

Artículo Científico

Estudio de pre-factibilidad para la implementación de una planta de metanol a partir de gas metano seco en la provincia Carrasco del departamento de Cochabamba

Study pre-feasibility for the implementation of a methanol plant from dry methane gas in the province Carrasco at department of Cochabamba

1. Juan F. Valdez Rodríguez

RESUMEN

El proyecto tiene como objeto realizar el estudio de pre-factibilidad para la implementación de una planta petroquímica de metanol a partir del gas metano seco proveniente de Carrasco, para lo que se realizó una investigación de tipo descriptiva con base a datos cualitativos y cuantitativos.

El estudio de mercado identificó que el mercado principal para la comercialización del metanol producido en Bolivia estará principalmente dirigido hacia los países de América del Sur para compensar el déficit de entrega por METHANEX; esto debido al crecimiento de la demanda insatisfecha del metanol y sus derivados en la industria química.

Así mismo, la ingeniería del proyecto identificó que la capacidad productiva de la planta alcanzará las 450,000 Tm/año en vías de crecimiento. La tecnología a ser empleada en el proceso será Lurgi Mega Metanol, así como el transporte del metanol se realizará a través de camiones cisternas y por las redes de poliductos del país.

Considerando que la evaluación económica de la planta estableció un costo de inversión (CAPEX) igual a 589.12 MM\$us y un costo de operación (OPEX) de 205.51 MM\$us, la evaluación financiera determinó una tasa interna de retorno TIR = 20% y una relación beneficio costo B/C = 1.29 y ha concluido que el proyecto es viable.

El proyecto permitirá aprovechar el potencial del gas natural como materia prima petroquímica, para generar nuevos recursos económicos y contribuir a la política de consolidarse como "país energético".

Palabras Clave: Planta de Metanol. Tecnología Lurgi Mega Metanol.

ABSTRACT

The project aims to make the study pre-feasibility for implementation a petrochemical plant of methanol from dry methane gas of Carrasco, for which a descriptive research was conducted based on qualitative and quantitative data.

The market study identified that the main market for the commercialization of methanol produced in Bolivia, will be mainly directed towards the countries of South America to offset the deficit METHANEX delivery; due to unmet demand growth for methanol and its derivatives in the chemical industry.

Likewise engineering project identified that the productive capacity of the plant will reach 450,000 tons / year growth paths. The technology to be used in the process will be Lurgi Mega Methanol, it was also determined that the transportation of methanol is made through tankers and pipeline networks in the country.

Whereas the economic evaluation of the plant established a Capital Expenditure CAPEX = 589.12 MM \$ us and Operating Expenditure OPEX = 205.51 MM\$ us, the financial evaluation found an TIR = 20% and a ratio Benefit/Cost = 1.29 and has concluded the project is viable.

The project will exploit the potential of natural gas as a petrochemical feedstock to generate new economic resources and contribute to the policy of consolidating itself as "Country Energy".

Keywords: Methanol Plant. Lurgi MegaMethanol Technology.

INTRODUCCIÓN

Bolivia es un país con grandes reservas de gas natural, por ello se ubica en el tercer lugar a nivel mundial entre los países productores de este hidrocarburo, el gas boliviano se vende al Brasil 30.08 millones de m³/día de gas, en tanto que a la Argentina el envío oscila entre 6 y 7 millones de m³/día. La demanda del mercado interno representa 5 millones de m³/día [1].

Una de las ramas de la industrialización del gas natural se orienta hacia el proceso de transformación a líquidos cuya denominación tecnológica es Gas-To-Liquids (GTL). Los procesos químicos de esta tecnología presentan dos variaciones para obtener productos líquidos. La primera consiste en el proceso Fischer-Tropsch, mediante la cual se obtienen moléculas largas de combustibles como diésel y gasolina. La segunda es el proceso de oxigenación del cual se obtiene el metano, del que a su vez se obtiene una amplia gama de productos finales de mayor valor agregado [2].

En Bolivia, recientemente el Gobierno Nacional ha decidido utilizar el gas natural como materia prima para numerosos productos petroquímicos básicos, entre ellos el metano. "El proyecto actual de mayor envergadura de la EBIH (Empresa Boliviana de Industrialización de Hidrocarburos) es la instalación de un Complejo Petroquímico del Metano" [3].

La importación de metano registrada hasta el año 2015, según datos estadísticos del Instituto Nacional de Estadística (INE), fue aproximadamente de 1000 Tm/año, las cuales se utilizan para la producción de derivados de este producto petroquímico intermedio.

El metano tiene un mercado desarrollado en aplicaciones tales como la manufactura de formaldehído (industria farmacéutica, industria automotriz e industria de la madera) y de ácido acético (textiles, adhesivos y pinturas), dimetil-terafosfato (botellas plásticas reciclables), cloruro de metilo (siliconas). Además, tiene un mercado emergente constituido por el dimetil éter y sus aplicaciones como combustible en reemplazo parcial del Gas Licuado de Petróleo (GLP) y del diésel, mezcla con gasolinas y en la manufactura de biodiésel [4]. En el mundo, aproximadamente tres cuartas partes de metano son utilizadas en la producción de formaldehído y ácido acético, que a su vez son la base para la fabricación de materiales de construcción, espumas, resinas y plásticos, entre otros. El resto de la demanda de metano proviene del sector de los carburantes, como aditivo para elevar el octanaje en las gasolinas para producir Metil Terbutil Éter (MTBE) o también para producir dimetil éter (un compuesto alternativo al Diésel) [3].

INGENIERÍA DEL PROYECTO

El metano se obtiene a partir del gas natural. El proceso consta de tres secciones, las cuales se describen a continuación:

- Sección 1^o Generación de gas de síntesis
- Sección 2^o Compresión y síntesis de metano
- Sección 3^o Purificación del metano

Con el pasar del tiempo las tecnologías del metano fueron evolucionando de acuerdo a las necesidades de rendimiento del proceso, como también la calidad del producto final. Las tecnologías más relevantes del mercado y sus licitantes se describieron en licitantes son muy representativas experiencias que tienen en el proceso de metano [4].

Tabla N° I. Comparación de las tecnologías del metano[

	Tecnología ICI	Tecnología LurgiSyngas	Tecnología LurgiReformado Combinado
de síntesis - Relación H ₂ /CO	Re armado con vapor H ₂ /CO - 3 a 4	Reformado auto-térmico H ₂ /CO - 23 a 35	reformado auto-térmico H ₂ /CO - 2.02
Materia prima	Gas natural	Gas natural e hidrocarburos pesados	Gas natural e hidrocarburos pesados
Capacidad de las plantas	Plantas de mediana capacidad (hasta 1800 TM/día)	Plantas de mediana capacidad (entre 1800 a 3500 TM/día)	Plantas de mediana capacidad y gran tamaño (hasta 9000 TM/día)
Experiencia	Es la tecnología pionera a baja presión	Compite con la tecnología ICI, es un proceso mejorado	Es la mejor tecnología respecto a las anteriores, se obtiene la relación adecuada de H ₂ /CO cercana a 2 para producir metano!
Consumo de energía	Requiere en su proceso un alto consumo de vapor, por consiguiente, gran cantidad de energía	Requiere un menor consumo de vapor en comparación con la tecnología ICI	Requiere menor consumo de energía en comparación con las tecnologías anteriores, es más eficiente en el uso de energía durante el proceso, consume menos materia prima para una misma producción
Aspecto Económico	A condiciones moderadas de severidad, mayor economía en el proceso	A condiciones moderadas de severidad, mayor economía en el proceso	Es ideal para lugares donde los yacimientos de gas natural están alejados del lugar de producción
Innovación Tecnológica	Sí. Existen mejoras en su proceso	Sr. Lurgi está realizando investigaciones para acoplar otras tecnologías a este tipo de plantas	Sr. Lurgi está reanando investigaciones para acoplar otras tecnologías a este tipo de plantas

Fuente: Davenport, 2002

Uno de los criterios de selección es la disponibilidad de materia prima (gas natural). Según la Dirección de Hidrocarburos, Desarrollo Industrial y Micro Empresa y la empresa Yacimientos Petrolíferos Fiscales Bolivianos (YPFB), se tiene actualmente disponible entre 1 y 1.4 millones de m³/día de gas seco; por lo tanto, en equivalencia, el metano[producido estaría entre 1,666 y 2,332 Tm/día. Por tal motivo, las tres tecnologías podrían usarse, pero a efectos de consumir menos materia prima y energía y tener una menor inversión, la tecnología que más se acopla a las características del gas boliviano es la de "Reformado Combinado" del licenciatario Lurgi. Dicho licenciatario tiene mayor experiencia en el mercado y sus tecnologías presentan mayores ventajas tecnológicas, algunas de ellas se describieron anteriormente en la tabla N° I.

Por otro lado, la Tecnología de Reformado Combinado tiene las siguientes características principales en su proceso:

- Consumo total de gas natural menor que el de procesos convencionales
- Reducción de emisiones de CO₂ y NO_x por un menor consumo de energía en su proceso.
- Mayor conversión de gas de síntesis por ciclo y, en consecuencia, reducción de la cantidad de gas natural.
- Menor consumo de vapor en su proceso.
- Reducción de los costos de inversión en un 30 a 40% para el ciclo de síntesis.
- Aumento de la duración de servicio del catalizador.

El proceso Lurgi MegaMethanol es una tecnología moderna para la conversión de grandes cantidades de gas natural en metano[a bajos costos. Ha sido desarrollada para plantas de metano[con producciones a escala mundial y capacidades superiores al millón de toneladas métricas por año.

Modelación de la Planta

La modelación y simulación de los diversos procesos de la planta permite desarrollar modelos virtuales y experimentar en forma dinámica con ellos. Esto facilita identificar y cuantificar oportunidades de optimización en el desempeño actual, así como analizar el comportamiento del proceso bajo estudio en diferentes condiciones de operación y adelantarse pro-activamente a cambios futuros.

• Reformado con Vapor (SMR)

Un estudio exhaustivo en lo que respecta la cinética de reformado con vapor sobre catalizador a base de níquel fue realizado por Xu y Froment 1989, lo cual estableció una expresión compleja de Langmuir-Hinshelwood en base a 280 mediciones hechas con el catalizador NiMgAl₂O₄ [5]. Las limitaciones de transferencia de masa y calor son significantes a nivel industrial, tomando en cuenta que el factor de efectividad para catalizadores de reformado con vapor es menor que 10% [6].

Tabla N° 2. Modelo cinético de las reacciones de SMR

Reacción	Cinética de reacción
$CH_4 + H_2O \xrightarrow{Cal} CO + 3H_2$	$r_1 = \frac{k_1 P_{H_2}^3 DEN_1}{1 + K_1 P_{CO} + P_{H_2} P_{H_2O}}$
$CO + H_2O \xrightarrow{Car} CO_2 + H_2$	$r_2 = \frac{k_2 P_{CO} P_{H_2O}}{1 + P_{CO} P_{H_2O} + S}$
$CH_4 + 2H_2O \xrightarrow{Car} CO_2 + 4H_2$	$r_3 = \frac{k_3 P_{H_2}^3 DEN_3}{1 + P_{H_2} P_{CO_2} + P_{H_2} P_{H_2O}}$
$DEN = \frac{1}{1 + K_{CO} P_{CO} + K_{H_2} P_{H_2} + K_{CH_4} P_{CH_4} + \frac{K_{H_2O} P_{H_2O}}{P_{H_2}}}$	

Fuente: Elaboración propia, 2016

Las reacciones que ocurren en el reformado SMR son descritas en la tabla N° 2, elaborada por el autor. Donde "i" es el factor de efectividad de la reacción, "k_i" es la constante de reacción, "k_e" es la constante de equilibrio y "P_i" es la presión parcial. El sufijo "i" indica el número de reacción (1, 2 y 3) y el sufijo "j" indica el componente respectivo a la ecuación de reacción [7].

A continuación, las tablas 3 y 4 muestran las constantes de equilibrio (K_i), energía de activación (E_j) y los parámetros cinéticos de las reacciones anteriormente descritas.

Tabla N° 3. Constantes de equilibrio de reacción y parámetros de Arrhenius

Reacción, i	Constantes de equilibrio, K _i	k _j [kmol/kDcath]	E _j [J/mol]
1	$K_1 = e^{\frac{27.106}{T} + 30.446}$ bar ³	4.255 · 10 ¹⁵ bar ^{0.5}	240100
2	$K_2 = e^{\frac{41.60}{T} + 3.798}$	1.955 · 10 ⁵ bar ¹	67130
3	$K_3 = K_1 \cdot K_2$ bar ¹	1.020 · 10 ¹⁵ bar ^{0.5}	243900
$k_i = k_{j0} \cdot e^{(-E_j)/RT}$			

Fuente: Halabi, 2011

Tabla N° 4. Parámetros de Van't Hoff para especies de adsorción

Reacción, i	$k_{ad} [bar^{-i}]$	$\Delta H_i [J/mol]$
CH ₄	665 · 10 ⁴	-38280
CO	823 · 10 ⁵	-70650
H ₂	612 · 10 ⁹	-82900
H ₂ O	1.77 · 10 ⁵ bar	88680
$k_{e_i} = k_{e_a} \exp(-\Delta H_i/RT)$		

Fuente: Ha/abi, 2011

Donde "k_s" es la constante de adsorción y "ΔH_i" es la entalpía de reacción. El sufijo "i" indica el respectivo componente que interviene en la variable "DEN" [7].

Reformado Auto-térmico (ATR)

Las reacciones involucradas en la reformación auto-térmica son la combinación de las reacciones del proceso de reformado con vapor y las del proceso de oxidación de metano, con el fin de obtener una composición óptima para la síntesis de metanol, con baja concentración de metano a la salida [8]. A continuación, en la tabla N° 5, se describe la cinética de las reacciones catalíticas que están presentes en el reformado auto-térmico.

Tabla N° 5. Modelo cinético de las reacciones de Reformado Auto-térmico

Reacción	Modelo Cinético
$CH_4 + H_2O \leftrightarrow CO + 3H_2$	$r_1 = \frac{k_1}{P_{H_2}^{2.5} DEN^2} \left(P_{CH_4} P_{H_2O} - \frac{P_{H_2}^3 P_{CO}}{K_1} \right)$
$CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2$	$r_2 = \frac{k_2}{P_{H_2}^{3.5} DEN^2} \left(P_{CO} P_{H_2O} - \frac{P_{H_2} P_{CO_2}}{K_3} \right)$
$CH_4 + 2O_2 \leftrightarrow CO_2 + 2H_2O$	$r_3 = \frac{k_{3A} P_{CH_4} P_{O_2}}{\left(1 + K_{CH_4}^C P_{CH_4} + K_{O_2}^C P_{O_2}\right)^2} + \frac{k_{3B} P_{CH_4} P_{O_2}}{\left(1 + K_{CH_4}^C P_{CH_4} + K_{O_2}^C P_{O_2}\right)}$
$DEN = 1 + K_{CO} P_{CO} + K_{H_2} P_{H_2} + K_{CH_4} P_{CH_4} + \frac{K_{H_2O} P_{H_2O}}{P_{H_2}}$	

Fuente: Ha/abi, 2011

A continuación, en la tabla N° 6 se describen los parámetros cinéticos de Arrhenius de las reacciones que se ocurren en el reformador secundario para la producción de gas de síntesis y en la tabla N° 7 las constantes de Van't Hoff para especies de adsorción [9].

Tabla N° 6. Constantes de equilibrio y parámetros cinéticos de Arrhenius

Reacción,)	Constante de equilibrio, K_i	k_{ij} (mol ³ kBar ⁻¹ · s)	E_i U/mol)
1	$K_1 = e^{(-26830/T,+30.114)} \text{ (bar}^2)$	$1.17 \cdot 10^{15} \text{ bar}^0 \text{ s}$	240100
2	$K_2 = e^{(4400/T,-4.036)}$	$5.43 \cdot 10^5 \text{ bar} \cdot \text{s}$	67130
3		$8.11 \cdot 10^5 \text{ bar}^{-2}$	86000
		$682 \cdot 10^5 \text{ bar}^{-2}$	86000
$k_{ij} = k_{i0} \cdot e^{(-E_i)/RT}$			

Fuente: Ha/abi, 2007

Tabla N° 7. Parámetros de Van't Hoff para especies de adsorción

Reacción,)	K_{ij} (bar ⁻¹)	ΔH_i U/mol)	K_{-i} (bar ⁻¹)	$-\Delta H_i$ U/mol)
CH ₄	$6.65 \cdot 10^{-4}$	-38280		
CO	$8.23 \cdot 10^{-4}$	-70650		
H ₂	$6.12 \cdot 10^{-9}$	-82900		
H ₂ O	$1.77 \cdot 10^0 \text{ bar}$	88680		
CH ₄ (combustión)			$1.26 \cdot 10^{-1}$	-27300
O ₂ (combustión)			$7.78 \cdot 10^{-2}$	-92800
$K_i = K_{a,i} \cdot e^{(-\Delta H_i)/RT}$ $K_c = K_{c,i} \cdot e^{(-\Delta H_c)/RT}$				

Fuente: Ha/abi, 2007

Donde " K_g ;" es la constante de adsorción de la reacción de combustión y " H_i ;" equivale al calor de reacción en la combustión [9].

Síntesis y purificación del metano

La investigación bibliográfica conduce a que el mejor modelo cinético para un reactor tubular es el presentado por Vanden Bussche y Froment en 1996, para síntesis de metano [a baja presión [10]. Las ecuaciones de velocidades cinéticas propuestas por el modelo de Vanden Bussche y Froment (1996) se muestran a continuación en la tabla N° 8.

Tabla N° 8. Modelo cinético de las reacciones de la síntesis de metano!

Rxn	Vel. de Rxn
$CO_2 + 3H_2 \leftrightarrow CH_3OH + H_2O$	$r_1 = \frac{k_d \cdot P_{CO_2} \cdot P_{H_2} \left(1 - \left(\frac{1}{K_1^{eq}} \right) \left(\frac{P_{H_2O} \cdot P_{CH_3OH}}{P_{H_2}^3 \cdot P_{CO_2}} \right) \right)}{\left(1 + \frac{k_c \cdot P_{H_2O}}{P_{H_2}} + k_a \sqrt{P_{H_2}} + k_b \cdot P_{H_2O} \right)^3}$
$CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2$	$r_3 = \frac{k_e \cdot P_{CO} \left(1 - K_3^{eq} \left(\frac{P_{H_2O} \cdot P_{CO}}{P_{H_2} \cdot P_{CO_2}} \right) \right)}{1 + \frac{k_c \cdot P_{H_2O}}{P_{H_2}} + k_a \sqrt{P_{H_2}} + k_b \cdot P_{H_2O}}$

Fuente: Outi & Kauko, 2007

Las correlaciones de las constantes de velocidad específica de reacción y de equilibrio, que aparecen en las expresiones cinéticas, son expresadas en la tabla 9.

Tabla 9. Constantes de velocidad específica y constantes de equilibrio

Constantes de velocidades específicas	Constantes de equilibrio
$k_j = k_{j0} \times e^{(-E_j)/RT}$	
$k_a = 0,499 \exp\left(\frac{17197}{R \cdot T}\right) = [\text{bar}^{-1}]$	
$k_b = 6,62E-11 \exp\left(\frac{124119}{R \cdot T}\right) = [\text{bar}]$	$K; q = 10^{\left(\frac{30,66}{T} - 0,552\right)} = [\text{bar} \cdot \text{J}]$
$k_c = 3453,38$	$K; q = 10^{\left(\frac{2073}{T} - 2,29\right)} = [\text{bar}]$
$k_d = 1,07 \exp\left(\frac{36696}{R \cdot T}\right) = \left[\frac{\text{mol}}{\text{Kg} \cdot \text{s} \cdot \text{bar}^2}\right]$	
$k_e = 1,22E^{10} \exp\left(\frac{-94765}{R \cdot T}\right) = \left[\frac{\text{mol}}{\text{Kg} \cdot \text{s} \cdot \text{bar}}\right]$	

Fuente: Outi & Kauko, 2007

Las correlaciones de las constantes de equilibrio pueden ser determinadas termodinámicamente, pero en el este modelo cinético se utilizan los valores obtenidos por Graafetal (1986) [10].

La zona de rectificación o purificación del metano[es la última etapa en la cual el producto obtenido es el metano[puro, para ello la tecnología Lurgi Mega Metano[propone un arreglo de dos torres de destilación [11].

Estudio económico de la Planta

El estudio económico tiene como punto de partida los estudios realizados en la parte técnica del proyecto, como la capacidad productiva, la cantidad de materia prima y energía, la cantidad de equipos y accesorios, etc. El costo de inversión (CAP EX) y el costo de operación (OPEX) se determinaron a partir de las estimaciones y precios referenciales de los equipos que componen una planta industrial.

El nivel de precisión en la estimación de los costos de inversión varía dependiendo del nivel de desarrollo del proyecto y en este proyecto corresponde al tipo de estimación preliminar que se basa en datos suficientes para permitir la estimación que debe presupuestarse. La precisión probable de la estimación está dentro del 20% [12].

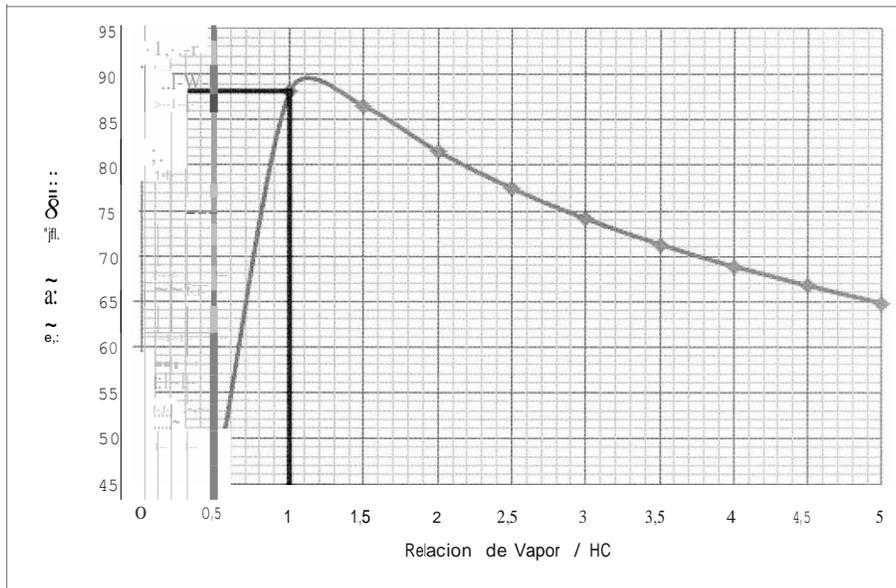
RESULTADOS

Reformado con vapor

El acondicionamiento del gas pre-reformado es muy importante para la zona de producción de gas de síntesis (SYNGAS), porque en función a ella se obtendrá la conversión deseada en el reactor SMR. Otro aspecto importante que influye en el grado de conversión en el reactor es la relación de vapor/hidrocarburo.

A continuación, en la figura N° 1 se describe la influencia de la relación vapor hidrocarburo en la conversión del reactor, la cual fue elaborada por el autor en base a los datos proporcionados por el software Aspen Hysys 8.8.

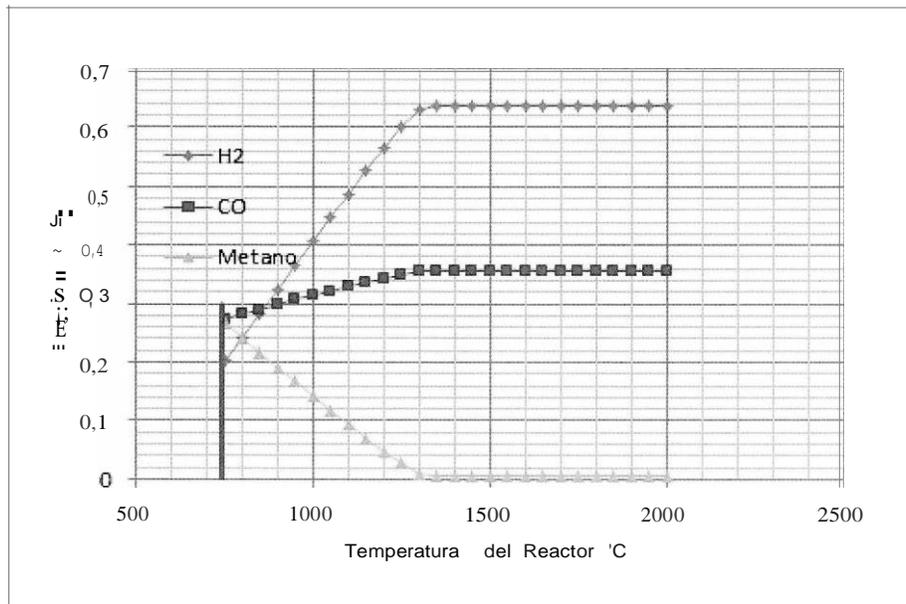
Figura N° I. Conversión en función a S/C



Fuente: Elaboración propia con base a Aspen Hysys, 2016

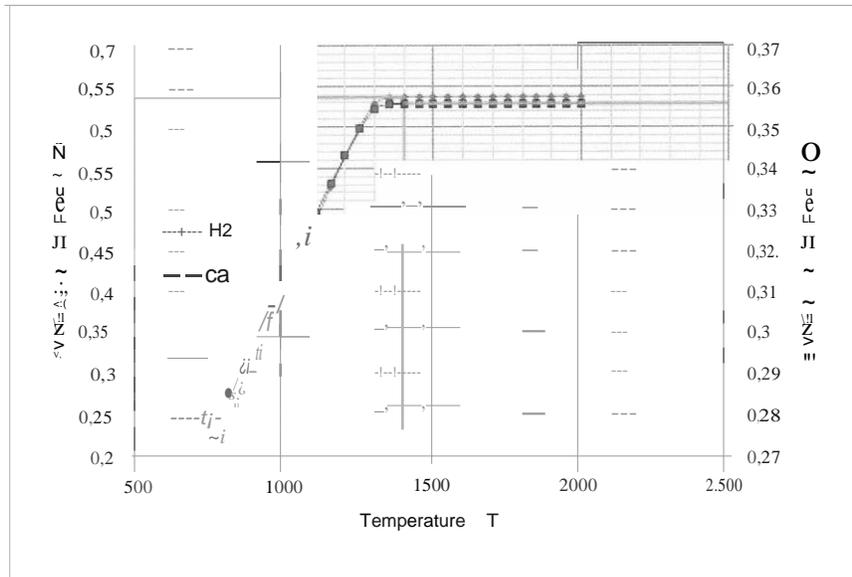
Con base a la figura N° 1 descrita anteriormente, se consideró tomar una relación de vapor hidrocarburo de 1 para lamodelación del reactor primario, debido a que con este valor el reactor alcanza una conversión de 88%. A continuación, en las figuras 2 y 3, se describe el comportamiento de las conversiones de las fracciones molares de los componentes principales de las reacciones del reformado con vapor que dan origen al gas de síntesis, en función a la temperatura de alimentación del reactor primario.

Figura N° 2. Conversión del SYNGAS



Fuente: Elaboración propia con base a Aspen Hysys, 2016

Figura N° 3. Conversión con función a la temperatura SYNGAS



Fuente: Elaboración propia con base a Aspen Hysys, 2016

De acuerdo a la figura N° 2 es posible observar que la temperatura óptima de alimentación al reactor es de 740 °C, debido a que a esta temperatura los componentes que formaran el gas de síntesis están en equilibrio e iniciando la conversión de las reacciones del reformado con vapor.

En la figura N° 3, anteriormente descrita, se muestra el comportamiento de la conversión de los compuestos en función a la temperatura para determinar la temperatura óptima de alimentación y operación en el reactor primario.

A continuación, en la figura N° 4 se describe el reformador primario, en la cual detalla las condiciones de operación de las corrientes del proceso.

Figura 4. Esquema del Reformador Primario

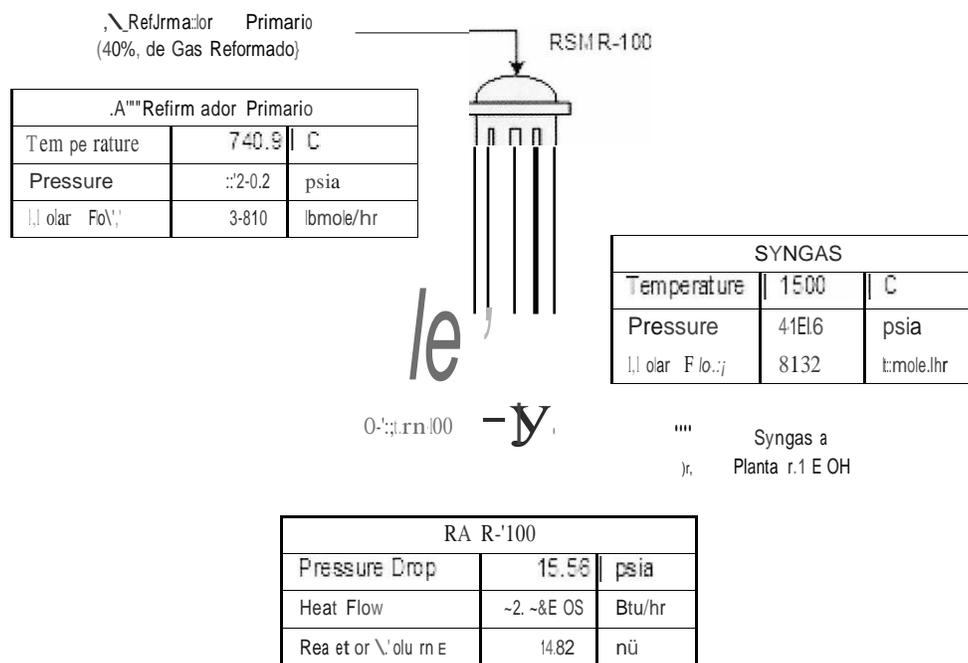
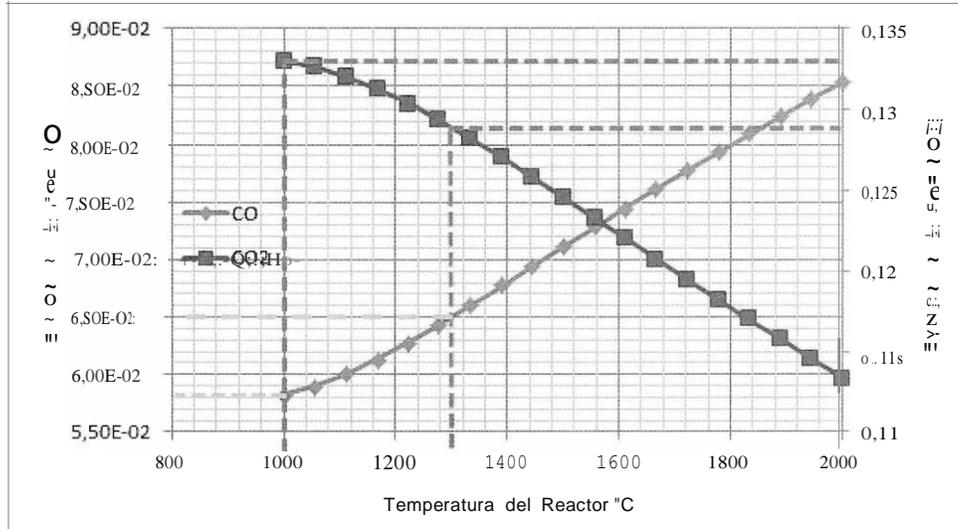


Figura 4. Elaboración propia con base a Aspen Hysys, 2016

Reformado Auto-térmico

El acondicionamiento del gas de síntesis es importante para obtener la conversión deseada en el reformador secundario. Las figuras 5 y 6 muestran el comportamiento de los componentes del gas de síntesis en función a la temperatura del reactor.

Figura N° 5. Conversión de SYNGAS(CO - CO₂) en función a la temperatura

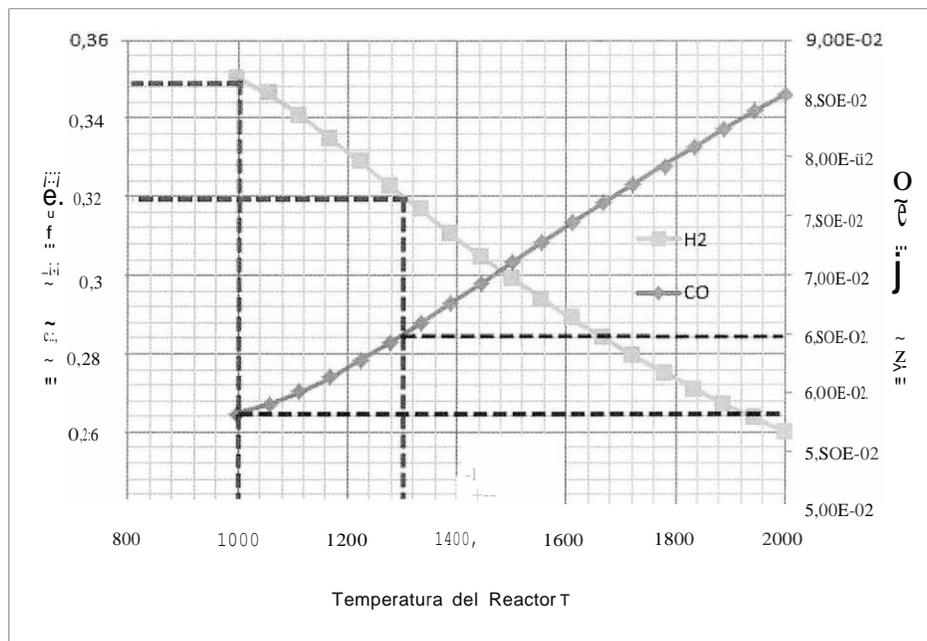


Fuente: Elaboración propia con base a Aspen Hysys, 2016

La figura N° 5 se refleja el comportamiento de las fracciones molares de los componentes del gas de síntesis, los cuales son alimentados al reactor a una temperatura de 1300 °C, en la cual estos componentes reaccionan con vapor y oxígeno disminuyendo la temperatura del reactor hasta los 1000 °C; esto debido a que las reacciones son exotérmicas y favorecen a la producción de CO₂ para la síntesis de metanol.

La figura N° 6 se describe el comportamiento de las fracciones molares del H₂ y el CO en función a la temperatura del reactor secundario.

Figura N° 6. Conversión de SYNGAS(H₂ - CO) en función a la temperatura

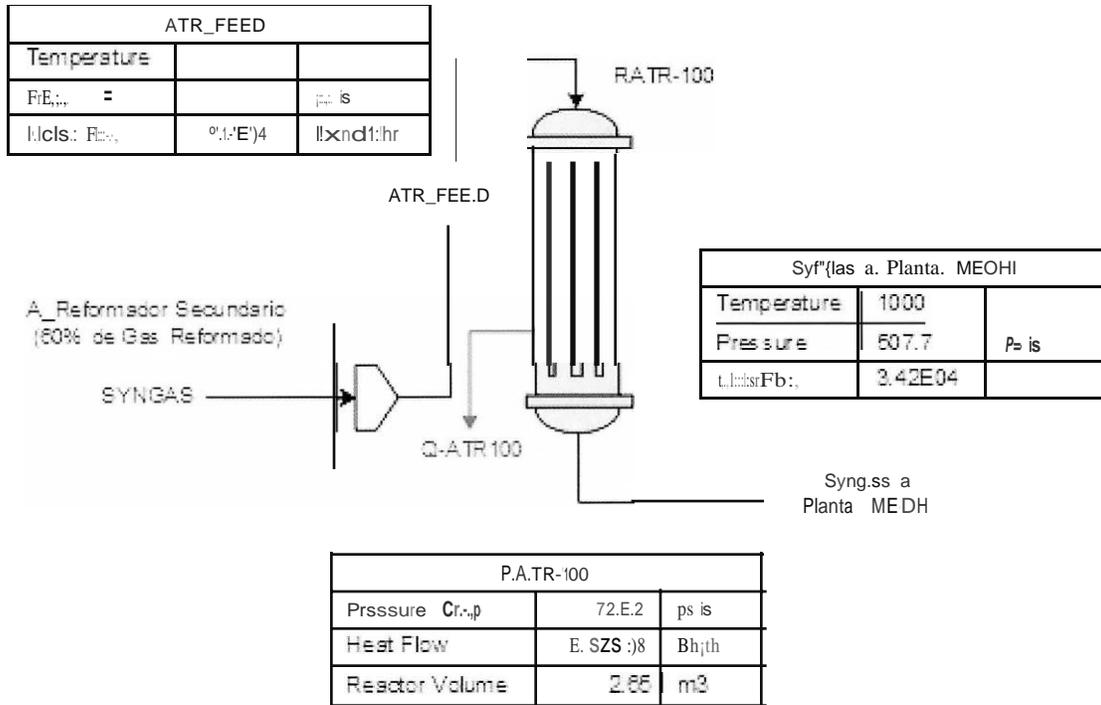


Fuente: Elaboración propia con base a Aspen Hysys, 2016

La figura N° 6 presenta el comportamiento de las fracciones de monóxido de carbono e hidrógeno, los cuales son componentes característicos de la producción de gas de síntesis. Como en el caso anterior presentado en la figura N° 5, la alimentación al reactor es de 1300 °C debido a que las reacciones son exotérmicas, la temperatura del reactor disminuye hasta los 1000°C, favoreciendo a la producción de hidrógeno para la síntesis de metano!

En la figura N° 7 se describe el reformador secundario, en la cual detalla las condiciones de operación de las corrientes del proceso.

Figura N° 7. Esquema del Reformador Secundario

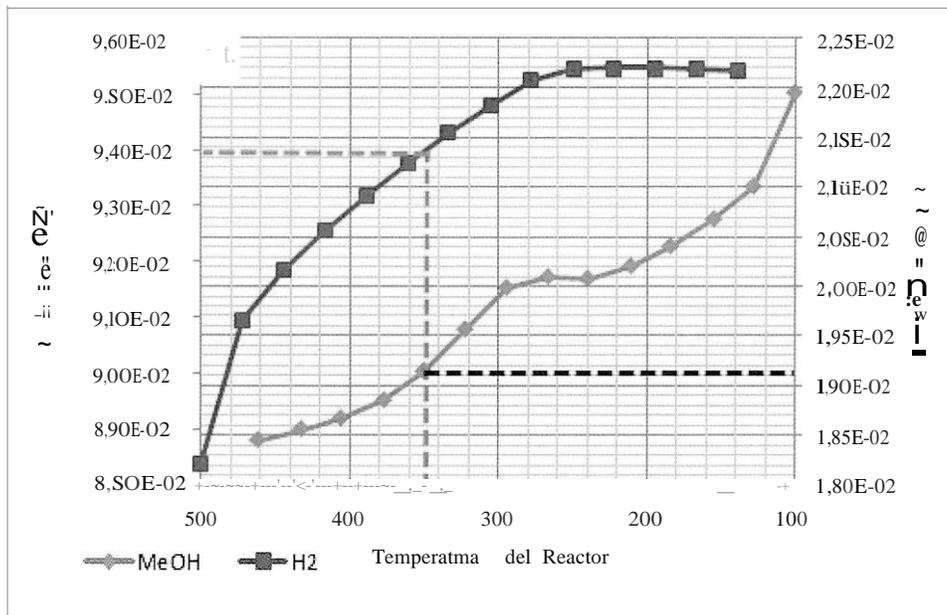


Fuente: Elaboración propia con base a Aspen Hysys, 2016

Síntesis de metano/

El acondicionamiento del gas de síntesis del que se alimentará al reactor de síntesis de metano! es muy importante debido a que de acuerdo a la composición de la alimentación al reactor se estima la producción del metano! y así alcanzar una conversión deseada en la producción. En la figura N° 8 se describe el comportamiento de las fracciones molares de los productos del reactor de síntesis de metano! en función a la temperatura del reactor, la cual fue elaborada por el autor con base a los datos proporcionados por el software Aspen.

Figura N° 8. Conversión del Reactor de Síntesis de MeOH

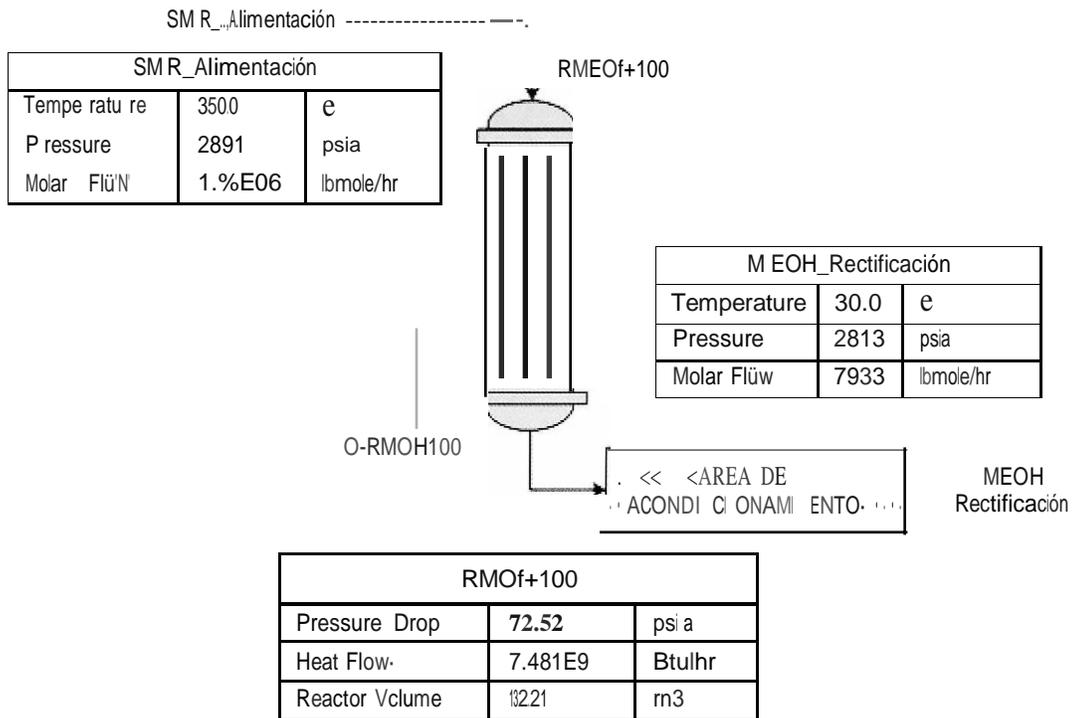


Fuente: Elaboración propia con base a Aspen Hysys, 2016

En la figura N° 8 se puede observar que la temperatura de alimentación al reactor es de 350 °C, lo cual también es señalado en la teoría, para favorecer a la producción de metanol y así alcanzar la conversión deseada de los productos deseados del reactor.

En la figura N° 9 se describe el reactor de la síntesis de metanol, en la cual se detallan las condiciones de operación de las corrientes del proceso.

Figura 9. Esquema de Reactor de Síntesis de MEOH



Fuente: Elaboración propia con base a Aspen Hysys, 2016

Purificación del metano/

Para la modelación y dimensionamiento de las torres de destilación se utilizaron las torres "shorcut" y en base a los puntos de ebullición de los gases se realizó la purificación del metanol en 2 etapas, debido a que este arreglo permite ahorrar costos de inversión en cuanto a equipos. Las tablas 10 y 11 describen el dimensionamiento de las torres de la zona de rectificación del metanol, elaboradas por el autor con base a Aspen Hysys V 8.8.

Tabla N° 10. Dimensionamiento de Torre Rectificadora 1

TORRE RECTIFICADORA 1	
Características	Valor
Nº Mínimo de Platos	2
Nº Actual de Platos	8
Plato de Alimentación	4
Temperatura Condensador (°C)	-1978
Temperatura Reboiler (UC)	1638
Radio Externo de Reflujo	0.039
Radio Mínimo de Reflujo	0.026

Fuente: Elaboración propia con base a Aspen Hysys, 2016

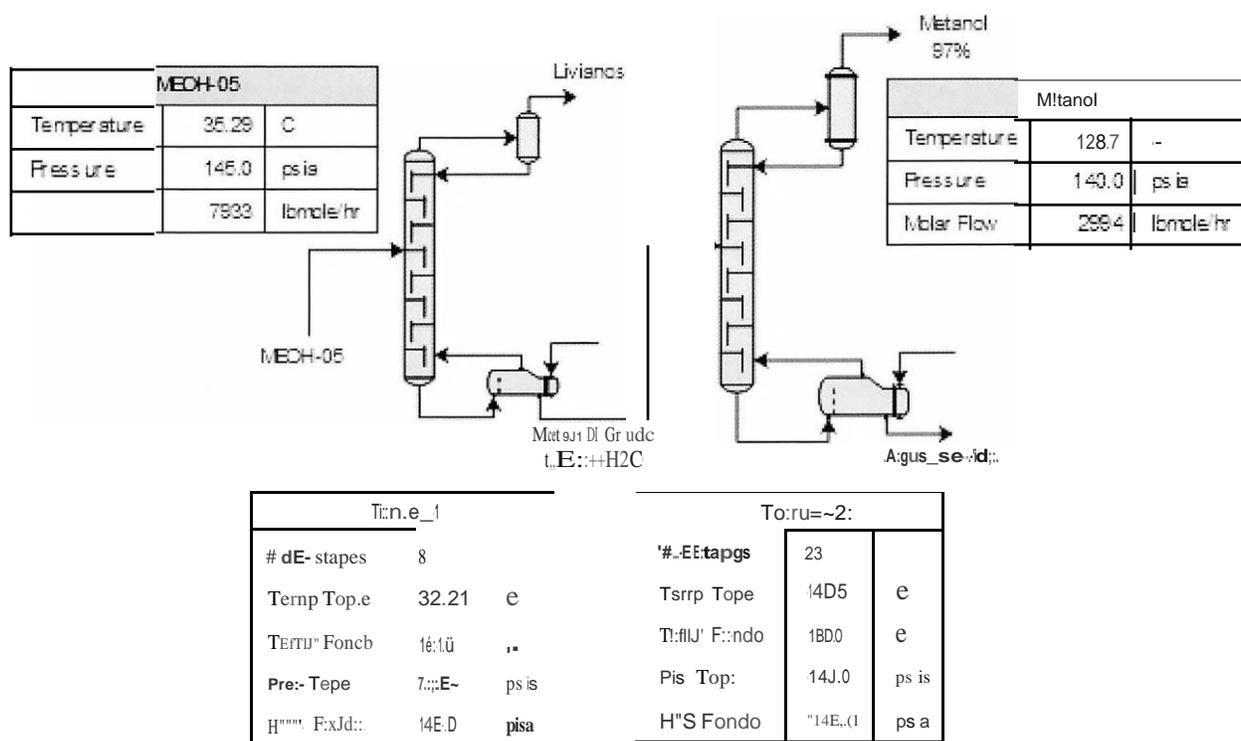
Tabla N° 11. Dimensionamiento de Torre Rectificadora 2

TORRE RECTIFICADORA 2	
Características	Valor
Nº Mínimo de Platos	22
Nº Actual de Platos	28
Plato de Alimentación	15
Temperatura Condensador (°C)	137.8
Temperatura Reboiler (UC)	1800
Radio Externo de Reflujo	6.500
Radio Mínimo de Reflujo	2.199

Fuente: Elaboración propia con base a Aspen Hysys, 2016

En la figura N° 10 se describe el esquema del diseño de las torres y en la tabla N° 12 se detalla el balance molar de la zona de rectificación para cuantificar las pérdidas.

Figura N° 10. Esquema de la Zona de Rectificación



Fuente: Elaboración propia con base a Aspen Hysys, 2016

Tabla N° 12. Balance Molar de la Zona de Rectificación

Componente	Corriente de Entrada		Corriente Intermedia		Corriente de Salida	
	lbmole/hr	% Molar	lbmole/hr	o/o Molar	lbmole/hr	o/o Molar
Nitrógeno	37.4327	0.0047	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
C02	51.0950	0.0064	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Metano	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Hidrógeno	2.4306	0.0003	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO	42220	0.0005	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	4909.3778	0.6188	4909.3774	0.6281	898157	0.0300
Oxígeno	21.2956	0.0027	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Argón	0.1518	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Metanol	2907.2831	0.3665	2906.4201	0.3719	2903.7498	0.9700
TOTAL	7933.2885		7815.7975		2993.5655	

Fuente: Elaboración propia con base a Aspen Hysys, 2016

Evaluación económica de la Planta

La evaluación económica con Aspen Process Economic Analyzer (APEA) es un parámetro importante para comparar la rentabilidad del proyecto en función a los diversos costos que implica la evaluación económica del proyecto.

Actualmente, la mayoría de las empresas consultoras que realizan ingeniería de proyectos utilizan los reportes brindados por APEA para poder hacer la estimación de costos tanto para el CAP EX y OPEX, debido a que esta es una herramienta del software Aspen Hysys, la cual está en constante actualización y brinda un informe detallado de las áreas mecánicas, eléctricas, civil y administrativas.

En las tablas 13 y 14 se describe el resumen de los costos que involucra el proyecto según la evaluación económica con APEA.

Tabla N° 13. Resumen de Costos del Proyecto (APEA)

Descripción	Horas-Hombre	Salarios	Costo de Trabajo	Costo de Material	Costo Total	Porcentajes
	19,655.00			116.032.500.00		79.5% of TDC
Tuberia	79489.00	31.10	2,472,283.00	6,767,803.00	9,240,086.00	6.3% of TDC
Civil	36946.00	2494	921,278.00	1,467,557.00	2,388,835.00	16% of TDC
Acero	1,373.00	2881	39,558.00	237,072.00	276,631.00	0.2% of TDC
Instrumentos	15,406.00	3122	480,969.00	2,147,698.00	2,628,667.00	1.8% of TDC
Eléctrico	42,475.00	3006	1,276,754.00	12,608,424.00	13,885,177.00	9.5% of TDC
Aislante	19857.00	2315	459,729.00	726,595.00	1,186,324.00	0.8% of TDC
Pintura	13,246.00	2239	296,616.00	113,182.00	409,798.00	0.3% of TDC
Costos Totales Directos	228,447.00		6,563,823.00	140,100,831.00	146,664,654.00	100.0% of TDC
Costos Indirectos	29,272.00				7,988,601.00	121.7% of TDL
Costos Totales	257,719.00				154,653,255.00	70.2% of TIC
Carga					5,604,000.00	4.0% of TDM
Impuestos y licencias					8,756,301.00	60% of TDC
Energía y HO	66613.00				7,574,402.00	3.4% of TIC
Otros costos del proyecto					10,024,283.00	4.6% of TIC
Continencia					33,590,208.00	15.3% of TIC
Costo total fuera del campo	66613.00				65,549,194.00	29.8% of TIC
Costo Total de Proyecto (HOMH)					220,202,449.00	150.1% of TDC

Fuente: Elaboración propia con base o Aspen Process Economic Analyzer, 2016

Tabla N° 14. Resumen Evaluación Económica

Resumen Evaluación Económica		
Nombre	Correlaciones	APEA
Costo Total de Capital (MM\$us)	455.81	589.12
Costo Total Operativo (MM\$us/Año)	117.60	205.51
Costo de Equipamiento (MM\$us)	99.84	181.14
Tasa de Rendimiento Deseada (%/Año)	22.00	20.00

Fuente: Elaboración propia con base o Aspen Process Economic Analyzer, 2016

CONCLUSIONES

La forma más convencional de industrializar el gas natural es mediante los procesos GTL. Este proceso es el más amplio y engloba una serie de posibilidades. La vía metano[es la que tiene mayor cantidad de productos derivados y usos, lo que lo convierte en una tecnología rentable debido a que el metano[es la materia más económica para sintetizar varios productos químicos.

Para la modelación de la Planta se seleccionó la tecnología "Lurgi Mega-Methanol" de la empresa licitante Air Liquide, debido a que esta tecnología requiere un menor consumo de materia prima, mayor rendimiento en el proceso y consume menos energía en comparación con las tecnologías convencionales descritas en la tabla N° 1, construida en base al libro de Davenport.

De acuerdo a la modelación de la planta se determinó la capacidad productiva de la planta que es de aproximadamente 450 MTm/año de metano[, la cual demanda 40 MMSCFD de gas metano seco para producir esa cantidad de producto.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- [1] HidrocarburosBolivia. Reservas probables de gas en Cochabamba llegan a 7 TCF. [Online].; 2014 [cited 2016 Julio 16]. Available from: <http://hidrocarburosbolivia.com/noticias-archivadas/512-dowstream-archivado7dowstream-01-07-2014-01-01-2015/69723-reservas-probables-de-gas-en-cochabamba-llegan-a-7-tcf.html>.
- [2] Macneille G. The role of gas conversion in gas economy: Atlanta; 2001.
- [3] EBIH. Complejo Petroquímico del Metano!. [Online].; 2014 [cited 2015 Septiembre 27]. Available from: <http://www.ebih.gob.bo/pmetanol.php>.
- [4] Davenport B. Methanol Report, SRI International. In Chemical Economics Handbook Marketing. Menlo Park: CA; 2002. p. 674-700.
- [5] Jianguo X. Methane Steam Reforming. [Online].; 1989 [cited 2016 Mayo 17]. Available from: https://www.academia.edu/7969756/Methane_Steam_Reforming_2_Xu_y_Froment.
- [6] Aasberg-Petersen K. Natural gas synthesis gas Catalyst and catalytic processes. [Online].; 2011 [cited 2016 Mayo 17]. Available from: <https://uicecho.wikispaces.com/file/view/ATF+Syngas.pdf>.
- [7] Halabi M. Sorption Enhanced Catalytic Reforming of Methane. [Online].; 2011 [cited 2016 Mayo 18]. Available from: <https://pure.tue.nl/ws/files/3339515/709035.pdf>.
- [8] Zahedi M, Rowshanzamir S, Eikani M. Autothermal Reforming of Methane to Synthesis Gas. INTERNATIONAL JOURNAL OF HYDROGEN ENERGY. 2009 Mayo.
- [9] Halabi M. Modeling and analysis of autothermal reforming of methane to hydrogen in a fixed bed reformer. CHEMICAL ENGINEERING JOURNAL. 2007 Mayo.
- [10] Outi M, Kauko L. Modeling in Methanol Synthesis. Artículo Científico. University of OULU, CONTROL ENGINEERING LABORATORY; 2007.
- [11] Bertau M, Offermanns H, Plass L, Schmidt F, Wernicke H. Methanol: The Basic Chemical and Energy Feedstock of the Future New York: Springer; 1986.
- [12] Peters M, Timmerhaus K. Plant Design and Economics for Chemical Engineers New York: McGraw-Hill; 1991.

Fuentes de financiamiento: Esta investigación fue financiada con fondos de los autores. **Declaración de conflicto de intereses:** Los autores declaran que no tiene ningún conflicto de interés.

Copyright (c) 2017 Juan F. Valdez Rodríguez



Este texto está protegido por una licencia [Creative Commons 4.0](#).

Usted es libre para Compartir —copiar y redistribuir el material en cualquier medio o formato— y Adaptar el documento —remezclar, transformar y crear a partir del material— para cualquier propósito, incluso para fines comerciales, siempre que cumpla la condición de:

Atribución: Usted debe dar crédito a la obra original de manera adecuada, proporcionar un enlace a la licencia, e indicar si se han realizado cambios. Puede hacerlo en cualquier forma razonable, pero no de forma tal que sugiera que tiene el apoyo del licenciante o lo recibe por el uso que hace de la obra.

[Resumendelicencia](#) - [Textocompletodelalicencia](#)