

**APROVECHAMIENTO DE CORRIENTES RESIDUALES DE H₂ Y CO₂ COMO
ALTERNATIVA PARA REDUCIR LA HUELLA DE CARBONO DE LA
GERENCIA REFINERÍA DE BARRANCABERMEJA (GRB)**

JENNY CAROLINA JIMÉNEZ JIMÉNEZ

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERIAS FÍSICO-QUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2012

**APROVECHAMIENTO DE CORRIENTES RESIDUALES DE H₂ Y CO₂ COMO
ALTERNATIVA PARA REDUCIR LA HUELLA DE CARBONO DE LA
GERENCIA REFINERÍA DE BARRANCABERMEJA (GRB)**

JENNY CAROLINA JIMÉNEZ JIMÉNEZ

**Trabajo de grado en modalidad práctica empresarial, para optar el título
de Ingeniero Químico**

**Director
PhD. Luis Javier López Giraldo**

**Codirector
PDEng. Hernando José Salgado Gordon**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERIAS FÍSICO-QUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2012

AGRADECIMIENTOS

A Dios por darme la fortaleza de seguir cada día con mis metas.

A mi familia por su apoyo incondicional.

A la Universidad Industrial de Santander y a la Escuela de Ingenierías Química por su apoyo y formación profesional durante mi carrera.

A Ecopetrol S.A. por la oportunidad de realizar mi práctica en sus instalaciones y de esta forma ayudarme en mi desarrollo personal y profesional.

A mi director Luis Javier López por su exigencia, paciencia y colaboración, en el desarrollo de este trabajo.

A mi tutor de práctica Hernando José Salgado Gordon, por su colaboración y orientación en el desarrollo del proyecto.

A aquellas personas que me acompañaron en el transcurso de mi formación profesional, en especial a Lina, Kennyher, Ricardo, Leal, Lorena y Camilo.

*“A Dios por darme la oportunidad de finalizar esta etapa de mi vida,
A mis padres Edinson Jiménez (Q.E.P.D.) y Edith Jiménez por su amor
incondicional,
A mi hermana Paola por acompañarme y animarme en los momentos
difíciles,
A mi sobrino Ángel David por su cariño y ternura,
A Oscar Díaz por su apoyo incondicional,
A mis familiares y amigos por su apoyo en mi formación personal y
profesional.”*

CONTENIDO

INTRODUCCIÓN	13
1. METODOLOGÍA.....	16
1.1. IDENTIFICACIÓN Y CUANTIFICACIÓN DE LAS CORRIENTES RESIDUALES DE DIÓXIDO DE CARBONO E HIDRÓGENO.	16
1.2. EVALUACIÓN PRELIMINAR DE LAS ALTERNATIVAS	17
1.3. SELECCIÓN DE LA ALTERNATIVA	18
1.4. DISEÑO CONCEPTUAL DE LA ALTERNATIVA SELECCIONADA.....	19
1.4.1. SECCIÓN DE PRETRATAMIENTO.....	19
1.4.2. ETAPA DE DESULFURIZACIÓN.....	19
1.4.3. ETAPA DE COMPRESIÓN.....	19
1.4.4. ETAPA DE CALENTAMIENTO	20
1.4.5. SECCIÓN DE REACCIÓN.....	21
1.4.6. SECCIÓN DE SEPARACIÓN	22
1.4.7. SECCIÓN DE ALMACENAMIENTO	24
1.5. ANÁLISIS ECONÓMICO DE LA ALTERNATIVA SELECCIONADA	25
2. RESULTADOS Y DISCUSIÓN.....	25
2.1. CUANTIFICACIÓN DE LAS CORRIENTES RESIDUALES DE CO ₂ E H ₂ 25	
2.2. REDUCCIÓN DE LA HUELLA DE CARBONO PRELIMINAR DE LAS ALTERNATIVAS.....	27
2.3. EVALUACIÓN ECONÓMICA PRELIMINAR.....	27
2.4. RESULTADO DE LA EVALUACIÓN PRELIMINAR DE LAS ALTERNATIVAS PLANTEADAS	29
2.5. DISEÑO CONCEPTUAL DE LA ALTERNATIVA SELECCIONADA.....	29
2.5.1. BALANCE DE MASA Y ENERGÍA.....	29
2.5.2. ESTIMACIÓN DEL CAPITAL FIJO	33
2.5.3. SERVICIOS INSUTRIALES	34
2.5.4. ESTIMACIÓN COSTOS DE PRODUCCIÓN	35

2.5.5. ESTIMACIÓN DE VPN Y TIR35
CONCLUSIONES38
RECOMENDACIONES39
BILIOGRAFÍA40

LISTA DE FIGURAS

Figura 1. Proveniencia de las corrientes residuales.....	13
Figura2. Usos del metanol	15
Figura 3. Metodología.....	16
Figura 4. Diagrama entrada y salida de las alternativas planteadas.	17
Figura 5. Diagrama de flujo de proceso.	30

LISTA DE TABLAS

Tabla 1. Corriente CO ₂ Subproducto.	26
Tabla 2. Corrientes de H ₂ residual.	26
Tabla 3. Reducción de emisiones de las alternativas propuestas.	27
Tabla 4. Matriz de alternativas.	29
Tabla 5. Balances de masa y energía.	31
Tabla 6. Materiales y costos de los equipo.	32
Tabla 7. Factores típicos de costos directos para estimación del costo de capital fijo.	34
Tabla 8. Factores típicos de costos indirectos para la estimación del costo de capital fijo.	34
Tabla 9. Costo de servicios industriales.	35
Tabla 10. Costos de producción.	36

RESUMEN

TITULO:

APROVECHAMIENTO DE CORRIENTES RESIDUALES DE H₂ Y CO₂ COMO ALTERNATIVA PARA REDUCIR LA HUELLA DE CARBONO DE LA GERENCIA REFINERÍA DE BARRANCABERMEJA (GRB).*

AUTORES:

JENNY CAROLINA JIMÉNEZ JIMÉNEZ**

PALABRAS CLAVES:

Metano, metanol, Huella de carbono, corrientes residuales, dióxido de carbono, hidrógeno.

DESCRIPCIÓN: El presente trabajo ilustra la evaluación simplificada de tres alternativas planteadas para el aprovechamiento de corrientes residuales de la Gerencia Refinería de Barrancabermeja, con el fin de reducir las emisiones de CO₂ a la atmósfera. Dos de las alternativas consisten en la producción de metano y la tercera alternativa es la producción de metanol.

En la primera sección se describen y evalúan cada una de las alternativas. Seguido de esto, se selecciona la más promisorio tanto económicamente como por reducción de la huella de carbono. Se procede a realizar el diseño conceptual de la alternativa, en donde se seleccionan los equipos y se hace la respectiva simulación en HYSYS V 7.0, seguido de esto se halla costos asociados a inversión fija y costos operacionales, seguido se calcula el VPN y la TIR.

Los resultados obtenidos en la evaluación preliminar demuestran que la alternativa más promisorio es la producción de metanol debido a su viabilidad económica (522 USD/h) y su reducción de la huella de carbono (96,95 lbmol/h = 11964 toneladas CO₂ eq/año). Una vez hecha la evaluación económica final y hallando el periodo de tiempo donde el VPN es igual a cero, se concluye que con los ingresos generados por la alternativa, no es posible recuperar el capital de inversión en un tiempo menor a 16 años, esto es debido a que la capacidad de la planta es pequeña y no genera los ingresos suficientes.

* Proyecto de Grado

** Facultad de Ingenierías Físico-Químicas. Escuela de Ingeniería Química. Director PhD. Luis Javier López Giraldo. Codirector PDEng. Hernando José Salgado Gordon.

ABSTRACT

TITLE:

UTILIZATION OF WASTE STREAMS OF H₂ AND CO₂ AS AN ALTERNATIVE TO REDUCE THE CARBON FOOTPRINT OF THE BARRANCABERMEJA REFINERY MANAGEMENT (BRM).*

AUTHORS:

JENNY CAROLINA JIMÉNEZ JIMÉNEZ**

KEYWORDS:

Methane, methanol, carbon footprint, waste streams, carbon dioxide, hydrogen.

DESCRIPTION: This paper illustrates the simplified evaluation of three alternatives raised for the use of residual currents of the Barrancabermeja refinery management, in order to reduce emissions of CO₂ into the atmosphere. Two of the alternatives consist of methane production and the third option is the production of methanol.

In the first section are described and evaluated each of the alternatives. Following this, selects the most promising both economically and by reduction of the carbon footprint. Necessary to carry out the conceptual design of the alternative, where the teams are selected and makes the respective simulation in HYSYS V 7.0, followed by this is costs associated with fixed investment and operational costs, then it is the NPV and IRR.

The results obtained in the preliminary evaluation demonstrate that the most promissory alternative is the production of methanol due to its economic viability (522 USD/h) and its reduction of the carbon footprint (96,95 lbmol/h =11964 ton CO₂ eq/year). Once done economic the evaluation final and finding the period of time where the VPN is equal to zero, this concludes that with the income generated by the alternative, it is not possible to recover the capital of investment in a time smaller to 16 years, is because the capacity of the plant is small and it does not generate the income sufficient.

* Degree Project.

** Physical-Chemical Engineering Faculty. Chemical Engineering School. Advisor PhD. Luis Javier López Giraldo. Co-advisor PDEng. Hernando José Salgado Gordon.

INTRODUCCIÓN

En la Gerencia Refinería de Barrancabermeja (GRB) se emiten en promedio 3312028 toneladas de CO₂ equivalentes al año (Dato calculado por el ICP para el 2010) [1], este gas hace parte de los gases de efecto invernadero y es considerado la mayor causa del calentamiento global, por lo cual existe interés por parte de Ecopetrol S.A. de reducir la huella de carbono de la Refinería, de tal manera que el proceso de refinación sea amigable con el medio ambiente.

Por lo tanto se quiere aprovechar el CO₂ que es producido en la planta de parafinas, donde el CO₂ es un subproducto emitido a la atmósfera con una pureza mayor al 80% molar, para ser transformado en productos valiosos como metano y metanol mediante reacciones de reducción con H₂ [2]. El H₂ proviene de las corrientes residuales de las plantas UNIBON, parafinas, etileno II y aromáticos, tal como se describe en la figura 1.

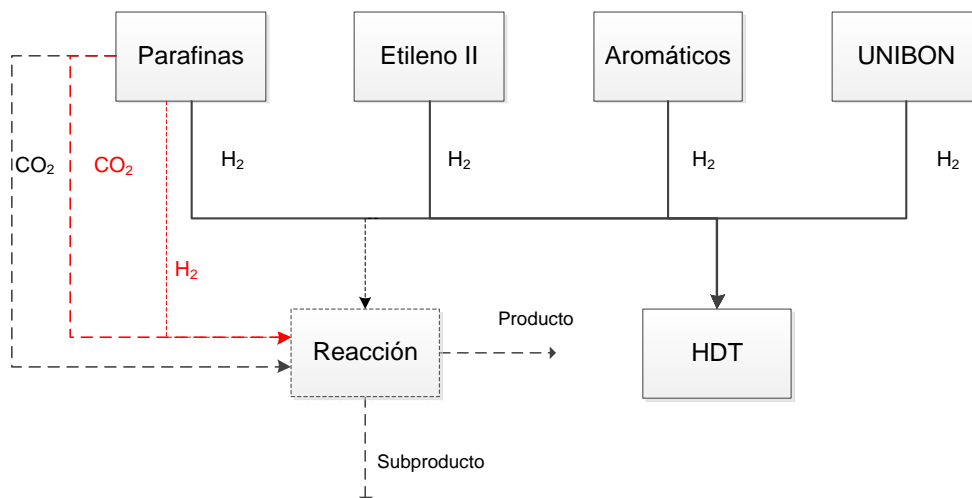


Figura 1. Proveniencia de las corrientes residuales. Fuente: Autor.

Como se observa en la figura 1, las corrientes de H₂ señalado con líneas continuas actualmente se envían hacia la planta de hidrot ratamiento (HDT) para ser purificadas mediante un proceso de absorción. Las líneas discontinuas rojas

representan las materias primas para las alternativas 1 y 2, y las líneas discontinuas negras las materias primas para la alternativa 3.

En este sentido, se encuentra información en la literatura en donde se evidencia que el CO₂ puede ser empleado para la producción de metano y metanol.

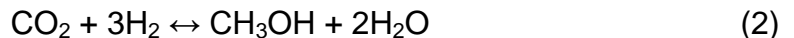
Así por ejemplo Sabatier reportó en 1902 [3] que el CO₂ puede ser convertido a metano empleando un catalizador como el rutenio según la ecuación (1).



Esta reacción es reversible y exotérmica ($\Delta H = -71,797$ Btu/lbmol), la cual se da en un rango de temperatura entre 662-752 °F [3].

El metano es el combustible principal de las calderas y hornos en la refinería, además de ser la materia prima para la producción de hidrógeno, por lo cual existe el interés de obtenerlo a partir de un CO₂ venteado a la atmósfera.

Por otro lado la producción de metanol se lleva a cabo a bajas presiones ($p < 1470$ psi), utilizando catalizadores a base de cobre según la ecuación (2).



La reacción es reversible y exotérmica ($\Delta H = -21,311$ Btu/lbmol) la cual ocurre en presencia de un catalizador.

El metanol es un producto químico importante a nivel industrial, usado como materia prima para la producción de químicos como el formaldehído y el ácido acético. También es usado para la fabricación de dimetil éter (DME), metil tert-butil éter (MTBE) y como solvente [4], tal como se muestra en la ilustración 1.

Sjöberg, Sandström y Hedlund (2010) [5] compararon tres procesos para la producción de metanol: el proceso de reactor con membrana (membrane reactor process MRP), un reactor tradicional (Lurgi low-pressure process) y el proceso de módulos con membrana (membrane module process MMP), los resultados de este

estudio arrojaron que la conversión por paso para cada uno de los procesos fue de 97, 26 y 81% respectivamente.

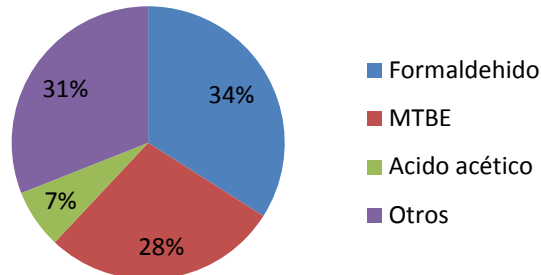


Figura2. Usos del metanol. Fuente: [6].

Con el propósito de disminuir las emisiones de CO₂ se plantean tres alternativas; Las dos primeras alternativas consisten en aprovechar el H₂ y CO₂ residual provenientes de la planta de parafinas para producir bien sea metanol o metano. La tercera alternativa consiste en aprovechar H₂ residual que se envía hacia HDT con el CO₂ proveniente de la planta de parafinas para producir metano.

Cada una de las alternativas se somete a un análisis de reducción de la huella de carbono y una evaluación económica preliminar. Una vez seleccionada la alternativa más promisorio se hace su respectivo diseño conceptual y su evaluación económica mediante el uso del valor presente neto.

El presente trabajo se desarrolla en modalidad de práctica empresarial, para la toma de decisiones se cuenta con el asesoramiento del líder de ingeniería de procesos de Ecopetrol S.A.

1. METODOLOGÍA

En la figura 3 se muestra el esquema de la metodología utilizada para el desarrollo del presente trabajo.

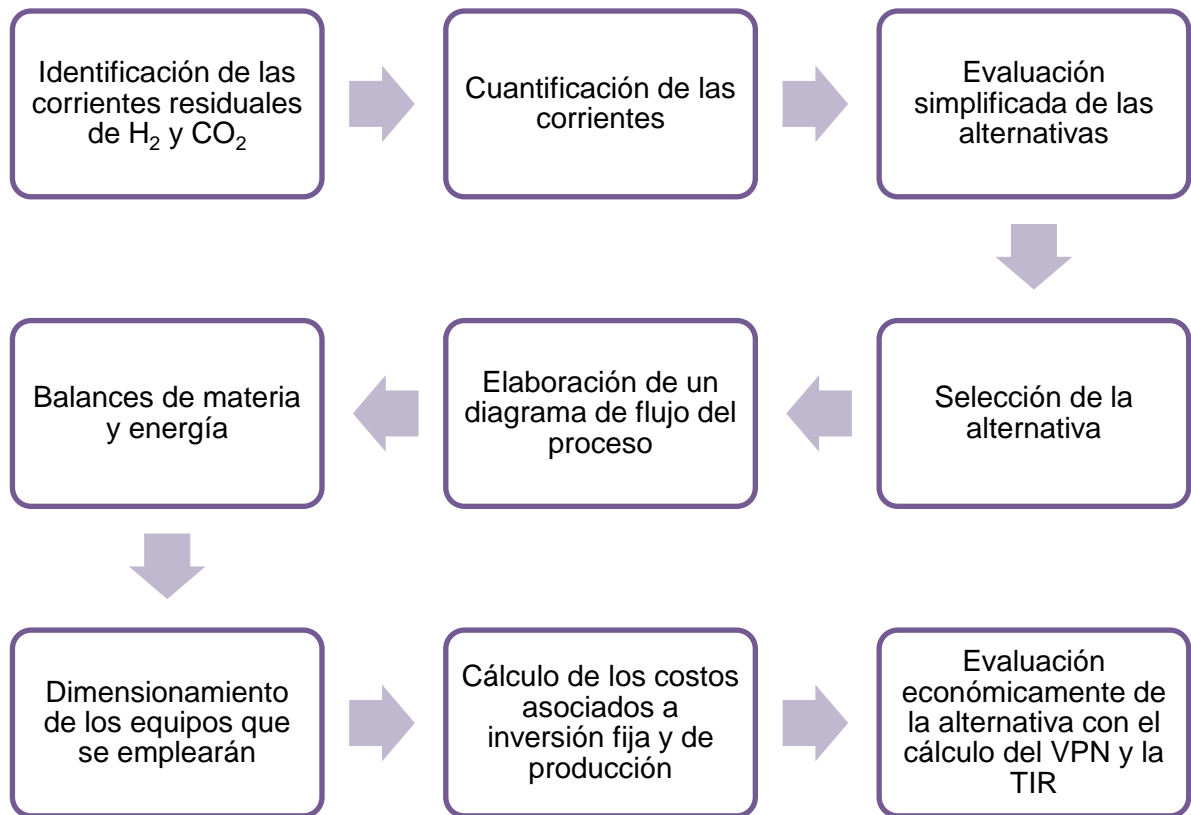


Figura 3. Metodología. Fuente: Autor.

1.1. IDENTIFICACIÓN Y CUANTIFICACIÓN DE LAS CORRIENTES RESIDUALES DE DIÓXIDO DE CARBONO E HIDRÓGENO.

Para la identificación de las corrientes residuales se contactó a los ingenieros de proceso encargados de las plantas en las que se llevan a cabo procesos de generación de hidrógeno, ya sea por reformado de metano o por consecuencia de separación de livianos. Se hizo una visita a las siguientes plantas: parafinas y fenol, hidrotratamiento (HDT), UNIBÓN, etileno II y aromáticos; allí se tomaron datos de los códigos designados a las corrientes de CO₂ e H₂, para su cuantificación en términos de flujo, presión y temperatura.

1.2. EVALUACIÓN PRELIMINAR DE LAS ALTERNATIVAS

A continuación se describen las alternativas planteadas para la reducción de la huella de carbono:

- Caso base: Es como está actualmente la Refinería, en el cual se cuantifica el CO_2 subproducto de parafinas que es emitido a la atmosfera.
- Alternativa 1: Producción de metanol empleando las corrientes residuales de la planta de parafinas.

Esta alternativa consiste en aprovechar el CO_2 subproducto y el H_2 residual de la planta de parafinas, para la producción de metanol.

- Alternativa 2: Producción de Metano empleando las corrientes residuales de la planta de parafinas.

En esta alternativa se aprovechan las mismas materias primas que en la Alternativa 1.

- Alternativa 3: Producción de Metano empleando el H_2 de las corrientes residuales encauzadas a HDT.

Esta alternativa consiste en la producción de metano, a partir del CO_2 subproducto de la planta de parafinas y el H_2 residual que provienen de las plantas descritas en la introducción.



Figura 4. Diagrama entrada y salida de las alternativas planteadas. Fuente: Autor.

En el literal anterior se seleccionaron y cuantificaron las corrientes disponibles de CO_2 e H_2 . Con esta información y el diagrama mostrado en la figura 4 se determina cuantas moles de CO_2 e H_2 se consumen en cada alternativa según la estequiometría de cada reacción asumiendo que la conversión en el reactor es total gracias a la recirculación de los reactivos que no reaccionan. Una vez se realiza el balance de materia se estima la reducción de la huella de carbono,

considerando un CO₂ equivalente asociado a la producción y al transporte del metanol ya que en Colombia no se produce esta materia prima. La planta más cercana de metanol se encuentra ubicada cerca a Barcelona-Venezuela, por lo que su producción a nivel nacional disminuye la emisión de CO₂ asociada con su producción y transporte de metanol, que se calcula mediante las siguientes ecuaciones (dato suministrado por la coordinación de Ingeniería de procesos):

$$lb\ CO_2\ eq\ Producción=0,74\ lb\ CO_2/lb\ MeOH \quad (3)$$

$$lb\ CO_2\ Transporte= 0,01\ Kg\ CO_2/(1000Km* lb\ MeOH) \quad (4)$$

Se toma como referencia las coordenadas de las ciudades y se obtiene una distancia promedio de 1062,56 Km de Barcelona (Venezuela) a Barrancabermeja, para el caso del metano no se tiene en cuenta ya que existen yacimientos en Colombia de donde se obtiene este combustible.

Seguido, se realiza la evaluación económica preliminar considerando los costos de materias primas y productos (ecuación (3)).

$$P.E. = \sum_j C_j P_j - \sum_i C_i F_i \quad (5)$$

Donde C =costo por cantidad o volumen, P =cantidad o volumen de producto y F =cantidad de alimento (i y j representan los productos y reactivos respectivamente).

Finalmente, a cada alternativa se le asigna un índice de complejidad (0 -100) relacionado con su implementación.

1.3. SELECCIÓN DE LA ALTERNATIVA

Una vez calculados el potencial económico, la cantidad de CO₂ que se deja de emitir a la atmósfera y la complejidad de las alternativas a implementar, se elige la más promisoría. Esto se hace mediante la elaboración de una matriz en la cual a cada uno de los factores mencionados, se les asigna un índice (0 – 100) según

sea su deseabilidad, en donde 100 es el más deseable, como son 3 los aspectos a evaluar la alternativa que más se aproxime a 300 es la seleccionada.

1.4. DISEÑO CONCEPTUAL DE LA ALTERNATIVA SELECCIONADA

Se elabora el diagrama de flujo de la alternativa seleccionada. Para tal fin, se seleccionan los equipos a emplear, se fijan las condiciones del proceso y finalmente se estima el costo de cada una de las unidades empleadas. Se hace la respectiva simulación en HYSYS V 7.0 que provee los balances de materia y energía. Para componentes no polares, el modelo termodinámico recomendado es el de Peng- Robinson y para la sección de separación para componentes polares es el de UNIQUAC [7].

Las secciones que se tienen en cuenta para la producción de metano o metanol se describen a continuación:

1.4.1. SECCIÓN DE PRETRATAMIENTO

En esta sección se llevan los reactivos a las condiciones necesarias para que se lleve a cabo la reacción.

1.4.2. ETAPA DE DESULFURIZACIÓN

Esta etapa se hace necesaria ya que el hidrógeno residual tiene un contenido de azufre mayor a 1 ppm lo que causa envenenamiento en el catalizador.

Se toma como referencia un proceso de absorción con carbón activado que operaba en la planta de parafinas en la refinería, en el cual cada 10,6 lb de H₂S requiere 5000 lb de carbón y el volumen total del tanque es de 157 ft³ [8]. Con base en esto se procede a hacer una relación lineal con la cantidad de H₂S contenido en la corriente de H₂ residual.

1.4.3. ETAPA DE COMPRESIÓN

En cada una de las alternativas consideradas las reacciones se llevan a cabo a presiones superiores a la que se encuentra la corriente de CO₂, por lo tanto se

hace necesaria una etapa de compresión que permita elevar la presión de esta corriente. Se prevé de un sistema de compresión por etapas a fin de minimizar o mejorar los efectos de:

- a) Altas temperaturas de descarga.
- b) Esfuerzos de tensión y compresión sobre los vástagos.
- c) Economía en el consumo de potencia [9].

Por heurística se sabe que los compresores en varias etapas manejan una temperatura entre 250-300°F [10], lo cual requiere un enfriamiento entre etapas. La selección del tipo de compresor se hace teniendo en cuenta el rango de operación aproximado de cada tipo de compresor. El área de los intercambiadores de calor se determina con la temperatura media logarítmica y con un coeficiente global de transferencia de calor típico para el tipo de fluidos y teniendo en cuenta las presiones de operación que se calculan con la siguiente expresión [10]:

$$P.D= 1,1 \times \text{Presión de operación máxima} \quad (6)$$

1.4.4. ETAPA DE CALENTAMIENTO

Para llevar los reactivos a la temperatura de reacción es necesario el uso de vapor. Con el fin de integrar los procesos se aprovecha el flujo de calor que se genera al enfriar los productos de reacción, se tiene en cuenta que la temperatura máxima a la que se puede llevar el fluido frío, debe tener como mínimo una diferencia de 10° F con relación a la del fluido caliente [11].

El área de los intercambiadores de calor se determina con la temperatura media logarítmica y con un coeficiente global de transferencia de calor típico y teniendo en cuenta las presiones de operación que se calculan con la ecuación (6).

1.4.5. SECCIÓN DE REACCIÓN

En cada una de las alternativas consideradas se necesita de un reactor apropiado para la conversión de los reactivos en el producto deseado, para lo cual se tienen en cuenta las condiciones de presión y temperatura necesarias. Ya que las reacciones son exotérmicas se puede aprovechar esta energía para producir vapor.

Debido a que el equilibrio es el que demarca el avance de la reacción, se busca en la literatura reactores no convencionales, los cuales reportan mayores conversiones. Los mayores avances de la reacción se logran gracias a que estos sistemas híbridos retiran selectivamente, *in-situ*, los productos de la reacción permitiendo de esta manera cambiar las condiciones de equilibrio maximizando la cantidad de productos obtenidos. Un ejemplo de este tipo de reactores son los de membrana, los cuales tienen una zona de reacción equipada con un sistema membranario que retira selectivamente del medio de reacción los productos obtenidos [5], [12], [13] y [14]. Para el dimensionamiento del reactor se considera el flujo por tubo que trabajan Sjöberg, Sandström y Hedlund (2010) [5] en el reactor MRP que es de 2,146 lbmol/h.

1.4.6. ETAPA DE EXPANSIÓN

Por requerimientos de diseño de la etapa de separación, se requiere bajar la presión de la corriente por diseño de la etapa de separación, para lo cual se utiliza un expansor, lo que genera una energía adicional que se aprovecha en la etapa de compresión.

1.4.7. ETAPA DE ENFRIAMIENTO

Para cada una de las alternativas planteadas, se debe bajar la temperatura para facilitar la separación entre el líquido formado y los gases, para lo cual se utiliza agua de enfriamiento. El área de los intercambiadores de calor se determina con la temperatura media logarítmica y con un coeficiente global de transferencia de

calor típico y teniendo en cuenta las presiones de operación que se calculan con la ecuación (6).

1.4.8. SECCIÓN DE SEPARACIÓN

Luego de enfriar la corriente que sale del reactor se requiere separar el producto del subproducto, mediante un separador gas-líquido para separar los livianos de los pesados.

Para la alternativa de metanol se requiere de un paso adicional para separar el metanol del agua y dejar el metanol a una pureza mayor a 99,85% en peso, según las especificaciones de la Asociación Internacional de Productores y Consumidores de Metanol (IMPCA por sus siglas en inglés) [15].

1.4.9. COLUMNA DE DESTILACIÓN

Inicialmente, en el simulador HYSYS V 7.0, se utiliza una *Shortcut column* de manera que se obtiene el reflujo mínimo y número de platos mínimos. Se especifica una alimentación, cumpliendo con las especificaciones de pureza en el destilado 0,9985 y con una composición en los fondos de 0,001 en metanol. Seguidamente, se hace un análisis más riguroso utilizando una columna de destilación, se ajustan el número de platos y la relación de reflujo, que se calculan cumpliendo las especificaciones de la pureza en el destilado y en los fondos, se tiene en cuenta que la temperatura del destilado no debe ser tan alta debido a las condiciones del agua de enfriamiento y que la presión no debe ser menor de 22 psia en la cima de la columna. Con ayuda del simulador se determina el plato de alimentación óptimo y luego se dimensiona el equipo.

El diámetro de la columna y demás características físicas de la misma se calculan siguiendo la metodología descrita por Treybal [16].

Espaciamiento entre los platos: Desde el punto de vista de la limpieza de los platos 20 in es un mínimo aceptable [16]. El espaciamiento de la columna es de 24 in en este caso.

Diámetro de la columna: Para la mayoría de instalaciones se utiliza acero inoxidable. Con frecuencia se utilizan diámetros de orificios de 3/16 in. Para este diámetro la relación de espesor del plato y diámetro del orificio es de 0,43, por tanto se tiene un espesor del plato de 0,0787 in.

La distribución de los orificios se hará en forma de triángulo con una distancia de 0,47 in entre los centros del orificio, para este tipo de distribución la relación del área del orificio y área activa está descrita por la siguiente expresión:

$$\frac{A_o}{A_a} = 0,907 \left(\frac{d_o}{p'} \right)^2 \quad (4)$$

En donde d_o y p' son el diámetro de los orificios y la distancia entre los centros de los orificios respectivamente. El diámetro de la torre debe ser lo suficientemente grande para manejar el flujo del gas y del líquido dentro de las condiciones de operación, la velocidad superficial del gas se define como:

$$V_F = C_F \left(\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G} \right)^{1/2} \quad (7)$$

ρ_L y ρ_G son respectivamente las densidades de la fase líquida y la fase vapor, C_F es una constante empírica que depende del diseño del plato, para líquidos que no hacen espuma se toma un valor del 80-85% de la velocidad superficial.

$$C_F = \left[\alpha \log \frac{1}{(L'/G)(\rho_G/\rho_L)^{0,5}} + \beta \right] \left(\frac{\sigma}{0,02} \right)^{0,2} \quad (8)$$

Las constantes α y β están en función del espaciamiento entre los platos (t) y para $A_o/A_a > 0,1$ se calculan mediante las siguientes ecuaciones:

$$\alpha = 0,0744t + 0,01173 \quad (9)$$

$$\beta = 0,0304t + 0,015 \quad (10)$$

Se trabaja el 80% de la velocidad de inundación y se calcula el área neta con la ecuación (11), en donde Q es el caudal y V_G representa el 80% de la velocidad de inundación

$$A_N = \frac{Q}{V_G} \quad (11)$$

Se toma una longitud típica de derramadero de $W=0,7 \times T$, donde T es el diámetro de la torre, para esta longitud de derramadero el área utilizada por el vertedero es un 8,8% del área total.

$$A_T = \frac{A_N}{1-0,088} \quad (12)$$

Una vez conocida el área total, calculamos el diámetro con la ecuación (13).

$$T = \sqrt{\frac{4A_T}{\pi}} \quad (13)$$

Intercambiadores de la columna de destilación: El área de los intercambiadores de calor se determina con la temperatura media logarítmica y con un coeficiente global de transferencia de calor típico de $U=269,5 \text{ Btu/ h ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$ [17] y teniendo en cuenta las presiones de operación que se calculan con la ecuación (6).

1.4.10. SECCIÓN DE ALMACENAMIENTO

En las alternativas seleccionadas el producto debe ir a su disposición final bien sea hacia la red de gas combustible de la refinería en el caso del metano o a un tanque de almacenamiento en el caso del metanol.

El metanol debe ser enfriado para su disposición final con el uso de agua de enfriamiento, se tiene como base 10 días de contingencia para el diseño del tanque de almacenamiento y sin que este sobrepase el 90% de su volumen.

1.5. ANÁLISIS ECONÓMICO DE LA ALTERNATIVA SELECCIONADA

Para realizar un análisis económico de la alternativa seleccionada se utilizan dos descriptores básicos: el valor presente neto (VPN) y la tasa de rendimiento (TR).

El valor presente neto (VPN) es muy usado debido a que los gastos e ingresos futuros se transforman en dinero equivalente de hoy. Para una alternativa que comprende flujos de entrada y de salida, el VPN se calcula a partir de la siguiente expresión [18]:

$$VPN = \sum_{t=1}^n \frac{Ft}{(1+k)^t} - I_0 \quad (14)$$

Donde Ft representa los flujos de caja en cada periodo t , n es el número de periodos considerados (años), I_0 es el valor de la inversión inicial y k es la tasa de oportunidad o rentabilidad mínima exigida al proyecto. La tasa de oportunidad mínima exigida por Ecopetrol S.A es del 11%.

2. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

2.1. CUANTIFICACIÓN DE LAS CORRIENTES RESIDUALES DE CO₂ E H₂

Una vez realizada la visita y confrontados los ingenieros a cargo de cada una de las plantas consideradas (ver sección de introducción) se procede a realizar un informe de las corrientes de interés en términos de presión, temperatura y composición.

En la tabla 1 se muestra la corriente correspondiente al CO₂ subproducto de la generación de hidrógeno en parafinas.

Tabla 1. Corriente CO₂ Subproducto.

VARIABLES	UNIDADES	PARAFINAS
PRESIÓN	psig	9,01
TEMPERATURA	°F	97
FLUJO	lbmol/h	99
DIÓXIDO DE CARBONO	%mol	86,11
NITRÓGENO	%mol	1,94
OXÍGENO	%mol	0,77
HIDRÓGENO	%mol	1,33
MONÓXIDO DE CARBONO	%mol	0
METANO	%mol	0,09
ETANO	%mol	0,11
ETILENO	%mol	0,09
H ₂ O	%mol	9,57
PESO MOLECULAR	lb/lbmol	42,73

Fuente: Adaptado por el autor.

Tabla 2. Corrientes de H₂ residual.

	UNIDAD	AROMÁTICOS	UNIBON	PARAFINAS	ETILENO II
PRESIÓN	psig	335	335	1500	130-350
TEMPERATURA	°F	175	175	200	95
FLUJO	lbmol/h	330	132	176	242
HIDRÓGENO	% vol.	78,36	94	94	90
NITRÓGENO	% vol.	< 0,5	0,1	0,1	-
MONÓXIDO DE CARBONO	ppm	-	<25	<25	<0,1
DIÓXIDO DE CARBONO	ppm	-	<5,0	<4,4	<0,1
METANO	% vol.	7,64	5,61	5	9,5
ETANO	% vol.	6,64	0,09	0	0,5
PROPANO	% vol.	3,9	0,07	0	0
BUTANO	% vol.	1,98	0,23	0	0
PENTANO	% vol.	0,73	0	0	0
HEXANO	% vol.	0,75	0	0	0
H ₂ S	% vol.	< 0,5 ppm	< 100 ppm	0,9	20 ppm

Fuente: Adaptado por el autor.

En lo que concierne al hidrógeno se quiere aprovechar las corrientes residuales que son enviadas hacia HDT como se describe en la introducción, en dos de las alternativas se considera sólo la corriente de H₂ proveniente de parafinas por su facilidad de captación.

En la tabla 2 se describen las corrientes que se envían hacia HDT en términos de flujo, presión, temperatura y composición.

2.2. REDUCCIÓN DE LA HUELLA DE CARBONO PRELIMINAR DE LAS ALTERNATIVAS.

En esta etapa se considerará que en cada una de las alternativas planteadas, las reacciones serán analizadas desde el punto de vista estequiométrico (ver ecuaciones (1) y (2)). Además se toma como base de cálculo los flujos de CO₂ e H₂, mostrados en las tablas 1 y 2. Los resultados que se muestran en la tabla 3 representan los máximos obtenibles si se asume que la reacción alcanza una conversión del 100%.

Tabla 3. Reducción de emisiones de las alternativas propuestas.

ALTERNATIVA	CO ₂ DISPONIBLE (lbmol/h)	CO ₂ REDUCIDO (lbmol/h)	TOTAL REDUCIDO (lbmol/h)
CASO BASE	85,25	0	0
ALTERNATIVA 1	85,25	55,55+41,4*	96,95
ALTERNATIVA 2	85,25	41,67	41,67
ALTERNATIVA 3	85,25	85,25	85,25

Fuente: Autor.

*Asociado a producción y transporte

De los resultados se concluye que la alternativa con mayor reducción de emisiones es la de producción de metanol, gracias a que se considera las emisiones de CO₂ asociadas al transporte y producción del mismo.

2.3. EVALUACIÓN ECONÓMICA PRELIMINAR

Para que el proceso sea rentable, el costo de los productos debe ser mayor al costo de las materias primas.

Las materias primas en las tres alternativas son H₂ y CO₂; el costo del hidrógeno y el metano se determina con el poder calorífico del mismo que es de 104225 Btu/lbmol y 344511 Btu/lbmol respectivamente (datos suministrados por la empresa). Se tiene en cuenta que el costo por cada 1x10⁶ Btu es de 3,5 USD (dato proporcionado por la empresa). El costo del CO₂ se desprecia, ya que éste es ventado a la atmósfera.

El costo de metanol es de 10,46 USD/lbmol (dato suministrado por administración de inventarios de la GRB)

- **Alternativa 1 Producción de metanol empleando corrientes residuales de la planta de parafinas:**

$$\text{P.E.} = (55,55 \text{ lbmol/h} \cdot 10,46 \text{ USD/lbmol}) - (166,65 \text{ lbmol/h} \cdot 104225 \text{ Btu} \cdot 3,5 \text{ USD}/10^6 \text{ Btu}) = 522 \text{ USD/h}$$

- **Alternativa 2 Producción de metano empleando corrientes residuales de la planta de parafinas:**

$$\text{P.E.} = (41,66 \text{ lbmol/h} \cdot 344.511 \text{ Btu} \cdot 3,5 \text{ USD}/10^6 \text{ Btu USD/lbmol}) - (166,65 \text{ lbmol/h} \cdot 104225 \text{ Btu} \cdot 3,5 \text{ USD}/10^6 \text{ Btu}) = -10,55 \text{ USD/h}$$

- **Alternativa 3 Producción de Metano empleando el H₂ de las corrientes residuales encauzadas a HDT:**

$$\text{P.E.} = (85,25 \text{ lbmol/h} \cdot 344511 \text{ Btu} \cdot 3,5 \text{ USD}/10^6 \text{ Btu USD/lbmol}) - (341 \text{ lbmol/h} \cdot 104225 \text{ Btu} \cdot 3,5 \text{ USD}/10^6 \text{ Btu}) = -21,6 \text{ USD/h}$$

De la evaluación económica preliminar se puede concluir que la alternativa de producción de metano no es rentable económicamente. Este resultado era de esperarse, ya que el poder calorífico de 3 moles de hidrógeno es superior al de un mol de metano, lo que hace que las materias primas sean más costosas que el producto.

2.4. RESULTADO DE LA EVALUACIÓN PRELIMINAR DE LAS ALTERNATIVAS PLANTEADAS

Se elabora una matriz en la cual se comparan las alternativas, con respecto a tres criterios: Potencial Económico (P.E), reducción de la huella de carbono y el grado de complejidad.

La alternativa que tenga un mayor aporte en cada uno de los criterios se le da un valor de 100 y se reduce proporcionalmente su valor para las otras alternativas.

Tabla 4. Matriz de alternativas.

ALTERNATIVAS	P.E	REDUCCIÓN DE LA HUELLA DE CARBONO	COMPLEJIDAD
ALTERNATIVA 1	100	100	50
ALTERNATIVA 2	0	42,98	100
ALTERNATIVA 3	0	87,93	90

Fuente: Autor.

De acuerdo con el análisis de los resultados que se muestran en la tabla 4 se concluye que la alternativa que ofrece un mayor porcentaje de beneficio es la **alternativa 1** que consiste en la producción de metanol en la planta de parafinas.

2.5. DISEÑO CONCEPTUAL DE LA ALTERNATIVA SELECCIONADA

A continuación se resumen los resultados obtenidos para el diseño conceptual de la alternativa de producción de metanol. El diagrama de flujo es el mostrado en las figuras 5.

2.5.1. BALANCE DE MASA Y ENERGÍA

En la tabla 5 se resumen los balances de materia y energía obtenidos de la simulación y que se usan para el dimensionamiento de los equipos.

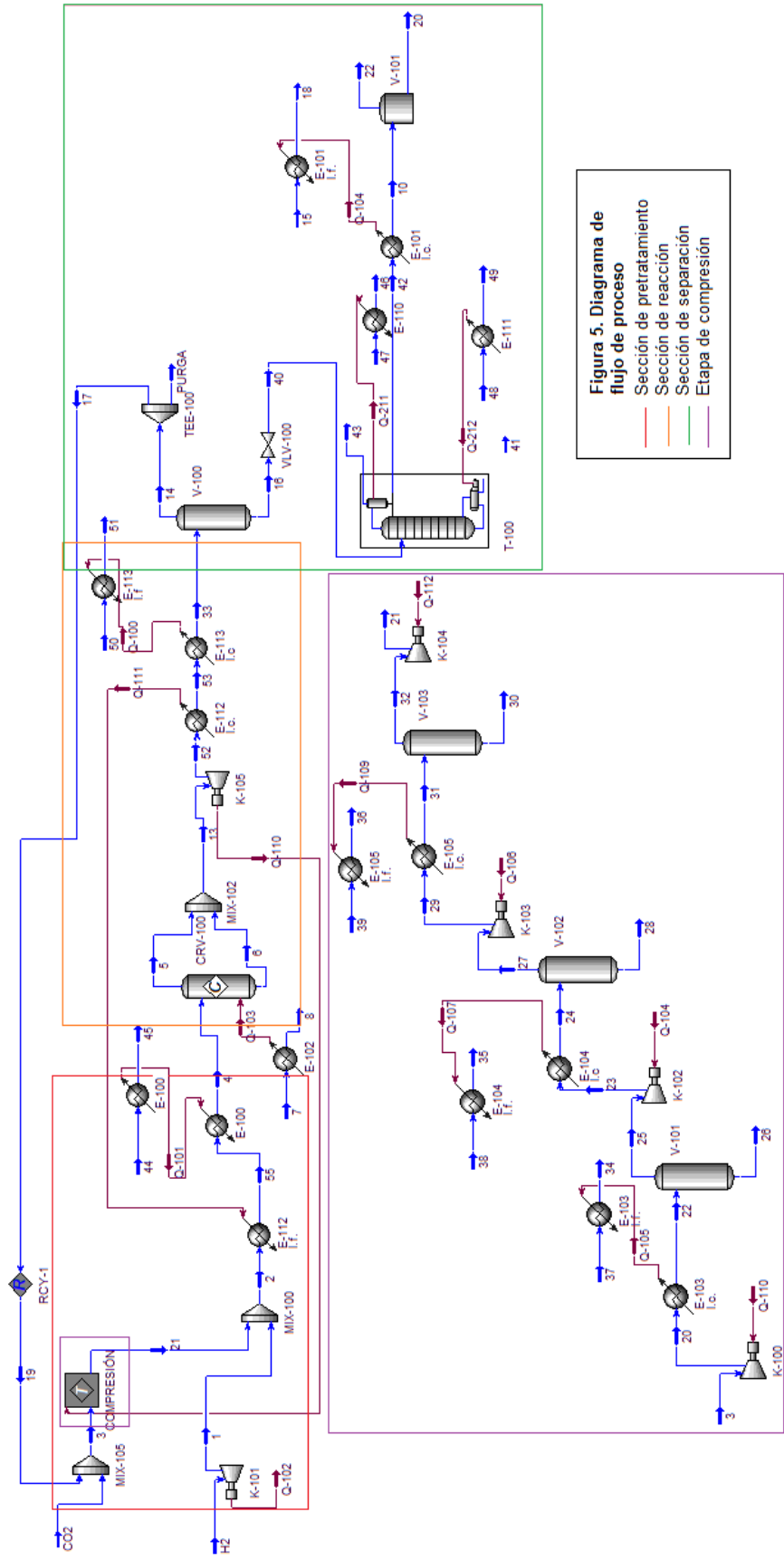


Figura 5. Diagrama de flujo de proceso

- Sección de pretreatmento
- Sección de reacción
- Sección de separación
- Etapa de compresión

Tabla 5. Balances de masa y energía.

CORRIENTES DE ENTRADA			CORRIENTES DE SALIDA		
	lb/h	Btu/h		lb/h	Btu/h
H2	495,1	-1,82E+05	PURGA	226,6	-3,31E+05
CO2	2543,6	-9,64E+06	8	1459,7	-8,25E+06
7	1459,7	-9,78E+06	43	5,2	-1,24E+04
44	547,0	-3,00E+06	41	1007,9	-6,66E+06
47	111961,6	-7,63E+08	45	547,0	-3,51E+06
48	4283,5	-2,42E+07	46	111961,6	-7,60E+08
50	86.988,7	-5,93E+08	49	4283,5	-2,79E+07
37	11489,3	-7,83E+07	51	86988,7	-5,91E+08
38	15827,4	-1,08E+08	26	0	0,00E+00
39	15814,6	-1,08E+08	28	32,4	-1,90E+05
15	955,7	-6,51E+06	30	18,6	-1,04E+05
Q-104		3,69E+05	34	11489,3	-7,80E+07
Q-106		3,67E+05	35	15827,4	-1,07E+08
Q-112		3,24E+05	36	15814,6	-1,07E+08
			18	955,7	-6,49E+06
			20	1748,2	-5,65E+06
			22	0	0,00E+00
			Q-102		4,40E+04
TOTAL	252366,0	-1,703E+09	TOTAL	252366,2	-1,703E+09

Fuente: Autor.

Se calcula el costo del separador y la columna de destilación a partir de las gráficas reportadas por el libro de Coulson & Richardson's [19], para el cálculo del costo de los otros equipos se toma como referencia la base de datos suministrados en el sitio web www.matches.com, Los costos están referenciados para años anteriores al 2012, por lo que se utiliza el índice de Marshall and Swift como factor de corrección ($M\&S_{2004}$ 1178,5; $M\&S_{2007}$ 1373,3; $M\&S_{2011}$ 1536,5 [20]), el costo de los equipos se expresan en USD.

El diseño del reactor generalmente es único para cada proceso, para estimar el costo de éste, se divide en componentes estándar, los cuales se encuentran en la literatura [21]. En este caso se consideran, los asociados a un intercambiador de calor y una membrana zeolítica, el costo de la membrana es de 2000 €/10,76 ft² [22], 1,2571€/USD (precio del euro para el día 13 de Junio). A partir de los

balances de masa y energía (ver tabla 5), así como las consideraciones asumidas, se calculan los costos de los equipos mencionados anteriormente, en la tabla 6 se resumen los resultados obtenidos de los costos calculados.

Tabla 6. Materiales y costos de los equipo.

EQUIPO	MATERIAL	ESPECIFICACIONES	COSTO (USD)
DESULFURIZADOR	Acero al carbono	Volumen: 794,42 ft ³	\$ 188.200
COMPRESOR	Acero al carbono	Potencia total: 539,2 hp Área I.C: 148	\$ 388.000
INTERCAMBIADOR E-112	A. inoxidable en los tubos, a. al carbono en la carcasa	Área: 882 ft ² P.D: 1279 psi	\$ 132.300
INTERCAMBIADOR E-100	A. de bajo molibdeno en los tubos, a. al carbono en la carcasa	Área:268 ft ² P.D: 1162 psi	\$ 61.700
REACTOR CRV-100	A. de bajo molibdeno	Área I.C: 2500 ft ² Área membrana: 979,5 ft ²	\$ 2.350.000 ¹
EXPANSOR K-105	Acero al carbono	Potencia: 122,2 hp	\$ 83.400
INTERCAMBIADOR E-113	Acero inoxidable en los tubos, acero al carbono en la carcasa	Área: 231 m ³ P.D: 439 psi	\$ 53.200
SEPARADOR V-100	Acero inoxidable	Volumen: 6,1 m ³	\$ 28.000 ²
COLUMNA DE DESTILACIÓN T-100	Acero inoxidable	Altura: 59,1 ft Diámetro: 1,97 ft	\$ 68.657 ²
INTERCAMBIADOR DE CALOR (CONDENSADOR) E-110	Acero inoxidable en los tubos, acero al carbono en la carcasa	A= 481 ft ² P.D= 110 psi	\$ 22.400
INTERCAMBIADOR DE CALOR TIPO KETTLE (REHERVIDOR) E-111	Acero inoxidable en los tubos, acero al carbono en la carcasa	A= 772 ft ² P.D= 195 psi	\$ 37.000
TANQUE DE ALMACENAMIENTO	Acero de bajo carbono	Volumen: 9664 ft ³	\$ 146.200
INTERCAMBIADOR DE CALOR E-101	Acero inoxidable en los tubos, acero al carbono en la carcasa	A: 9,8 ft ² P.D: 87,67 psi	\$ 5.700

Fuente: Adaptado por el autor.

El material de construcción para la síntesis del metanol es de acero de bajo molibdeno. En la etapa de condensación del metanol hay presencia de ácidos orgánicos por lo cual es usado el acero inoxidable [23]. La elección del material de construcción es elegido de acuerdo al material típico en esta industria, para esto se cuenta con la asesoría del líder de ingeniería de procesos.

A modo de ejemplo a partir de la corriente 20 mostrada en la tabla 5 y la figura 5, se calcula el volumen del tanque de almacenamiento; se tiene en cuenta las consideraciones de la sesión 1.4.7 y se conoce que densidad del metanol a temperatura ambiente es de 48,24 lb/ft³, obteniendo un volumen del tanque de 9664 ft³.

Los costos de los equipos están referenciados para el año 2007 a diferencia de los costos que tienen el superíndice 1 y 2 para los años 2012 y 2004 respectivamente.

2.5.2. ESTIMACIÓN DEL CAPITAL FIJO

Costo total de los equipos principales (2011): US \$ 3.726.991.

Se estima el costo al 2011 de los equipos con la inflación anual a mayo en Colombia de 3,44%, según el Banco de la República de Colombia.

Costo total de los equipos principales (2012): $3.726.991 \times 1,0344 =$ US \$ 3.855.200.

Una vez calculado el costo de los equipos principales se procede a estimar el costo total de la planta instalada, para tal fin se usaron los factores típicos relacionados en la tabla 7.

Costo de la planta instalada= Costo total equipos*(1+f₁+f₂+...+f₉) = US \$ 11.180.080

Luego de estimar los costos directos se procede a estimar los costos indirectos y a su vez hallar el capital fijo de inversión, por lo que se tienen en cuenta los factores típicos relacionados en la tabla 8.

Tabla 7. Factores típicos de costos directos para estimación del costo de capital fijo.

Elementos costo directo	Tipo de proceso (Fluido)
f ₁ - Equipo de construcción	0,4
f ₂ - Tuberías	0,5
f ₃ - Instrumentación	0,2
f ₄ - Instalación eléctrica	0,1
f ₅ - Edificios y estructuras del proceso	0,15
f ₆ - Servicios	0,5
f ₇ - Almacenes	Estimado en el costo de equipos
f ₈ - Preparación del sitio	0,05
f ₉ - Edificios anexos	No requerido

Fuente: [19].

Tabla 8. Factores típicos de costos indirectos para la estimación del costo de capital fijo.

Elementos costo indirecto	Factor
f ₁₀ -Diseño e ingeniería	0,3
f ₁₁ -Honorarios del contratista	0,05
F ₁₂ -Contingencias	0,1

Fuente: [19].

Capital fijo= Costo de la planta instalada*(1+f₁₀+f₁₁+f₁₂) = US \$ 16.211.116

Después de calcular el capital fijo se procede a estimar el capital de trabajo en donde se tiene en cuenta gastos relacionados con la puesta en marcha de la planta y la carga inicial de catalizador.

Capital de trabajo = 5% del capital fijo = US \$ 810.556.

Una vez estimado el capital de trabajo se halla la inversión total para la puesta en marcha de la planta.

Inversión total = Capital fijo + Capital de trabajo = US \$ 17.021.672

2.5.3. SERVICIOS INSUTRIALES

En la tabla 9 se relacionan los costos totales anuales de los servicios industriales usados y producidos (vapor de 150 psi). Los valores fueron calculados a partir de

los balances de materia y energía (ver tabla 5), asumiendo 8500 horas de operación al año.

Tabla 9. Costo de servicios industriales.

	PRESIÓN (psig)	COSTO USD	Cantidad/h	Cantidad/año	Costo USD /año
Agua de enfriamiento	65	\$7,74/kgal	29 kgal	246500 kgal	\$ 1.907.910
Vapor de 400	400	\$4,87/klb	547,1 lb	4650 klb	\$ 22.646
Vapor de 150	150	\$3,54/klb	1460 lb	12410 klb	(\$ 43.931)
Vapor de 150	150	\$3,54/klb	4238 lb	36023 klb	\$ 127.521
Vapor de 50	50	\$3,54/klb	-	11649 klb	\$ 41.237
Agua de caldera	150	\$9,52/kgal	184 gal	1564 kgal	\$ 14.889
Electricidad		\$0,101/kw-h	311 kw-h	2643500 kw-h	\$ 266.994
SUBTOTAL					\$ 2.337.266
*En el agua de enfriamiento se tiene en cuenta solo un 10% de su costo debido a que se esta recirculando					
TOTAL					\$ 620.147

Fuente: Adaptado por el autor del libro a partir de datos suministrados por Ecopetrol S.A.

2.5.4. ESTIMACIÓN COSTOS DE PRODUCCIÓN

En la tabla 10 se describen los costos de producción considerados para la producción de metanol.

En el ítem de supervisión se toma un porcentaje del 5% de la labor operativa ya que se asume que se cuenta con los supervisores necesarios para suplir las necesidades de la planta. Para el subtotal C se toma solo el 5 % de los subtotales A y B, debido a que ya se cuenta con la infraestructura necesaria para tal fin.

2.5.5. ESTIMACIÓN DE VPN Y TIR

Para la estimación del VPN con un horizonte de 10 y 20 años, los beneficios son los ingresos por la venta anual del metanol producido más la corriente de gas combustible generada (purga). 55 Gal de metanol cuestan US \$ 118,74 (dato suministrado por administración de inventarios de la GRB), los costos por

producción se toma el valor de producción anual y se desprecia los cargos al capital (ítem 10 de la tabla 10) ya que se asume que se hace la inversión total al inicio del proyecto, se lleva tanto el costo de producción como el beneficio a futuro con la inflación en Colombia que es de 3,44%, según el Banco de la República de Colombia.

Tabla 10. Costos de producción.

Costos variables	Valores Típicos	USD
1. Materias primas	H ₂ residual aprovechado	\$512.720
2. Productos varios	10% del ítem (5)	\$81.056
3. Servicios Industriales	De los balances	\$620.147
Subtotal A	-----	\$1.301.848
Costos fijos		
5. Mantenimiento	5-10 % del capital fijo	\$810.556
6. Labor operativa		\$121.348
7. Costos de laboratorio	20-23 % del ítem (6)	\$24.270
8. Supervisión	20% del ítem (6)	\$6.067
9. Gastos generales de la planta	50% del ítem (6)	\$60.674
10. Cargos de capital	10% del capital fijo	\$1.621.112
11. Seguro	1% del capital fijo	\$162.111
12. Impuestos locales	2% del capital fijo	\$324.222
13. Regalías	1% del capital fijo	\$162.111
Subtotal B	-----	\$3.292.472
14. Gastos de venta	20-30 % de A+B	
15. Gastos generales		
16. Investigación y desarrollo		
Subtotal C	-----	\$225.320
Costo de producción anual	A+B+C	\$4.731.714

Fuente: [20].

En la tabla 11 se describe el flujo de caja para el cálculo del VPN y la TIR para una proyección a 10 y 20 años.

Con un horizonte del proyecto de 10 años el VPN es de US -\$ 3.836.422 y una Tasa Interna de Retorno de 5,6%, lo que indica que en diez años no es posible recuperar el capital invertido con la tasa de oportunidad asumida.

Con un horizonte del proyecto de 20 años el VPN es de US \$ 2.676.017 y una tasa interna de retorno de 13,1%, lo que indica que en 20 años es posible recuperar el capital de inversión.

Con la tasa de oportunidad trabajada el VPN toma un valor de cero en el año número 16, lo que indica que hasta este periodo se ha recuperado el capital invertido debido a que la planta no genera los ingresos suficientes para recuperarlo en menos tiempo.

Tabla 11. Flujo de Caja.

AÑO	# AÑO	INVERSIÓN USD	BENEFICIOS USD	COSTOS DE PRODUCCIÓN USD	FLUJO DE CAJA USD
2012	0	\$ 17.021.672	\$ 0	\$ 0	-\$ 17.021.672
2013	1	\$ 0	\$ 5.103.416	\$ 3.133.763	\$ 1.969.653
2014	2	\$ 0	\$ 5.278.974	\$ 3.241.565	\$ 2.037.409
2015	3	\$ 0	\$ 5.460.570	\$ 3.353.074	\$ 2.107.496
2016	4	\$ 0	\$ 5.648.414	\$ 3.468.420	\$ 2.179.994
2017	5	\$ 0	\$ 5.842.719	\$ 3.587.734	\$ 2.254.986
2018	6	\$ 0	\$ 6.043.709	\$ 3.711.152	\$ 2.332.557
2019	7	\$ 0	\$ 6.251.612	\$ 3.838.815	\$ 2.412.797
2020	8	\$ 0	\$ 6.466.668	\$ 3.970.871	\$ 2.495.797
2021	9	\$ 0	\$ 6.689.121	\$ 4.107.469	\$ 2.581.653
2022	10	\$ 0	\$ 6.919.227	\$ 4.248.766	\$ 2.670.462
2023	11	\$ 0	\$ 7.157.249	\$ 4.394.923	\$ 2.762.325
2024	12	\$ 0	\$ 7.403.458	\$ 4.546.108	\$ 2.857.349
2025	13	\$ 0	\$ 7.658.137	\$ 4.702.495	\$ 2.955.642
2026	14	\$ 0	\$ 7.921.577	\$ 4.864.260	\$ 3.057.316
2027	15	\$ 0	\$ 8.194.079	\$ 5.031.591	\$ 3.162.488
2028	16	\$ 0	\$ 8.475.955	\$ 5.204.678	\$ 3.271.278
2029	17	\$ 0	\$ 8.767.528	\$ 5.383.719	\$ 3.383.810
2030	18	\$ 0	\$ 9.069.131	\$ 5.568.919	\$ 3.500.213
2031	19	\$ 0	\$ 9.381.109	\$ 5.760.489	\$ 3.620.620
2032	20	\$ 0	\$ 9.703.819	\$ 5.958.650	\$ 3.745.169

Fuente: Autor.

CONCLUSIONES

- Se evaluaron las alternativas propuestas para la reducción de la huella de carbono de la GRB. A partir de los resultados obtenidos en las etapas preliminares se dedujo que la alternativa de producción de metanol es la mejor debido a su viabilidad económica (522 USD/h) y reducción de la huella de carbono (96,95 lbmol/h=11964 toneladas CO₂ eq/año).
- Se elaboró el diseño conceptual de la alternativa de producción de metanol, obteniendo un costo total de los equipos principales de US \$ 3.855.200 y una inversión total de la planta instalada de US \$17.021.672
- Bajo los parámetros de producción y proyección a 10 años no es viable la puesta en marcha de la planta, como lo evidencia el VPN de US -\$ 3.836.422 y una Tasa Interna de Retorno del 5,6%.
- Es viable la puesta en marcha de la planta con una proyección a 20 años como lo evidencia el VPN de \$ 2.676.017 y una Tasa Interna de Retorno del 13,1%.
- Teniendo en cuenta la capacidad de la planta, el capital de inversión se recuperaría en un tiempo mayor a 16 años, debido a que no se generarían los ingresos suficientes para recuperarlo en menos años.

RECOMENDACIONES

- Evaluar económicamente un sistema de remoción de azufre con óxido de zinc y compararlo con el sistema de carbón activado, teniendo en cuenta el gasto anual de servicios industriales y el costo de inversión.
- Se deben considerar los beneficios tributarios y bonos de carbono como incentivo para la realización del proyecto.

BILIOGRAFÍA

1. Ecopetrol S.A. Programa de actualización de inventario de emisiones atmosféricas de la Gerencia Refinería Barrancabermeja. Barrancabermeja, Colombia; 2012.
2. Creutz C., Fujita E. Carbon Dioxide as a Feedstock. En: Carbon Management: Implications for R&D in the Chemical Sciences and Technology. Estados Unidos: National Academic Press: 2001. P. 87.
3. Brooks K., Hu J., HZhu H, Kee R. Methanation of carbon dioxide by hydrogen reduction using the Sabatier process in microchannel reactors. Chemical Engineering Science 2007; 62: 1161 – 1170.
4. Raudaskoski R., Turpeinen E., Lenkkeri R., Pongrácz E., Keiski R.L.. Catalytic activation of CO₂: Use of secondary CO₂ for the production of synthesis gas and for methanol synthesis over copper-based zirconia-containing catalysts. Catalysis Today 2009; 144:318–323.
5. Sjöberg E., Sandström L., Hedlund J.. Membrane processes for effective methanol synthesis in the forest based biorefinery. Catalysis Today 2010; 156: 87–92.
6. Tijm P, Waller F., Brown D. Methanol technology developments for the new millennium. Applied Catalysis A: General 2001; 221: 275–282.
7. Carlson E. Don't Gamble With Physical Properties For Simulations. Chemical Engineering Progress 1996; 35-46.

8. Ecopetrol S.A. Manual de Operación Unidad de Generación de Hidrógeno. Barrancabermeja, Colombia; 2012.
9. Herrera B., Salazar L. Estudio de los problemas asociados con el proceso de separación flash en las plantas típicas de compresión de gas natural (trabajo de grado). España: Universidad de Oriente; 2008.
10. Branan C. Rules of Thumb for Chemical Engineers. 3 ed. Elsevier Science; 2002.
11. Jiménez A. Síntesis de redes de intercambiadores de calor. En: Diseño de Procesos en Ingeniería Química. México: Reverté S.A.: 2003. p. 195.
12. Farsi M., Jahanmiri A. Methanol production in an optimized dual-membrane fixed-bed reactor. Chemical Engineering and Processing 2011; 50:1177– 1185.
13. Chen G., Yuan Q. Methanol synthesis from CO₂ using a silicone rubber/ceramic composite membrane reactor Separation and Purification Technology 2004; 34: 227–237.
14. Struis R., Stucki S. Verification of the membrane reactor concept for the methanol synthesis. Applied Catalysis A: General 2001; 216: 117–129.
15. IMPCA. Methanol reference specifications; Bruselas, Bélgica; 2008.
16. Treybal R. Equipo para las operaciones gas-líquido. En: Operaciones de transferencia de masa. 2 ed. México D.F.: McGraw-Hill/Interamericana; 1998.

17. Uc-May E., Rocha J. Análisis de exergía en columnas de destilación. *Tecnol. Ciencia Ed.* 24 (2009). p 117-126.
18. Blank L. *Ingeniería Económica*. 4 ed.; 1999.
19. Sinnott R. K. *Coulson & Richardson's Chemical Engineering, Vol. 6, Chemical Engineering design*. Elsevier Butterworth-Heinemann; 2005.
20. *Chemical Engineering. Economic Indicators*. (sitio en Internet). Disponible en: www.che.com/pci. Acceso el 2 de Junio 2012.
21. Herrera B., Salazar L. *Estudio de los problemas asociados con el proceso de separación flash en las plantas típicas de compresión de gas natural (trabajo de grado)*. España: Universidad de Oriente; 2008.
22. Arruebo M., Irusta S., Mallada R., Pina M., Téllez C., Coronas J., et al. *Investigación sobre membranas inorgánicas del grupo de catálisis, separaciones moleculares e ingeniería del reactor*. Universidad de Zaragoza.
23. Ullman. *Encyclopedia of Industrial Chemistry*. John Wiley & Sons; 1985.