños intervalos hasta encontrar la composición de CO deseada, ver página 87 de las memorias de cálculo del Apéndice B.

El material de construcción de los dos reactores es acero inoxidable (SS 316). El espesor de los reactores se calculó teniendo en cuenta el código ASME para tanques. Las dimensiones y demás características de los reactores R-101 y R-102 se encuentran detalladas en sus respectivas hojas de especificación (páginas 69 y 70). El costo de los reactores R-101 y R-102 se encuentra en el resumen de costos, en la página 51.

### **2.3.3. Reactor de Oxidación Selectiva de CO (R-103)**

Este reactor es similar a los reactores de conversión de CO. Este es un tanque vertical lleno con catalizador de Pt/ $\gamma$ -Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> para la oxidación selectiva de CO “SOX” (R-103). Los gases provenientes del intercambiador de calor E-103, a 168,6 °C, se mezclan con una pequeña cantidad de aire, que entran por el tope y fluyen hasta el fondo, saliendo a 200 °C, operando adiabáticamente.

La masa de catalizador en el reactor R-103 requerida para alcanzar la conversión de equilibrio es 4,97 kg que equivale a un volumen de 3,823 litros. Este volumen de catalizador de Pt/ $\gamma$ -Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> se calculó a partir de la expresión cinética aproximada de primer

orden (2.21) dada por Amphlett et al. (Ref. 33). Asumiendo flujo pistón isotérmico (167,4 °C) y presión de 2 atm, esta expresión de velocidad se usó directamente en la ecuación de diseño de un reactor estándar de flujo pistón, la cual se integró para obtener la masa de catalizador requerido, ecuación 2.23, ver página 91 de las memorias de cálculo del Apéndice B.

El material de construcción del reactor R-103 es acero inoxidable (SS 316) y su espesor se calculó teniendo en cuenta el código ASME para tanques. Las dimensiones y demás características del reactor R-103 se encuentran detalladas en su respectiva hoja de especificación (página 71). El costo del reactor R-103 se encuentra en el resumen de costos, en la página 51.

#### **2.3.4. Intercambiadores de Calor (E-100, E-101, E102, E-103, E-104, E-105 y E-106)**

Todos los intercambiadores diseñados están aislados y son de un paso por la carcasa y un paso por los tubos. Los intercambiadores E-102, E-103, E-104 y E-106 se diseñaron por el método convencional de cálculo de Donald Kern (Ref. 36) para intercambio de calor sensible, ver página 93 de las memorias de cálculo del Apéndice A. Los intercambiadores E-103, E-104 y E-106 deben ser construidos de acero inoxidable (SS 316), mientras que en el intercambiador E-102 los tubos, la hoja de tubo y el cabezal de entrada deben ser de Haynes 556; la carcasa y demás partes son de acero inoxidable (SS 316).

En el intercambiador E-102 la corriente de la mezcla etanol-agua es calentada en el lado de la carcasa (116,9 °C → 525,9 °C) por la corriente de gas de reformado que se enfría de 700 °C a 350 °C por los tubos.

El intercambiador E-103 sirve para enfriar la corriente de salida de reactor de conversión de CO R-101, que va por los tubos, de 396,93 °C a 326,84 °C y a su vez calienta la corriente para la oxidación selectiva a 168,64 °C.

En el intercambiador E-104, la mezcla etanol-agua, que fluye por los tubos, se vaporiza parcialmente mientras enfría los gases de reformado a 180 °C antes de que estos entren al reactor de conversión de CO de baja temperatura R-102. La mezcla etanol-agua debe fluir por los tubos ya que por la carcasa los coeficientes de transferencia de calor son muy pequeños.

En el intercambiador E-106, se utiliza agua de enfriamiento, a 30 °C, para enfriar la mezcla gaseosa rica en hidrógeno hasta cerca de 55 °C para ser almacenada en un tanque de baja presión o hasta 80 °C si se alimenta directamente a la Pila de Combustible PEM.

El intercambiador E-105, que sirve para condensar el exceso de agua de la corriente proveniente del reactor R-102, se diseñó mediante el método de Colburn & Hougen (Ref. 36, 37) en el cual se relaciona la transferencia de masa y de calor. En este método la difusividad del vapor en la mezcla gaseosa se calcula mediante la ecuación de Guilliland (Ref. 36) ver página 95 del Apéndice B. El intercambiador de calor E-105 debe ser construido de acero inoxidable (SS 316).

El intercambiador E-101 sirve para vaporizar en los tubos la mezcla etanol-agua mediante los gases de exhosto provenientes de la carcasa del reformador. Este intercambiador es tipo termosifón y funciona de manera similar a los rehervidores de este tipo en las columnas de destilación. El método de diseño es muy similar al usado para los intercambiadores de calor sensible, pero hay que tener en cuenta que la fuerza impulsora de la cabeza de fluido debe ser mayor que las resistencias al flujo y que la relación de reflujo debe ser mayor o igual a 4 (Ref. 36), ver página 97 del Apéndice B. Este intercambiador debe construirse en su totalidad con acero inoxidable (SS 316).

En el intercambiador E-100 hay condensación, intercambio de calor sensible y vaporización simultáneamente, Figura 2.8. La mezcla etanol-agua se calienta y se vaporiza parcialmente dentro de los tubos del intercambiador, mientras que los gases provenientes del reactor E-102 "Shift Baja" se enfrían condensándose algo de agua en la carcasa.

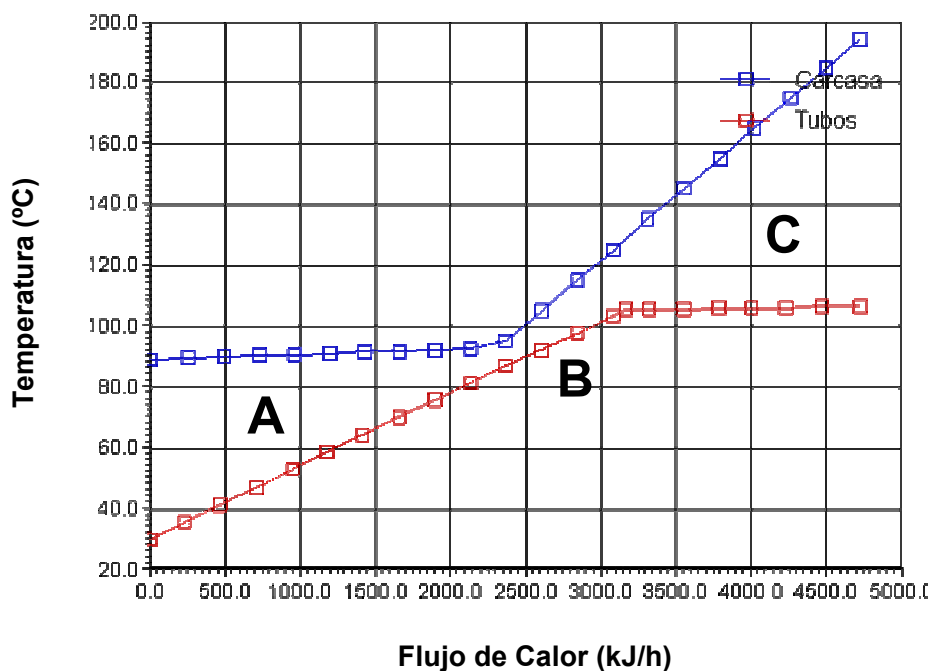


Figura 2.8 Cambio de temperatura en el intercambiador E-100 con el flujo de calor (longitud). A, Zona de Condensación; B, Zona de intercambio sensible; C, Zona de Vaporización

En la Figura 2.8 se observan las distintas zonas de intercambio dentro de E-100. En la zona **A** se lleva a cabo la condensación de agua en la corriente de gas, en la zona **B** hay intercambio de calor sensible entre las dos corrientes y en la zona **C** comienza a vaporizarse la mezcla etanol-agua. Para el diseño de este intercambiador, cada zona debe diseñarse independientemente pero algunas características deben coincidir, por ejemplo, igual número de tubos, igual espaciamiento entre baffles, etc. Los métodos utilizados en el diseño de cada una de las diferentes zonas son los empleados para los otros intercambiadores, ver página 98 del Apéndice B. El material para la construcción de este intercambiador es acero inoxidable (SS 316).

Las dimensiones y demás características de los intercambiadores de calor se encuentran detalladas en sus respectivas hojas de especificación (páginas 73-79). El costo de los intercambiadores de calor se encuentra en el resumen de costos, en la página 51.

### **2.3.5. Vaporizador (V-101)**

Este es un tanque vertical provisto de dos entradas, una para el alimento y otra para la corriente proveniente del intercambiador termosifón E-101 y de dos salidas, una en el fondo hacia el intercambiador E-101 y otra en el tope para la mezcla de vapor formada. El tanque debe ser construido con acero inoxidable (SS 316) y ser completamente aislado. El espesor de V-101 se calculó teniendo en cuenta el código ASME para tanques a presión.

El fin del vaporizador V-101, junto con el intercambiador E-101, debido a los diferentes puntos de ebullición del agua y el etanol, es el garantizar una concentración constante de etanol-agua en la mezcla que se alimenta al reformador.

El volumen del vaporizador (6,343 litros) se calculó por el método de dimensionamiento de tanques descrito por Biegler (Ref. 38), en el cual se tienen en cuenta, el tiempo de residencia del líquido (5 min), el flujo y la densidad del líquido y volúmenes iguales para el líquido y el vapor, ver página 98 del Apéndice B.

Las dimensiones y demás características del vaporizador V-101 se encuentran detalladas en su respectiva hoja de especificación (página 80). El costo del vaporizador V-101 se encuentra en el resumen de costos, en la página 51.

### **2.3.6. Separador de Agua (V-102)**

Este es un tanque vertical, que funciona como un flash isotérmico, para separar el agua condensada en el condensador E-105 de la corriente que se envía a la oxidación selectiva de CO. El material del tanque debe ser de acero inoxidable (SS 316) y este debe estar completamente aislado. El espesor se calculó teniendo en cuenta el código ASME para tanques a presión.

El volumen del Separador de Agua (1,535 litros) se calculó por el método de dimensionamiento de tanques descrito por Biegler (Ref. 38), en el cual se tiene en cuenta

el tiempo de residencia del líquido (10 min), volúmenes iguales para el líquido y el vapor, el flujo y la densidad del líquido, ver página 98 del Apéndice B.

Las dimensiones y demás características del Separador de Agua (V-102) se encuentran detalladas en su respectiva hoja de especificación (página 81). El costo del Separador de Agua (V-102) se encuentra en el resumen de costos, en la página 51.

### **2.3.7. Tanques de almacenamiento (V-100 y V-103)**

El tanque V-100, dispuesto verticalmente, se destina para el almacenamiento del alimento a presión atmosférica y temperatura ambiente (30 °C). El tanque tiene un volumen total de 215 litros, con una capacidad de albergar 196 litros (51,8 galones) de etanol-agua, más un volumen adicional de 10 % para vapores. El volumen se calculó para operar continuamente, durante 18 horas, la planta piloto. El material del tanque debe ser de acero inoxidable (SS 316) y su espesor se calculó teniendo en cuenta el código ASME para tanques y con una presión de diseño de 2 atm.

La función principal del tanque para el almacenamiento de hidrógeno V-103 es poder albergar, por un corto periodo de tiempo, el gas rico en hidrógeno sin necesidad de alimentarlo directamente a la PiC y así tener un manejo más seguro del gas. En un principio se diseñó el tanque para almacenar, a una presión de 50 atm, todo el gas rico en hidrógeno producido, pero los integrantes del CYTED<sup>4</sup> sugirieron, que a esta escala, era riesgoso almacenar el gas rico en hidrógeno a esta presión y recomendaron almacenar el gas entre 2 y 3 atm.

El tanque V-103, que se dimensionó para almacenar por 10 minutos el gas a una presión de 2 atm, tiene una capacidad de almacenamiento de 1053,2 litros. Previendo la posibilidad de instalar un compresor y almacenar el gas a mayor presión (10 atm), la presión de diseño para el espesor del tanque es de 12 atm (176,35 psia) con un 20 % de factor de seguridad. Los resultados del dimensionamiento y las demás especificaciones de los tanques V-100 y V-103 se detallan en sus respectivas hojas de especificación,

---

<sup>4</sup> Reunión integrantes CYTED, 2-3 septiembre 2004 La Habana, Cuba

(páginas 82 y 83). Los cálculos se muestran en la página 99 del Apéndice B. El costo de los tanques se encuentra en el resumen de costos, página 51.

### **2.3.8. Bomba (B-100)**

La bomba B-100 sirve para aumentar la presión del sistema entre 2 y 10 atm y garantizar el flujo en toda la planta piloto. Esta bomba succiona 10,887 l/h de la mezcla líquida etanol-agua del tanque de almacenamiento V-100, requiriendo una potencia de 1,471 kJ/h ( $4,085 \cdot 10^{-4}$  kW) para 2 atm y de 13,24 kJ/h ( $3,677 \cdot 10^{-3}$  kW) para 10 atm, las cuales se tomaron de los resultados obtenidos en el simulador Hysys 3.1 con una eficiencia adiabática de la bomba de 75%.

Para estas condiciones de flujo y de potencia tan bajas, las bombas regenerativas son las únicas que se pueden utilizar. La bomba regenerativa encontrada en el mercado local (1,8 gpm,  $\frac{3}{4}$  hp), ver Apéndice D, que más se acerca a los requerimientos del proceso es demasiado grande, por lo tanto, se debe consultar con empresas especializadas en equipos para laboratorio.

## **2.4. HOJAS DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS**

Las hojas de especificación sirven para guiar en la construcción y compra de los equipos permitiendo a los fabricantes o vendedores preparar las cotizaciones. Estas hojas dan las especificaciones preliminares de cada una de las unidades de proceso del diagrama de flujo. En el Apéndice A se presentan las hojas de especificación de los principales equipos de la planta piloto de producción de hidrógeno a partir de bioetanol.

## 2.5. ESTIMACIÓN PRELIMINAR DE COSTO DE EQUIPOS

Los costos preliminares de los equipos se estimaron por el método modular de Guthrie (Ref. 38), utilizando los costos base del año 1969 para los cuales el índice de costo (Chemical Engineering Plant Cost Index) es 115. El índice de costo para la actualización al 2003 del costo de los equipos es 405,7, reportado por la *Chemical Engineering* en marzo de 2004. Los costos obtenidos por este método son en dólares, por tanto se utilizó la tasa de cambio aproximada de octubre de 2004 (\$ 2556,18/US\$).

La memoria de cálculo de los costos para cada equipo, con el método Modular de Guthrie la página 112 del Apéndice B. En la Tabla 2.12 se resume el costo en pesos aproximado de los equipos más importantes y se da el costo total actualizado de la Maquinaria y equipos (BMC).

EQUIPOS	BMC \$
Reactor R-100	14895650,4
Reactor R-101	6192932,3
Reactor R-102	6479005,0
Reactor R-103	2903294,1
Intercambiador E-100	8527407,8
Intercambiador E-101	8193937,6
Intercambiador E-102	9702468,6
Intercambiador E-103	7990943,7
Intercambiador E-104	8211018,6
Intercambiador E-105	8312330,6
Intercambiador E-106	8305437,4
Tanque V-100	25489478,0
Tanque V-101	3046813,2
Tanque V-102	1262531,0
Tanque V-103	40755190,9
Bomba B-100	9225959,4
<b>TOTAL</b>	<b>169494398,6</b>

Tabla 2.12 Resumen de costo de equipos de la planta piloto de producción de hidrógeno

## 2.6. ANÁLISIS ECONOMICO

### 2.6.1 Inversión de Capital

El capital de inversión total para la planta piloto es la suma del costo instalado de toda la maquinaria y equipos junto con los costos de los terrenos y las edificaciones. Además de esto, se tienen en cuenta los costos indirectos tales como depreciación, impuestos, seguros entre otros. Los costos de capital fijo se resumen en la siguiente tabla:

INVERSION DE LA PLANTA	\$
Maquinaria y equipos (M y E)	169494398,6
Edificaciones	15000000
<b>1. Total Inversión de la Planta</b>	<b>184494398,6</b>
Gastos Conversión Indirecta (IDCE)	
Depreciación (10% M Y E)	16949439,86
Depreciación (5 % Edificios)	750000
Impuestos (1,5% de M y E + Edif. )	2767415,979
Seguros (2% M y E + Edificios)	3689887,972
IDCE Controlables (15-30% DCE)	8638130,415
Alquileres (edificios y terrenos)	0
<b>2. Total Gastos Conversión Indirecto</b>	<b>32794874,22</b>
<b>3. Total Capital de Inversión (1+2)</b>	<b>217289272,8</b>

Tabla 2.13 Capital de inversión total para la planta piloto de producción de hidrógeno

El costo total de inversión aproximado, para la construcción de la planta piloto, como se muestra en la Tabla 2.13, es de 217 millones de pesos. Se debe tener en cuenta que el método modular de Guthrie utilizado para la estimación de los costos de los equipos tiene un error aproximado de 25 %. Para obtener un costo más exacto de los equipos, y así un valor más real de la inversión de capital, se deben elaborar los planos detallados con la ayuda de profesionales en este campo y cotizarlos en las empresas que fabrican equipos industriales<sup>5</sup>.

<sup>5</sup> Montajes Técnicos Ltda. Guillermo Figueroa, tel 6365018, Cel 300-5529288  
Industrias TANUZI S.A. Juan Carlos Blanco B, PBX 6711340, Cel 300-2241275

## 2.6.2. Costos de Operación y Análisis Económico

Para poder hacer el análisis económico del proyecto de producción de hidrógeno, los costos de producción se calcularon teniendo en cuenta el precio del alcohol carburante anhidro (\$ 3700,50 por galón)<sup>6</sup>; los costos directos de conversión, tales como, servicios industriales<sup>7</sup> (Tabla 2.14) y mano de obra y los costos indirectos de conversión como impuestos y depreciación.

SERVICIO	PRECIO \$
Energía Eléctrica, kWh	252,85
Gas Natural, Std_m <sup>3</sup>	480,9
Agua, m <sup>3</sup>	716

Tabla 2.14 Precios unitarios de servicios públicos requeridos por la planta piloto

Para calcular los costos de manufactura y de operación de la planta piloto para la producción de hidrógeno, se supuso que la planta operaría de manera continua 5 días por semana, siendo equivalente a operarla 260 días al año o 6240 horas al año. Los resultados se resumen en la Tabla 2.15.

El costo total de manufactura de la mezcla rica en hidrógeno para alimentar pilas de combustible es aproximadamente \$1586,54/Std\_m<sup>3</sup> (ver Tabla 2.15), este es un precio favorable comparado con el precio comercial del hidrógeno industrial<sup>8</sup> que es aproximadamente de \$ 38350/Std\_m<sup>3</sup>. Hay que tener en cuenta que este costo de las materia primas se obtuvo del precio fijado por el gobierno para el alcohol carburante anhidro mas el costo del agua para diluir. Obviamente, si la refinería provee la mezcla etanol-agua diluida a la composición requerida, el costo del hidrógeno por concepto de materias primas disminuye. Se debe tener en cuenta que los costos por conversión son bastantes altos, ya que los servicios y la mano de obra en la planta piloto son inevitables.

<sup>6</sup> MINISTERIO DE MINAS Y ENERGÍA, Resolución No. 18 1710, Diciembre 2003

<sup>7</sup> Precios obtenidos de las facturas de servicios públicos de Bucaramanga a Octubre de 2004

<sup>8</sup> Precio comercial CRYOGAS Tel: 6338924

ESTIMACION DEL COSTO DE MANUFACTURA					
<b>1. Producto:</b>	Gas de Hidrógeno para Pilas de Combustible				
<b>2. Velocidad de producción</b>	<b>69313,92</b> Std_ m <sup>3</sup> por año de <b>260</b> días, <b>6240</b> horas				
<b>3. Localización de la planta.</b>	Laboratorio Pilas de Combustible Guatiguará, Piedecuesta (Santander)				
<b>4. Inversión de la planta:</b>					
Maquinaria y equipos (M y E)				\$	169494399
Edificaciones					15000000
<b>5. Materias Primas</b>	<b>Unidad</b>	<b>Cantidad por año</b>	<b>Costo por Unidad \$</b>	<b>Acometida \$/año</b>	<b>Costo por Unidad de Producto</b>
Bioetanol	m <sup>3</sup>	20	977568,68	19551373,6	282,07
Agua	m <sup>3</sup>	50	716	35800	0,52
Subtotal				19587173,6	282,59
Crédito por Subproductos:				0	0
Crédito Subtotal				0	0
Costo Neto de la Materia Prima				<b>19587173,6</b>	<b>282,58</b>
<b>6. Gasto De Conversión Directa (DCE)</b>					
Mano de Obra Directa (D.L.)	man-hr	6240	2916	18195840	262,51
Supervisión		3120	4166	12997920	187,52
Cargos a la Nómina (40%)				12477504	180,01
Servicios Industriales					
Electricidad	kWh	24,15	252,85	6106,3275	0,09
Combustible	Std_m <sup>3</sup>	6978,82	480,9	3356114,538	48,42
Aire Comprimido	Std_m <sup>3</sup>	21,88	150	3282	0,05
Agua De Enfriamiento	m <sup>3</sup>	532,27	716	381105,32	5,50
Reparaciones ( 2-10% de M y E)				8474719,93	122,27
Suministros de Fabrica (0.5-1%)				1694943,99	24,45
Total Gastos Conversión Directa				<b>57587536,10</b>	<b>830,82</b>
<b>7. Gastos Conversión Indirecta (IDCE)</b>					
Depreciación ( 10% M y E )				16949439,86	244,53
Depreciación ( 5 % Edificios )				750000	10,82
Impuestos ( 1,5% De M y E + Edif )				2767415,98	39,93
Seguros ( 2% M y E + Edificios )				3689887,97	53,23
IDCE Controlables (15-30% Dce)				8638130,42	124,62
Alquileres (Edificios y Terrenos)				0	0
Total Gastos Conversión Indirecto				<b>32794874,22</b>	<b>473,14</b>
<b>8. Costos Brutos de Conversión ( Ítems 6+7 )</b>				90382410,32	1303,96
<b>9. Costos Brutos de Manufactura ( Ítems 5+8 )</b>				109969583,9	1586,54
<b>10. Empaque y Despacho</b>				0	0
<b>11. Costo Total de Manufactura ( Ítems 9+10 )</b>				<b>109969583,9</b>	<b>1586,54</b>

Tabla 2.15 Hoja de costos de manufactura de hidrógeno a partir de bioetanol

Para aplicar comercialmente esta tecnología en la producción estacionaria de energía eléctrica se hace imperativo, además de disminuir los costos de las materias primas, disminuir los costos de conversión con unidades compactas completamente

automatizadas y con el mínimo consumo de servicios, por ejemplo, el uso de radiadores en lugar de agua para el enfriamiento, reemplazar el gas natural por el mismo hidrógeno producido y encontrar configuraciones de integración energética optimas.

## **2.7. CONSIDERACIONES IMPORTANTES**

### **2.7.1. Controlabilidad del Proceso**

Con el objetivo de tener un buen control sobre las variables operacionales de la planta piloto se llevó a cabo la síntesis cualitativa de las estructuras de control con base en el método descrito por Seader y Stephanopolus (Ref. 24 y 39). Siguiendo este método, la planta piloto se divide en seis subsistemas donde se seleccionan las variables controladas y manipuladas con la ayuda de guías generales dadas y se determinan los grados de libertad para cada subsistema, determinando los lazos de control factibles. Después de definir los lazos de control para cada subsistema estos se recombinan y se eliminan los lazos de control con conflictos entre subsistemas.

Después de aplicar este método y de haber eliminado los conflictos se obtuvieron 13 lazos de control, los cuales se muestran en el diagrama de tubería e instrumentación (P&ID) (ver Apéndice F).

La estrategia de control para los 13 lazos de control es el control por retroalimentación. Para la mayoría de los lazos de control esta estrategia puede ser satisfactoria aunque se debe hacer un análisis más detallado del control del reformador, ya que este es factible de ser controlado por control en cascada.

Para evaluar la controlabilidad y la resiliencia del proceso, hacer cambios en las estructuras de control propuestas, seleccionar y sintonizar los controladores, se puede realizar la simulación dinámica en Hysys 3.1.

### 2.7.2. Diagrama de Tuberías e Instrumentación “P&ID” y Planos

El diagrama P&I contiene la información requerida por los ingenieros para comenzar el diseño final y planear la construcción de la planta. Las convenciones usadas para la identificación de los instrumentos son las estándar ISA-S5-1 (Ref. 40).

El P&ID de la planta piloto para la producción de hidrógeno, que se muestra en el Apéndice F, contiene los lazos de control que se mencionaron en la sección anterior, además, contiene la ubicación de las válvulas manuales (de globo para corrientes de gases) que sirven para la manipulación de los flujos en las arrancadas y paradas de la planta; las válvulas de alivio de presión y su respectivo sistema de venteo el cual lleva los gases hacia la chimenea para su quemado y expulsión a la atmósfera; las líneas de servicios industriales tales como agua de enfriamiento, gas natural, aire comprimido, gases inertes para purgas y sistema de recolección de agua; los puertos para muestreo y los indicadores de las variables más importantes junto con los sistemas de alarma en las unidades más riesgosas. También en el P&ID se muestra algunos aspectos generales de las principales tuberías, tales como el diámetro, cédula BWG, material y aislamiento.

Para sistemas que contienen hidrógeno, las conexiones, las válvulas y demás accesorios deben ser de tipo especial, por tal razón, se recomienda que se usen solamente accesorios totalmente certificados por los fabricantes. Los accesorios Swagelok, Parker, y Hoke, para tuberías de acero inoxidable, se pueden utilizar para este tipo de aplicación.

En el Apéndice G, donde se propone una posible distribución de equipos, se muestran a escala, el plano de localización (Figura G1), una vista isométrica (Figura G2) y una vista lateral de la planta piloto (Figura G3). El área aproximada requerida para los equipos, sin tener en cuenta el espacio para escritorios, computador, balas de gases inertes, compresor de aire, entre otros, es de 12,25 m<sup>2</sup>. Los planos se realizaron en el software para diseño gráfico Solid Edge. Además de los planos que se encuentran en el Apéndice G, un video de la planta piloto puede verse en el archivo *VideoPlanta.avi*, anexo a este documento.

### 2.7.3. Sistemas Auxiliares

**Análisis Químico:** para poder conocer las composiciones químicas de las corrientes mas significativas del proceso, se han dispuesto puertos de muestreo después de cada reactor, como se puede ver en el P&ID (Apéndice F). Los análisis químicos se realizan por medio de cromatografía de gases equipada con detectores de conductividad térmica (TCD) y/o detectores de ionización en flama (FID). Algunos laboratorios utilizan un cromatógrafo con columnas Porapak y/o Carbosieve para detectar los compuestos orgánicos, agua y CO<sub>2</sub> y otro, con una columna de tamiz molecular de 5 Å, para detectar CO, CH<sub>4</sub> y H<sub>2</sub>.

**Purga del Sistema:** debido a que el catalizador utilizado en todos los reactores debe ser activado (Reducido) in situ con hidrógeno, y a que el sistema debe ser purgado para eliminar el oxígeno, se adicionó una línea al vaporizador V-101 para conectar las corrientes provenientes de los tanques de nitrógeno e hidrógeno, ver P&ID (Apéndice F). Debido a que el hidrógeno y el aire forman una mezcla explosiva (ver tarjeta de seguridad para el hidrógeno, Apéndice E), el sistema se purga inicialmente con nitrógeno de alta pureza<sup>9</sup> y después se adiciona gradualmente hidrógeno a la corriente de purga. Este sistema de purga, como se vera más adelante, tiene una gran importancia para la arrancada inicial de la planta piloto.

**Venteos y Eliminación de Gases:** para evitar la sobrepresión en la planta se han dispuesto válvulas de alivio de presión (venteos) en puntos estratégicos del sistema, ver P&ID (Apéndice F). Debido a que la acumulación de hidrógeno es muy peligrosa, los gases provenientes de los alivios se deben recolectar y enviar a la chimenea para ser quemados y eliminados a la atmósfera. Los gases producidos en el proceso de purga del sistema también deben ser enviados a la chimenea y quemados, lo mismo que los gases producidos por la planta piloto en la arrancada y mientras se estabiliza el sistema.

Los gases producidos en la carcasa del reformador y utilizados para la vaporización de la mezcla etanol-agua, son eliminados también a través de la chimenea.

---

<sup>9</sup> ADVERTENCIA: La pureza del nitrógeno debe ser mayor a 97 % (< 3 % de oxígeno), para que el gas usado como gas de purga sea seguro. Si la pureza es menor al 97 %, una mezcla inflamable puede formarse cuando el gas de purga se mezcla con hidrógeno.

#### **2.7.4. Problemas Ambientales**

La reacción de hidrógeno con oxígeno produce agua, por lo tanto, en el peor de los casos, no habrían emisiones peligrosas de ser liberado el hidrógeno a la atmósfera. Las únicas emisiones contaminantes son las producidas por la combustión del gas natural en el reformador. Para evitar estas emisiones y al mismo tiempo el gasto de gas natural, en futuras modificaciones del sistema se podría utilizar el mismo hidrógeno producido por la planta piloto para generar el calor necesario para la reacción de reformado.

Los catalizadores utilizados en el proceso involucran metales, de estos particularmente el níquel, que tanto en su forma reducida en ambiente inerte como en su forma oxidada en el catalizador gastado, puede favorecer la formación de carbonilos mortales. Existen distintos métodos de disposición para el catalizador gastado pero para el proceso de reformado usualmente se utiliza el peor de todos, la disposición de rellenos para residuos sólidos. Este último método puede ser minimizado mediante un proceso de recuperación de los metales preciosos que terminan haciendo parte del catalizador gastado (Ref. 22).

Como ya se ha mencionado, comparado con los procesos de obtención de hidrógeno a partir de hidrocarburos, el proceso de obtención de hidrógeno a partir de bioetanol tiene una contribución neta de CO<sub>2</sub> mínima, siendo un proceso ambientalmente limpio.

#### **2.7.5. Seguridad Industrial y Salud**

Es bien conocido que la tecnología de producción de hidrógeno a partir de reformado posee un alto riesgo de seguridad industrial, por el uso de gases con alto potencial de ignición a las condiciones extremas que se emplean para la generación de hidrógeno. El metano del gas natural y el hidrógeno poseen, en un ambiente adecuado de pequeños porcentajes volumétricos de oxígeno, un alto potencial de ignición. En la Tabla 2.16 se muestra los parámetros de seguridad, los cuales se rigen por algunas características físicas y químicas de estas sustancias (Ref. 22). Como se puede observar en la Tabla 2.16, el hidrógeno es potencialmente más peligroso que el metano.

Parámetro	Hidrógeno	Metano
Temperatura de auto ignición, k	858	813
Limite de ignición en el aire % vol	4 a 75	5,3-15,0
Limite de detonación en el aire % vol	13-59	6,3 -14,0
Velocidad de detonación en el aire, km/s	2,0	1,8
Detonación por baja presión, bar	14,7	16,8
Energía en una explosión gTNT/kJ	0,17	0,19

*Tabla 2.16 Propiedades físicas y químicas del hidrógeno y del metano*

El monóxido de carbono se diferencia de los otros gases de reformado por su efecto en la salud. El monóxido tiene afinidad por la hemoglobina, por lo cual disminuye, para quien lo aspira, la capacidad en la sangre de transportar oxígeno, causando problemas cardiacos, pulmonares y anemia. El envenenamiento por CO depende de la concentración del monóxido en el aire, tiempo de exposición y rata de respiración del individuo. Una cantidad de 10 ppm de CO en el aire puede provocar síntomas de envenenamiento y una cantidad tan pequeña como 2000 ppm puede ser fatal en menos de 30 minutos. En presencia de exceso de oxígeno, el monóxido puede ser sacado rápidamente del organismo y restablecer la capacidad normal de transporte de oxígeno en la sangre.

El sistema de venteos propuesto es de gran importancia para la operación segura de la planta piloto. Los venteos junto con la chimenea sirven para controlar la liberación del hidrógeno a la atmósfera. El quemador en la salida de la chimenea debe liberar los gases por lo menos tres metros (3 m) por encima de las líneas del proceso. En la actualidad se dispone de tecnologías para la detección de flama, en especial para sistemas de este tipo. Los detectores de flama, por ejemplo unidades Spectrex modelos 20/20LB (Ref. 19) detectan longitudes de onda IR y UV o señales de flama. Estos detectores producen alarmas visuales y auditivas para sondear una condición de fuego incipiente y pueden iniciar la parada del sistema una vez el detector registra un alto nivel de IR y UV. Estas unidades pueden detectar flama a una distancia de 50 pies.

Todas las tuberías para gases y líquidos deben estar identificadas con código de color, ver Tabla 2.17, que indique el tipo de fluido en la línea y dirección de flujo. El código de colores se clasifica como sigue:

- Líneas seguras: blanco, negro
- Líneas peligrosas/combustibles: azul (claro, oscuro), rojo, amarillo
- Líneas de gas inerte: naranja

Fluido	Color
Agua de enfriamiento	blanco
Aire comprimido	negro
Nitrógeno	naranja
Hidrógeno purga	azul claro/1 franja roja
Mezcla etanol-agua	blanca
Gas rico en hidrógeno	azul claro
Gas natural	azul oscuro

*Tabla 2.17 Código de color sugerido para identificación de las tuberías de gas y líquido*

Para evitar la acumulación de hidrógeno y de la formación de atmósferas inflamables, se debe tener en cuenta, en el diseño de las instalaciones civiles, sistemas de ventilación natural o forzada según los requerimientos.

### **2.7.6. Arrancada y Parada de la Planta Piloto**

A continuación se sugieren las principales acciones que se deben tener en cuenta para operar la planta piloto. Este no es ningún manual de operación, si no una guía de las consideraciones más importantes a tener en cuenta. Las válvulas a las que hace referencia en esta sección, son las descritas en el diagrama P&ID del Apéndice F.

#### **Arrancada inicial**

- a. Estando todos los controladores en manual, se llena el vaporizador V-101 hasta su nivel normal de operación.

- b. Se purga desde V-101 todo el sistema con  $N_2$  (> 97 %) hasta obtener concentraciones de oxígeno menores a tres por ciento en volumen (< 3 %vol), permitiendo la salida de los gases de purga hacia la chimenea.
- c. Para la activación de los catalizadores, se adiciona  $H_2$  de alta pureza (99,9 %) a la corriente de purga, aumentando progresivamente el flujo de  $H_2$  a medida que se disminuye el flujo de  $N_2$  a cero. El tiempo y la estrategia definitiva para la activación de los catalizadores está regida por las recomendaciones de los fabricantes. Debido a que la activación de los catalizadores se lleva a cabo a altas temperaturas, el  $H_2$  se calienta en el reformador encendiendo el quemador, mientras los gases de combustión son enviados directamente a la chimenea sin pasar por el intercambiador termosifón E-101. Hay que tener en cuenta que se debe controlar la temperatura del  $H_2$  en el proceso de activación, por lo tanto, se debe utilizar el intercambiador E-105, con agua de enfriamiento, para este fin.
- d. Antes de finalizar el tiempo de activación y cortar el flujo de  $H_2$ , los gases de combustión provenientes del reformador R-100, son enviados al intercambiador E-101 para empezar a calentar la mezcla etanol-agua, teniendo en cuenta que el nivel del vaporizador V-101 se debe mantener controlado en su nivel normal de operación.
- e. Al comenzar a llevarse a cabo la reacción de reformado se corta el flujo de  $H_2$  y se comienzan a buscar las condiciones de operación de R-100 y E-101 variando el flujo de gas natural y de aire.
- f. Al aproximarse a las condiciones de operación de R-100, V-101 y E-101, los controladores se cambian a automático y se empieza a buscar las condiciones de operación de cada una de las otras unidades del proceso, con la ayuda de los bypasses y de la variación del flujo de agua de enfriamiento.
- g. Cuando se tenga una cierta estabilidad del sistema, el resto de los controladores se cambian a automático y se comienza a tomar muestras para comprobar la composición de los productos hasta obtener el gas apropiado para alimentar las PiC. Sino se dispone de PiC este gas se almacena en el tanque de hidrógeno V-103 y el exceso se envía a combustión en la chimenea.

### **Parada de la Planta Piloto**

En las paradas de la planta se debe asegurar que al sistema no entre aire del ambiente, cerrando todas las válvulas y apagando los equipos, empezando con los que operan a

alta temperatura y siguiendo con los de menor temperatura. Después de apagar el quemador del reformador y cerrar los suministros de gas natural y aire, se cierran todas las válvulas exteriores del sistema. Luego se apaga la bomba de alimentación B-100 y se cierran las válvulas anexas a esta. Por último se corta el flujo de agua de enfriamiento y se cierran los suministros.

### **Arrancadas después de Paradas**

El principal problema a vencer en la arrancada de la planta piloto después de una parada, es que para la vaporización de la mezcla etanol-agua, solo se dispone de los gases de combustión provenientes del reformado, esto implica que para que no haya un sobrecalentamiento en el reformado R-100 debe haber flujo por este. Una solución práctica es enviar el hidrógeno almacenado al reformador. Para esto, y debido a que el tanque V-103 y el reformador R-100 se encuentran a la misma presión, se debe despresurizar toda la línea, a excepción del tanque V-103, mediante la apertura de las válvulas V-62, V-63 y V-65 manteniendo cerradas las válvulas V-41, V-42, V-43, V-44 y V-45 anexas al tanque V-103, ver P&ID Apéndice F. A continuación se propone la siguiente estrategia para arrancadas después de paradas:

- a. Estando el sistema completamente cerrado después de una parada, se enciende el quemador del reformador gradualmente para evitar posibles choques térmicos, enviando los gases de combustión al intercambiador E-101 para calentar la mezcla etanol-agua contenida en el vaporizador V-101.
- b. Se despresuriza el sistema manipulando las válvulas, como se menciono anteriormente, para asegurar que haya flujo del tanque V-103 al reformador R-100.
- c. Cuando comienza a vaporizarse la mezcla etanol-agua, se procede a cerrar las válvulas que conectan el tanque V-103 con el reformador y la válvula de la línea de despresurización (V-62), luego se buscan las condiciones de operación de R-100 y E-101 variando el flujo de gas natural y de aire, finalizando con los pasos f y g utilizados para la arrancada inicial.

### 3. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

#### Conclusiones

El proceso de producción de hidrógeno a partir de bioetanol es técnicamente viable y relativamente sencillo de llevar a cabo, además los equipos se diseñaron con base a unidades de proceso sencillas para que sean de fácil construcción con mano de obra local.

Las ventajas de trabajar experimentalmente una planta piloto flexible, como la que se ha diseñado en este trabajo, consisten en poder programar y probar diferentes esquemas para el mejoramiento de la eficiencia termodinámica, desarrollar modelos cinéticos del reformador y obtener bases de datos para el estudio del escalamiento a un nivel mayor de producción.

Se encontraron los intervalos en los cuales pueden estar las condiciones de operación óptimas de las principales unidades del proceso de la planta piloto y para el diseño de las unidades se tuvieron en cuenta las condiciones extremas de estos intervalos.

A partir del estudio de las investigaciones sobre la reacción de reformado de etanol con vapor se encontraron las reacciones generales que se pueden llevar a cabo, para las cuales se representaron de manera gráfica las constantes de equilibrio químico en función de la temperatura para el intervalo en el cual esta reacción ocurre.

Por primera vez se propone un diagrama de flujo para una planta piloto de producción de hidrógeno a partir de bioetanol donde se tienen en cuenta la integración de la energía, los sistemas de control y demás accesorios recopilados en un diagrama de instrumentación y tuberías "P&ID" y una posible distribución de equipos.

## Recomendaciones

Orientar mayores esfuerzos al desarrollo de otras configuraciones del reactor que puedan ser utilizadas en el reformado de bioetanol, con el fin de obtener diseños novedosos que puedan mejorar el proceso y lo hagan más económico. Una alternativa es el desarrollo de un reformador compacto en el cual se precaliente el alimento líquido con los gases de exhosto y el aire y el combustible con los gases de reformado.

Aunque la estrategia de control por retroalimentación sugerida para los lazos de control es aceptable para la regulación de la planta piloto, el control del reformador, el cual es en esencia un intercambiador tipo horno, debe ser analizado más a fondo, ya que la mayoría de los hornos de proceso pueden ser controlados por estrategias mucho más eficaces como es la estrategia de control por cascada.

Aunque el uso de algunas tecnologías para la adecuación y purificación del gas de hidrógeno, tales como membranas metálicas y sistemas de adsorción, requieren el uso de presiones mayores a 10 atm, las cuales no favorecen el rendimiento a hidrógeno en la reacción de reformado, sería apropiado hacer el estudio de sistemas a elevada presión con estas tecnologías de purificación, ya que los volúmenes requeridos para los reactores disminuyen debido a las mayores velocidades de reacción alcanzadas.

Para obtener un estimativo más exacto de la inversión requerida para la planta piloto, se debe, junto con un equipo de diseño interdisciplinario, hacer el diseño más detallado de las unidades de proceso y obtener los planos necesarios para cotizar el costo real de construcción y montaje de la planta piloto.

Para mejorar la seguridad de este tipo de sistemas, donde se manejan gases altamente peligrosos debido a su gran potencial de formar mezclas explosivas con el aire, se deben tener sistemas de detección de flama, como los mencionados en la sección de seguridad industrial y salud de este trabajo.

## BIBLIOGRAFIA

1. EG&G Services Parsons, Inc. Science Applications International Corporation, Fuel Cell Handbook (Fifth Edition). (2000)
2. Asociación Española de Pilas de Combustible (APPICE).  
<http://www.appice.es/nuevaweb/esp/2/2.htm>
3. Toward a Renewable Power Supply: The Use of Bio-based Fuels in Stationary Fuel Cells, June 30, 2002 Prepared for: Northeast Regional Biomass Program 400 Capitol Street Northwest, Washington DC, (2002)
4. Mas Verónica A., Baronetti Graciela T., Amadeo Norma E., Laborde Miguel A. Reformado de Etanol con Vapor sobre un Catalizador de Ni/ $\gamma$ -Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> Dopado con Mg para su Aplicación en Pilas de Combustible. XIX Simposio Iberoamericano de Catálisis, Mérida, Yucatán, México. (2004)
5. Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry, 6th edition, John Wiley & Sons, Inc, 2002
6. Davy H. Phil. Trans. Roy. Soc. London, 107, 77 (1817)
7. Gilbert L.W. Ann. Phys. Gilbert 76, 101 (1824)
8. Fatsikostas Athanasios N., Kondarides Dimitris. I., Xenophon E. Verykios. Production of hydrogen for fuel cells by reformation of biomass-derived ethanol. Catalysis Today. 75, 145–155 (2002)
9. Fatsikostas Athanasios N., Kondarides Dimitris I. and Verykios Xenophon E. Steam reforming of biomass-derived ethanol for the production of hydrogen for fuel cell applications. Chem. Commun. 851–852, (2001)
10. Mariño F., Baronetti Graciela T., Amadeo Norma E., Laborde Miguel A. Producción de Hidrógeno por Reformado de Etanol con Vapor. Cartagena (2002)
11. Comas José, Mariño Fernando, Laborde Miguel, Amadeo Norma. Reformado de Etanol con Vapor Empleando un Catalizador de Cu/Zn/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, Anais do 12o Congresso Brasileiro de Catálise. (2003)
12. Therdthianwong Apichai, Sakulkoakiet Tawee and Therdthianwong Supaporn. Hydrogen Production by Catalytic Ethanol Steam Reforming. Science Asia 27, 193-198 (2001)
13. Rampe Thomas, Hübner Peter, Vogel Bernhard, Heinzl Angelika. Hydrogen Generation from Ethanol by Allothermal Reforming. Fraunhofer Institute for Solar Energy Systems ISE: Freiburg, Germany. (2002)

14. Llorca Jordi, Ramírez de la Piscina Pilar, Sales Joaquim and Homs Narcís. Direct production of hydrogen from ethanolic aqueous solutions over oxide catalysts. *Chem. Commun.* 641–642, (2001)
15. Llorca Jordi, Homs Narcís, Sales Joaquim, and Ramírez de la Piscina Pilar. Efficient Production of Hydrogen over Supported Cobalt Catalysts from Ethanol Steam Reforming. *Journal of Catalysis.* 209, 306–317 (2002)
16. Llorca Jordi, Ramírez de la Piscina Pilar, Dalmon Jean-Alain, Sales Joaquim, Homs Narcís. CO-free hydrogen from steam-reforming of bioethanol over ZnO-supported cobalt catalysts Effect of the metallic precursor. *Applied Catalysis B: Environmental* 43, 355–369 (2003)
17. Breen J.P., Burch R., Coleman H.M. Metal-catalyzed steam reforming of ethanol in the production of hydrogen for fuel cell applications. *Applied Catalysis B: Environmental* 39, 65–74 (2002)
18. Vanden Bussche K.M., Abdo S., Chen Q., J.S. Holmgren and A.R. Oroskar. *Catalysis for CO Management in Fuel Processing.* ARO Workshop on Fuel Processing, (2000)
19. Myers Duane B., Ariff Gregory D., James Brian D., Lettow John S., Thomas C.E. (Sandy), & Kuhn Reed C. Cost and Performance Comparison Of Stationary Hydrogen Fueling Appliances. Task 2 Report. April (2002)
20. Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology, 4th edition, John Wiley & Sons, Inc, (2001)
21. Engelhard's FCC Knowledge Base Catalyst Reports, Understand CO Oxidation Operating Variables to Prevent Afterburn.  
[http://www.refiningonline.com/EngelhardKB/crep/TCR5\\_46.htm](http://www.refiningonline.com/EngelhardKB/crep/TCR5_46.htm)
22. Ordóñez S. Iván D. Diseño Básico de un Reformador de Gas Natural para el Suministro de Hidrógeno en Celdas de Combustible, Tesis de Grado. UIS (2001)
23. Palluzi Richard. Pilot Plant Design, Construction and Operation. McGraw-Hill. USA, (1992)
24. Warren D. Seider, J.D. Seader, Daniel R. Lewin, J. D. Seader. *Process Design Principles: Synthesis, Analysis, and Evaluation.* John Wiley & Sons Inc, USA, (1999)
25. Liguras Dimitris K. and Verykios Xenophon E. Hydrogen from Biomass for Heat and Power Production. Department of Chemical Engineering, University of Patras, Patras, Grecia, (2004)
26. García E., M. Laborde. Hydrogen Production by Steam Reforming of Ethanol: Thermodynamics Analysis. *Int. Journal of Hydrogen Energy*, 16, 307 (1991)
27. Vasudeva K., Mitra N., Umasankar P. and Dhingra S. C. Steam Reforming of Ethanol for Hydrogen Production: Thermodynamics Analysis, *Int. J. Hydrogen Energy*, 21, 13 (1996)

28. Sun Jie, Qiu Xinping, Wu Feng. Researches on Catalysts for Ethanol Steam Reforming. Department of Chemistry, Tsinghua University. Beijing, China. (2004)  
<http://www.ics.trieste.it/Documents/Downloads/df1683.pdf>
29. Hysys Version 3.1 Documentation. Simulation Basis. Hyprotech. (2002)
30. Rase Howard. Chemical Reactor Design for Process Plants. Vol 2, John Wiley & Sons Inc, USA, (1977)
31. Kahlich M.J., Gasteiger H.A., Behm R.J. Kinetic study of the Selective CO Oxidation in H<sub>2</sub>-Rich Gas on a Pt/ $\gamma$ -Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> Catalyst, J. Catal. 171, 93 (1997)
32. Han Y.-F., M. J. Kahlich, Kinne M., and Behm R. J. Kinetic study of the Selective CO Oxidation in H<sub>2</sub>-Rich Gas on a Ru/ $\gamma$ -Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> Catalyst. Abt. Oberflächenchemie und Katalyse, Univ. Ulm, Germany (2001)
33. Amphlett, J.C., Mann, R.F., and Peppley, B.A. On Board Hydrogen Purification for Steam Refomation/PEM Fuel Cell Vehicle Power Plants. Int. J. Hydrogen Energy 21 673-678 (1996)
34. Austin George. Manual de Procesos Químicos en la Industria, 5a ed, McGraw-Hill, México, (1988)
35. Perry Robert, Green Don. Manual del Ingeniero Químico, 7a ed, McGraw-Hill, España, (2001)
36. Kern Donald. Procesos de Trasferencia de Calor, CECSA, México, (1999)
37. Ludwig Ernest E. Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants. Vol 3, 2a ed, GULF, USA (1984)
38. Biegler Lorentz T., Grossmann Ignacio E. and Westerberg Arthur W. Systematic Methods of Chemical Process Design, Prentice Hall, USA, (1997)
39. Stephanopolus George, Chemical Process Control: And Introduction to theory and Practice, Prentice Hall, USA, (1984)
40. Turton Richard et al. Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes, Prentice Hall, USA, (1998)
41. Fogler Scott. Elements Of Chemical Reaction Engineering, Prentice Hall, USA, (1986)
42. Rase Howard. Chemical Reactor Design for Process Plants. Vol 1, John Wiley & Sons Inc, USA, (1977)

**APENDICES**

## APENDICE A. Hojas de Especificación de Equipos

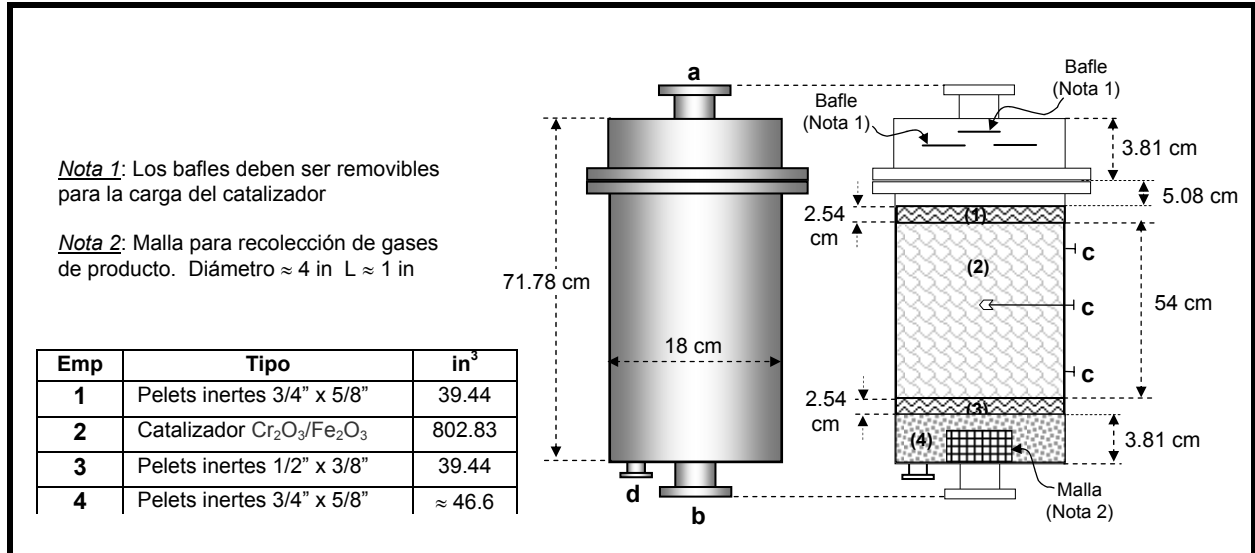
Trabajo N° \_\_\_\_\_  
B/M N° \_\_\_\_\_

### ESPECIFICACION R-101

Página \_\_\_\_\_ de \_\_\_\_\_  
Unid. Precio \_\_\_\_\_  
N° Unidades \_\_\_\_\_  
Ítem N° \_\_\_\_\_

Servicio Primera etapa de conversión de CO a alta temperatura "Shift Alta"

Tamaño D= 18 cm L= 71.78 cm Tipo Catalítico adiabático de lecho fijo



#### DATOS DE DISEÑO

Presión Máxima Operación 11 atm      Temperatura Máxima de Operación 450 °C  
 Presión de Diseño 12.1 atm      Temperatura de Diseño 495 °C  
 Código \_\_\_\_\_ Sellado \_\_\_\_\_ Densidad del Contenido 1120 kg/m<sup>3</sup>  
 Material: Cilindro SS316 Cabezas SS316 Soportes \_\_\_\_\_  
 Aislamiento: Interno \_\_\_\_\_ Externo \_\_\_\_\_ Espesor mínimo de pared 1.815 mm  
 Corrosión Interna Permitida 1/32 in Envoltura \_\_\_\_\_

#### BOQUILLAS

Servicio	N° Requerido	Tamaño	Clasificación	Facing	Marca N°
Entrada	<b>1</b>	<b>1 in</b>			<b>a</b>
Salida	<b>1</b>	<b>1 in</b>			<b>b</b>
Drenaje	<b>1</b>	<b>1.5 in</b>			<b>d</b>
Válvula de Seguridad					
Control de Presión					
Control de Temperatura	<b>3</b>	<b>1/8 in</b>			<b>c</b>

#### OBSERVACIONES

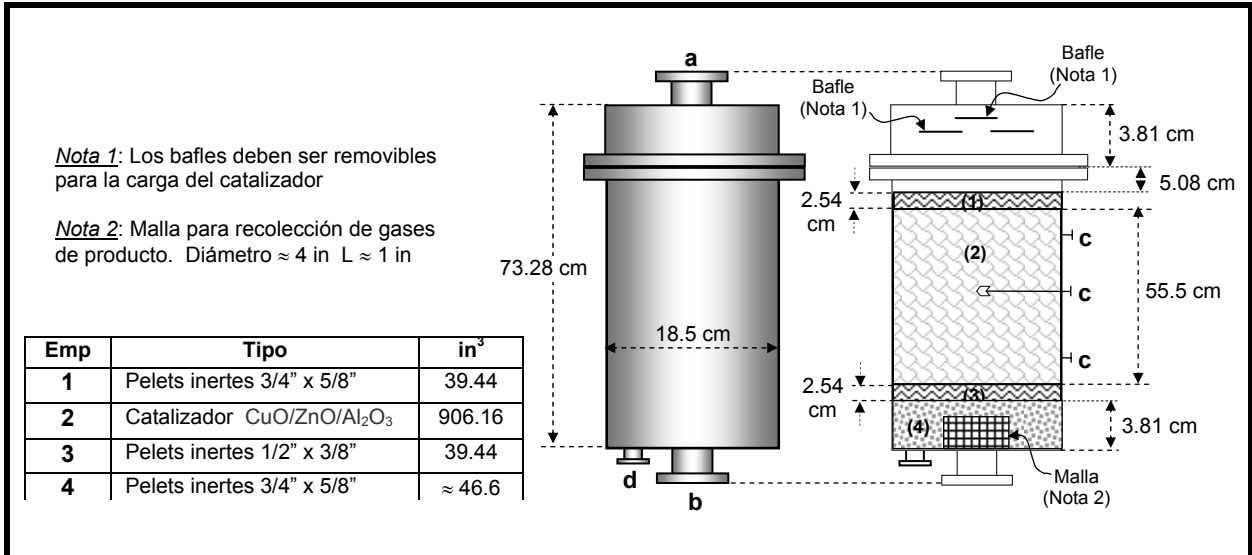
Preparado por \_\_\_\_\_ Fecha \_\_\_\_/\_\_\_\_/\_\_\_\_  
 Revisado por \_\_\_\_\_ Aprobado \_\_\_\_\_ Fecha \_\_\_\_/\_\_\_\_/\_\_\_\_

Trabajo N° \_\_\_\_\_  
B/M N° \_\_\_\_\_

**ESPECIFICACION  
R-102**

Página \_\_\_\_\_ de \_\_\_\_\_  
Unid. Precio \_\_\_\_\_  
N° Unidades \_\_\_\_\_  
Ítem N° \_\_\_\_\_

Servicio Segunda etapa de conversión de CO a alta temperatura "Shift Baja"  
Tamaño D= 18 cm L= 71.78 cm Tipo Catalítico adiabático de lecho fijo



**DATOS DE DISEÑO**

Presión Máxima Operación 11 atm      Temperatura Máxima de Operación 300 °C  
 Presión de Diseño 12.1 atm      Temperatura de Diseño 330 °C  
 Código \_\_\_\_\_ Sellado \_\_\_\_\_ Densidad del Contenido 1440 kg/m<sup>3</sup>  
 Material: Cilindro SS316 Cabezas SS316 Soportes \_\_\_\_\_  
 Aislamiento: Interno \_\_\_\_\_ Externo \_\_\_\_\_ Espesor mínimo de pared 1.78 mm  
 Corrosión Interna Permitida 1/32 in Envoltura \_\_\_\_\_

**BOQUILLAS**

Servicio	N° Requerido	Tamaño	Clasificación	Facing	Marca N°
Entrada	<b>1</b>	<b>1 in</b>			<b>a</b>
Salida	<b>1</b>	<b>1 in</b>			<b>b</b>
Drenaje	<b>1</b>	<b>1.5 in</b>			<b>d</b>
Válvula de Seguridad					
Control de Presión					
Control de Temperatura	<b>3</b>	<b>1/8 in</b>			<b>c</b>

**OBSERVACIONES**


Preparado por \_\_\_\_\_ Fecha \_\_\_\_/\_\_\_\_/\_\_\_\_  
 Revisado por \_\_\_\_\_ Aprobado \_\_\_\_\_ Fecha \_\_\_\_/\_\_\_\_/\_\_\_\_

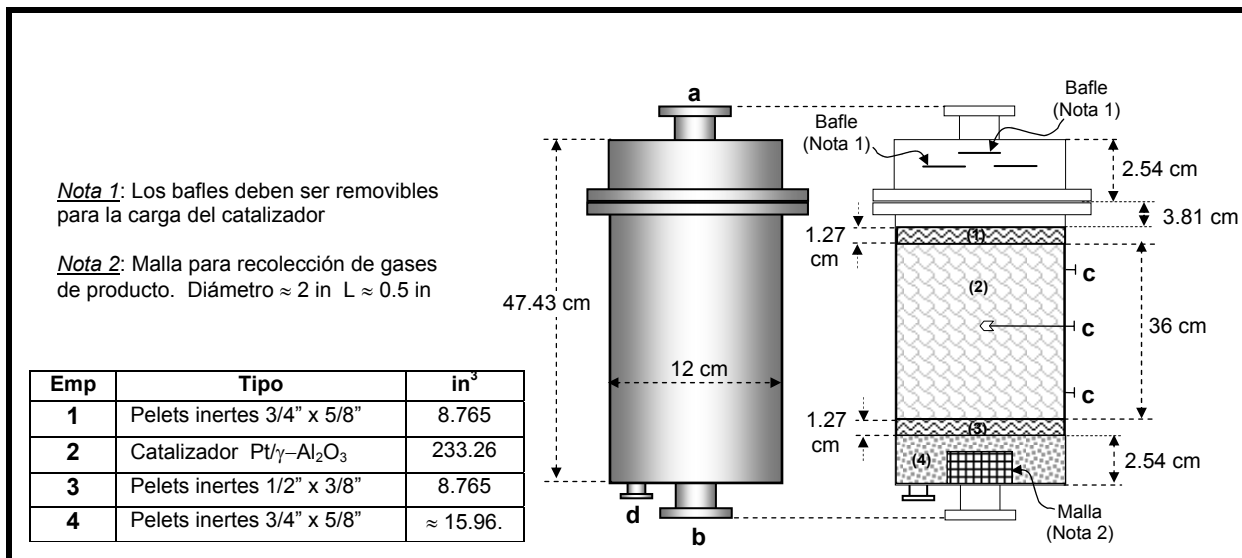
Trabajo N° \_\_\_\_\_  
B/M N° \_\_\_\_\_

**ESPECIFICACION  
R-103**

Página \_\_\_\_\_ de \_\_\_\_\_  
Unid. Precio \_\_\_\_\_  
N° Unidades \_\_\_\_\_  
Ítem N° \_\_\_\_\_

Servicio Oxidación Selectiva de CO "SOX"

Tamaño D= 12 cm L= 47.43cm Tipo Catalítico adiabático de lecho fijo



**DATOS DE DISEÑO**

Presión Máxima Operación 11 atm Temperatura Máxima de Operación 300 °C  
 Presión de Diseño 12.1 atm Temperatura de Diseño 330 °C  
 Código \_\_\_\_\_ Sellado \_\_\_\_\_ Densidad del Contenido 1300 kg/m<sup>3</sup>  
 Material: Cilindro SS316 Cabezas SS316 Soportes \_\_\_\_\_  
 Aislamiento: Interno \_\_\_\_\_ Externo \_\_\_\_\_ Espesor mínimo de pared 1.42 mm  
 Corrosión Interna Permitida 1/32 in Envoltura \_\_\_\_\_

**BOQUILLAS**

Servicio	N° Requerido	Tamaño	Clasificación	Facing	Marca N°
Entrada	<b>1</b>	<b>3/4 in</b>			<b>a</b>
Salida	<b>1</b>	<b>3/4 in</b>			<b>b</b>
Drenaje	<b>1</b>	<b>1.5 in</b>			<b>d</b>
Válvula de Seguridad					
Control de Presión					
Control de Temperatura	<b>3</b>	<b>1/8 in</b>			<b>c</b>

**OBSERVACIONES**


Preparado por \_\_\_\_\_ Fecha \_\_\_\_/\_\_\_\_/\_\_\_\_  
 Revisado por \_\_\_\_\_ Aprobado \_\_\_\_\_ Fecha \_\_\_\_/\_\_\_\_/\_\_\_\_

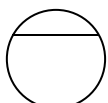
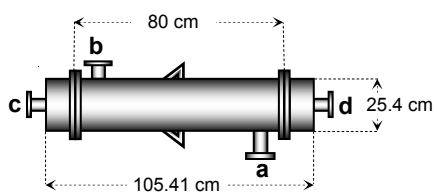
Trabajo N° \_\_\_\_\_  
B/M N° \_\_\_\_\_

## ESPECIFICACION REFORMADOR R-100

Página \_\_\_\_\_ de \_\_\_\_\_  
Unid. Precio \_\_\_\_\_  
N° Unidades \_\_\_\_\_  
Ítem N° \_\_\_\_\_

Servicio Reformado de bioetanol con vapor

Tamaño D = 80 cm L = 105.41 cm Tipo Reactor Intercambiador de calor 1-1

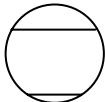
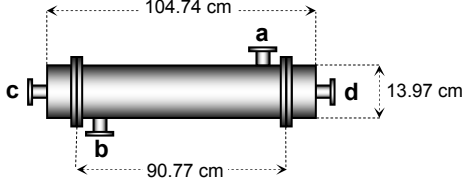
DATOS DE DISEÑO											
UNIDADES	CARCASA	TUBOS									
Fluido	<b>Gases de combustión</b>	<b>Mezcla etanol agua</b>									
Flujo, kg/h	<b>27.319</b>	<b>10.57</b>									
Temperatura Entrada, °C	<b>30</b>	<b>525.9</b>									
Temperatura Salida, °C	<b>650</b>	<b>700</b>									
Presión Operación, atm	<b>2</b>	<b>2</b>									
Densidad, kg/m <sup>3</sup>	<b>0.7448</b>	<b>0.5069</b>									
Calor Especifico, kJ/kg°C	<b>1.2949</b>	<b>2.4365</b>									
Calor Latente, kJ/kg											
Conductividad Térmica, kJ/mh°C	<b>0.23</b>	<b>0.3997</b>									
Viscosidad, kg/mh	<b>0.1460</b>	<b>0.0916</b>									
Peso Molecular	<b>28.224</b>	<b>17.917</b>									
N° de Pasos	<b>1</b>	<b>1</b>									
Caída de Presión, atm		<b>6.215*10<sup>-3</sup></b>									
Factor de Ensuciamiento											
Calor Transferido, kJ/h	<b>16838.1</b>	DTML, °C									
Coeficiente Global de Transferencia, kJ/m <sup>2</sup> h°C: Calculado		Usado									
CONSTRUCCION											
Presión Máxima Operación, atm	<b>3</b>	Diseño: <b>3.3</b>	<b>11</b>								
Temperatura Operación Máximo, °C	<b>716</b>	Diseño: <b>787.6</b>	<b>792</b>								
Tipo de Unidad <u>Hoja de tubos fija</u>		Pitch de Tubo <u>0.75 in Δ</u> Junta									
Material Tubos <u>Haynes 556</u> N° <u>62</u> D.E. <u>0.5 in</u> D.I. <u>0.43 in</u> BWG <u>20</u> Longitud <u>80 cm</u>											
Material Carcasa <u>Incoloy 800H</u> Diámetro (Aprox.) <u>10 in</u> Espesor mínimo: <u>1.38 mm</u>											
Material Cubiertas Cabezal <u>Entrada: SS 316</u> <u>Salida: Haynes 556</u>											
Material Hoja de Tubos <u>Entrada: Haynes 556</u> <u>Salida: SS 316</u> Material Bafles <u>Incoloy 800H</u>											
Corrosión Permitida: Carcasa <u>0.005 in</u> Tubos <u>0.0156 in</u>											
Conexiones: Carcasa: Entrada <u>2 in</u> Salida <u>1.25 in</u> Pestaña											
Cabezal: Entrada <u>1 in</u> Salida <u>1.25 in</u> Pestaña											
Otros _____ Tamaño _____ Pestaña _____											
Tornillos Pasadores _____ Empaques _____											
Código _____ Envoltura _____											
Aislamiento _____ Clase _____ Protección Catódica _____											
 <p>25% de segmentación Corte horizontal No de bafles: 8 Espaciamiento: 3.5 in</p> <p style="text-align: center;">ARREGLO DE BAFLES</p>	<p style="text-align: center;">Reactor dispuesto verticalmente</p> <table border="1" style="margin-left: auto; margin-right: auto;"> <tr> <td style="width: 20px; text-align: center;">a</td> <td>Quemador GN + aire</td> </tr> <tr> <td style="text-align: center;">b</td> <td>Salida gas combustión</td> </tr> <tr> <td style="text-align: center;">c</td> <td>Entrada vapor</td> </tr> <tr> <td style="text-align: center;">d</td> <td>Salida gas</td> </tr> </table>  <p style="text-align: center;">ARREGLO DE BOQUILLAS</p>			a	Quemador GN + aire	b	Salida gas combustión	c	Entrada vapor	d	Salida gas
a	Quemador GN + aire										
b	Salida gas combustión										
c	Entrada vapor										
d	Salida gas										
OBSERVACIONES											
<p><i>En la boquilla "a" debe ir introducido un quemador tipo "Mezcla en la Boquilla" (Ref. 35) de mínimo 6 kW.</i></p>											
Preparado por _____		Fecha _____/_____/_____									
Revisado por _____		Aprobado _____ Fecha _____/_____/_____									

Trabajo N° \_\_\_\_\_  
B/M N° \_\_\_\_\_

**ESPECIFICACION**  
**E - 100**

Página 1 de 1  
Unid. Precio \_\_\_\_\_  
N° Unidades \_\_\_\_\_  
Ítem N° \_\_\_\_\_

Servicio Intercambiador de calor para precalentamiento de bioetanol  
Tamaño Do = 13.97 cm L = 104.74 cm Tipo De Carcasa y Tubo Tipo 1-1

DATOS DE DISEÑO											
UNIDADES	CARCASA		TUBOS								
Fluido	<b>Gases de R-102</b>		<b>Mezcla etanol-agua</b>								
Flujo, kg/h	<b>10.57</b>		<b>10.57</b>								
Temperatura Entrada, °C	<b>194.6</b>		<b>30.01</b>								
Temperatura Salida, °C	<b>89.27</b>		<b>106.6</b>								
Presión Operación, atm	<b>2</b>		<b>2</b>								
Densidad, kg/m <sup>3</sup>	<b>0.9206</b>		<b>493.716</b>								
Calor Especifico, kJ/kg°C	<b>2.3535</b>		<b>3.8758</b>								
Calor Latente, kJ/kg											
Conductividad Térmica, kJ/mh°C	<b>0.3215</b>		<b>1.9638</b>								
Viscosidad, kg/mh	<b>0.0583</b>		<b>3.198</b>								
Peso Molecular	<b>14.703</b>		<b>21.132</b>								
N° de Pasos	<b>1</b>		<b>1</b>								
Caída de Presión, atm	<b>5.25*10<sup>-6</sup></b>		<b>3.926*10<sup>-7</sup></b>								
Factor de Ensuciamiento	<b>0.0025</b>		<b>0.0030</b>								
Calor Transferido, kJ/h	<b>4739.576</b>	DTML, °C	<b>25.74</b>								
Coeficiente Global de Transferencia, kJ/m <sup>2</sup> h°C: Calculado	<b>148.81</b>	Usado	<b>142.31</b>								
CONSTRUCCION											
Presión Máxima Operación, atm	<b>11</b>	Diseño: <b>13.2</b>	<b>11</b> Diseño: <b>13.2</b>								
Temperatura Operación Máximo, °C	<b>150</b>	Diseño: <b>180</b>	<b>250</b> Diseño: <b>300</b>								
Tipo de Unidad <b>Hoja de tubos fija</b> Pitch de Tubo <b>0.75 in</b> Δ Junta _____											
Material Tubos <b>SS 316</b> N° <b>37</b> D.E. <b>0.5 in</b> D.I. <b>0.402 in</b> BWG <b>18</b> Longitud <b>90.77cm</b>											
Material Carcasa <b>SS 316</b> Diámetro ( Aprox.) <b>5.5 in</b> Espesor mínimo: <b>0.706 mm</b>											
Material Cubiertas Cabezal <b>SS 316</b> Material Soportes _____											
Material Hoja de Tubos <b>SS 316</b> Material Bafles <b>SS 316</b>											
Corrosión Permitida: Carcasa <b>0.005 in</b> Tubos <b>0.0156 in</b>											
Boquillas: Carcasa: Entrada <b>0.75 in</b> Salida <b>0.75 in</b> Pestaña _____											
Cabezal: Entrada <b>0.5 in</b> Salida <b>0.5 in</b> Pestaña _____											
Otros _____ Tamaño _____ Pestaña _____											
Tornillos Pasadores _____ Empaques _____											
Código _____ Envoltura _____											
Aislamiento _____ Clase _____ Protección Catódica _____											
 <p>25% de segmentación Corte horizontal No de bafles: 14 Espaciamiento: 2.4 in Corte en los bafles inferiores para drenaje</p> <p>ARREGLO DE BAFLES</p>		<table border="1"> <tr> <td>a</td> <td>Entrada gas</td> </tr> <tr> <td>b</td> <td>Salida gas + líquido</td> </tr> <tr> <td>c</td> <td>Entrada líquido</td> </tr> <tr> <td>d</td> <td>Salida líquido + vapor</td> </tr> </table>  <p>ARREGLO DE BOQUILLAS</p>		a	Entrada gas	b	Salida gas + líquido	c	Entrada líquido	d	Salida líquido + vapor
a	Entrada gas										
b	Salida gas + líquido										
c	Entrada líquido										
d	Salida líquido + vapor										
OBSERVACIONES											
Preparado por _____		Fecha _____/_____/_____									
Revisado por _____		Aprobado _____ Fecha _____/_____/_____									

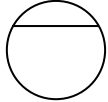
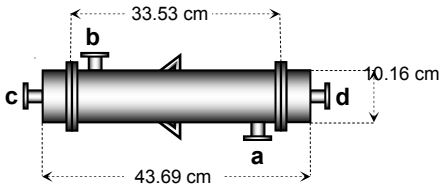
Trabajo N° \_\_\_\_\_  
B/M N° \_\_\_\_\_

**ESPECIFICACION**  
**E - 101**

Página 1 de 1  
Unid. Precio \_\_\_\_\_  
N° Unidades \_\_\_\_\_  
Ítem N° \_\_\_\_\_

Servicio Intercambiador de calor para Termosifón

Tamaño Do = 10.16 cm L = 43.688 cm Tipo De Carcasa y Tubo Tipo 1-1

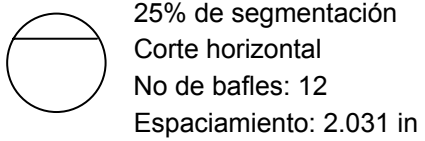
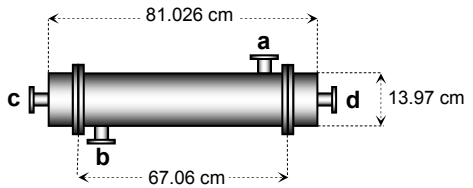
DATOS DE DISEÑO											
UNIDADES	CARCASA		TUBOS								
Fluido	<b>Gases de Combustión</b>		<b>Mezcla etanol-agua</b>								
Flujo, kg/h	27.32		35.27								
Temperatura Entrada, °C	650		117.0								
Temperatura Salida, °C	182.2		119.4								
Presión Operación, atm	2		2								
Densidad, kg/m <sup>3</sup>	1.128		468.07								
Calor Especifico, kJ/kg°C	1.16		3.94								
Calor Latente, kJ/kg											
Conductividad Térmica, kJ/mh°C	0.1789		2.4507								
Viscosidad, kg/mh	0.1156		0.7845								
Peso Molecular	28.224		18.27								
N° de Pasos	1		1								
Caída de Presión, atm	4.755*10 <sup>-4</sup>		2.947*10 <sup>-6</sup>								
Factor de Ensuciamiento	0.0025		0.0030								
Calor Transferido, kJ/h	14851.011		DTML, °C 222								
Coeficiente Global de Transferencia, kJ/m <sup>2</sup> h°C: Calculado	294.16		Usado 263.17								
CONSTRUCCION											
Presión Máxima Operación, atm	3	Diseño: 3.6	11								
Temperatura Operación Máximo, °C	700	Diseño: 750	700								
Diseño: 13.2											
Diseño: 770											
Tipo de Unidad <u>Hoja de tubos fija</u> Pitch de Tubo <u>0.75 in</u> Δ Junta _____											
Material Tubos <u>SS 316</u> N° <u>19</u> D.E. <u>0.5 in</u> D.I. <u>0.402 in</u> BWG <u>18</u> Longitud <u>33.53cm</u>											
Material Carcasa <u>SS 316</u> Diámetro ( Aprox.) <u>4.0 in</u> Espesor mínimo: <u>1.185 mm</u>											
Material Cubiertas Cabezal <u>SS 316</u> Material Soportes _____											
Material Hoja de Tubos <u>SS 316</u> Material Bafles <u>SS 316</u>											
Corrosión Permitida: Carcasa <u>0.005 in</u> Tubos <u>0.0156 in</u>											
Boquillas: Carcasa: Entrada <u>1.25 in</u> Salida <u>1.00 in</u> Pestaña _____											
Cabezal: Entrada <u>0.5 in</u> Salida <u>1.25 in</u> Pestaña _____											
Otros _____ Tamaño _____ Pestaña _____											
Tornillos Pasadores _____ Empaques _____											
Código _____ Envoltura _____											
Aislamiento _____ Clase _____ Protección Catódica _____											
 <p>25% de segmentación Corte horizontal No de bafles: 6 Espaciamiento: 1.886 in</p> <p>ARREGLO DE BAFLES</p>		<p>Intercambiador termosifón dispuesto verticalmente</p> <table border="1"> <tr> <td>a</td> <td>Salida gas combust</td> </tr> <tr> <td>b</td> <td>Entrada gas combust.</td> </tr> <tr> <td>c</td> <td>Salida liquido + vapor</td> </tr> <tr> <td>d</td> <td>Entrada liquido</td> </tr> </table>  <p>ARREGLO DE BOQUILLAS</p>		a	Salida gas combust	b	Entrada gas combust.	c	Salida liquido + vapor	d	Entrada liquido
a	Salida gas combust										
b	Entrada gas combust.										
c	Salida liquido + vapor										
d	Entrada liquido										
OBSERVACIONES											
Preparado por _____		Fecha _____/_____/_____									
Revisado por _____		Aprobado _____ Fecha _____/_____/_____									

Trabajo N° \_\_\_\_\_  
B/M N° \_\_\_\_\_

**ESPECIFICACION**  
**E - 102**

Página 1 de 1  
Unid. Precio \_\_\_\_\_  
N° Unidades \_\_\_\_\_  
Ítem N° \_\_\_\_\_

Servicio Intercambiador de calor para el enfriamiento de gases de reformado  
Tamaño Do = 13.97 cm L = 81.026 cm Tipo De Carcasa y Tubo Tipo 1-1

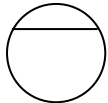
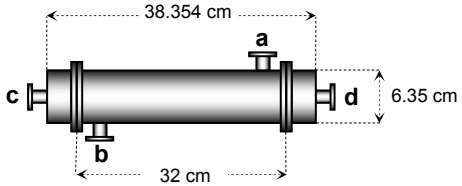
DATOS DE DISEÑO											
UNIDADES	CARCASA		TUBOS								
Fluido	<i>Alimento a R-100</i>		<i>Gases de reformado</i>								
Flujo, kg/h	10.57		10.57								
Temperatura Entrada, °C	117.0		700								
Temperatura Salida, °C	525.9		350.0								
Presión Operación, atm	2		2								
Densidad, kg/m <sup>3</sup>	0.9947		0.4718								
Calor Especifico, kJ/kg°C	2.100		2.455								
Calor Latente, kJ/kg											
Conductividad Térmica, kJ/mh°C	0.1653		0.470								
Viscosidad, kg/mh	0.0583		0.08795								
Peso Molecular	21.132		14.703								
N° de Pasos	1		1								
Caída de Presión, atm	2.97*10 <sup>-4</sup>		1.1425*10 <sup>-4</sup>								
Factor de Ensuciamiento	0.0025		0.0030								
Calor Transferido, kJ/h	9088.707		DTML, °C 197.7								
Coeficiente Global de Transferencia, kJ/m <sup>2</sup> h°C: Calculado	46.39		Usado 45.42								
CONSTRUCCION											
Presión Máxima Operación, atm	11	Diseño: 13.2	11								
Temperatura Operación Máximo, °C	550	Diseño: 605	790								
Diseño: 12.1											
Diseño: 869											
Tipo de Unidad <u>Hoja de tubos fija</u> Pitch de Tubo <u>0.75 in</u> Δ Junta _____											
Material Tubos <u>Haynes 556</u> N° <u>37</u> D.E. <u>0.5 in</u> D.I. <u>0.402 in</u> BWG <u>18</u> Longitud <u>67.06 cm</u>											
Material Carcasa <u>SS 316</u> Diámetro ( Aprox.) <u>5.5 in</u> Espesor mínimo: <u>1.103 mm</u>											
Material Cubiertas Cabezal <u>Entrada: Haynes 556</u> <u>Salida: SS 316</u>											
Material Hoja de Tubos <u>Entrada: Haynes 556</u> <u>Salida: SS 316</u> Material Bafles <u>SS 316</u>											
Corrosión Permitida: Carcasa <u>0.005 in</u> Tubos <u>0.0156 in</u>											
Boquillas: Carcasa: Entrada <u>0.75 in</u> Salida <u>1.00 in</u> Pestaña _____											
Cabezal: Entrada <u>1.0 in</u> Salida <u>1.0 in</u> Pestaña _____											
Otros _____ Tamaño _____ Pestaña _____											
Tornillos Pasadores _____ Empaques _____											
Código _____ Envoltura _____											
Aislamiento _____ Clase _____ Protección Catódica _____											
 <p>25% de segmentación Corte horizontal No de bafles: 12 Espaciamiento: 2.031 in</p>		 <p>81.026 cm 67.06 cm 13.97 cm</p> <table border="1"> <tr> <td>a</td> <td>Entrada vapor</td> </tr> <tr> <td>b</td> <td>Salida gas</td> </tr> <tr> <td>c</td> <td>Entrada gas</td> </tr> <tr> <td>d</td> <td>Salida gas</td> </tr> </table>		a	Entrada vapor	b	Salida gas	c	Entrada gas	d	Salida gas
a	Entrada vapor										
b	Salida gas										
c	Entrada gas										
d	Salida gas										
ARREGLO DE BAFLES		ARREGLO DE BOQUILLAS									
OBSERVACIONES											
Preparado por _____		Fecha ____/____/____									
Revisado por _____		Aprobado _____ Fecha ____/____/____									

Trabajo N° \_\_\_\_\_  
B/M N° \_\_\_\_\_

**ESPECIFICACION**  
**E - 103**

Página 1 de 1  
Unid. Precio \_\_\_\_\_  
N° Unidades \_\_\_\_\_  
Ítem N° \_\_\_\_\_

Servicio Intercambiador de calor para el enfriamiento de gases de R-101  
Tamaño Do = 6.35 cm L = 38.354 cm Tipo De Carcasa y Tubo Tipo 1-1

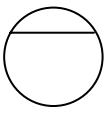
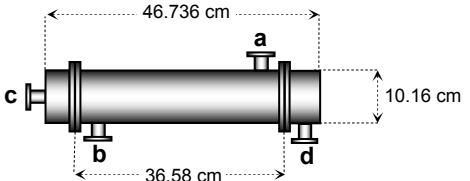
DATOS DE DISEÑO			
UNIDADES	CARCASA		TUBOS
Fluido	<b>Gases hacia R-103</b>		<b>Gases desde R-101</b>
Flujo, kg/h	<b>6.015</b>		<b>10.57</b>
Temperatura Entrada, °C	<b>50</b>		<b>396.9</b>
Temperatura Salida, °C	<b>168.6</b>		<b>326.8</b>
Presión Operación, atm	<b>2</b>		<b>2</b>
Densidad, kg/m <sup>3</sup>	<b>0.3482</b>		<b>0.5663</b>
Calor Especifico, kJ/kg°C	<b>2.473</b>		<b>2.383</b>
Calor Latente, kJ/kg			
Conductividad Térmica, kJ/mh°C	<b>0.4023</b>		<b>0.4129</b>
Viscosidad, kg/mh	<b>0.0464</b>		<b>0.0699</b>
Peso Molecular	<b>12.907</b>		<b>14.703</b>
N° de Pasos	<b>1</b>		<b>1</b>
Caída de Presión, atm	<b>1.9*10<sup>-4</sup></b>		<b>2.04*10<sup>-4</sup></b>
Factor de Ensuciamiento	<b>0.0025</b>		<b>0.0030</b>
Calor Transferido, kJ/h	<b>1765</b>	DTML, °C	<b>251.6</b>
Coeficiente Global de Transferencia, kJ/m <sup>2</sup> h°C: Calculado	<b>81.31</b>	Usado	<b>78.42</b>
CONSTRUCCION			
Presión Máxima Operación, atm	<b>11</b>	Diseño: <b>13.2</b>	<b>11</b> Diseño: <b>12.1</b>
Temperatura Operación Máximo, °C	<b>250</b>	Diseño: <b>300</b>	<b>450</b> Diseño: <b>495</b>
Tipo de Unidad <u>Hoja de tubos fija</u> Pitch de Tubo <u>0.75 in</u> Δ Junta _____			
Material Tubos <u>SS 316</u> N° <u>7</u> D.E. <u>0.5 in</u> D.I. <u>0.402 in</u> BWG <u>18</u> Longitud <u>32 cm</u>			
Material Carcasa <u>SS 316</u> Diámetro ( Aprox.) <u>5.5 in</u> Espesor mínimo: <u>1.103 mm</u>			
Material Cubiertas Cabezal <u>Entrada: SS 316 Salida: SS 316</u>			
Material Hoja de Tubos <u>Entrada: SS 316 Salida: SS 316</u> Material Bafles <u>SS 316</u>			
Corrosión Permitida: Carcasa <u>0.005 in</u> Tubos <u>0.0156 in</u>			
Boquillas: Carcasa: Entrada <u>0.50 in</u> Salida <u>0.50 in</u> Pestaña _____			
Cabezal: Entrada <u>0.75 in</u> Salida <u>0.75 in</u> Pestaña _____			
Otros _____ Tamaño _____ Pestaña _____			
Tornillos Pasadores _____ Empaques _____			
Código _____ Envoltura _____			
Aislamiento _____ Clase _____ Protección Catódica _____			
 <p>25% de segmentación Corte horizontal No de bafles: 6 Espaciamiento: 1.8 in</p>		 <p>ARREGLO DE BOQUILLAS</p>	
ARREGLO DE BAFLES			
OBSERVACIONES			
Preparado por _____		Fecha _____/_____/_____	
Revisado por _____		Aprobado _____ Fecha _____/_____/_____	

Trabajo N° \_\_\_\_\_  
B/M N° \_\_\_\_\_

**ESPECIFICACION**  
**E - 104**

Página 1 de 1  
Unid. Precio \_\_\_\_\_  
N° Unidades \_\_\_\_\_  
Ítem N° \_\_\_\_\_

Servicio Intercambiador de calor para el enfriamiento de gases hacia R-102  
Tamaño Do = 10.16 cm L = 46.736 cm Tipo De Carcasa y Tubo Tipo 1-1

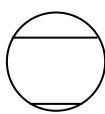
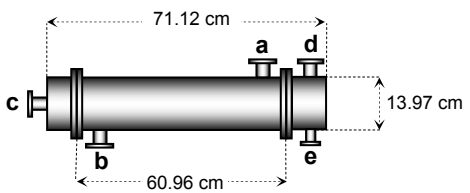
DATOS DE DISEÑO											
UNIDADES	CARCASA		TUBOS								
Fluido	<b>Gases desde R-103</b>		<b>Mezcla etanol-agua</b>								
Flujo, kg/h	<b>10.57</b>		<b>10.57</b>								
Temperatura Entrada, °C	<b>326.8</b>		<b>106.6</b>								
Temperatura Salida, °C	<b>180</b>		<b>110.1</b>								
Presión Operación, atm	<b>2</b>		<b>2</b>								
Densidad, kg/m <sup>3</sup>	<b>0.6952</b>		<b>11.029</b>								
Calor Especifico, kJ/kg°C	<b>2.3145</b>		<b>3.6069</b>								
Calor Latente, kJ/kg											
Conductividad Térmica, kJ/mh°C	<b>0.3499</b>										
Viscosidad, kg/mh	<b>0.0606</b>										
Peso Molecular	<b>14.703</b>		<b>21.132</b>								
N° de Pasos	<b>1</b>		<b>1</b>								
Caída de Presión, atm	<b>2.45*10<sup>-4</sup></b>		<b>3.674*10<sup>-5</sup></b>								
Factor de Ensuciamiento	<b>0.0025</b>		<b>0.0030</b>								
Calor Transferido, kJ/h	<b>3590</b>	DTML, °C	<b>133</b>								
Coeficiente Global de Transferencia, kJ/m <sup>2</sup> h°C: Calculado	<b>101.48</b>	Usado	<b>97.81</b>								
CONSTRUCCION											
Presión Máxima Operación, atm	<b>11</b>	Diseño: <b>13.2</b>	<b>11</b> Diseño: <b>12.1</b>								
Temperatura Operación Máximo, °C	<b>400</b>	Diseño: <b>480</b>	<b>400</b> Diseño: <b>480</b>								
Tipo de Unidad <u>Hoja de tubos fija</u> Pitch de Tubo <u>0.75 in</u> Δ Junta _____											
Material Tubos <u>SS 316</u> N° <u>37</u> D.E. <u>0.5 in</u> D.I. <u>0.402 in</u> BWG <u>18</u> Longitud <u>36.58 cm</u>											
Material Carcasa <u>SS 316</u> Diámetro (Aprox.) <u>4.0 in</u> Espesor mínimo: <u>0.64 mm</u>											
Material Cubiertas Cabezal <u>Entrada: SS 316 Salida: SS 316</u>											
Material Hoja de Tubos <u>Entrada: SS 316 Salida: SS 316</u> Material Baffles <u>SS 316</u>											
Corrosión Permitida: Carcasa <u>0.005 in</u> Tubos <u>0.0156 in</u>											
Boquillas: Carcasa: Entrada <u>0.75 in</u> Salida <u>0.75 in</u> Pestaña _____											
Cabezal: Entrada <u>0.5 in</u> Salida <u>0.75 in</u> Pestaña _____											
Otros _____ Tamaño _____ Pestaña _____											
Tornillos Pasadores _____ Empaques _____											
Código _____ Envoltura _____											
Aislamiento _____ Clase _____ Protección Catódica _____											
 <p>25% de segmentación Corte horizontal No de baffles: 6 Espaciamiento: 2.057 in</p>		<table border="1"> <tr> <td>a</td> <td>Entrada gas</td> </tr> <tr> <td>b</td> <td>Salida gas</td> </tr> <tr> <td>c</td> <td>Entrada liq. + vapor</td> </tr> <tr> <td>d</td> <td>Salida liq. + vapor</td> </tr> </table> 		a	Entrada gas	b	Salida gas	c	Entrada liq. + vapor	d	Salida liq. + vapor
a	Entrada gas										
b	Salida gas										
c	Entrada liq. + vapor										
d	Salida liq. + vapor										
ARREGLO DE BAFLES		ARREGLO DE BOQUILLAS									
OBSERVACIONES											
Preparado por _____		Fecha _____/_____/_____									
Revisado por _____		Aprobado _____ Fecha _____/_____/_____									

Trabajo N° \_\_\_\_\_  
B/M N° \_\_\_\_\_

**ESPECIFICACION**  
**E - 105**

Página 1 de 1  
Unid. Precio \_\_\_\_\_  
N° Unidades \_\_\_\_\_  
Ítem N° \_\_\_\_\_

Servicio Condensador de agua de la corriente proveniente de R-102  
Tamaño Do = 13.97 cm L = 81.026 cm Tipo De Carcasa y Tubo Tipo 1-1

DATOS DE DISEÑO													
UNIDADES	CARCASA		TUBOS										
Fluido	<b>Gases desde E-100</b>		<b>Agua de enfriamiento</b>										
Flujo, kg/h	<b>10.57</b>		<b>58.54</b>										
Temperatura Entrada, °C	<b>89.27</b>		<b>30</b>										
Temperatura Salida, °C	<b>50</b>		<b>70</b>										
Presión Operación, atm	<b>2</b>		<b>2</b>										
Densidad, kg/m <sup>3</sup>	<b>1.3919</b>		<b>988.03</b>										
Calor Especifico, kJ/kg°C	<b>2.794</b>		<b>4.048</b>										
Calor Latente, kJ/kg													
Conductividad Térmica, kJ/mh°C			<b>2.305</b>										
Viscosidad, kg/mh			<b>2.1557</b>										
Peso Molecular	<b>14.703</b>		<b>18.015</b>										
N° de Pasos	<b>1</b>		<b>1</b>										
Caída de Presión, atm	<b>3.48*10<sup>-4</sup></b>		<b>1.57*10<sup>-7</sup></b>										
Factor de Ensuciamiento	<b>0.0020</b>		<b>0.0026</b>										
Calor Transferido, kJ/h	<b>9468</b>	DTML, °C	<b>24.87</b>										
Coeficiente Global de Transferencia, kJ/m <sup>2</sup> h°C: Calculado	<b>990.11</b>	Usado	<b>809.23</b>										
CONSTRUCCION													
Presión Máxima Operación, atm	<b>3</b>	Diseño: <b>3.3</b>	<b>11</b> Diseño: <b>13.2</b>										
Temperatura Operación Máximo, °C	<b>150</b>	Diseño: <b>180</b>	<b>150</b> Diseño: <b>180</b>										
Tipo de Unidad <b>Hoja de tubos fija</b> Pitch de Tubo <b>0.75 in</b> Δ Junta _____													
Material Tubos <b>SS 316</b> N° <b>19</b> D.E. <b>0.5 in</b> D.I. <b>0.402 in</b> BWG <b>18</b> Longitud <b>60.96 cm</b>													
Material Carcasa <b>SS 316</b> Diámetro (Aprox.) <b>4.0 in</b> Espesor mínimo: <b>0.514 mm</b>													
Material Cubiertas Cabezal <b>Entrada: SS 316 Salida: SS 316</b>													
Material Hoja de Tubos <b>Entrada: SS 316 Salida: SS 316</b> Material Bafles <b>SS 316</b>													
Corrosión Permitida: Carcasa <b>0.005 in</b> Tubos <b>0.0156 in</b>													
Boquillas: Carcasa: Entrada <b>0.75 in</b> Salida <b>0.5 in</b> Pestaña _____													
Cabezal: Entrada <b>0.5 in</b> Salida <b>0.5 in</b> Pestaña _____													
Otros <b>Drenaje para agua</b> Tamaño <b>0.5 in</b> Pestaña _____													
Tornillos Pasadores _____ Empaques _____													
Código _____ Envoltura _____													
Aislamiento _____ Clase _____ Protección Catódica _____													
 <p>25% de segmentación Corte horizontal No de bafles: 12 Espaciamiento: 1.8462 in Corte en los bafles inferiores para drenaje</p> <p>ARREGLO DE BAFLES</p>		<table border="1"> <tr> <td>a</td> <td>Entrada gas</td> </tr> <tr> <td>b</td> <td>Salida gas + vapor</td> </tr> <tr> <td>c</td> <td>Entrada agua</td> </tr> <tr> <td>d</td> <td>Salida agua</td> </tr> <tr> <td>e</td> <td>Drenaje de agua</td> </tr> </table>  <p>ARREGLO DE BOQUILLAS</p>		a	Entrada gas	b	Salida gas + vapor	c	Entrada agua	d	Salida agua	e	Drenaje de agua
a	Entrada gas												
b	Salida gas + vapor												
c	Entrada agua												
d	Salida agua												
e	Drenaje de agua												
OBSERVACIONES													
Preparado por _____		Fecha ____/____/____											
Revisado por _____		Aprobado _____ Fecha ____/____/____											

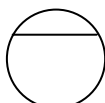
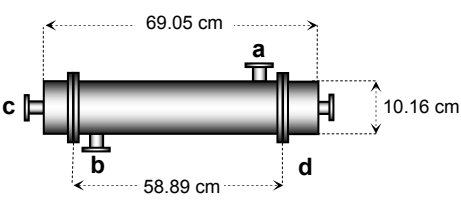
Trabajo N° \_\_\_\_\_  
B/M N° \_\_\_\_\_

**ESPECIFICACION**  
**E - 106**

Página 1 de 1  
Unid. Precio \_\_\_\_\_  
N° Unidades \_\_\_\_\_  
Ítem N° \_\_\_\_\_

Servicio Enfriamiento del gas para la pila de combustible

Tamaño Do = 10.16 cm L = 69.05 cm Tipo De Carcasa y Tubo Tipo 1-1

DATOS DE DISEÑO			
UNIDADES	CARCASA		TUBOS
Fluido	<i>Agua de enfriamiento</i>		<i>Gas desde R-103</i>
Flujo, kg/h	27.07		6.151
Temperatura Entrada, °C	30		200
Temperatura Salida, °C	50		55
Presión Operación, atm	2		2
Densidad, kg/m <sup>3</sup>	995.9		0.8239
Calor Especifico, kJ/kg°C	4.041		2.451
Calor Latente, kJ/kg			
Conductividad Térmica, kJ/mh°C	2.2706		0.411
Viscosidad, kg/mh	2.414		0.048
Peso Molecular	18.015		13.094
N° de Pasos	1		1
Caída de Presión, atm	6.8*10-6		4.082*10-5
Factor de Ensuciamiento	0.0025		0.0030
Calor Transferido, kJ/h	2.187	DTML, °C	870.24
Coeficiente Global de Transferencia, kJ/m <sup>2</sup> h°C: Calculado	71.45	Usado	70.2
CONSTRUCCION			
Presión Máxima Operación, atm	11	Diseño: 13.2	11
Temperatura Operación Máximo, °C	250	Diseño: 300	100
Temperatura Operación Máximo, °C		Diseño: 120	120
Tipo de Unidad <u>Hoja de tubos fija</u> Pitch de Tubo <u>0.75 in</u> Δ Junta _____			
Material Tubos <u>SS 316</u> N° <u>19</u> D.E. <u>0.5 in</u> D.I. <u>0.402 in</u> BWG <u>18</u> Longitud <u>58.89 cm</u>			
Material Carcasa <u>SS 316</u> Diámetro ( Aprox.) <u>4.0 in</u> Espesor mínimo: <u>0.5 mm</u>			
Material Cubiertas Cabezal <u>Entrada: SS 316 Salida: SS 316</u> Material Bafles <u>SS 316</u>			
Material Hoja de Tubos <u>Entrada: SS 316 Salida: SS 316</u> Material Bafles <u>SS 316</u>			
Corrosión Permitida: Carcasa <u>0.005 in</u> Tubos <u>0.0156 in</u>			
Boquillas: Carcasa: Entrada <u>0.5 in</u> Salida <u>0.5 in</u> Pestaña _____			
Cabezal: Entrada <u>0.75 in</u> Salida <u>0.5 in</u> Pestaña _____			
Otros _____ Tamaño _____ Pestaña _____			
Tornillos Pasadores _____ Empaques _____			
Código _____ Envoltura _____			
Aislamiento _____ Clase _____ Protección Catódica _____			
 <p>25% de segmentación Corte horizontal No de bafles: 12 Espaciamiento: 1.783 in</p>		 <p>ARREGLO DE BOQUILLAS</p>	
ARREGLO DE BAFLES			
OBSERVACIONES			
Preparado por _____		Fecha ____/____/____	
Revisado por _____		Aprobado _____ Fecha ____/____/____	

Trabajo N° \_\_\_\_\_  
B/M N° \_\_\_\_\_

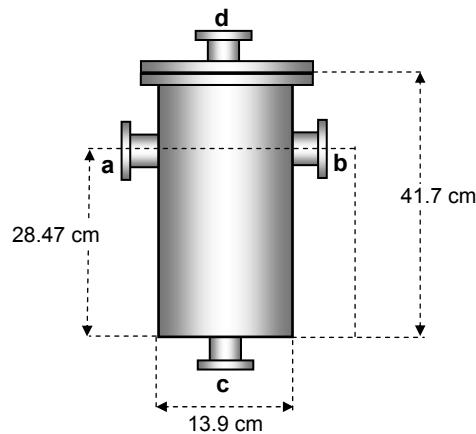
**ESPECIFICACION  
V-101**

Página \_\_\_\_\_ de \_\_\_\_\_  
Unid. Precio \_\_\_\_\_  
N° Unidades \_\_\_\_\_  
Ítem N° \_\_\_\_\_

Servicio Vaporización de la mezcla etanol agua

Tamaño D= 13.9 cm L= 41.7 cm Tipo Tanque para termosifón

a	Entrada Líquido + vapor
b	Entrada Líquido + vapor
c	Salida Líquido
d	Salida vapor



**DATOS DE DISEÑO**

Presión Máxima Operación 11 atm      Temperatura Máxima de Operación 236 °C  
 Presión de Diseño 12.1 atm      Temperatura de Diseño 260 °C  
 Código \_\_\_\_\_ Sellado \_\_\_\_\_ Densidad del Contenido \_\_\_\_\_ kg/m<sup>3</sup>  
 Material: Cilindro SS316 Cabezas SS316 Soportes \_\_\_\_\_  
 Aislamiento: Interno \_\_\_\_\_ Externo \_\_\_\_\_ Espesor mínimo de pared 1.48 mm  
 Corrosión Interna Permitida 1/32 in Envoltura \_\_\_\_\_

**BOQUILLAS**

Servicio	N° Requerido	Tamaño	Clasificación	Facing	Marca N°
Entrada 1	<b>1</b>	<b>3/4 in</b>			<b>a</b>
Entrada 2	<b>1</b>	<b>1 1/4 in</b>			<b>b</b>
Salida 1	<b>1</b>	<b>1/2 in</b>			<b>c</b>
Salida 2	<b>1</b>	<b>3/4 in</b>			<b>d</b>
Válvula de Seguridad					
Control de Presión					
Control de Temperatura					

**OBSERVACIONES**


Preparado por \_\_\_\_\_ Fecha \_\_\_\_/\_\_\_\_/\_\_\_\_  
 Revisado por \_\_\_\_\_ Aprobado \_\_\_\_\_ Fecha \_\_\_\_/\_\_\_\_/\_\_\_\_

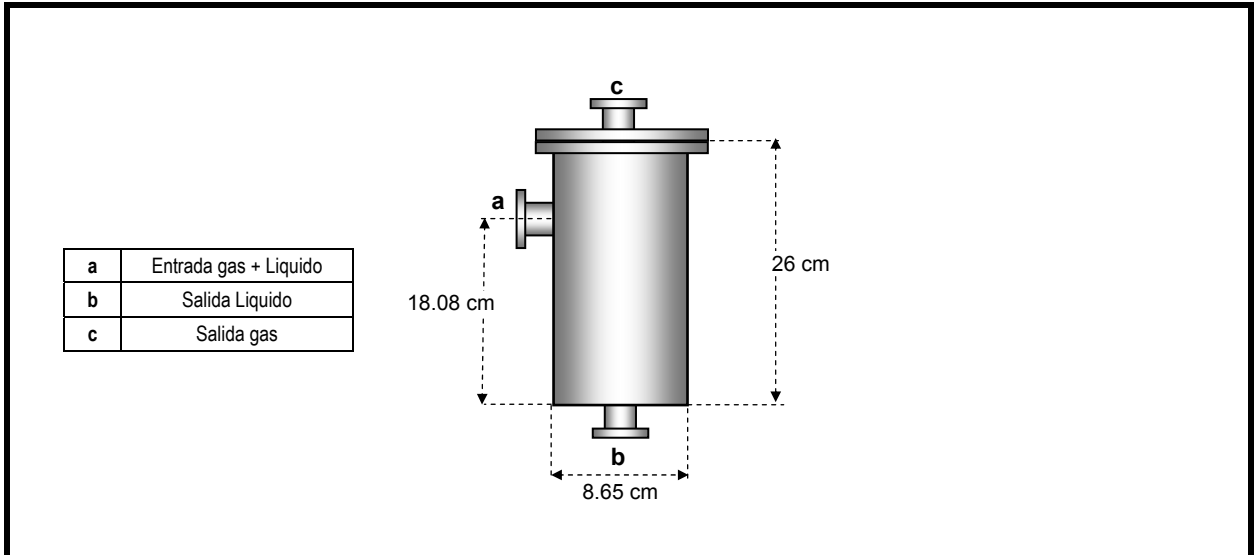
Trabajo N° \_\_\_\_\_  
 B/M N° \_\_\_\_\_

**ESPECIFICACION  
 V-102**

Página \_\_\_\_\_ de \_\_\_\_\_  
 Unid. Precio \_\_\_\_\_  
 N° Unidades \_\_\_\_\_  
 Ítem N° \_\_\_\_\_

Servicio Separador de agua

Tamaño D= 8.65 cm L= 41.7 cm Tipo Tanque "KnockOut"



**DATOS DE DISEÑO**

Presión Máxima Operación 11 atm      Temperatura Máxima de Operación 250 °C  
 Presión de Diseño 12.1 atm      Temperatura de Diseño 300 °C  
 Código \_\_\_\_\_ Sellado \_\_\_\_\_ Densidad del Contenido \_\_\_\_\_ kg/m<sup>3</sup>  
 Material: Cilindro SS316 Cabezas SS316 Soportes \_\_\_\_\_  
 Aislamiento: Interno \_\_\_\_\_ Externo \_\_\_\_\_ Espesor mínimo de pared 1.17 mm  
 Corrosión Interna Permitida 1/32 in Envoltura \_\_\_\_\_

**BOQUILLAS**

Servicio	N° Requerido	Tamaño	Clasificación	Facing	Marca N°
Entrada	<b>1</b>	<b>1/2 in</b>			<b>a</b>
Salida	<b>1</b>	<b>1/2 in</b>			<b>c</b>
Drenaje	<b>1</b>	<b>1/2 in</b>			<b>b</b>
Válvula de Seguridad					
Control de Presión					
Control de Temperatura					

**OBSERVACIONES**


Preparado por \_\_\_\_\_ Fecha \_\_\_\_/\_\_\_\_/\_\_\_\_  
 Revisado por \_\_\_\_\_ Aprobado \_\_\_\_\_ Fecha \_\_\_\_/\_\_\_\_/\_\_\_\_

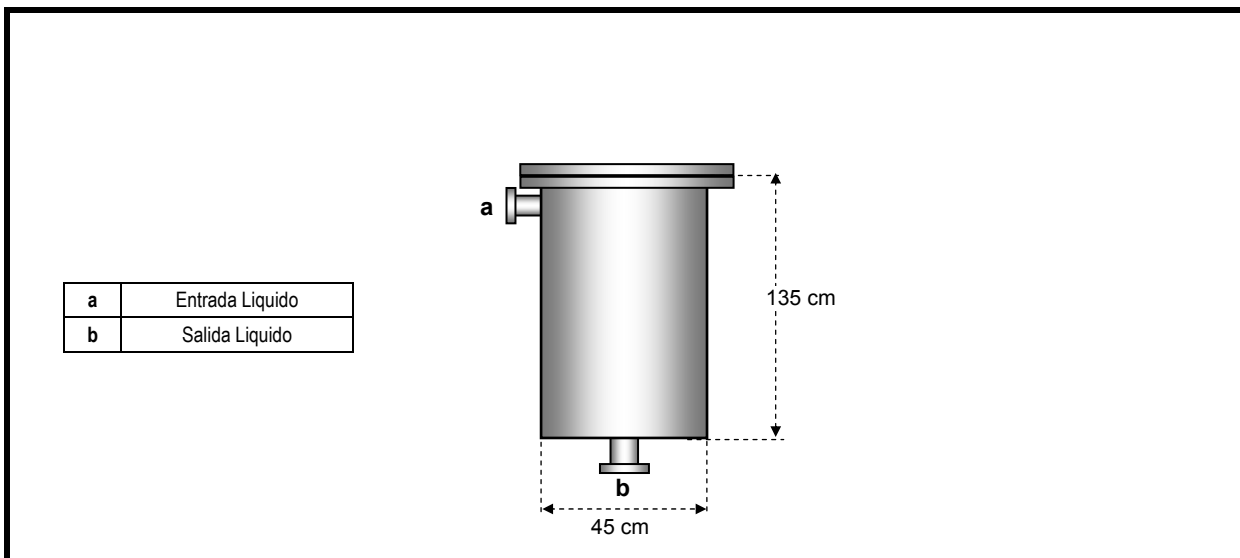
Trabajo N° \_\_\_\_\_  
B/M N° \_\_\_\_\_

**ESPECIFICACION  
V-100**

Página \_\_\_\_\_ de \_\_\_\_\_  
Unid. Precio \_\_\_\_\_  
N° Unidades \_\_\_\_\_  
Ítem N° \_\_\_\_\_

Servicio Tanque almacenamiento etanol agua

Tamaño D= 45 cm L= 135 cm Tipo Tanque Cubierto



**DATOS DE DISEÑO**

Presión Máxima Operación 2 atm      Temperatura Máxima de Operación 200 °C  
 Presión de Diseño 3 atm      Temperatura de Diseño 300 °C  
 Código \_\_\_\_\_ Sellado \_\_\_\_\_ Densidad del Contenido \_\_\_\_\_ kg/m<sup>3</sup>  
 Material: Cilindro SS316      Cabezas \_\_\_\_\_ Soportes \_\_\_\_\_  
 Aislamiento: Interno \_\_\_\_\_ Externo \_\_\_\_\_ Espesor mínimo de pared 1.48 mm  
 Corrosión Interna Permitida 1/32 in      Envoltura \_\_\_\_\_

**BOQUILLAS**

Servicio	N° Requerido	Tamaño	Clasificación	Facing	Marca N°
Entrada	<b>1</b>	<b>1/2 in</b>			<b>a</b>
Salida	<b>1</b>	<b>1/2 in</b>			<b>b</b>
Drenaje					
Válvula de Seguridad					
Control de Presión					
Control de Temperatura					

**OBSERVACIONES**

Preparado por \_\_\_\_\_ Fecha \_\_\_\_/\_\_\_\_/\_\_\_\_  
 Revisado por \_\_\_\_\_ Aprobado \_\_\_\_\_ Fecha \_\_\_\_/\_\_\_\_/\_\_\_\_

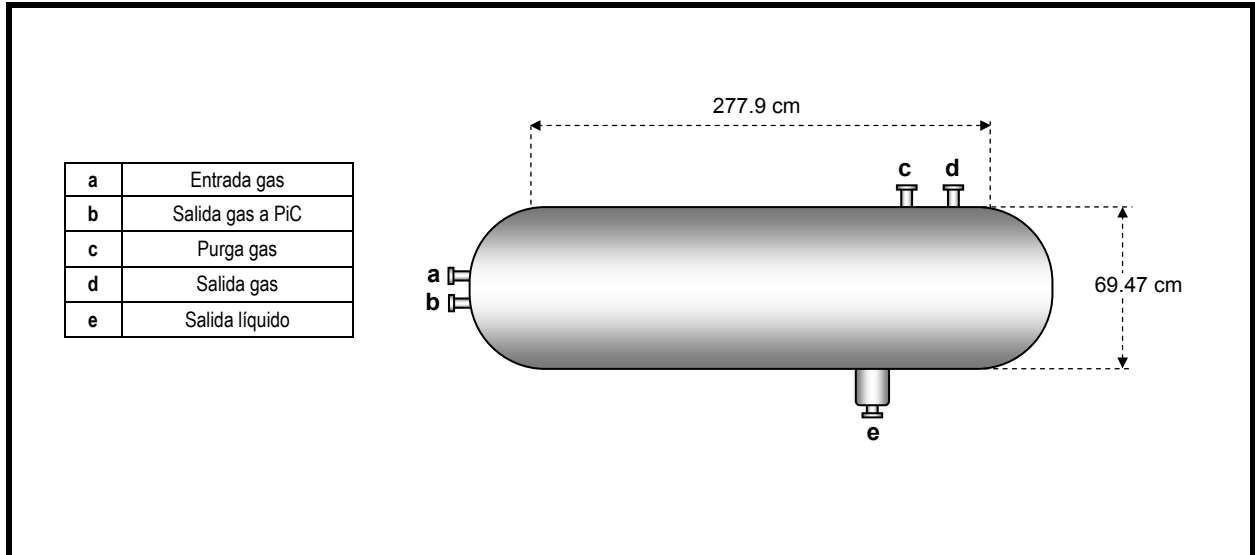
Trabajo N° \_\_\_\_\_  
B/M N° \_\_\_\_\_

**ESPECIFICACION  
V-103**

Página \_\_\_\_\_ de \_\_\_\_\_  
Unid. Precio \_\_\_\_\_  
N° Unidades \_\_\_\_\_  
Ítem N° \_\_\_\_\_

Servicio Tanque almacenamiento de hidrógeno

Tamaño D= 69.47 cm L= 277.9 cm Tipo Tanque Horizontal sellado



**DATOS DE DISEÑO**

Presión Máxima Operación 11 atm      Temperatura Máxima de Operación 250 °C  
 Presión de Diseño 12.1 atm      Temperatura de Diseño 300 °C  
 Código \_\_\_\_\_ Sellado \_\_\_\_\_ Densidad del Contenido \_\_\_\_\_ kg/m<sup>3</sup>  
 Material: Cilindro SS316      Cabezas \_\_\_\_\_ Soportes \_\_\_\_\_  
 Aislamiento: Interno \_\_\_\_\_ Externo \_\_\_\_\_ Espesor mínimo de pared 4.18 mm  
 Corrosión Interna Permitida 1/32 in      Envoltura \_\_\_\_\_

**BOQUILLAS**

Servicio	N° Requerido	Tamaño	Clasificación	Facing	Marca N°
Entrada	<b>1</b>	<b>1/2 in</b>			<b>a</b>
Salida	<b>2</b>	<b>1/2 in</b>			<b>b y c</b>
Drenaje	<b>1</b>	<b>1/2 in</b>			<b>e</b>
Válvula de Seguridad	<b>1</b>	<b>1/2 in</b>			<b>d</b>
Control de Presión					
Control de Temperatura					

**OBSERVACIONES**

Las cabezas del tanque V-103 son ser esféricas.

Preparado por \_\_\_\_\_ Fecha \_\_\_\_/\_\_\_\_/\_\_\_\_  
 Revisado por \_\_\_\_\_ Aprobado \_\_\_\_\_ Fecha \_\_\_\_/\_\_\_\_/\_\_\_\_

## APENDICE B. MEMORIAS DE CÁLCULO

### Reformador R-100

- Cálculo del volumen de catalizador de Ni/ $\gamma$ -Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>

Expresión Cinética:

$$(-r_{C_2H_5OH}) = k_{C_2H_5OH} C_{C_2H_5OH} \quad \left[ \text{mol h}^{-1} \text{kgcat}^{-1} \right] \quad (\text{A.1})$$

$$k_{C_2H_5OH} = 2.8 * 10^2 \exp\left(\frac{-16000}{RT}\right) \quad \left[ \text{m}^3 \text{ h}^{-1} \text{kgcat}^{-1} \right] \quad (\text{A.2})$$

$$C_{C_2H_5OH} = C_{C_2H_5OH,0} (1 - X_{C_2H_5OH}) \quad \left[ \frac{\text{mol } C_2H_5OH}{\text{m}^3} \right] \quad (\text{A.3})$$

Ecuación de Diseño:

$$F_{C_2H_5OH,0} \frac{dX_{C_2H_5OH}}{dW} = -r_{C_2H_5OH} \quad (\text{A.4})$$

Integrando:

$$W = -\frac{F_{C_2H_5OH,0}}{C_{C_2H_5OH} k_{C_2H_5OH}} \ln(1 - X_{C_2H_5OH}) \quad [\text{kg de catalizador}] \quad (\text{A.5})$$

resolviendo:

$$F_{C_2H_5OH,0} = 55,5556 \frac{\text{mol } C_2H_5OH}{\text{h}}$$

$$C_{C_2H_5OH,0} = y_{C_2H_5OH,0} \frac{P}{R * T_0} = 0.1111 \frac{202650}{8.3143 * 799.05} = 3,3893 \frac{\text{mol } C_2H_5OH}{\text{m}^3} \quad (\text{A.6})$$

$$k_{C_2H_5OH} = 2.8 * 10^2 \exp\left(\frac{-16000}{8.3143 * 823.15}\right) = 27.03 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1} \text{kgcat}^{-1}$$

$$X_{C_2H_5OH} = 0.999901$$

$$W = -\frac{55.5556}{3.3893 * 27.03} \ln(1 - 0.999901) = 5.59148 \text{ kg de catalizador}$$

$$\rho_{\text{Catalizado Ni}/\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3} = 1.3 \text{ gr/cm}^3$$

entonces el volumen de catalizador:

$$V_{\text{Catalizador}} = \frac{W}{\rho_{\text{Catalizado Ni}/\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3}} = \frac{5591.48}{1.3} = 4301.14 \text{ cm}^3 \quad (\text{A.7})$$

La masa de catalizador se calculó en función de la conversión de etanol para temperaturas entre 500 °C y 750 °C, los resultados se pueden ver en la Figura A.1.

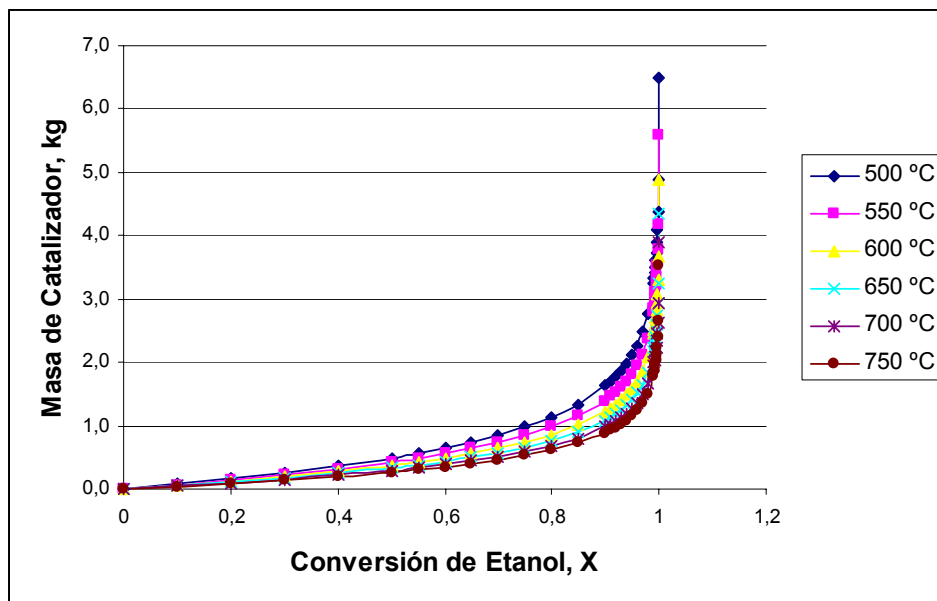


Figura B.1 Masa de catalizador para el reformado de etanol con vapor en función de la conversión de etanol para temperaturas entre 500 °C y 750 °C

- *Diseño Mecánico*

*Cálculo del espesor de tubo (Ref. 35):*

$$t_m = \left( \frac{PD_o}{2(SE + YP)} \right) + C \quad (A.8)$$

donde

SE = 1800 psi (Haynes 556, T= 898 °C), P= 176.35 psi, Do = 0.5 in, Y= 0.7 y C = 1/64 in  
 $t_m = 0.0324$  in

*Cálculo de número de tubos*

Tubo: OD = 1.27 cm (0.5 in), 20 BWG, DI = 1.092 cm (0.43 in),  $A_{\text{flujo}} = 0.937 \text{ cm}^2$ ,  
 espesor = 0.035 in

Volumen de catalizador = 4301.14  $\text{cm}^3$

Longitud equivalente de tubo =  $V_{\text{catalizador}} / A_{\text{flujo}} = 4301.14 / 0.937 = 4590.33$  cm

Longitud de tubo = 80 cm

Numero total de tubos =  $4590.33 / 80 = 57.4$  (58 tubos), Estándar = 62 tubos

*Dimensiones hoja de tubos*

Pitch = 1.905 cm ( $\frac{3}{4}$  in),  $N_{\text{tubos}} = 62$

Diámetro Hoja de tubos = 25.4 cm (10 in) teniendo en cuenta 2 in adicionales para aislamiento interno.

*Cálculo de espesor y dimensiones de la carcasa (Ref. 30)*

$$t = \left( \frac{PR}{SE - 0.6P} \right) \quad t \leq R/2, P \leq 0.385 SE \quad \text{Espesor para cilindros} \quad (\text{A.9})$$

donde

SE = 13500 psi (Incoloy 800H, T= 593.33 °C), P= 147 psi, R = 5 in  
t = 0.055 in (0.14 cm)

$$t = \left( \frac{PR}{2SE - 0.2P} \right) \quad t \leq 0.356R, P \leq 0.665 SE \quad \text{Espesor para domos esféricos} \quad (\text{A.10})$$

donde

Para el domo de entrada: SE = 4100 psi (SS 316, T= 704.44 °C), P= 176.35 psi, R = 5 in  
 $t_{\text{Domo entrada}} = 0.108 \text{ in (0.27 cm)}$

Para el domo de salida: SE = 1800 psi (Haynes 556, T= 898 °C), P= 176.35 psi, R = 5 in  
 $t_{\text{Domo salida}} = 0.25 \text{ (0.635 cm)}$

Diámetro interno de la carcasa = 25.4 cm (10 in)

Longitud total de la carcasa = 107.45 cm (42.3 in), teniendo en cuenta 80 cm ( 2.6247 ft) de la longitud de los tubos, 10 in de radio para los domos, 1/2 in de espesor de la hoja de tubos de entrada, mas 1 in de espesor de la hoja de tubos de salida.

*Cálculo Número de baffles*

Numero de pasos, N+1 = 9

Espaciado entre los baffles, B = 80 cm / 9 = 8.88 cm (3.5 in)

Numero de baffles, N = 8 baffles

*Cálculo de la caída de presión  $\Delta P$  (Ref. 41):*

$$\frac{\Delta P}{\Delta L} = - \frac{G}{D_p \rho g_c} \left( \frac{1-\phi}{\phi^3} \right) \left[ \frac{150(1-\phi)\mu}{D_p} \right] 1.75 G \quad (\text{A.11})$$

donde

P = Presión, lb/ft<sup>2</sup>

$\phi$  = Porosidad = Volumen de vacío / volumen del lecho

1- $\phi$  = Volumen de sólido / volumen del lecho

$g_c = 32.174 \text{ lb}_m \cdot \text{ft} / \text{h}^2 \cdot \text{lb}_f$

$D_p$  = Diámetro de partícula en el lecho, ft

$\mu$  = Viscosidad del gas lb<sub>m</sub>/ft h

L = Longitud del tubo, ft

$\rho$  = Densidad del gas, lb/ft<sup>3</sup>

G =  $\rho u$  = Velocidad másica superficial, lb<sub>m</sub>/ft<sup>2</sup> h

u = Velocidad superficial = Flujo volumétrico / área transversal del tubo

$$G = \rho u = (36.0786)(0.03165) = 1.142 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 \text{hr}}$$

$$\frac{\Delta P}{\Delta L} = - \frac{1.142}{(0.03165)(4.17e^{-8})(0.0125)} \left( \frac{1-0.38}{0.38^3} \right) \left[ \frac{150(1-0.38)0.0597}{0.0125} \right] 1.75(1.142) = -0.0348$$

$$\Delta P = (0.0348 \text{ psi/ft}) * (2,6247 \text{ ft}) = 0,09134 \text{ psi}$$

### Reactores R-101 y R-102

Para el cálculo del volumen del catalizador se utilizan los balances de masa y energía junto con la expresión cinética, ecuación 2.15, para pequeños incrementos de masa de catalizador, siguiendo el siguiente procedimiento:

- *Procedimiento de diseño*

Balance molar por componente:

$$\Delta W (-r_{\text{CO}}) = (-\Delta F_{\text{CO}}) \quad (\text{A.12})$$

$$F_{\text{CO}_{i+1}} = F_{\text{CO}_i} - (-\Delta F_{\text{CO}}); F_{\text{CO}_{2i+1}} = F_{\text{CO}_{2i}} + \Delta F_{\text{CO}_2}; \text{ etc} \quad (\text{A.13})$$

donde i designa el número del incremento

Balance de energía: es conveniente basar el calor de reacción en la temperatura conocida de entrada del incremento.

$$\sum F_j C_{p_j} (T_{i+1}) = (-r_{\text{CO}}) (-\Delta H_{\text{CO}})_{T_i} \Delta W = (-\Delta F_{\text{CO}}) (-\Delta H_{\text{CO}})_{T_i} \quad (\text{A.14})$$

con

$$(\Delta H_{\text{CO}})_j = \Delta H^{\circ}_{\text{CO}} + \Delta C_{p_j} (T_i - T_{\text{ref}}) \quad (\text{A.15})$$

$$\Delta C_{p_j} = \left( \sum v_i C_{p_i} \right)_j \quad (\text{A.16})$$

Algoritmo:

1. Se calcula  $(-r_{\text{CO}})$  a las condiciones de entrada del incremento, i
2. Se calcula  $(-r_{\text{CO}})_{\text{promedio}} = (-r_{\text{CO}})_i + [(-r_{\text{CO}})_i - (-r_{\text{CO}})_{i-1}] / 2$  (Omitir para i = 0)
3. Se calcula las nuevas velocidades de flujo:  $F_{i+1} = F_i \pm (-r_{\text{CO}}) \Delta W$
4. Se calcula Cp y  $(-\Delta H_{\text{CO}})$  a  $T_i$
5. Se calcula  $\Delta T$  de la ecuación (A.16)
6.  $T_{i+1} = T_i + \Delta T$
7.  $y_{i+1} = F_{i+1} / (F_T)_i$

Un incremento de un grado puede usarse y  $(-\Delta F_{\text{CO}})$  calcularse a partir de la ecuación (A.16). A la salida del incremento se calcula la fracción molar de cada componente y el porcentaje de CO en el gas seco. Usando la ecuación 2.15, se calcula la velocidad promedio con base a las condiciones de entrada y de salida del incremento, entonces se determina  $\Delta W$  de la ecuación (A.14). Después se procede al siguiente incremento hasta encontrar la concentración de salida deseada.

8. Fracción molar de CO en el gas seco =  $[y_{\text{CO}} / (1 - y_{\text{H}_2\text{O}})]_{i+1}$
9. Ir al paso 1

Este algoritmo se programó en Visual Basic, arrojando los resultados de la masa (lb) y el volumen (ft<sup>3</sup>) de catalizador para cada uno de los reactores R-101 y R-102 como se muestra en las figuras (A.2 y A.3)

#### Configuración de los reactores:

Partiendo de un L/D supuesto, se determina la velocidad de flujo másico hasta encontrar los gradientes de temperatura entre la fase fluida y la superficie del catalizador que (Figura 11.5, Ref. 42), sin excesiva caída de presión, sean más favorables.

#### Reactor E-101

$$d_c = h_c = \frac{1}{4} \text{ in} \quad \text{diámetro cilindros del catalizador} \quad (\text{A.17})$$

$$d_p = \frac{1.225 d_c}{12} = \frac{(1.225)(0.25)}{12} \text{ ft} \quad \text{diámetro de partícula equivalente} \quad (\text{A.18})$$

$$N_{Re} = \frac{d_p G}{\mu} = \frac{(1.225)(0.25)G}{(12)(0.021056)(2.419)} = 0.501G \quad (\text{A.19})$$

Área superficial externa del catalizador por unidad de masa,  $a_m$ :

$$a_m = \frac{6}{D_p \rho_p} = \frac{(6)(12)}{(0.25)(126)} = 2.286 \text{ ft}^2/\text{lb} \quad (\text{A.20})$$

Input	Value	Input	Value	Input	Value
Alimento (lbmol/hr)	1.58437	y CO	0.053971	y CO seco	0.0211498
Presión (atm)	2	y H2O	0.445444		
Temp. Alm (°F)	662	y CO2	0.098161		
Dens. Aparente (lb/cu ft)	70	y H2	0.399948	Masa de Catalizador (lb)	32.52713467
Temp. Ref (°F)	77	y CH4	0.002476	Volumen de Catalizador (cu ft)	0.464673352
Delta Temp (°F)	0.01	y N2	0		

Tsalida: 741.98 (°F)

Fsalida: 1.5844 (lbmol/hr)

yco calculado: 0.0211450

Figura B.2 Resultados de masa y volumen de catalizador para el Reactor R-101

Input	Value	Input	Value	Input	Value
Alimento (lbmol/hr)	1.58437	y CO	0.012604	y CO seco	0.0011336
Presión (atm)	2	y H2O	0.404075	CALCULAR MASA Y VOLUMEN DE CATALIZADOR	
Temp. Alim (°F)	356	y CO2	0.139528		
Dens. Aparente (lb/cu ft)	90	y H2	0.441316	Masa de Catalizador (lb)	47.19973564
Temp. Ref (°F)	77	y CH4	0.002476	Volumen de Catalizador (cu ft)	0.524442147
Delta Temp (°F)	0.01	y N2	0	EXIT	
Tsalida: 381,28 (°F)			yco calculado: 0,0011282		
Fsalida: 1,5844 (lbmol/hr)					

Figura B.3 Resultados de masa y volumen de catalizador para el Reactor R-102

Ordenada de la grafica 11.5 (Ref. 42) para leer el gradiente de concentración,  $R_m$ :

$$R_m = \frac{(-r_{CO})M_m}{a_m G} = \frac{0.0239}{G} \quad (A.21)$$

Ordenada de la grafica 11.5 (Ref. 42) para leer el gradiente de temperatura,  $q_m$ :

$$q_m = R_m \frac{(-\Delta H)}{Cp_m} = \frac{(0.0239)(9280)}{8.3904 G} = \frac{26.45}{G}, \text{ } ^\circ\text{C} \quad (A.22)$$

Con un  $L/D = 3$  y  $V = 0.4646 \text{ ft}^3$

$$D = \left( \frac{4V}{3\pi} \right)^{\frac{1}{3}} = 0.582 \text{ ft} \quad (A.23)$$

$$L = 3 \cdot 0.582 = 1.74 \text{ ft}$$

$$A = \frac{\pi(0.582)^2}{4} = 0.266 \text{ ft}^2 \quad (A.24)$$

$$G = \frac{\dot{m}}{A} = \frac{23.29}{0.266} = 87.56 \text{ lb}/(\text{ft}^2 \cdot \text{hr}) \quad (A.25)$$

Para  $G = 87.56 \text{ lb}/(\text{ft}^2 \cdot \text{hr})$ ;  $N_{Re} = 43.87$ ;  $R_m = 2.73 \cdot 10^{-4}$ ;  $q_m = 0.3$  de la grafica 11.5 (Ref. 42) los gradientes de temperatura y concentración son:  $\Delta T = 1.5 \text{ } ^\circ\text{F}$  y  $\Delta y < 0.001$

Cálculo de la caída de presión,  $\Delta P$ :

$$N_{Re} = \frac{D_p G}{\mu} = \frac{(0.25)G}{(12)(0.025)(2.419)} = 0.3444 G$$

$$f_k = 1.75 + 150 \frac{(1-\epsilon)}{N_{Re}} = 1.75 + \frac{241.9}{G}$$

$$\frac{\Delta P}{\Delta L} = \frac{f_k G^2}{D_p \rho_f g_c} \left( \frac{1-\epsilon}{\epsilon^3} \right)$$

Para  $G = 87.56 \text{ lb}/(\text{ft}^2 \cdot \text{hr})$ ;  $N_{Re} = 30.1556$ ;  $f_k = 4.5127$

$$\frac{\Delta P}{\text{ft}} = \left[ \frac{(4.5127)(87.56)^2}{(0.25/12)(0.05764)(32.17)(3600)^2} \right] \left[ \frac{0.555}{(0.445)^3} \right] = 0.4352 \text{ psf/ft} = 3.022 \cdot 10^{-3} \text{ psi/ft}$$

$$\Delta P = (3.22 \cdot 10^{-3} \text{ psi/ft}) \cdot (1.74 \text{ ft}) = 0.0526 \text{ psi}$$

### Reactor E-102

$$d_c = 0.125 \text{ in}$$

$$h_c = 0.25 \text{ in}$$

$$D_p = \frac{6 d_c}{4 + 2 d_c / h_c} = \frac{(6)(0.125)}{4 + 2(0.125/0.25)} = 0.15 \text{ in}$$

Diámetro de partícula equivalente:

$$d_p = \left( d_c h_c + \frac{d_c^2}{2} \right)^{0.5} = \left[ (0.125)(0.25) + \frac{(0.125)^2}{2} \right]^{0.5} = 0.19764 \text{ in}$$

$$N_{Re} = \frac{d_p G}{\mu} = \frac{(0.19764)G}{(12)(1.5828e^{-2})(2.419)} = 0.436 G$$

Área superficial externa del catalizador por unidad de masa,  $a_m$ :

$$a_m = \frac{12 \left[ 4 + 2 \left( \frac{d_c}{h_c} \right) \right]}{d_c \cdot \rho_p} = \frac{12 \left[ 4 + 2 \left( \frac{0.125}{0.25} \right) \right]}{(0.125)(155)} = 3.097 \text{ ft}^2/\text{lb}$$

Ordenada de la grafica 11.5 (Ref. 42) para leer el gradiente de concentración,  $R_m$ :

$$R_m = \frac{(-r_{CO})M_m}{a_m G} = \frac{(1.11334e^{-3})(14.812)}{(3.097)G} = \frac{0.005325}{G}$$

Ordenada de la grafica 11.5 (Ref. 42) para leer el gradiente de temperatura,  $q_m$ :

$$q_m = R_m \frac{(-\Delta H)}{C_{p_m}} = \frac{(0.005325)(17130.674)}{8.02295 G} = \frac{11.37}{G}$$

Con un  $L/D = 3$  y  $V = 0.5244 \text{ ft}^3$

$$D = \left( \frac{4V}{3\pi} \right)^{\frac{1}{3}} = 0.606 \text{ ft} \quad (\text{A.23})$$

$$L = 3 \cdot 0.606 = 1.818 \text{ ft}$$

$$A = \frac{\pi(0.606)^2}{4} = 0.2884 \text{ ft}^2 \quad (\text{A.24})$$

$$G = \frac{\dot{m}}{A} = \frac{23.294}{0.2884} = 80.76 \text{ lb}/(\text{ft}^2 \cdot \text{hr}) \quad (\text{A.25})$$

Para  $G = 80.76 \text{ lb}/(\text{ft}^2 \cdot \text{hr})$ ;  $N_{Re} = 35.21$ ;  $R_m = 6.594 \cdot 10^{-5}$ ;  $q_m = 0.1408$ , de la grafica 11.5 (Ref. 42), los gradientes de temperatura y concentración son:  $\Delta T = 0.6 \text{ }^\circ\text{F}$  y  $\Delta y < 0.001$

*Cálculo de la caída de presión,  $\Delta P$ :*

$$N_{Re} = \frac{D_p G}{\mu} = \frac{(0.15)G}{(12)(0.01583)(2.419)} = 0.3265G$$

$$f_k = 1.75 + 150 \frac{(1-\epsilon)}{N_{Re}}$$

$$\frac{\Delta P}{\Delta L} = \frac{f_k G^2}{D_p \rho_f g_c} \left( \frac{1-\epsilon}{\epsilon^3} \right)$$

Para  $G = 80.76 \text{ lb}/(\text{ft}^2 \cdot \text{hr})$ ;  $N_{Re} = 26.37$ ;  $f_k = 5.053$

$$\frac{\Delta P}{\text{ft}} = \left[ \frac{(5.053)(80.76)^2}{(0.15/12)(0.06925)(32.17)(3600)^2} \right] \left[ \frac{0.4194}{(0.5806)^3} \right] = 0.1956 \text{ psf/ft} = 1.3584 \cdot 10^{-3} \text{ psi/ft}$$

$$\Delta P = (1.3584 \cdot 10^{-3} \text{ psi/ft}) \cdot (1.818 \text{ ft}) = 0.00247 \text{ psi}$$

### Reactor R-103

- *Cálculo del volumen de catalizador de  $\text{Pt}/\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$*

Expresión Cinética:

$$(-r_{\text{CO}}) = k_{\text{CO}} C_{\text{CO}} \quad \left[ \text{mol s}^{-1} \text{ kg cat}^{-1} \right] \quad (\text{A.26})$$

donde

$$k_{\text{CO}} = 0.0226 \exp\left(-\frac{1000}{T}\right) \left[ \text{m}^3 \text{ s}^{-1} \text{ kg cat}^{-1} \right] \quad (\text{A.27})$$

$$W = -\frac{F_{\text{CO},0}}{C_{\text{CO},0} k_{\text{CO}}} \ln(1 - X_{\text{CO}}) \quad \left[ \text{kg cat} \right] \quad (\text{A.28})$$

$$C_{\text{CO}} = C_{\text{CO},0} (1 - X_{\text{CO}}) \quad \left[ \frac{\text{mol CO}}{\text{m}^3} \right] \quad (\text{A.29})$$

Ecuación de Diseño:

$$F_{CO,0} \frac{dX_{CO}}{dW} = -r_{CO} \quad (A.30)$$

Integrando:

$$W = -\frac{F_{CO,0}}{C_{CO,0} k_{CO}} \ln(1 - X_{CO}) \quad [\text{kg cat}] \quad (A.31)$$

resolviendo:

$$F_{CO,0} = 1.37 * 10^{-4} \frac{\text{mol CO}}{\text{s}}$$

$$C_{CO,0} = y_{CO,0} \frac{P}{R * T_0} = 0.0011 \frac{202650}{8.3143 * 440.55} = 0.05816 \frac{\text{mol CO}}{\text{m}^3} \quad (A.32)$$

$$k_{CO} = 0.0226 \exp\left(\frac{-1000}{440.15}\right) = 0.002335 \text{ m}^3 \text{ s}^{-1} \text{ kg cat}^{-1}$$

$$X_{CO} = 0.9926$$

$$W = -\frac{1.37 * 10^{-4}}{0.05816 * 0.002335} \ln(1 - 0.9926) = 4.9691 \text{ kg de catalizador}$$

$$\rho_{\text{Catalizado Pt/\gamma-Al}_2\text{O}_3} = 1.3 \text{ gr/cm}^3$$

entonces el volumen de catalizador:

$$V_{\text{Catalizador}} = \frac{W}{\rho_{\text{Catalizado Pt/\gamma-Al}_2\text{O}_3}} = \frac{4969.1}{1.3} = 3822.4 \text{ cm}^3 \quad (A.33)$$

- *Diseño Mecánico*

Para una longitud igual a tres veces el diámetro ( $L = 3D$ ), tenemos:

$$\text{Diámetro interno del reactor, } D = \left(\frac{4V}{3\pi}\right)^{\frac{1}{3}} = 11.75 \text{ cm (4.626 in)}$$

Longitud de catalizador,  $L = 3 * (11.75) = 35.25 \text{ cm (13.878 in)}$

Longitud del reactor,  $L_{\text{Total}} = 46.68 \text{ cm (18.378 in)}$ , teniendo en cuenta la altura del catalizador, altura del material inerte, altura de los domos y espacio vacío para la dispersión de los reactivos, ver hoja de especificación página 71.

*Cálculo del espesor (Ref. 30)*

$$t = \left(\frac{PR}{SE - 0.6P}\right) \quad t \leq R/2, P \leq 0.385 SE \quad \text{Espesor para cilindros} \quad (A.9)$$

donde

SE = 16700 psi (SS 316, T= 330 °C), P= 177.82 psi, R = 2.313 in  
t = 0.03896 in (0.09896 cm)

• *Caída de Presión,  $\Delta P$*

$$G = \frac{\dot{m}}{A} = \frac{13.261 \text{ lb/hr} * 4}{\pi (0.3855 \text{ ft})^2} = 113.615 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 \text{hr}} \quad (\text{A.34})$$

$$N_{Re} = \frac{D_p * G}{\mu} = \frac{0.15 * 113.615}{12 * 0.01468 * 2.419} = 40$$

$$f_k = 1.75 + 150 \left( \frac{1 - \epsilon}{N_{Re}} \right) = 1.75 + 150 \left( \frac{1 - 0.38}{40} \right) = 4.075$$

(A.35)

$$\frac{\Delta P}{\Delta L} = \frac{f_k G^2}{D_p \rho_f g_C} \left( \frac{1 - \epsilon}{\epsilon^3} \right) \quad (\text{A.36})$$

$$\frac{\Delta P}{\Delta L} = \left[ \frac{4.075 (113.615)^2 * 12}{0.15 * 5.066 * 10^{-2} * 32.17 * (3600)^2} \right] \left( \frac{1 - 0.38}{0.38^3} \right) = 2.25 \text{ psf/ft} = 1.5633 * 10^{-2} \text{ psi/ft}$$

$$\Delta P = \frac{\Delta P}{\Delta L} * L = 1.5633 * 10^{-2} * 1.1565 = 0.018 \text{ psi} \quad (\text{A.37})$$

### Intercambiadores de Calor E-102, E-103, E-104 y E-106

La metodología seguida para el diseño de estos intercambiadores es la descrita por Donald Kern (Ref. 36) para intercambio de calor sensible. El esquema para el diseño es el siguiente:

*Datos:*

Condiciones de proceso:

Fluido caliente:  $T_1, T_2, W, C, s, \mu, k, R_d, \Delta P$

Fluido frío:  $t_1, t_2, w, c, s, \mu, k, R_d, \Delta P$

(1) Balance de calor,  $Q = WC(T_1 - T_2) = wc(t_2 - t_1)$

(2) Diferencia verdadera de temperatura,  $\Delta t$ :

MLDT :

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \quad S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

$F_T$  de las figuras para los factores de corrección de MLDT para intercambiadores, según la configuración de los tubos y la carcasa.

$$\Delta t = \text{MLDT} * F_T$$

(3) Temperaturas calóricas,  $T_C$  y  $t_C$

*Prueba 1:*

Para el intercambiador:

(a) Se supone un valor tentativo de  $U_D$  y se calcula la superficie de  $A = Q/U_D \Delta t$ . Es mejor suponer  $U_D$  bastante alto que demasiado bajo, ya que esta práctica asegura llegar a la mínima superficie. Se determina el correspondiente número de tubos usando tablas o por geometría.

(b) Se supone un número plausible de pasos en los tubos para la caída de presión permitida, se selecciona el intercambiador que tenga el número de tubos más aproximado a éstos usando las tablas.

(c) Se corrige el valor tentativo de  $U_D$  a la superficie correspondiente al número actual de tubos que deba contener la carcasa.

El cálculo para los coeficientes de película deberá empezar en el lado de los tubos. Si el coeficiente de película del lado de los tubos es relativamente mayor que  $U_D$  y la caída de presión permitida está razonablemente satisfecha y no excedida, el cálculo puede procederse del lado de la carcasa. Siempre que se altere el número de pasos en los tubos, la superficie en la coraza también se altera cambiando el valor de  $A$  y  $U_D$ .

Fluido carcasa:

(4') Se supone un espaciado plausible de los deflectores para la caída de presión permitida.

$$\text{Area de flujo, } a_s = DI * C'B/144P_T \text{ ft}^2$$

(5') Velocidad Másica,  $G_s = W/a_s \text{ lb}/(\text{h} \cdot \text{ft}^2)$ .

$$(6') \text{Re}_s = D_e G_s / \mu$$

Obtener  $D_e$  de la Fig. 28 o calcular de la Ec. (7.4) de Ref. 36.

Obtener  $\mu$  a  $T_C$

(7')  $j_H$  de la Fig. 28, Ref. 36.

(8') A  $T_C$  se obtiene  $c \text{ Btu}/(\text{lb} \cdot ^\circ\text{F})$  y  $k(c\mu/k)^{1/3} \text{ Btu}/(\text{h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}/\text{ft})$

$$(9') h_o = j_H k (c\mu/k)^{1/3} / D_o$$

Se comprueba la caída de presión. Si no es satisfactoria, se supone un nuevo espaciado de los deflectores.

Fluido tubos:

(4) Área de flujo,  $a_t$ : Área de flujo por tubo  $a'_t$

De la Tabla 10, Ref. 36

$$a_t = N_t a'_t / 144n \text{ ft}^2$$

$DI$  deberá obtenerse de la Tabla 10, Ref. 36.

(5) Velocidad Másica,  $G_t = w/a_t \text{ lb}/(\text{h} \cdot \text{ft}^2)$

$$(6) \text{Re}_t = DG_t / \mu$$

Obtener  $D$  de la Tabla 10, Ref. 36.

Obtener  $\mu$  a  $t_C$ .

(7)  $j_H$  de la Fig. 24, Ref. 36.

(8) A  $t_C$  obtener  $c \text{ Btu}/(\text{lb} \cdot ^\circ\text{F})$  y  $k(c\mu/k)^{1/3} \text{ Btu}/(\text{h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}/\text{ft})$

$$(9) h_i = j_H k (c\mu/k)^{1/3} / D$$

$$(10) h_{io} = h_i * (DI/DE)$$

Se comprueba la caída de presión. Si no es satisfactoria, se supone un nuevo arreglo de pasos.

### Caída de Presión

<p>(1') Para <math>Re_s</math> en (6') obtener <math>f</math> (Fig. 29), Ref. 36.</p> <p>(2') Numero de cruces, <math>N + 1 = 12 L/B</math></p> $\Delta P = \frac{f G_s^2 D_s (N+1)}{5.22 * 10^{10} D_e s}$	<p>(1) Para <math>Re_t</math> en (6) obtener <math>f</math> (Fig. 26), Ref. 36.</p> <p>(2) <math>\Delta P = \frac{f G_t^2 L n}{5.22 * 10^{10} D_s}</math></p>
---	---

Si ambos lados son satisfactorios para coeficientes de película y caída de presión, la prueba y error debe darse por concluida.

(13) Coeficiente total limpio  $U_C$ :

$$U_C = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o}$$

(14) Factor de obstrucción,  $R_d$ :  $U_D$  se obtuvo en (c) arriba.

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_C U_D}$$

Las hojas de cálculo con el método anterior programado en Excel para cada uno de los intercambiadores se presentan en las páginas 106-8,111.

### **Intercambiador E-105 (Condensador)**

El método para el diseño de intercambiadores con condensación de Colburn & Hougen (Ref. 36, 37), en el cual se relaciona la transferencia de masa y de calor, consiste en la aplicación de las siguientes cuatro ecuaciones:

Correlación entre la difusión y la transferencia de calor:

$$K_G = \frac{h_o (\mu c/k)^{2/3}}{Cp_{gf} M_m (\mu/\rho k_d)^{2/3}} \quad (A.38)$$

La superficie de transferencia, definida en forma integral, es:

$$A = \int \frac{dQ}{(U \Delta t)} \quad (A.39)$$

esta se integra numéricamente, con  $dQ = q$ , para pequeños intervalos finitos.

La difusividad,  $k_d$  del vapor a través del gas, que se usa en la ecuación (A.38), se calcula mediante la ecuación empírica de Gilliland, Ref. 36:

$$k_d = 0.0166 \frac{T^{3/2}}{p_t (v_A^{1/3} + v_B^{1/3})^2} \left( \frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} \right)^{1/2} \quad (\text{A.40})$$

donde

$k_d$  = difusividad,  $\text{ft}^2/\text{h}$

$p_t$  = presión total, atm

$v_A, v_B$  = volúmenes moleculares de el gas que se difunde y el gas inerte computados de los datos de volúmenes atómicos

$T$  = temperatura absoluta, K ( $^{\circ}\text{C}$  abs)

$M_A, M_B$  = pesos moleculares del gas que se difunde y el gas inerte, respectivamente

Para establecer una ecuación que pueda resolverse de punto a punto para  $U$  y  $\Delta t$  como en la ecuación A.39, será necesario únicamente sumar todas las resistencias en serie en una sección transversal promedio en cada incremento de  $q$ . En la condensación de vapor en un gas no condensable, la cantidad de calor que se retira de la película de condensado debe ser igual a la cantidad que absorbe el agua de enfriamiento. El flujo total de calor a través de la película de gas es la suma del calor latente llevado por la difusión del vapor a la película de condensado más el calor sensible removido del gas debido a la diferencia de temperatura  $T_g - T_C$ . La carga de calor expresada en términos de la carcasa, el lado de los tubos, y potenciales totales por pie cuadrado de superficie, cuando la mezcla de gas y vapor fluye por la carcasa, es:

$$h_o(T_g - T_C) + K_G M_v \lambda (p_v - p_C) = h_{io}(T_C - t_w) = U(T_g - t_w) \quad (\text{A.41})$$

donde

$h_o$  = coeficiente para el gas seco, lado de la carcasa,  $\text{Btu}/(\text{h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^{\circ}\text{F})$

$h_{io}$  = coeficiente para el agua, lado de los tubos,  $\text{Btu}/(\text{h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^{\circ}\text{F})$

$T_g$  = temperatura del gas,  $^{\circ}\text{F}$

$T_C$  = temperatura del condensado,  $^{\circ}\text{F}$

$t_w$  = temperatura del agua,  $^{\circ}\text{F}$

$p_v$  = presión parcial del vapor en el cuerpo del gas, atm

$p_C$  = presión parcial del vapor en la película de condensado, atm

$M_v$  = peso molecular del vapor, adimensional

$\lambda$  = calor latente,  $\text{Btu}/\text{lb}$

El método de aplicación de las anteriores ecuaciones se describe a continuación:

1. Debe suponerse un intercambiador completo para fijar las áreas de flujo del lado de la carcasa y lado de los tubos. La superficie se obtiene por integración en la suposición de una contracorriente verdadera.
2. De las condiciones de proceso se calcula  $h_o$  y  $h_{io}$  para el gas y el medio enfriante, respectivamente. El uso de un valor promedio para  $h_{io}$  es aceptable, no así para  $h_o$  ya que la velocidad másica del gas cambia de punto a punto.
3. Del valor de  $h_o$  se obtiene  $K_G/p_{gf}$  de la ecuación A.38.
4. Se Fija el primer intervalo de cálculo fijando  $T_g$ , lo que también determina la carga de calor  $q$  para ese intervalo.

5. Se suponen valores de  $T_C$ , temperatura del condensado, de manera que las ecuaciones A.41a y A.41b se igualen. Para cada valor supuesto de  $T_C$  es necesario computar un nuevo valor de  $p_{gr}$ , puesto que la presión del vapor en la película de condensado es la presión de saturación correspondiente a  $T_C$ .
6. Cuando las ecuaciones A.41a y A.41b se balancean, la carga total de calor transferida por pie cuadrado de cada una de ellas, es lo mismo que el calor total que debe ser transferido,  $U(T_g - t_w)$ .
7. De  $q$  obtenido en 4 y  $U(T_g - t_w)$  se obtiene  $dA$  para el intervalo.
8. Se procede con el siguiente intervalo suponiendo un valor menor de  $T_C$ .

El método anterior programado en Excel para el intercambiador E-105, se presenta en la página 109.

### Intercambiador E-101 (Termosifón)

El termosifón vertical es un intercambiador 1-1 convencional. La tasa de recirculación se determina de la diferencia entre la carga hidrostática en el tanque vaporizador V-101, correspondiente a la longitud del tubo del intercambiador E-101, y la altura de la mezcla vapor-líquido.

*Tasas de recirculación:* La tasa de recirculación se alcanza cuando la suma de las resistencias en el circuito de vaporización es igual a la fuerza motora hidrostática en el líquido a vaporizar. Refiriéndonos a un termosifón vertical, hay cinco resistencias principales:

1. Caída de presión por fricción a través de la tubería de entrada.
2. Caída de presión por fricción en el intercambiador.
3. Pérdidas por expansión o aceleración debidas a la vaporización en el intercambiador.
4. Presión estática de la columna de líquido y vapor en el intercambiador.
5. Caída de presión por fricción en la tubería de salida.

De las anteriores resistencias la más importante es la 4. Esta resistencia, designada como  $Z\rho_{prom}/144$  y con unidades de psi, se calcula mediante la siguiente ecuación aproximada:

$$\frac{Z\rho_{prom}}{144} = \frac{2.3L}{144(v_o - v_i)} \log\left(\frac{v_o}{v_i}\right) \quad [\text{lb/in}^2], \text{ psi} \quad (\text{A.42})$$

donde

$L$  = Longitud de los tubos del termosifón

$v_i$  = volumen específico de la mezcla a vaporizar a la entrada del termosifón

$v_o$  = volumen específico de la mezcla a vaporizar a la salida del termosifón

El método de cálculo para el diseño de intercambiador E-101 es igual al utilizado para los intercambiadores de calor E-102, E-103, E-104 y E-106 antes descrito, teniendo en cuenta que para una tasa de recirculación mayor o igual a 4 se cumpla que la fuerza motora hidrostática sea mayor o igual a las resistencias del circuito de vaporización.

El método anterior programado en Excel para el intercambiador E101, se presenta en la página 105.

### Intercambiador E-100

En este intercambiador se llevan acabo simultáneamente condensación, intercambio de calor sensible y vaporización, zonas A, B y C de la Figura 2.8, respectivamente. Cada una de estas zonas se trata independientemente para el cálculo del área de transferencia. La zona de condensación (A) se calcula mediante el método descrito para el intercambiador E-105, página 95; la zona B mediante la metodología seguida para los intercambiadores E-102, E103, E-104 y E-106, página 93; finalmente la zona de vaporización (C) se utiliza el método de cálculo del E-101, página 97, sin tener en cuenta el fenómeno de termosifón.

Los resultados para este intercambiador se muestran en la página 101 para cada una de las zonas descritas.

### Vaporizador (V-101) (Ref. 38)

*Cálculo del volumen y dimensiones del tanque:*

$$V = 2 \left( \frac{F_L t}{\rho_L} \right) \quad (\text{A.43})$$

Para  $F_L = 1.3441 \text{ ft}^3/\text{hr} = 2.24 \cdot 10^{-2} \text{ ft}^3/\text{min}$ ;  $t = 5 \text{ min}$ ;  $\rho_L = 58.064 \text{ lb}/\text{ft}^3$

$$V = 0.224 \text{ ft}^3$$

$$L/D = 3$$

$$D = \left( \frac{4V}{3\pi} \right)^{\frac{1}{3}} = 0.456 \text{ ft} = 13.9 \text{ cm}$$

$$L = (13.9) \cdot (3) = 41.7 \text{ cm}$$

$$L_L = L_G = L/2 = 20.85 \text{ cm}$$

*Cálculo de espesor (Ref. 30)*

$$t = \left( \frac{PR}{SE - 0.6P} \right) \quad t \leq R/2, P \leq 0.385 SE \quad \text{Espesor para cilindros} \quad (\text{A.9})$$

donde

$$SE = 17900 \text{ psi (SS 316, } T = 260 \text{ }^\circ\text{C)}, P = 177.8 \text{ psi, } R = 2.736 \text{ in}$$

$$t = 0.0273 \text{ in (0.6945 mm)}$$

### Separador de Agua (V-102) (Ref. 38)

*Cálculo del volumen y dimensiones del tanque:*

$$V = 2 \left( \frac{F_L t}{\rho_L} \right) \quad (\text{A.43})$$

Para  $F_L = 0.16262 \text{ ft}^3/\text{hr} = 2.71 \cdot 10^{-3} \text{ ft}^3/\text{min}$ ;  $t = 10 \text{ min}$ ;  $\rho_L = 61.697 \text{ lb}/\text{ft}^3$

$$V = 0.0542 \text{ ft}^3$$

$$L/D = 3$$

$$D = \left( \frac{4V}{3\pi} \right)^{\frac{1}{3}} = 0.284 \text{ ft} = 8.65 \text{ cm}$$

$$L = (8.65) \cdot (3) = 26 \text{ cm}$$

$$L_L = L_G = L/2 = 13 \text{ cm}$$

*Cálculo de espesor (Ref. 30)*

$$t = \left( \frac{PR}{SE - 0.6P} \right) \quad t \leq R/2, P \leq 0.385 SE \quad \text{Espesor para cilindros} \quad (\text{A.9})$$

donde

$$SE = 20000 \text{ psi (SS 316, } T = 300 \text{ }^\circ\text{C)}, P = 176.35 \text{ psi, } R = 1.703 \text{ in}$$

$$t = 0.015 = (0.0381 \text{ cm})$$

### **Tanques de almacenamiento (V-100 y V-103)**

#### Tanque de almacenamiento de etanol-agua V-100

$$\text{Para } F_L = 0.38446 \text{ ft}^3/\text{hr}; t = 18 \text{ hr}$$

$$V_L = 6.9 \text{ ft}^3$$

$$V = 1.1 * V_L = 7.6 \text{ ft} = 215 \text{ L}$$

$$L/D = 3$$

$$D = \left( \frac{4V}{3\pi} \right)^{\frac{1}{3}} = 1.48 \text{ ft} \approx 45 \text{ cm}$$

$$L = (45) \cdot (3) = 135 \text{ cm}$$

*Cálculo de espesor (Ref. 30)*

$$t = \left( \frac{PR}{SE - 0.6P} \right) \quad t \leq R/2, P \leq 0.385 SE \quad \text{Espesor para cilindros} \quad (\text{A.9})$$

donde

$$SE = 20000 \text{ psi (SS 316, } T = 300 \text{ }^\circ\text{C)}, P = 44 \text{ psi, } R = 17.72 \text{ in}$$

$$t = 0.039 \text{ in} = (0.099 \text{ cm})$$

#### Tanque de almacenamiento de hidrógeno V-103

$$\text{Para } F_G = 6.3192 \text{ m}^3/\text{h}; t = 10 \text{ min}$$

$$V_L = 1.0532 \text{ m}^3 = 1053.2 \text{ L}$$

$$L/D = 4$$

$$D = \left( \frac{V}{\pi} \right)^{\frac{1}{3}} = 69.47 \text{ cm}$$

$$L = (69.47) \cdot (4) = 277.9 \text{ cm}$$

*Cálculo de espesor (Ref. 30)*

*Cilindro:*

$$t = \left( \frac{PR}{SE - 0.6P} \right) \quad t \leq R/2, P \leq 0.385SE \quad \text{Espesor para cilindros} \quad (\text{A.9})$$

donde

SE = 20000 psi (SS 316, T= 300 °C), P= 176.35 psi, R = 13.68 in  
t = 0.1213 in = (0.308 cm)

*Cabezas Esféricas:*

$$t = \left( \frac{PR}{2SE - 0.2P} \right) \quad t \leq 0.356 R, P \leq 0.665SE \quad \text{Espesor para cabezas} \quad (\text{A.10})$$

donde

SE = 20000 psi (SS 316, T= 300 °C), P= 176.35 psi, R = 13.68 in  
t = 0.0604 in = (0.1534 cm)

## MEMORIA DE CALCULO DE LA ZONA (A) DEL INTERCAMBIADOR E-100 (CONDENSACION )

CONDICIONES DE PROCESO		
Variabes	FLUJO FRIO	FLUJO CALIENTE
t1 y T1 (°F)	86,02	199,2
t2 y T2 (°F)	185,9	192,7
W (lb/hr)	23,29	23,29
Pt (atm)	2	2

GEOMETRIA CONDENSADOR/ E-100		
Variabes	TUBOS	CARCASA
L (ft)	1	1
Di (in)	0,402	5,5
Do y De (in)	0,5	0,9324
3L/D	89,55	
Pitch (in)	0,75	
a' (ft <sup>2</sup> /ft) outside	0,1309	
a't (in <sup>2</sup> /tubo) flow	0,127	
Nt	37	
at	0,033	
as	0,031	
A	4,8433	
B		2,4
N		4
N+1		5
C'		0,25

CONSTANTES DE PROCESO	
MLTD	44,85
dTg	6,5
MWgas	12,5653
MWvapor	18,0151
MWEthanol	46,068
Gt	713,7178123
Vv	22,2
Vg	19,22675

CAIDA DE PRESION		
	f	Delta P
TUBOS	0,0197	0,00000052
CARCASA	0,0028	0,00008957

<b>Dt BALANCEADA</b>	47,2191
<b>Uc</b>	11,2380
<b>A disponible</b>	4,8433
<b>Ud</b>	10,5799
<b>Rd</b>	0,0055

PUNTO	Tg	Tc	U ΔT	(U ΔT)prom	q	A= q / (U ΔT)prom	Δt	ΔTprom	q / (U ΔT)prom	
1	199,20	198,6024	153,061		0,0000		13,3000			
2	199,16	197,9649	302,829	227,9449	308,1597	1,3519	26,4894	19,8947	15,4895	
3	199,11	197,8784	311,303	307,0659	18,6871	0,0609	27,2414	26,8654	0,6956	
4	199,05	197,7751	321,379	316,3409	22,3729	0,0707	28,1415	27,6914	0,8079	
5	198,97	197,6503	333,489	327,4339	26,7735	0,0818	29,2185	28,6800	0,9335	
6	198,89	197,5009	347,905	340,6967	32,0222	0,0940	30,5063	29,8624	1,0723	
7	198,78	197,3221	365,021	356,4630	38,2747	0,1074	32,0452	31,2758	1,2238	
8	198,66	197,1068	385,477	375,2489	45,7122	0,1218	33,8825	32,9638	1,3867	
9	198,51	196,8482	409,787	397,6316	54,5439	0,1372	36,0739	34,9782	1,5594	
10	198,33	196,5374	438,653	424,2196	65,0091	0,1532	38,6846	37,3793	1,7392	
11	198,11	196,1642	472,806	455,7290	77,3791	0,1698	41,7903	40,2374	1,9231	
12	197,85	195,7154	513,167	492,9863	91,9564	0,1865	45,4785	43,6344	2,1074	
13	197,54	195,1761	560,632	536,8995	109,0735	0,2032	49,8497	47,6641	2,2884	
14	197,16	194,5271	616,330	588,4808	129,0863	0,2194	55,0177	52,4337	2,4619	
15	196,71	193,7476	681,186	648,7578	152,3642	0,2349	61,1103	58,0640	2,6241	
16	196,17	192,8089	756,456	718,8209	179,2733	0,2494	68,2684	64,6894	2,7713	
17	195,53	191,6801	843,021	799,7385	210,1507	0,2628	76,6445	72,4564	2,9004	
18	194,75	190,3210	941,824	892,4223	245,2688	0,2748	86,3989	81,5217	3,0086	
19	193,82	188,6844	1053,354	997,5889	284,7872	0,2855	97,6948	92,0469	3,0939	
20	192,70	186,7142	1177,554	1115,4543	328,6920	0,2947	110,6895	104,1922	3,1547	
					<b>TOTALES</b>	<b>2419,5868</b>	<b>4,5597</b>			<b>51,2417</b>

## MEMORIA DE CALCULO DE LA ZONA (B) DEL INTERCAMBIADOR E-100

CONDICIONES DE PROCESO		
Variables	FLUJO FRIO	FLUJO CALIENTE
t1 y T1 (°F)	185,9	264,8
t2 y T2 (°F)	222,1	199,2
W (lb/hr)	23,294	23,294
C (Btu/lb.°F)	0,9668	0,5337
s	0,9137	0,0009
Visc Tc y tc (cP)	0,8009	0,0325
k	0,3400	0,0433
Rd	0,005	0,005
DeltaP (psi)	2	2

VARIABLES PROCESO	
Q (Btu/hr)	816,2
MLTD (°F)	25,205
Fc	0,5
Tc	232
tc	204
Ud supuesto (Btu/ft <sup>2</sup> .hr.°F)	4,5
A supuesta (ft <sup>2</sup> )	7,196
Nt supuesta	41,84
n	1
Nt	37
A	6,363
Ud (Btu/ft <sup>2</sup> .hr.°F)	<b>5,089</b>

Tabla 8 Kern

Tabla 9 Kern

CAIDA DE PRESIÓN		
Variables	TUBOS	CARCASA
f Figura 26 y 29 Kern	0,0167	0,0029
B		2,4
N+1		6,57
DPt y DPs (psi)	<b>0,000007</b>	<b>0,0013</b>

Uc (Btu/ft <sup>2</sup> .hr.°F)	<b>5,2357</b>
Rd	<b>0,0055</b>

GEOMETRIA		
Variables	TUBOS	CARCASA
L (ft)	1,314	1,314
Di (in)	0,402	5,5
Do y De (in)	0,5	0,9324
3L/D	89,5522	
Pitch (in)	0,75	
a' (ft <sup>2</sup> /ft)	0,1309	
a't (in <sup>2</sup> /tubo)	0,127	
# Baffles		6
C'		0,25

COEFICIENTES DE PELICULA		
Variables	TUBOS	CARCASA
at y as	0,0326	0,0306
Gt y Gs	713,84	762,35
Nre	29,86	1821,72
jH Figura 24 y 28 Kern	1,1334	22,3604
k(cu/k) <sup>1/3</sup>	0,4473	0,0319
hi/pt y ho/ps	15,1345	9,1900
hio/pt y ho/ps	12,1681	9,1900
pt y ps	1	1
hio y ho Btu/(ft <sup>2</sup> *hr*°F)	<b>12,168</b>	<b>9,190</b>

## MEMORIA DE CALCULO DE LA ZONA (C) DEL INTERCAMBIADOR E-100 (VAPORIZACION)

CONDICIONES DE PROCESO		
Variabes	FLUJO FRIO	FLUJO CALIENTE
t1 y T1 (°F)	222,1	382,3
t2 y T2 (°F)	223,9	264,8
W (lb/hr)	23,294	23,294
C (Btu/lb.°F)	0,9466	0,5407
s	0,4607	0,0008
Visc Tc y tc (cP)	0,6563	0,0364
k	0,3339	0,0484
Rd	0,005	0,005
DeltaP (psi)	2	2

VARIABLES PROCESO	
Q (Btu/hr)	1481
MLTD (°F)	88,258
Fc	0,5
Tc	323,55
tc	223
Ud supuesto (Btu/ft <sup>2</sup> .hr.°F)	3,5
A supusta (ft <sup>2</sup> )	4,7944
Nt supuesta	55,1378
n	1
Nt	37
A	3,2172
Ud (Btu/ft <sup>2</sup> .hr.°F)	<b>5,2157</b>

Tabla 8 Kern

Tabla 9 Kern

CAIDA DE PRESIÓN		
Variabes	TUBOS	CARCASA
f Figura 26 y 29 Kern	0,0137	0,0029
B		2,4
N+1		3,32
DPt y DPs (psi)	<b>0,000006</b>	<b>0,0008</b>

Uc (Btu/ft <sup>2</sup> .hr.°F)	<b>5,3655</b>
Rd	<b>0,0054</b>

GEOMETRIA		
Variabes	TUBOS	CARCASA
L (ft)	0,664	0,664
Di (in)	0,402	5,5
Do y De (in)	0,5	0,9324
3L/D	89,552	
Pitch (in)	0,75	
a' (ft <sup>2</sup> /ft)	0,1309	
a't (in <sup>2</sup> /tubo)	0,127	
# Baffles		2
C'		0,25

COEFICIENTES DE PELICULA		
Variabes	TUBOS	CARCASA
at y as	0,0326	0,0306
Gt y Gs	713,84	762,35
Nre	36,44	1625,48
jH Figura 24 y 28 Kern	1,2143	21,0725
k(cu/k) <sup>1/3</sup>	0,4107	0,0359
hi/pt y ho/ps	14,8848	9,7263
hio/pt y ho/ps	11,9674	9,7263
pt y ps	1	1
hio y ho Btu/(ft <sup>2</sup> .hr.*°F)	<b>11,9674</b>	<b>9,7263</b>

## MEMORIA DE CALCULO DEL INTERCAMBIADOR TERMOSIFON E-101

CONDICIONES DE PROCESO		
Variables	FLUJO FRIO	FLUJO CALIENTE
t1 y T1 (°F)	242,58	1202
t2 y T2 (°F)	246,9	360
W (lb/hr)	77,762	60,23
C (Btu/lb.°F)	0,9354	0,5839
s	0,4672	0,0031
Visc Tc y tc (cP)	0,4644	0,2499
k	0,3550	0,1768
Rd	0,005	0,005
DeltaP (psi)	2	2

GEOMETRIA		
Variables	TUBOS	CARCASA
L (ft)	1,10	1,1
Di (in)	0,402	4
Do y De (in)	0,5	0,9324
L/D	32,8358	
Pitch (in)	0,75	
a' (ft <sup>2</sup> /ft) outside	0,1309	
a't (in <sup>2</sup> /tubo) flow	0,127	
# Baffles (N)		6
C'		0,25

VARIABLES PROCESO	
Q (Btu/hr)	14076
MLTD (°F)	393,64
Fc	0,5
Tc	781
tc	244,74
Ud_supuesto (Btu/ft <sup>2</sup> .hr.°F)	14
A_supusta (ft <sup>2</sup> )	2,5158
Nt_supuesta	17,4723
n	1
Nt	19
A	2,7358
Ud (Btu/ft <sup>2</sup> .hr.°F)	<b>12,8743</b>
V	15,494
Presion	29,392
Rrecirculacion	4
Vo	2,6540
Vi	0,0172
z3dp/144	0,0146
RLiq	62,739
den	58,064
W	78,233
ResT	0,0146
Fimp	0,4435

Uc (Btu/ft <sup>2</sup> .hr.°F)	<b>14,3901</b>
Rd	<b>0,0082</b>

COEFICIENTES DE PELICULA		
Variables	TUBOS	CARCASA
at y as	0,0168	0,0175
Gt y Gs	4640,58	3449,56
Nre	334,74	1072,62
jH	2,6161	17,0036
k(cu/k) <sup>1/3</sup>	0,3797	0,1659
hi/pt y ho/ps	29,6548	36,2976
hio/pt y ho/ps	23,8425	36,2976
pt y ps	1	1
hio y ho	<b>23,8425</b>	<b>36,2976</b>

CAIDA DE PRESIÓN		
Variables	TUBOS	CARCASA
f	0,0015	0,0032
B		1,8857
N+1		7
DPT y DPs (psi)	<b>0,000044</b>	<b>0,0070</b>

## MEMORIA DE CALCULO DEL INTERCAMBIADOR E-102

CONDICIONES DE PROCESO		
Variables	FLUJO CALIENTE	FLUJO FRIO
t1 y T1 (°F)	1292	242,58
t2 y T2 (°F)	662	978,62
W (lb/hr)	23,294	23,294
C (Btu/lb.°F)	0,5864	0,5017
s	0,0005	0,0010
Visc Tc y tc (cP)	0,0244	0,0601
k	0,0754	0,0265
Rd	0,005	0,005
DeltaP (psi)	2	2

VARIABLES PROCESO		
Q (Btu/hr)		8614
MLTD (°F)		363,8281
Fc		0,5
Tc		610,6
tc		977
Ud supuesto (Btu/ft <sup>2</sup> .hr.°F)		2,3
A supuesta (ft <sup>2</sup> )		10,2939
Nt supuesta		35,7453
n		1
Nt		37
A		10,6553
Ud (Btu/ft <sup>2</sup> .hr.°F)		<b>2,2220</b>

Tabla 8 Kern

Tabla 9 Kern

CAIDA DE PRESIÓN		
Variables	TUBOS	CARCASA
f Fig 26 y 29 Kern	0,0012	0,0036
B		2,0308
N+1		13
DPt y DPs (psi)	<b>0,0017</b>	<b>0,0044</b>

Uc (Btu/ft <sup>2</sup> .hr.°F)	<b>2,2696</b>
Rd	<b>0,0094</b>

GEOMETRIA		
Variables	TUBOS	CARCASA
L (ft)	2,2	2,2
Di (in)	0,402	5,5
Do y De (in)	0,5	0,9324
L/D	65,6716	
Pitch (in)	0,75	
a' (ft <sup>2</sup> /ft) outside	0,1309	
a't (in <sup>2</sup> /tubo) flow	0,127	
# Baffles		12
C'		0,25

COEFICIENTES DE PELICULA		
Variables	TUBOS	CARCASA
at y as	0,0326	0,0259
Gt y Gs	713,84	900,94
Nre	404,99	481,51
jH Fig 24 y 28 Kern	2,7943	11,3373
k(cu/k) <sup>1/3</sup>	0,0582	0,0372
hi/pt y ho/ps	4,8539	5,4240
hio/pt y ho/ps	3,9026	5,4240
pt y ps Relacion visc	1	1
hio y ho Btu/(ft <sup>2</sup> *hr*°F)	<b>3,9026</b>	<b>5,4240</b>

## MEMORIA DE CALCULO DEL INTERCAMBIADOR E-103

CONDICIONES DE PROCESO		
Variables	FLUJO CALIENTE	FLUJO FRIO
t1 y T1 (°F)	746,47	122
t2 y T2 (°F)	620,3	335,5
W (lb/hr)	23,294	13,261
C (Btu/lb.°F)	0,5689	0,5912
s	0,0006	0,0008
Visc Tc y tc (cP)	0,0206	0,1401
k	0,0661	0,0650
Rd	0,005	0,005
DeltaP (psi)	2	2

VARIABLES PROCESO	
Q (Btu/hr)	1673
MLTD (°F)	453,23
Fc	0,5
Tc	228,75
tc	683,385
Ud supuesto (Btu/ft <sup>2</sup> .hr.°F)	4
A supusta (ft <sup>2</sup> )	0,9228
Nt supuesta	6,7141
n	1
Nt	7
A	0,9621
Ud (Btu/ft <sup>2</sup> .hr.°F)	<b>3,8366</b>

Tabla 8 Kern

Tabla 9 Kern

CAIDA DE PRESIÓN		
Variables	TUBOS	CARCASA
f Fig 26 y 29 Kern	0,0002	0,0040
B		1,937
N+1		7
DPt y DPs (psi)	<b>0,0030</b>	<b>0,0028</b>

Uc (Btu/ft <sup>2</sup> .hr.°F)	<b>3,9779</b>
Rd	<b>0,0093</b>

GEOMETRIA		
Variables	TUBOS	CARCASA
L (ft)	1,05	1,05
Di (in)	0,402	2,5
Do (in)	0,5	0,9324
L/D	33,7313	
Pitch (in)	0,75	
a' (ft <sup>2</sup> /ft) outside	0,1309	
a't (in <sup>2</sup> /tubo) flow	0,127	
# Bafles		6
C'		0,25

COEFICIENTES DE PELICULA		
Variables	TUBOS	CARCASA
at y as	0,0062	0,0112
Gt y Gs	3773,16	1273,87
Nre	2536,57	291,87
jH Fig 24 y 28 Kern	5,2728	8,8473
k(cu/k) <sup>1/3</sup>	0,0499	0,0946
hi/pt y ho/ps	7,8465	10,3863
hio/pt y ho/ps	6,3086	10,3863
pt y ps Relacion visc	1	1
hio y ho Btu/(ft <sup>2</sup> .hr.*°F)	<b>6,3086</b>	<b>10,7669</b>

## MEMORIA DE CALCULO DEL INTERCAMBIADOR E-104

CONDICIONES DE PROCESO		
Variables	FLUJO FRIO	FLUJO CALIENTE
t1 y T1 (°F)	223,88	620,3
t2 y T2 (°F)	230	356
W (lb/hr)	23,294	23,294
C (Btu/lb.°F)	0,7299	0,5525
s	0,0088	0,0007
Visc Tc y tc (cP)	0,3338	0,0560
k	0,1819	0,0428
Rd	0,005	0,005
DeltaP (psi)	2	2

VARIABLES PROCESO	
Q (Btu/hr)	3318
MLTD (°F)	236,0138
Fc	0,5
Tc	484,91
tc	226,94
Ud supuesto (Btu/ft <sup>2</sup> .hr.°F)	2,9
A supusta (ft <sup>2</sup> )	4,8478
Nt supuesta	18,5170
n	1
Nt	19
A	4,9742
Ud (Btu/ft <sup>2</sup> .hr.°F)	<b>2,8263</b>

Tabla 8 Kern

Tabla 9 Kern

CAIDA DE PRESIÓN		
Variables	TUBOS	CARCASA
f Figura 26 y 29 Kern	0,0036	0,0029
B		2,0571
N+1		7
DPt y DPs (psi)	<b>0,000540</b>	<b>0,0036</b>

Uc (Btu/ft <sup>2</sup> .hr.°F)	<b>4,9645</b>
Rd	<b>0,0076</b>

GEOMETRIA		
Variables	TUBOS	CARCASA
L (ft)	1,2	1,2
Di (in)	0,402	4
Do y De (in)	0,5	0,9324
L/D	59,821	
Pitch (in)	0,75	
a' (ft <sup>2</sup> /ft) outside	0,1309	
a't (in <sup>2</sup> /tubo) flow	0,127	
# Bafles (N)		6
C'		0,25

COEFICIENTES DE PELICULA		
Variables	TUBOS	CARCASA
at y as	0,0168	0,0190
Gt y Gs	1390,11	1222,94
Nre	139,52	1696,83
jH Fig 24 y 28 Kern	1,9325	21,5484
k(cu/k) <sup>1/3</sup>	0,2005	0,0384
hi/pt y ho/ps	11,5655	10,6511
hio/pt y ho/ps	9,2987	10,6511
pt y ps Relacion visc	1	1
hio y ho Btu/(ft <sup>2</sup> .hr.°F)	<b>9,2987</b>	<b>10,6511</b>

## MEMORIA DE CALCULO DEL CONDENSADOR E-105

CONDICIONES DE PROCESO		
Variables	FLUJO FRIO	FLUJO CALIENTE
t1 y T1 (°F)	86	192,69
t2 y T2 (°F)	158	122
W (lb/hr)	129,08	23,294
Pt (atm)	2	2

CONSTANTES DE PROCESO	
MLTD	35,34095356
dTg	70,69
MWgas	12,56520
MWvapor	18,016
Gt	7703,07501
Nret	2137,675103
hi	100
hio	80,4
Vv	22,2
Vg	19,22675

GEOMETRIA		
Variables	TUBOS	CARCASA
L (ft)	2	2
Di (in)	0,402	4
Do y De (in)	0,5	0,9324
L/D	59,7015	
Pitch (in)	0,75	
a' (ft <sup>2</sup> /ft) outside	0,1309	
a't (in <sup>2</sup> /tubo) flow	0,127	
Nt	19	
at	0,016756944	
as	0,017094017	
A	4,9742	
B		1,8462
N		12
N+1		13
C'		0,25

CAIDA DE PRESION		
	f	Delta P
TUBOS	0,00041	2,319E-06
CARCASA	0,0026	0,0051164

<b>Dt BALANCEADA</b>	43,3422
<b>Uc</b>	48,4359
<b>A disponible</b>	4,9742
<b>Ud</b>	39,5875
<b>Rd</b>	0,0046

PUNTO	Tg	Tc	U ΔT	(U ΔT)prom	q	A= q / (U ΔT)prom	Dt	ΔTprom	q / (U ΔT)prom	
1	192,69	184,4867	2129,540		0		34,6900			
2	192,23	183,3313	2264,844	2197,1917	366,3696	0,1667	37,0715	35,8807	10,2108	
3	191,68	182,5025	2293,763	2279,3032	153,4142	0,0673	37,7118	37,3916	4,1029	
4	191,03	181,5099	2326,129	2309,9458	180,0554	0,0779	38,4489	38,0803	4,7283	
5	190,24	180,3224	2361,717	2343,9228	210,4409	0,0898	39,2898	38,8693	5,4141	
6	189,29	178,9023	2399,991	2380,8537	244,7477	0,1028	40,2386	39,7642	6,1550	
7	188,15	177,2061	2439,888	2419,9395	283,0124	0,1170	41,2944	40,7665	6,9423	
8	186,79	175,1828	2479,688	2459,7882	325,0675	0,1322	42,4486	41,8715	7,7634	
9	185,15	172,7738	2516,765	2498,2266	370,4678	0,1483	43,6818	43,0652	8,6025	
10	183,19	169,9129	2547,341	2532,0529	418,4144	0,1652	44,9590	44,3204	9,4407	
11	180,83	166,5256	2566,324	2556,8322	467,6831	0,1829	46,2251	45,5921	10,2580	
12	178,00	162,5327	2567,053	2566,6882	516,5747	0,2013	47,3985	46,8118	11,0351	
13	174,61	157,8522	2541,356	2554,2043	562,9016	0,2204	48,3651	47,8818	11,7561	
14	170,54	152,4063	2479,732	2510,5442	604,0313	0,2406	48,9714	48,6682	12,4112	
15	165,65	146,1314	2371,999	2425,8654	637,0013	0,2626	49,0186	48,9950	13,0014	
16	159,78	138,9942	2208,461	2290,2297	658,7154	0,2876	48,2564	48,6375	13,5434	
17	152,74	131,0139	1981,817	2095,1388	666,2207	0,3180	46,3793	47,3179	14,0797	
18	144,30	122,2910	1689,764	1835,7904	657,0631	0,3579	43,0236	44,7014	14,6989	
19	134,16	113,0580	1338,801	1514,2826	628,3303	0,4149	37,7560	40,3898	15,5567	
20	122,00	103,6109	943,175	1140,9880	584,2691	0,5121	30,1201	33,9381	17,2157	
					<b>TOTALES</b>	<b>8534,7807</b>	<b>4,0655</b>			<b>196,9160</b>

## MEMORIA DE CALCULO DEL INTERCAMBIADOR E-106

CONDICIONES DE PROCESO		
Variables	FLUJO CALIENTE	FLUJO FRIO
t1 y T1 (°F)	392,1	86
t2 y T2 (°F)	131	122
W (lb/hr)	13,56	59,67
C (Btu/lb.°F)	0,5854	0,9652
s	0,0008	0,9948
Visc Tc y tc (cP)	0,0144	0,6707
k	0,0660	0,3644
Rd	0,005	0,005
DeltaP (psi)	2	2

VARIABLES PROCESO	
Q (Btu/hr)	2072,67
MLTD (°F)	125,60
Fc	0,5
Tc	104
tc	261,55
Ud supuesto (Btu/ft <sup>2</sup> .hr.°F)	3,5
A supuesta (ft <sup>2</sup> )	4,7147
Nt supuesta	18,6428
n	1
Nt	19
A	4,8051
Ud (Btu/ft <sup>2</sup> .hr.°F)	<b>3,4342</b>

Tabla 8 Kern

Tabla 9 Kern

CAIDA DE PRESIÓN		
Variables	TUBOS	CARCASA
f Figura 26 y 29 Kern	0,0006	0,0043
B		1,783
N+1		13
DPT y DPs (psi)	<b>0,0006</b>	<b>0,0001</b>

GEOMETRIA		
Variables	TUBOS	CARCASA
L (ft)	1,932	1,932
Di (in)	0,402	4
Do (in)	0,5	0,9324
L/D	57,67	
Pitch (in)	0,75	
a' (ft <sup>2</sup> /ft) outside	0,1309	
a't (in <sup>2</sup> /tubo) flow	0,127	
# Baffles		12
C'		0,25

COEFICIENTES DE PELICULA		
Variables	TUBOS	CARCASA
at y as	0,0168	0,0165
Gt y Gs	809,22	3613,56
Nre	779,89	173,06
Jh Figura 24 y 28 Kern	3,5057	6,8594
k(cu/k) <sup>1/3</sup>	0,0446	0,5925
hi/pt y ho/ps	4,6658	52,3041
hio/pt y ho/ps	3,7513	52,3041
pt y ps Relacion visc	1	1
hio y ho Btu/(ft <sup>2</sup> *hr*°F)	<b>3,7513</b>	<b>52,3041</b>

Uc (Btu/ft <sup>2</sup> .hr.°F)	<b>3,5003</b>
Rd	<b>0,0055</b>

## MEMORIA DE CALCULO COSTO DE EQUIPOS POR EL METODO MODULAR DE GUTHRIE

I <sub>1969</sub>	115
I <sub>2004</sub>	405,7
UF	3,5278

Precio del Dólar	2556,18
------------------	---------

Equipos	Co	L o S	Lo o So	$\alpha$	D	Do	$\beta$	BC	MF	FM	FP	FD	MPF	UC	I	TIC	BMC US\$	BMC \$
Reactor R-100	300	21,3	5,5	0,024	1	1	0	309,909	1,83	5	0,1	0,8	4,5	1394,589	257,224	2634,223	5827,309	14895650,4
Reactor R-101	1000	2,355	4	0,81	0,59	3	1,05	118,049	4,23	2,25	1,15	0	2,5875	305,451	381,297	453,012	2422,729	6192932,3
Reactor R-102	1000	2,4	4	0,81	0,607	3	1,05	123,502	4,23	2,25	1,15	0	2,5875	319,561	398,911	473,938	2534,643	6479005,0
Reactor R-103	1000	1,56	4	0,81	0,394	3	1,05	55,342	4,23	2,25	1,15	0	2,5875	143,198	178,755	212,376	1135,794	2903294,1
Intercambiador E-100	300	14,42	5,5	0,024	1	1	0	307,021	1,83	2,5	0,1	0,8	2,25	690,797	254,827	1151,328	3335,997	8527407,8
Intercambiador E-101	300	2,736	5,5	0,024	1	1	0	295,014	1,83	2,5	0,1	0,8	2,25	663,783	244,862	1106,304	3205,540	8193937,6
Intercambiador E-102	300	10,65	5,5	0,024	1	1	0	304,796	1,83	3	0,1	0,8	2,7	822,949	252,980	1432,540	3795,691	9702468,6
Intercambiador E-103	300	0,962	5,5	0,024	1	1	0	287,706	1,83	2,5	0,1	0,8	2,25	647,338	238,796	1078,897	3126,127	7990943,7
Intercambiador E-104	300	2,984	5,5	0,024	1	1	0	295,629	1,83	2,5	0,1	0,8	2,25	665,166	245,372	1108,611	3212,222	8211018,6
Intercambiador E-105	300	4,974	5,5	0,024	1	1	0	299,277	1,83	2,5	0,1	0,8	2,25	673,373	248,400	1122,289	3251,857	8312330,6
Intercambiador E-106	300	4,805	5,5	0,024	1	1	0	299,029	1,83	2,5	0,1	0,8	2,25	672,815	248,194	1121,358	3249,160	8305437,4
Tanque V-100	1000	4,43	4	0,81	1,476	3	1,05	515,801	4,23	2,25	1	0	2,25	1160,551	1666,036	1805,302	9971,707	25489478,0
Tanque V-101	1000	1,37	4	0,81	0,456	3	1,05	58,078	4,23	2,25	1,15	0	2,5875	150,277	187,592	222,874	1191,940	3046813,2
Tanque V-102	1000	0,853	4	0,81	0,284	3	1,05	24,066	4,23	2,25	1,15	0	2,5875	62,271	77,734	92,354	493,913	1262531,0
Tanque V-103	690	7,52	4	0,78	2,51	3	0,98	947,968	3,18	2,25	1,15	0	2,5875	2452,867	2066,570	3637,827	15943,788	40755190,9
Bomba B-100	390	1,41	10	0,17	1	1	0	279,532	3,38	1,28	1	0	1,28	357,801	665,287	436,070	3609,276	9225959,4
<b>TOTAL</b>																	169494398,6	

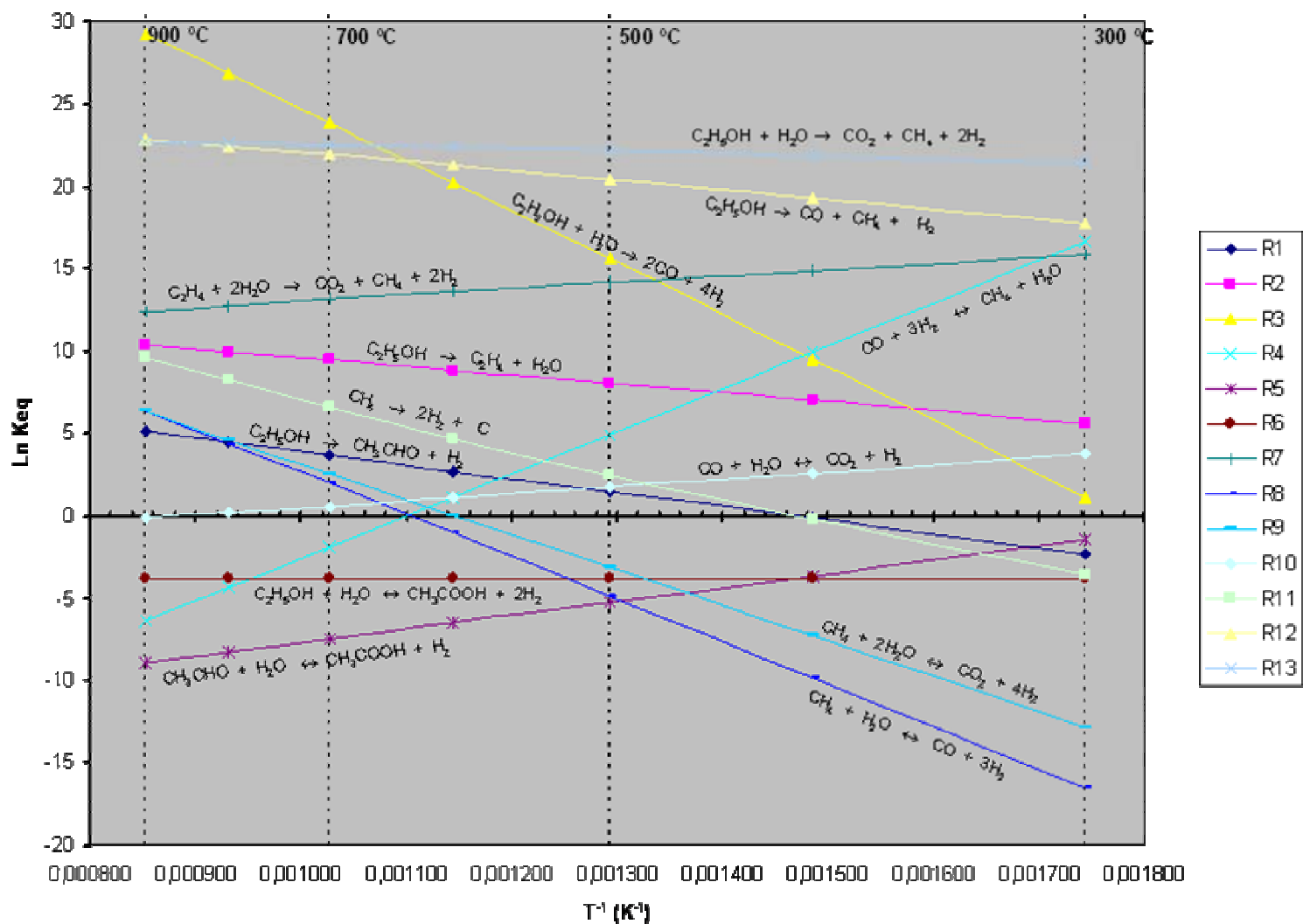

**APENDICE C. CONSTANTES DE EQUILIBRIO EN FUNCION DE LA TEMPERATURA**


Figura C.1 Constantes de equilibrio como una función de la temperatura para las reacciones que se llevan a cabo en el reformado de etanol

APENDICE D. CARTA PARA LA SELECCIÓN DE LA BOMBA B-100

	<b>BOMBAS Y MOTOBOMBAS REGENERATIVAS "TURBILINE" MONOBLOCK ELECTRICAS Y EJE LIBRE</b>	
	Versión: Sello Mecánico. Ø Rotor: 94 - 104.5 - 108 mm. Ø Max. Partículas: 0.0 Potencia: 3/4 HP. a 7.5 HP.	<b>MODELOS:</b> TB TE TH  <b>CONEXIONES:</b> Succión: 1.1/4" NPT. Descarga: 1" NPT.

**TABLA GENERAL DE RENDIMIENTO**

PIES	100	150	200	250	300	350	400	450	500	550	600	650	700	750	800
P.S.I.	43	65	86	108	130	151	173	195	216	238	260	281	303	325	346

MODELO	CAUDAL EN GPM.														HP. MOTOR	
TB-75M	5.3	4.6	3.9	3.2	2.6	1.8										3/4
TB-150M	5.7	4.9	4.3	3.5	2.8	2.1	1.5									1.5
TB-180T	5.7	4.9	4.3	3.5	2.8	2.1	1.5									1.8
TB-L1	5.7	4.9	4.3	3.6	3.0	2.5	2.0	1.4								1.5
TE-300M	12.5	11.5	10.5	9.5	8.3	7.3	6.4	5.5	4.5	3.2	2.3					3.0
TE-360T	12.5	11.5	10.5	9.5	8.3	7.3	6.4	5.5	4.5	3.2	2.3					3.6
TE-500T	13.0	12.1	11.2	10.3	9.4	8.5	7.6	6.5	5.9	4.8	4.0	3.0	2.0			5.0
TE-500M	13.0	12.1	11.2	10.3	9.4	8.5	7.6	6.5	5.9	4.8	4.0	3.0	2.0			5.0
TE-L1	13.0	12.1	11.2	10.3	9.4	8.5	7.6	6.5	5.9	4.8	4.0	3.0	2.0			5.0
TH-500M	22.0	19.2	18.8	16.0	14.0	12.0	10.8	9.0	7.5							5.0
TH-660T	24.0	21.5	20.0	18.0	16.0	14.1	12.5	11.1	9.5	8.0	6.5	5.0	3.8			6.6
TH-L1	24.0	21.5	20.0	18.8	16.5	15.0	13.5	12.0	10.5	9.0	7.8	6.1	4.8	3.5		7.5

Reemp:  
Fecha: SEPT-4-95

2. Curvas desarrolladas a Nivel del Mar  
 3. Potencias de Motores a 3500 RPM.  
 4. Consultar curvas individuales de rendimiento.

Altura Max.	ft
Eficiencia Max.	%

**APENDICE E. FICHA DE SEGURIDAD DEL HIDROGENO**

NOMBRE COMERCIAL Y SINÓNIMOS	Hidrógeno
FÓRMULA = H <sub>2</sub> P.M. 2.016	FAMILIA QUÍMICA Gases Inflamables

**INFORMACIÓN NECESARIA PARA LA PROTECCIÓN DE LA SALUD****LÍMITE DE EXPOSICIÓN**

El hidrógeno es un simple asfixiante por lo que no tiene un valor límite de exposición (TLV). El hidrógeno no está clasificado como cancerígeno por NTP, IARC, u OSHA.

CPT : Asfixiante puro

CCT : Asfixiante puro

**SÍNTOMAS DE EXPOSICIÓN**

El hidrógeno no es tóxico y está clasificado como un simple asfixiante. Los síntomas de anoxia sólo ocurrirán cuando las concentraciones del gas estén dentro de los rangos de inflamabilidad y la mezcla no haya encendido. **NO ENTRAR EN ÁREAS DENTRO DEL RANGO DE INFLAMABILIDAD DEBIDO A LOS PELIGROS INMEDIATOS DE INCENDIO Y EXPLOSIÓN.**

**PROPIEDADES TOXICOLÓGICAS**

El hidrógeno no es tóxico y está clasificado como un simple asfixiante, pero es extremadamente inflamable. El hidrógeno necesario para reducir las concentraciones del oxígeno en un nivel inferior al requerido para soportar la vida causaría mezclas dentro de los rangos de inflamabilidad. No entrar en áreas que contengan mezclas inflamables debido al peligro inmediato de incendio o explosión.

**TRATAMIENTO Y PRIMEROS AUXILIOS RECOMENDADOS**

Las quemaduras de primer grado (sólo enrojecido, como quemadura de sol), o de segundo grado (ampolla) que sean ocasionadas por la exposición al fuego y se encuentran localizadas en una porción de alguna extremidad u otra pequeña área del cuerpo, pueden ser sumergidas en agua fría de 10 a 20 min para aliviar el dolor. No sumergir el cuerpo entero en un baño de agua fría. Todas las quemaduras, excepto las de menor grado y que se localicen en un área pequeña deberán ser tratadas por un médico. Las áreas quemadas deben ser cubiertas con el material más limpio disponible, como una sábana limpia, previo al traslado del lesionado. No utilice ungüentos para quemaduras o materiales grasosos, a menos que sólo sean quemaduras de primer grado en áreas pequeñas. Las personas que sufran de falta de oxígeno deberán ser trasladadas a áreas con atmósfera normal. Si la víctima no está respirando aplique respiración artificial de preferencia boca a boca, si la respiración se dificulta administre oxígeno.

**MEZCLAS PELIGROSAS DE OTROS LÍQUIDOS, SÓLIDOS O GASES.**

No mezclar con gases oxidantes tales como oxígeno, flúor, cloro, etc.

**PROPIEDADES FÍSICAS**

<b>PUNTO DE EBULLICIÓN</b> @1 atm: - 423.0 °F (-252.8°C)	<b>DENSIDAD DEL LÍQUIDO AL PUNTO DE EBULLICIÓN</b> @ 1 atm: 4.43 lb/pie <sup>3</sup> -70.96 kg/m <sup>3</sup>
<b>PRESIÓN DE VAPOR</b> N/A	<b>DENSIDAD DEL GAS</b> @ 21.1 °C , 1 atm 0.0834401 kg/m <sup>3</sup>
<b>SOLUBILIDAD EN AGUA</b> @68°F(20°), 1 atm: 3.35% por volumen	<b>PUNTO DE CONGELAMIENTO</b> @1 atm: - 434.5 °F(-252.9°C)
<b>APARIENCIA Y OLOR:</b> El hidrógeno es incoloro e inodoro.	

### INFORMACIÓN SOBRE RIESGOS DE FUEGO Y EXPLOSIÓN

<b>DEFINICION DEL GRADO DE RIESGO</b> SALUD : 0 INFLAMABILIDAD : 4 REACTIVIDAD : 0 ESPECIAL : NINGUNA		
<b>PUNTO DE IGNICIÓN (MÉTODO USADO)</b> N/A Gas a temp. normal	<b>TEMPERATURA DE AUTOIGNICIÓN</b> 932° F (500 °C)	<b>LÍMITES DE INFLAMABILIDAD % POR VOLUMEN</b> INFERIOR 4.0% SUPERIOR 74.2%
<b>METODO DE EXTINCION</b> Polvo Químico, CO2, o Halón		<b>CLASIFICACIÓN ELÉCTRICA</b> Clase 1, Grupo B
<b>PROCEDIMIENTOS ESPECIALES PARA COMBATIR INCENDIOS</b> Cerrar la fuente de hidrógeno. Cuando sea posible, permita que el fuego se extinga por si mismo. Rociar agua al equipo adyacente para mantenerlo frío.		
<b>PELIGROS INUSUALES DE FUEGO Y EXPLOSIÓN</b> El hidrógeno se quema con una flama casi invisible de baja radiación térmica. Hay gente que ha caminado sin saber en flamas de hidrógeno. Fácilmente se incendia; la energía mínima de ignición es muy baja (0.2 MJ) y el rango de inflamabilidad es muy amplio. La flama se propaga muy rápidamente. Existe peligro potencial de explosión por reignición si el fuego se extingue sin cerrar la fuente de hidrógeno. El hidrógeno puede acumularse en las áreas superiores de los lugares cerrados.		

### DATOS DE REACTIVIDAD

<b>ESTABILIDAD:</b> Estable	<b>CONDICIONES A EVITAR</b> Fuentes de ignición, flamas, objetos calientes
<b>INCOMPATIBILIDAD (MATERIALES A EVITAR)</b> Materiales oxidantes. Algunos aceros son susceptibles de ataque o de hacerse quebradizos a altas temperaturas o presiones.	<b>PRODUCTOS DE DESCOMPOSICIÓN PELIGROSOS</b> Ninguno
<b>RIESGO DE POLIMERIZACIÓN:</b> NO OCURRE	<b>CONDICIONES A EVITAR:</b> Ninguna

### PROCEDIMIENTOS EN CASOS DE FUGAS O DERRAMES

<b>MEDIDAS DE SEGURIDAD EN CASOS DE FUGAS O DERRAMES.</b> NO ENTRAR en áreas que contengan mezclas inflamables de hidrógeno en aire. Ventilar las áreas cerradas para prevenir la formación de atmósferas inflamables o deficientes de oxígeno. Ver "VENTILACION" a continuación. Eliminar todas las fuentes potenciales de ignición. Trasladar los cilindros de gases comprimidos al aire libre si la fuga es pequeña. Consultar a INFRA para obtener ayuda adicional.
--

### INFORMACIÓN SOBRE TRANSPORTACIÓN

<p>El hidrógeno gas comprimido esta catalogado como un material peligroso, la unidad que lo transporte se rotula con la etiqueta de transporte de material peligroso. Además debe portar el rombo de señalamiento de seguridad (gas inflamable) con el número de naciones unidas ubicando en la unidad según NOM-004-STC/1999. Cada envase requiere una etiqueta de identificación con información de riesgos primarios y secundarios. La unidad deberá contar con su hoja de emergencia en transportación con la información necesaria para atender una emergencia según NOM-005-STC/1999.</p> <p>Para este tipo de producto no existe ninguna restricción por incompatibilidad para el transporte con otro producto según NOM-010-STC/1999. Los cilindros deberán ser transportados en posición vertical y en unidades bien ventiladas, nunca transporte en el compartimiento de pasajeros del vehículo.</p>
--

### INFORMACIÓN SOBRE ECOLOGÍA

El hidrógeno no genera efectos adversos a la ecología, no contiene ningún químico de clase I o II que afecten la capa de ozono, el hidrógeno no está catalogado como contaminante marino. El hidrógeno por sus características se encuentra dentro del listado de los productos que si se almacenan, producen o transportan en cantidades iguales o mayores a la de reporte, se considera la actividad como de alto riesgo, la cantidad de reporte para el hidrógeno es de 500 kg.

#### MÉTODO DE ELIMINACIÓN DE DESECHOS

No intentar desechar el hidrógeno residual en cilindros. Regresar los cilindros a INFRA con una presión residual positiva, las válvulas de los cilindros cerradas y el capuchón colocado en su lugar.

### INFORMACIÓN PARA PROTECCIÓN ESPECIAL

#### PROTECCIÓN RESPIRATORIA

#### VENTILACIÓN

Natural o mecánica según se requiera. La ventilación mecánica debe cumplir con el Código Nacional Eléctrico (NEC) para Clase 1 Grupo B.

#### GUANTES DE PROTECCIÓN

Guantes de carnaza para el manejo de cilindros de gases comprimidos.

#### PROTECCIÓN OCULAR

Se recomienda el uso de anteojos de seguridad para el manejo de cilindros de gases comprimidos.

#### EQUIPO DE PROTECCIÓN

Zapato con casquillo y ropa 100% de algodón.

### PROCEDIMIENTOS ESPECIALES

#### RECOMENDACIONES ESPECIALES PARA EL MANEJO

Sólo utilizar en áreas con buena ventilación. Los cilindros de gases comprimidos contienen hidrógeno a una presión muy elevada, por lo que deben ser manejados con cuidado. Utilizar un regulador de presión cuando los cilindros se conecten a sistemas de baja presión. Asegurar los cilindros cuando estén en uso. Nunca utilizar flama directa para calentar los cilindros. Utilizar válvulas check para prevenir el retroceso de flujo al cilindro. Evitar arrastrar, deslizar o rolar los cilindros aún en distancias cortas. Utilizar un diablo apropiado. Para recomendaciones adicionales consultar el folleto P-1 de la CGA. (Compressed Gas Association).

#### RECOMENDACIONES ESPECIALES PARA EL ALMACENAMIENTO

Almacenar los cilindros y los contenedores en áreas bien ventiladas. Mantenga los cilindros alejados de fuentes de calor. No los almacene en áreas de tráfico para evitar caídas accidentales o el daño al caerse objetos en movimiento. Los cilindros que no estén en uso deben mantenerse con el capuchón de la válvula puesto. Separar los cilindros llenos de los vacíos. Almacénelos en áreas libres de material combustible. Evite exponerlos en áreas en las que haya sales u otros químicos corrosivos. El almacenamiento del hidrógeno debe estar separado de los gases oxidantes tales como oxígeno, flúor, etc. al menos con 6 m. de distancia. Para recomendaciones adicionales consultar el folleto p-1 de la CGA.

#### RECOMENDACIONES ESPECIALES PARA EL ENVASADO

El hidrógeno gaseoso en USA se envasa en cilindros que cumplen con las especificaciones DOT o los códigos ASME. En México se fabrican cilindros de acuerdo a la norma NOM S-11-1970.

#### OTRAS PRECAUCIONES O RECOMENDACIONES

Los cilindros de hidrógeno sólo deben ser llenados por personal experimentado de los proveedores. Las atmósferas de las áreas en las cuales se haya venteado el hidrógeno y exista acumulación, deberán ser monitoreadas con un analizador portátil de gases inflamables.



## APENDICE G. PLANOS

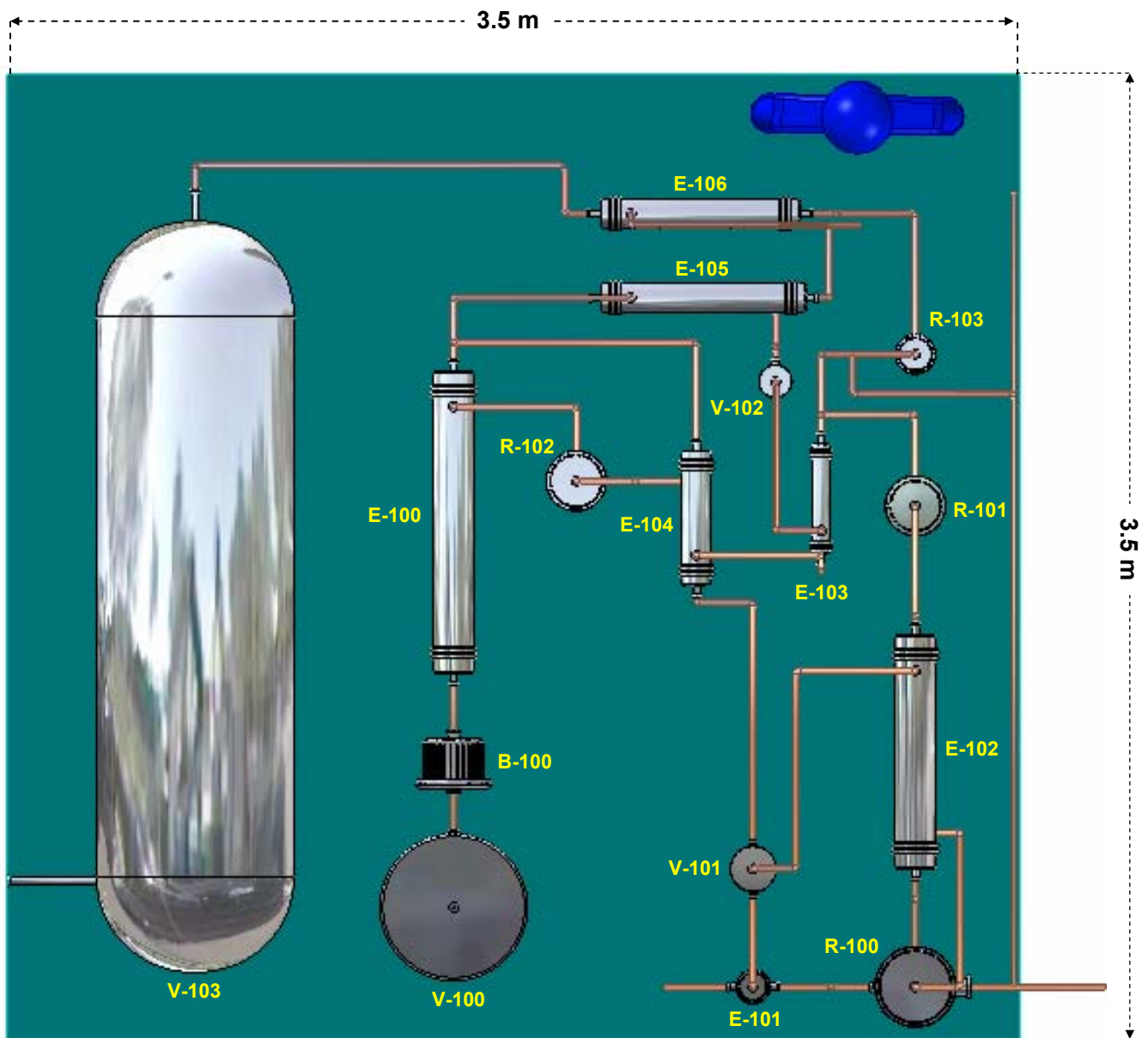
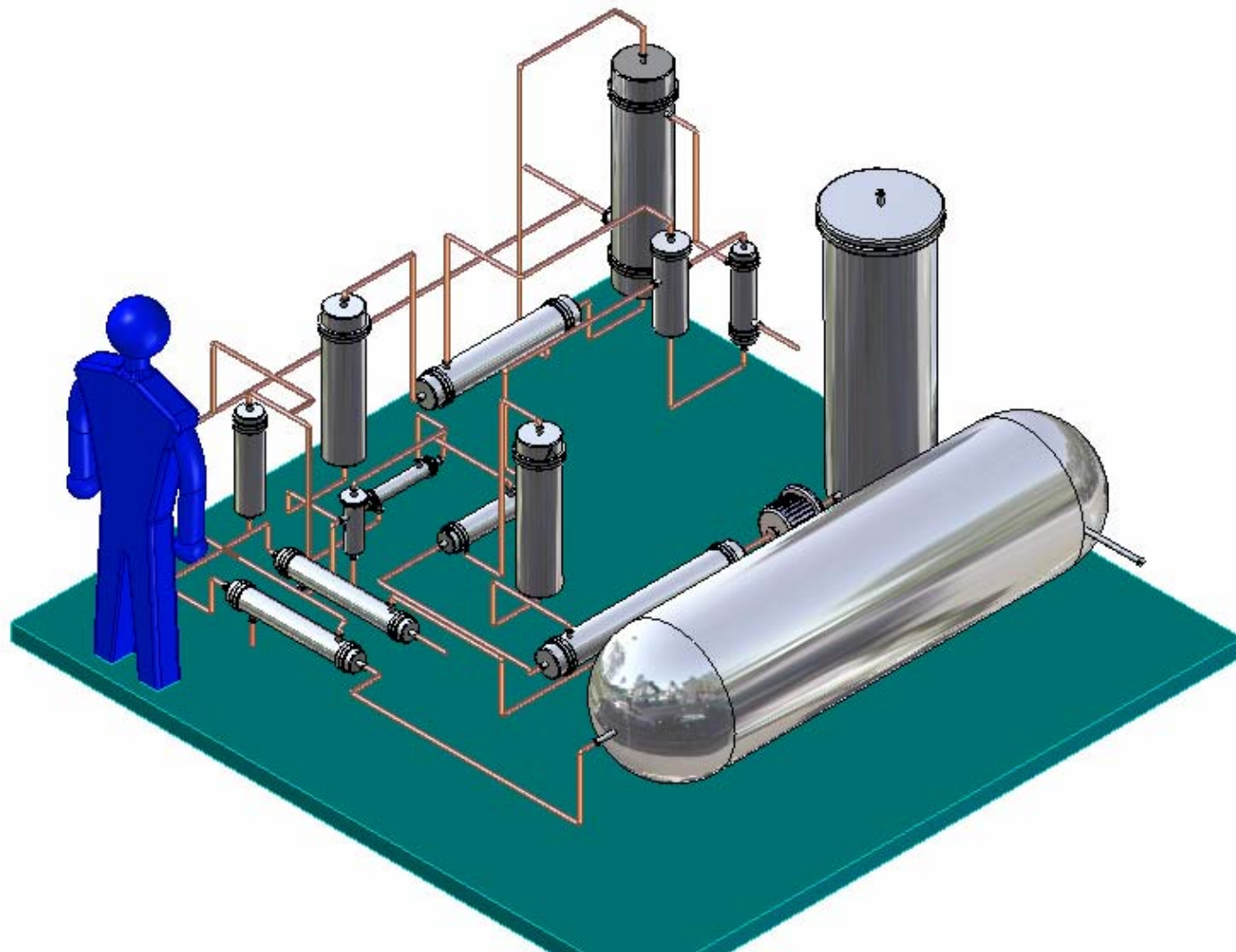
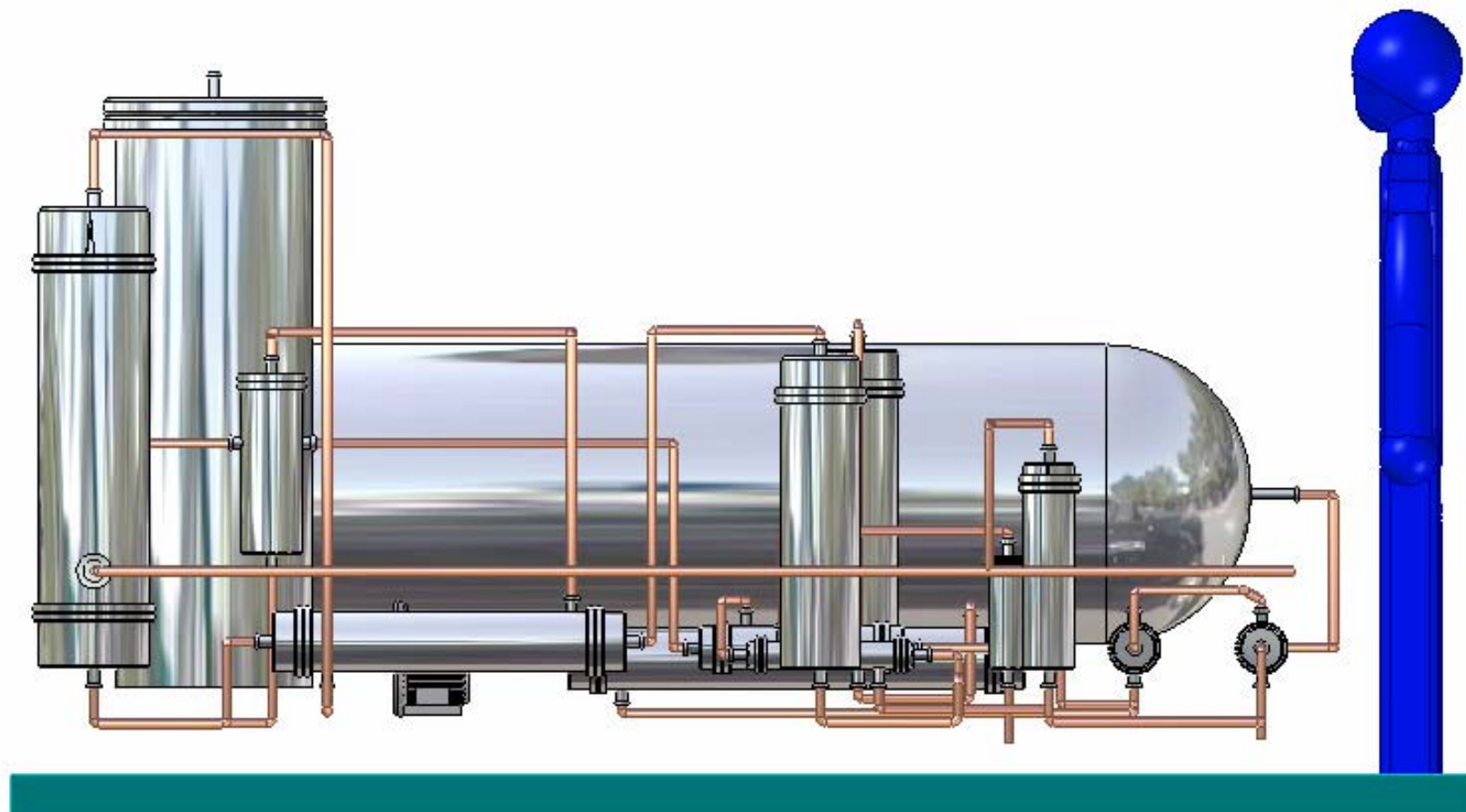


Figura G.1 Vista superior planta piloto



*Figura G.2 Vista isométrica planta piloto*



*Figura G.3 Vista lateral planta piloto*