

UNIVERSIDAD MAYOR DE SAN ANDRÉS
FACULTAD DE INGENIERÍA
CARRERA DE INGENIERÍA PETROLERA



PROYECTO DE GRADO

**“OPTIMIZACIÓN DE LA PRODUCCIÓN DE METANOL
PARA LA REDUCCIÓN DE COSTOS APLICANDO
MODELOS DE MAXIMIZACIÓN EN LA NUEVA PLANTA
DE BULO-BULO”**

POSTULANTE: UNIV. ALIZ JHOVANA ICHUTA LAURA

TUTOR: M.SC. ING. MARIO DAZA BLANCO

L A PAZ - BOLIVIA

2021



**UNIVERSIDAD MAYOR DE SAN ANDRÉS
FACULTAD DE INGENIERIA**



LA FACULTAD DE INGENIERIA DE LA UNIVERSIDAD MAYOR DE SAN ANDRÉS AUTORIZA EL USO DE LA INFORMACIÓN CONTENIDA EN ESTE DOCUMENTO SI LOS PROPÓSITOS SON ESTRICTAMENTE ACADÉMICOS.

LICENCIA DE USO

El usuario está autorizado a:

- a) Visualizar el documento mediante el uso de un ordenador o dispositivo móvil.
- b) Copiar, almacenar o imprimir si ha de ser de uso exclusivamente personal y privado.
- c) Copiar textualmente parte(s) de su contenido mencionando la fuente y/o haciendo la cita o referencia correspondiente en apego a las normas de redacción e investigación.

El usuario no puede publicar, distribuir o realizar emisión o exhibición alguna de este material, sin la autorización correspondiente.

TODOS LOS DERECHOS RESERVADOS. EL USO NO AUTORIZADO DE LOS CONTENIDOS PUBLICADOS EN ESTE SITIO DERIVARA EN EL INICIO DE ACCIONES LEGALES CONTEMPLADAS EN LA LEY DE DERECHOS DE AUTOR.

DEDICATORIA

A mi MADRE y mi PADRE:

ELIZABET Y ROLANDO

Por apoyarme siempre y creer en mí, en que todo es posible con esfuerzo y humildad. A mi madre doy las gracias por que estuvo a mi lado siempre, apoyandome en las noches de desvelo para lograr mis metas y a mi padre por siempre creer en mi y darme palabras de aliento para luchar siempre por mis sueños, por inculcarme los valores que hoy en día hacen de mi una persona de bien para la sociedad.

Gracias por siempre queridos padres, mi cariño y amor siempre estará con ustedes.

A mi PAREJA:

Gracias JOSE MIGUEL, porque en todo momento fue mi apoyo incondicional, sus palabras fueron las exactas cuando había tropiezos en mi vida y siempre lograba que me pusiera de pie y que no me rindiera jamás, gracias por siempre estar a mi lado.

AGRADECIMIENTO

En principio agradezco a Dios por darme la salud, fortaleza, sabiduría y paciencia en todas las etapas de mi vida, gracias por escucharme siempre y guiar mis pasos.

Agradezco a mi queridísimo tutor Ingeniero Mario Daza Blanco, quien jamás tuvo inconvenientes en aclarar mis dudas y preocupaciones, brindándome su valioso tiempo en asesorarme siempre de manera oportuna y acertada, lo que me ayudo a culminar con éxito el desarrollo de mi proyecto.

Agradezco a cada uno de los docentes de la carrera de Ingeniería Petrolera, por transmitirme los conocimientos que tienen, por enseñarme a ser una mejor persona y darme las armas necesarias para defenderme en el ámbito profesional y en la vida.

Agradezco de corazón a mis padres, por estar siempre en mis momentos de debilidad, apoyándome en las buenas y en las malas, gracias por toda su paciencia y su amor incondicional.

Finalmente agradezco a todas las personas que han colaborada en forma directa e indirecta en la realización de mi proyecto.

Muchas Gracias.

ÍNDICE GENERAL

| | |
|---|----|
| Simbología | 1 |
| RESUMEN EJECUTIVO | 2 |
| CAPÍTULO 1: GENERALIDADES | 3 |
| 1.1. Introducción del capítulo..... | 3 |
| 1.2. Antecedentes | 3 |
| 1.3. Planteamiento del problema..... | 4 |
| 1.3.1. Identificación del problema | 4 |
| 1.3.2. Formulación del problema | 6 |
| 1.4. Objetivos | 6 |
| 1.4.1. Objetivo General | 6 |
| 1.4.2. Objetivos específicos | 7 |
| 1.5. Justificación..... | 7 |
| 1.5.1. Justificación técnica | 7 |
| 1.5.2. Justificación económica | 7 |
| 1.5.3. Justificación social | 8 |
| 1.6. Alcances | 8 |
| 1.6.1. Alcance temático..... | 8 |
| 1.6.2. Alcance geográfico..... | 8 |
| 1.6.3. Alcance temporal | 9 |
| 1.7. Metodología a utilizar en el proyecto..... | 9 |
| 1.7.1. Métodos generales..... | 9 |
| 1.7.2. Unidad de análisis | 10 |
| 1.7.2.1. Población..... | 10 |
| 1.7.2.2. Muestra..... | 10 |

| | |
|---|----|
| 1.7.3. Técnicas de recolección de datos | 10 |
| 1.7.3.1. Tratamiento de la información | 11 |
| 1.7.3.2. Fuentes de información | 11 |
| 1.7.3.4. Plan de recolección y procesamiento de datos | 11 |
| 1.7.4. Variables | 12 |
| 1.7.4.1. Variable independiente..... | 12 |
| 1.7.4.2. Variable dependiente..... | 13 |
| CAPÍTULO 2 | 14 |
| PROCESO DE OBTENCIÓN DE METANOL | 14 |
| 2.1. Introducción del capítulo..... | 14 |
| 2.2. Definiciones generales | 14 |
| 2.3. Producción de Gas de Síntesis | 15 |
| 2.4. Síntesis del Metanol a partir de GN | 16 |
| 2.5. Producción de Metanol | 17 |
| 2.5.1. Proceso Lurgi | 18 |
| 2.5.1.1. Reforming | 18 |
| 2.5.1.2. Síntesis | 19 |
| 2.5.1.3. Destilación..... | 19 |
| 2.5.2. Proceso Imperial Chemical Industries (ICI) | 19 |
| 2.5.3 Proceso Haldor Topsoe | 20 |
| 2.6. Tecnología del reformado | 20 |
| 2.6.1. Producción de Metanol basada en un paso reformado..... | 20 |
| 2.6.1.1. Reformado SMR | 21 |
| 2.6.1.2. Reformado Autotérmico..... | 22 |
| 2.6.2. Producción de Metanol basada en dos pasos de reformado | 20 |

| | |
|---|----|
| 2.6.2.1. El Bucle de Síntesis de Metanol..... | 25 |
| 2.6.2.2. Reformado ATR..... | 28 |
| 2.7. Equipos utilizados en el proceso | 31 |
| 2.7.1. Tanques de almacenamiento de GN..... | 31 |
| 2.7.2. Deshidratador | 32 |
| 2.7.3. Caldera de Vapor..... | 32 |
| 2.7.4. Reactor de síntesis de Metanol..... | 32 |
| 2.7.5. Reactor de Reformación Catalítica | 32 |
| 2.7.6. Intercambiadores de Calor | 33 |
| 2.7.7. Separador flash..... | 33 |
| 2.7.8. Columna de destilación | 34 |
| 2.7.9. Tanque de almacenamiento de Metanol..... | 35 |
| 2.8. Consideraciones ambientales | 36 |
| CAPÍTULO 3 | 38 |
| TEORÍA DE MAXIMIZACIÓN | 38 |
| 3.1. Introducción del capítulo..... | 38 |
| 3.2. Teoría de Lagrange | 38 |
| 3.2.1. Multiplicadores de Lagrange | 39 |
| 3.2.2. Teoría de la Restricción | 40 |
| 3.2.3. La Matriz Orlada..... | 42 |
| 3.3. Teoría del Hessiano..... | 44 |
| 3.4. Método de Karush-Kuhn-Tucher (KKT)..... | 44 |
| 3.5. Algoritmo para la optimización | 46 |
| 3.6. Optimización de procesos químicos..... | 48 |

| | |
|--|----|
| 3.6.1. Diseño óptimo | 48 |
| 3.6.2. Requisitos para la aplicación de la teoría de optimización | 48 |
| 3.6.3. Etapas generales a seguir en el diseño óptimo | 49 |
| CAPÍTULO 4 | 52 |
| MODELOS DE OPTIMIZACIÓN DE PROCESOS Y COSTOS | 52 |
| 4.1. Optimización de reactores | 52 |
| 4.1.1. Optimización de reacciones | 52 |
| 4.1.2. Modelo de optimización del reactor de Metanol..... | 54 |
| 4.2. Optimización Económica | 58 |
| 4.2.1. Modelo de costos del Compresor | 60 |
| 4.2.2. Modelo de costos del Intercambiadores de Calor | 60 |
| 4.2.3. Modelo de costos de la Caldera de Vapor..... | 61 |
| 4.2.4. Modelo de costos del Packing..... | 61 |
| 4.2.5. Modelo de costo de Recipientes de proceso | 61 |
| 4.2.6. Modelo de costo de Bombas | 61 |
| 4.2.7. Modelo de costo de Torres | 62 |
| 4.2.8. Modelo de costo de Bandejas..... | 62 |
| 4.3. Formulación de Optimización de los costos totales de la producción de metanol.... | 62 |
| CAPÍTULO 5 | 64 |
| APLICACIÓN PRÁCTICA..... | 64 |
| 5.1. Diseño conceptual de la planta en HYSYS V.10..... | 64 |
| 5.2. Optimización de la planta..... | 67 |
| 5.2.1. Especificaciones y restricciones..... | 67 |
| 5.2.2. Variables independientes de optimización..... | 74 |
| 5.2.2.1. Función objetivo | 74 |

| | |
|--|-----|
| 5.3 Optimización de costos de equipos utilizados en el proceso | 85 |
| 5.3.1. Optimización del Compresor | 88 |
| 5.3.2. Optimización de Intercambiadores de Calor | 88 |
| 5.3.3. Optimización de la Caldera de Vapor | 89 |
| 5.3.4. Optimización del Packing | 90 |
| 5.3.5. Optimización de Recipientes de proceso | 91 |
| 5.3.6. Optimización de Bombas | 91 |
| 5.3.7. Optimización de Torres | 92 |
| 5.3.8. Optimización de Bandejas | 93 |
| 5.4. Aplicación de la teoría de la Restricción | 99 |
| 5.5. Aplicación del método del Hessiano | 99 |
| 5.6. Matriz Orlada | 99 |
| 5.7. Aplicación del modelo de Karush Kun Tucker | 99 |
| 5.8. Análisis de resultados | 99 |
| 5.8.1. Ventajas | 100 |
| 5.8.2. Desventajas | 100 |
| CAPÍTULO 6 | 101 |
| ANÁLISIS DE COSTOS DEL PROYECTO | 101 |
| 6.1. Introducción | 101 |
| 6.2. Estimación de Inversión total | 101 |
| 6.2.1. Capital Fijo Total | 101 |
| 6.2.1.1 Costo directo o físico | 102 |
| 6.2.1.2. Costos indirectos | 104 |
| 6.2.2. Estimación del costo total de producción | 106 |
| 6.3. Análisis Económico | 101 |

| | |
|---|-----|
| 6.3.1. Flujo de Caja | 101 |
| 6.4. Análisis FODA..... | 113 |
| CAPÍTULO 7 | 115 |
| CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES..... | 115 |
| 7.1. Conclusiones | 115 |
| 7.2. Recomendaciones..... | 115 |
| BIBLIOGRAFÍA | 117 |
| ANEXOS | 120 |
| A.1. Regresión polinómica de segundo grado y grado “n” | 120 |
| A.2. Proceso de simulación en HYSYS | 121 |
| A.3. Datos obtenidos de la simulación para gráficas de funciones..... | 130 |
| A.4. Desarrollo explicativo de la Ecuacion de Lagrange..... | 134 |
| A.5 Costos en Plantas de Metanol..... | 137 |
| A.6 Prefactibilidad Planta Metanol en Cochabamba | 142 |

ÍNDICE DE FIGURAS

CAPÍTULO I

| | |
|--|---|
| Figura 1. 1: Precios del Metanol | 3 |
| Figura 1. 2: Diagrama de causas y efectos del problema: | 6 |
| Figura 1. 3: Planta de Fertilizantes de YPFB - Bulu Bulu | 8 |

CAPÍTULO II

| | |
|---|----|
| Figura 2. 1: Producción de metanol basada en la reforma de vapor de gas natural | 21 |
| Figura 2.2: Producción de metanol basada en ATR de gas natural | 23 |
| Figura 2.3: Producción de metanol basada en la reforma de dos pasos del gas natural | 24 |

| | |
|--|----|
| Figura 2.4: Bucle de síntesis de metanol- reactor isotérmico | 25 |
| Figura 2.5: Bucle de síntesis de metanol- reactor adiabático | 26 |
| Figura 2.6: Bucle de síntesis de metanol- diferentes tipos de reactores | 26 |
| Figura 2. 7: Tres a cuatro columnas de destilación | 28 |
| Figura 2. 8: Producción de metanol mediante la reforma en dos pasos. Diagrama de flujo de proceso simplificado | 29 |
| Figura 2. 9: Correlación entre la temperatura de salida del reformador de vapor, el consumo de oxígeno y el módulo de metanol en la reforma en dos pasos | 30 |

CAPÍTULO IV

| | |
|--|----|
| Figura 4. 1: Proceso de aprehensión de Methanol mediante el uso del Reactor:..... | 53 |
| Figura 4. 2: Volumen de agua para obtener un flujo másico óptimo de Metanol..... | 55 |
| Figura 4. 3: Temperatura que debe utilizarse para obtener un flujo másico de Metanol óptimo | 56 |
| Figura 4. 4: Longitud que debe tener el reactor para obtener una temperatura óptima..... | 56 |
| Figura 4. 5: Longitud que debe tener el reactor para obtener un flujo másico de Metanol óptimo | 57 |

CAPÍTULO V

| | |
|---|----|
| Figura 5. 1: Simulación del proceso de Obtención de Metanol | 65 |
| Figura 5. 2: Análisis del proceso del Reactor en HYSYS | 66 |
| Figura 5. 3: Resultados de la simulación en HYSYS | 66 |
| Figura 5. 4: Relación de Temperatura del Reactor y flujo másico de Metanol obtenido | 69 |
| Figura 5. 5: Relación de Presión interna del Reactor y flujo másico de Metanol obtenido | 70 |
| Figura 5. 6: Relación de Volumen de agua y flujo másico de Metanol obtenido | 71 |
| Figura 5. 7: Relación de Altura del Reactor y Temperatura | 72 |
| Figura 5. 8: Relación de altura del Reactor y flujo másico obtenido | 73 |
| Figura 5. 9: Algoritmo de Optimización | 87 |
| Figura 5. 10: Modelo de costos de Compresor | 88 |

| | |
|--|----|
| Figura 5. 11: Modelo de costos del Intercambiador de Calor | 89 |
| Figura 5. 12: Modelo de costos de la Caldera de Vapor | 90 |
| Figura 5. 13: Modelo de costos del Packing | 90 |
| Figura 5. 14: Modelo de costos de recipientes del proceso..... | 91 |
| Figura 5. 15: Modelo de costos de Bombas | 92 |
| Figura 5. 16: Modelo de costos de Torres Absorvedoras..... | 92 |
| Figura 5. 17: Modelo de costos de Bandejas..... | 93 |
| Figura 5. 18: Comparación de costos sin optimizar | 97 |

INDICE DE TABLAS

CAPÍTULO II

| | |
|--|----|
| Tabla 2. 1: Componentes en Metanol crudo | 27 |
|--|----|

CAPÍTULO IV

| | |
|--|----|
| Tabla 4. 1: Descripción de los equipos principales, y K1, K2 y K3 utilizados | 59 |
|--|----|

CAPÍTULO V

| | |
|---|----|
| Tabla 5. 1: Especificaciones del Catalizador y del Reactor | 67 |
| Tabla 5. 2: Especificaciones de Alimentación y enfriamiento..... | 67 |
| Tabla 5. 3: Características del polinomio A..... | 70 |
| Tabla 5. 4: Características del polinomio B | 71 |
| Tabla 5. 5: Características del polinomio B | 72 |
| Tabla 5. 6: Características del polinomio D..... | 73 |
| Tabla 5. 7: Características del polinomio B | 74 |
| Tabla 5.3.1.: Resultados función objetivo del flujo másico de Metanol en función de la Temperatura | 74 |
| Tabla 5.4.1.: Resultados función objetivo del flujo másico de Metanol en función de la Presión..... | 74 |

| | |
|---|----|
| Tabla 5.5.1.: Resultados función objetivo del flujo másico de Metanol en función del Volúmen de agua..... | 80 |
| Tabla 5.6.1.: Resultados función objetivo de la temperatura del Reactor de Metanol en función de la Longitud | 82 |
| Tabla 5.7.1.: Resultados función objetivo de la temperatura del Reactor de Metanol en función de la Longitud | 83 |
| Tabla 5. 8: Datos operativos..... | 84 |
| Tabla 5. 9: Resultados de la Optimización | 85 |
| Tabla 5. 10: Rangos de variables de decisión. | 98 |
| Tabla 5. 11: Condiciones óptimas de funcionamiento obtenidas del modelo de 2° orden reducido..... | 99 |

CAPÍTULO VI

| | |
|--|-----|
| Tabla 6.1.1 Costos fijos..... | 102 |
| Tabla 6.1.2 Costo directo o fisico | 102 |
| Tabla 6.1.3 Plan Global de Inversiones | 105 |
| Tabla 6.1.4 Costo de Manufactura y Costo Unitario | 106 |
| Tabla 6.3.1 Estado de Pérdidas y Ganancias..... | 108 |
| Tabla 6.3.2 Análisis Económico | 108 |
| Tabla 6.3.3 Flujo de Caja | 109 |
| Tabla 6.3.4 Costos globales de Plantas de metanol en tierra firme..... | 112 |
| Tabla 6.3.5 Resumen evaluación económica | 113 |

SIMBOLOGÍA

$\bar{x}_1, \bar{x}_2, \dots, \bar{x}_n$: Variables dependientes de la función a optimizar

$\bar{\lambda}_1, \bar{\lambda}_2, \dots, \bar{\lambda}_n$: Variables dependientes de la función de restricción

$\nabla f(\bar{x})$: Función gradiente o función derivada a optimizar

$\nabla g_i(\bar{x})$: Función gradiente restrictiva

λ_i : Operador lamda i-ésimo de la función restrictiva

$\min J(x)$: Expresión de minimización de la función objetivo

$\lambda'(x)$: Derivación de la restricción en función de lamda

$L(x, \lambda)$: Función de La Grange

$\left. \frac{\partial L(x, \lambda)}{\partial x} \right|_{\lambda}$: Derivación de la función Lagrangiana respecto de la variable x , cuando λ es

una

$\left. \frac{\partial L(x, \lambda)}{\partial \lambda} \right|_x$: Derivación de la función Lagrangiana respecto de la variable λ , cuando x es

una constante

$h(x^*)$: Función Hessiana

$J(x)$: Función a optimizar

$h_1(x), h_2(x), \dots, h_m(x)$: Familia de funciones restrictivas

x_1, x_2, \dots, x_m : Familia de variables a optimizar

$\lambda_1, \lambda_2, \dots, \lambda_m$: Familia de variables lamda restrictivas

$f(x, y)$: Función objetivo en función de dos variables operativas

$g(x, y)$: Función restrictiva en función de dos variables operativas

H : Matriz Hessiana

$L(x, \lambda, \mu)$: Función Lagrangiana modificada por Karush Kun Tucker

$J(x)$: Función Objetivo

$h_j(x)$: Primera función restrictiva

$g_i(x)$: Segunda función restrictiva

λ_j, μ_i : Variables restrictivas auxiliares

RESUMEN EJECUTIVO

La producción de Metanol es importante aplicarla en un país en vías de desarrollo, y sobre todo en un país que es rico en Gas Natural como Bolivia. Esta planta potenciará el complejo petroquímico de Bulo – Bulo. Se estima que la inversión de ésta planta alcanza el valor de \$us 36 MM e incrementará el rendimiento económico del país.

Se describen los fundamentos metodológicos y principios que justifican el desarrollo y avance del Proyecto de Grado de la carrera de Ingeniería Petrolera de la Universidad Mayor de San Andrés. Se identificó que el problema principal es que no se evaluó adecuadamente los costos del proceso de obtención de metanol en función a las variables operativas como ser la presión, la temperatura de inyección de metano y el volumen de agua que interviene en el proceso.

Posteriormente se describe el proceso teórico de obtención de metanol enfocado en los tipos de reactores y procesos.

Así también, se describen los métodos matemáticos de maximización que se basan en los principios del cálculo, los cuales consisten en encontrar los puntos máximos y mínimos a través del principio de la derivada. Para obtener un máximo, la función debe igualarse para despejar y obtener los puntos óptimos.

Se desarrollan los modelos de optimización de procesos y los modelos logarítmicos para optimizar el costo de cada equipo.

Finalmente, se aplican los modelos propuestos en la Planta de Metanol que fue simulada en HYSYS V.10, en la cual se anotan los datos de presión, volumen y temperatura para obtener curvas de optimización. Con éstas curvas se obtienen las funciones matemáticas gracias a la regresión polinómica.

Palabras Clave: Costos, optimización, proceso, metano, Metanol.

CAPÍTULO 1: GENERALIDADES

1.1. INTRODUCCIÓN DEL CAPÍTULO

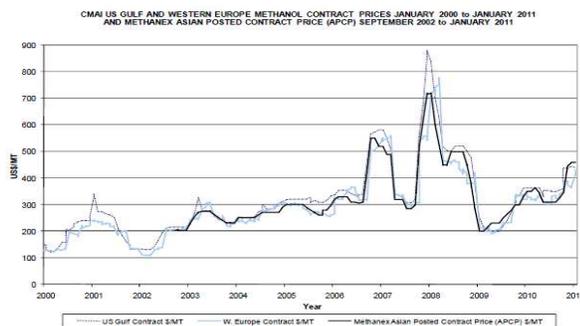
El Metanol es un líquido volátil, inflamable e incoloro con un ligero olor alcohólico en estado puro. Es un líquido altamente venenoso y nocivo para la salud. Es miscible en agua, alcoholes, ésteres, cetonas y muchos otros solventes; además, forma muchas mezclas azeotrópicas binarias.

1.2. ANTECEDENTES

Methanex es el mayor proveedor mundial de metanol a los principales mercados internacionales de Asia Pacífico, América del Norte, Europa y América Latina. Su capacidad de producción total anual, incluida la participación en las plantas de propiedad conjunta, es de aproximadamente 9,31 millones de toneladas y se encuentra en Chile, Trinidad, Nueva Zelanda, Egipto y Canadá. Egipto, tiene una participación del 60% en una nueva planta de metanol de 1.26 millones de toneladas al año.

El metanol es un producto que se comercializa internacionalmente. Los precios del metanol han sido históricamente cíclicos y sensibles a la capacidad total de producción respecto de la demanda, el precio de la materia prima (gas natural o carbón principalmente), los precios de la energía y las condiciones económicas generales.

Figura 1. 1: Precios del Metanol



Fuente: Formulario de Información Anual Methanex

El gráfico anterior muestra los precios publicados del metanol contratado (en dólares estadounidenses por tonelada) en los Estados Unidos, Europa Occidental y Asia.

Los precios del metanol en los Estados Unidos, Europa y Asia-Pacífico se han mantenido en gran medida muy similares entre sí.

Inicialmente se proyecta una inversión de \$us (Dólares Americanos) 450 millones para una planta de 500.000,00 TMA para el caso de Metanol para posteriormente anclarlo en el proyecto de Dimetil éter. Se tiene que consolidar primero el proceso de Metanol y luego pensar en el Dimetil Eter.

La planificación de este tipo de proyectos toma en cuenta que se tiene un flujo de caja de por lo menos 20 años. Lo que se busca es abastecer completamente las carencias que hay en este momento, más una proyección en función al crecimiento ya sea poblacional o del parque automotor. Inicialmente se pretende consolidar primero al metanol y de ahí catapultar al dimetil éter con datos actuales de todo lo que es el déficit del diésel.

La demanda mundial en 2011 fue de aproximadamente 55,4 Mmtma, para el año 2016 la cifra fue de 92.3 Mmtma con una tasa promedio anual de crecimiento de 9,8%, y para el año 2019 alcanzó la cifra de 119.4 Mmtma. En Latinoamérica se tiene una capacidad aproximada de 12,9 Mmtma. Las plantas con mayor producción se encuentran en Trinidad y Tobago (4 y 2,1 Mmtma), Chile (3,8 Mmtma) y Venezuela (1,6 y 0,75 Mmtma).

1.3. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

1.3.1. Identificación del problema

El proceso de obtención de Metanol depende del uso de uno o más reactores, pero por otra parte, depende de las variables de operación, las cuáles se encargan de la transformación de la materia desde que el gas ingresa como metano hasta que sale como metanol.

Las variables del proceso, no se consideran previamente en la construcción de ninguna planta, sólo cuando ésta entra en funcionamiento. Para un análisis financiero y una relación de costo beneficio; se deben calcular los valores óptimos de las variables que intervienen en la producción no sólo de metanol, sino de cualquier producto que se quiere ofrecer en el mercado.

Por otra parte, para realizar la optimización de dichas variables, es importante apoyarse en la teoría de la optimización, ya que es una herramienta muy importante y muy utilizada por consultoras a nivel internacional, además que las empresas hidrocarburíferas a nivel Sudamérica y a nivel Bolivia le restan importancia.

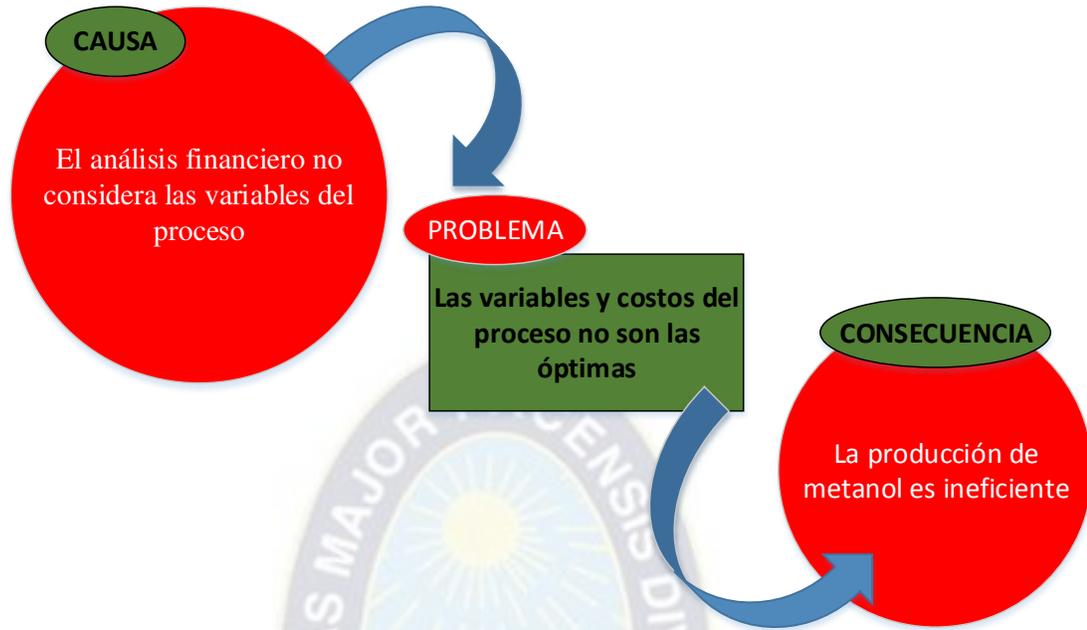
No se tiene una herramienta para evaluar la producción desde la entrada de volumen de gas hasta la salida de producto en función a las variables de operación y en función a los costos que están ligados a éstos.

Se puede deducir que el problema principal planteado en éste Proyecto de Grado es que las variables y costos del proceso de obtención no son los óptimos y no se han deducido que sean. Esto se debe, a que el análisis financiero realizado por YPFB sólo considera el costo de los equipos y la cantidad a producir para el abastecimiento del mercado.

El volumen de metanol que se desea producir está ligado a la presión del reactor, la temperatura de inyección del gas de entrada, el volumen de agua para la reacción y otras variables operativas que no se consideran en un análisis de costos normal, ya que al optimizar éstas variables podemos producir más Metanol y reducir los costos operativos generando más ganancias.

A su vez, si los costos de la Planta de Metanol son similares a la producción, sería ineficiente y no se llegaría a satisfacer el mercado. Es por ello, que se necesita hacer un análisis cuantitativo para optimizar estas variables operativas, realizar funciones de costos en función de las variables de operación y encontrar los puntos de equilibrio para llegar a la eficiencia de la producción.

Figura 1. 2: Diagrama de causas y efectos del problema:



Fuente: Elaborado en base a datos recopilados

1.3.2. Formulación del problema

Se puede formular entonces la siguiente pregunta:

“¿Existe algún método analítico cuantitativo para optimizar las variables del proceso de producción de metanol y reducir los costos del proceso?”

1.4. OBJETIVOS

1.4.1. Objetivo General

Optimizar la obtención de metanol para la reducción de costos aplicando minimización de variables operativas en el Complejo Petroquímico de Bulo – Bulo.

1.4.2. Objetivos específicos

1. Describir el proceso de obtención de Metanol y los Reactores que intervienen en el mismo.
2. Definir los modelos de optimización basados en las variables de operacionalización del metanol como ser la Temperatura, la Presión y otros que corresponden al proceso; a través de la teoría de la maximización que se basa en el concepto del cálculo diferencial.
3. Realizar un análisis de la composición de los costos de los equipos y los modelos logarítmicos que se utilizan como restricción del proceso.
4. Realizar una simulación en HYSYS V.10 obteniendo datos de caudal de metanol para diferentes valores de Presión, Temperatura y otras variables que intervienen en el proceso; y con los mismos construir funciones de optimización para poder encontrar valores máximos y mínimos en la producción de metanol.

1.5. JUSTIFICACIÓN

1.5.1. Justificación técnica

Este proyecto generará métodos de maximización para obtener las variables óptimas del proceso de generación de Metanol y reducir los costos para que la planta genere un mayor volumen de este producto derivado del gas natural.

1.5.2. Justificación económica

Al encontrar las variables óptimas del proceso, tomando en cuenta las condiciones del Reactor, se puede llegar a obtener costos óptimos que permitan incrementar la utilidad para la empresa. Además, si se incrementa el volumen de producción de metanol, se

genera una mayor eficiencia y eficacia para la Planta debido a que éste proyecto ha sido catalogado como ineficiente.

1.5.3. Justificación social

Al optimizar los costos del proceso de obtención de Metanol se pueden generar más ingresos que beneficien al país debido que los ingresos llegan directamente a la educación y a la sociedad.

1.6. ALCANCES

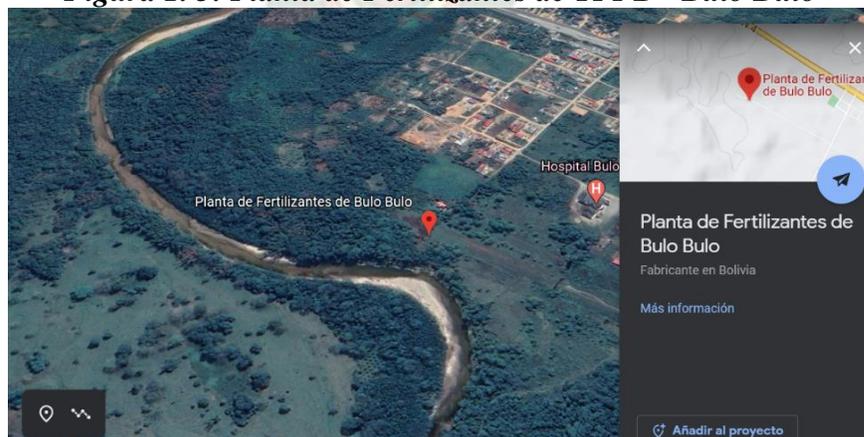
1.6.1. Alcance temático

El proyecto a ser desarrollado será en base a las asignaturas de la carrera de Ingeniería Petrolera, tales como Programación Aplicada, Petroquímica, Costos y Evaluación de Proyectos.

1.6.2. Alcance geográfico

El proyecto se lleva a cabo en el Complejo Petroquímico de Bulo – Bulo dentro del municipio Entre Ríos de la provincia Carrasco, Cochabamba.

Figura 1. 3: Planta de Fertilizantes de YPFB - Bulo Bulo



Fuente: <https://earth.google.com/web/search/Planta+de+Bulo+-+Bulo/@>

1.6.3. Alcance temporal

El proyecto utiliza datos de 2016 y se enfoca en el funcionamiento futuro aún no determinado, enfocado en optimizar las variables de operación para reducir los costos de los equipos y generar mayor producción de metanol.

1.7. METODOLOGÍA A UTILIZAR EN EL PROYECTO

1.7.1. Métodos generales

- **Método Inductivo:**

Es un método que trata de deducir de manera general una respuesta a través de datos particulares. Para el análisis particular de algunos casos de la realidad de la producción de metanol, sobre el objeto de estudio, determinando costos mínimos y deducir a partir de éstos la Rentabilidad máxima y mínima.

- **Método Cuantitativo**

Este método se aplicará para evaluar los modelos matemáticos que optimizarán los costos del proceso.

- **Método Lógico Deductivo**

Se utilizará el método de investigación lógico-deductivo, ya que se aplicarán modelos matemáticos, como base para la optimización de costos, en esta investigación, y el método hipotético – deductivo para contrastar las preguntas de investigación realizando una prueba empírica a través de encuestas, y la aplicación de modelos.

1.7.2. Unidad de análisis

La unidad de análisis está compuesta por el proceso de obtención de Metanol de la Planta de Bulo - Bulo

1.7.2.1. Población

La población de la cual se tomará la muestra serán específicamente los costos del área de producción y transporte de Metanol quienes son los que están más en contacto con el producto y la calidad del mismo.

1.7.2.2. Muestra

La muestra será de datos recolectados respecto a la evaluación del proyecto de construcción de la Planta de Metanol. A continuación, se describen que tipos de muestra o datos se recolectarán:

- Se recolectarán datos del tratamiento de gas para obtener los costos y poder restringirlos.
- Costos de operación
- Datos pronosticados del mercado.

1.7.3. Técnicas de recolección de datos

La siguiente parte consiste en el análisis de la información recolectada, para lo que se utilizará modelos matemáticos, que permitan la determinación de una cantidad óptima de inventario que se debe manejar en la producción y depósitos de distribución, a través de métodos de Lagrange para posteriormente establecer los costos mínimos a los que se llegará tras la aplicación del modelo.

1.7.3.1. Tratamiento de la información

Para el estudio se utilizará herramientas estadísticas para la evaluación de datos como es Excel, el cuál permitirá obtener datos que explican el comportamiento del sector de comercialización de Metanol, en Bolivia y el extranjero, además para la evaluación de los resultados se utilizará cuadros, gráficos y tablas estadísticas para una mejor explicación de este fenómeno. La presentación de este estudio se realizará en formatos de Word y Excel. Para correr los modelos matemáticos se utilizaron programas como Matlab 2017 y Wólfram Mathematica.

1.7.3.2. Fuentes de información

Para la investigación se utilizará las siguientes fuentes de información:

Fuentes Primarias:

- Encuestas a trabajadores y encargados de la empresa YPFB
- Entrevistas a ingenieros especializados en el área.

Fuentes Secundarias

- Libros sobre Administración de Operaciones, Costos, Logística, Cadena de Suministro y similares.
- Artículos científicos relacionados con el tema

Fuentes Terciarias:

- Datos proporcionados por la Agencia Nacional de Hidrocarburos
- Trabajos relacionados a la producción de Metanol.

1.7.3.4. Plan de recolección y procesamiento de datos

La Información de fuente primaria, se la recolectará acudiendo directamente a los encargados del proyecto de Metanol de la Empresa YPFB y los depósitos de

distribución, a quienes se les aplicará una encuesta que pretende conocer la situación actual del sector, para poder aplicar los modelos matemáticos más adelante propuestos. El tiempo promedio de aplicación se estima en alrededor de una hora.

Por otra parte, la recolección de información de fuente secundaria, se la realizará a través de la revisión bibliográfica de libros, artículos científicos y académicos, tesis elaboradas y trabajos realizados en el área de: logística, cadena de suministro, costos logísticos, optimización de costos, modelos matemáticos, Producción de Metanol, y otros relacionados al tema planteado.

1.7.4. Variables

1.7.4.1. Variable independiente

Las variables independientes son todos los costos que influyen en el proceso de obtención de Metanol y distribución.

A. Costos de equipos:

Consiste en todo el equipamiento, tuberías, construcción, acero, instrumentos, equipo eléctrico, aislante y pinturas que forman parte de la Planta de Metanol.

B. Impuestos:

Todo proyecto debe cumplir con el pago de impuestos establecidos de acuerdo a la ley. Estos son costos muy importantes que generan un gran aporte al país.

C. Salarios:

Es la remuneración a los trabajadores por su aporte a la construcción.

D. Licencias:

La licencia es el pago al derecho de autoría debido a la idea plantada respecto al proceso de obtención de metanol.

1.7.4.2. Variable dependiente

La variable dependiente la cantidad de Metanol que se producirá y está en función de los costos de producción, junto a la rentabilidad.

A. Volumen de producción:

Es el volumen que se obtendrá de Metanol a partir de un volumen inicial de gas.

B. Rentabilidad:

Es el análisis de Ingresos respecto a los costos que se generan en el proceso petroquímico.



CAPÍTULO 2

PROCESO DE OBTENCIÓN DE METANOL

2.1. INTRODUCCIÓN DEL CAPÍTULO

La capacidad de las plantas de Metanol está aumentando para reducir las inversiones, aprovechando la economía de escala. La capacidad de una planta a escala mundial ha aumentado de 2500 TMPD¹ hace una década a aproximadamente 5000 TMPD en la actualidad. Incluso las plantas más grandes de hasta 10.000 TMPD o más se consideran para mejorar aún más la economía y proporcionar la materia prima para el proceso de Metanol a Olefina (MTO).

2.2. DEFINICIONES GENERALES

METANOL

Este alcohol se utiliza para fabricar anticongelantes, plaguicidas, líquido limpiaparabrisas, diluyente de pintura, ciertos tipos de combustible y otras sustancias. De la misma forma se incendia con facilidad y es muy venenoso. Llamado también alcohol de madera y alcohol metílico.

GAS NATURAL

El gas natural es una mezcla de hidrocarburos livianos en estado gaseoso, compuesto en su mayor parte por metano y etano, y en menor proporción por propano, butanos, pentanos e hidrocarburos más pesados. Si el contenido de hidrocarburos de orden superior al metano es alto se le denomina gas rico, de lo contrario se conoce como gas seco. Y de una las principales impurezas que puede contener la mezcla son vapor de agua, gas carbónico, nitrógeno, sulfuro de hidrógeno, helio, etc.

¹ TMPD, Trillones de pies cúbicos por día.

GAS DE SINTESIS

Este es un tipo de gas producido a partir de materiales ricos en carbono, como el carbón, la hulla², el coque³, la nafta o la biomasa. Este gas se usa como base en la producción de Amoniaco, Metanol o incluso en la transformación del Metanol en Gasolina. También es la base en la producción del Gas Natural Sintético (GNS).

PROCESO

Una secuencia es un proceso de pasos dispuesta con algún tipo de lógica que se enfoca en lograr algún resultado específico. Los procesos son mecanismos de comportamiento que se diseñan para mejorar la productividad de algo, para establecer un orden o eliminar algún tipo de problema.

2.3. PRODUCCIÓN DE GAS DE SÍNTESIS

El gas de síntesis son mezclas de monóxido de carbono e hidrógeno empleadas para la fabricación de productos químicos, la manera más habitual de obtenerlo es a partir de metano, pero también se puede obtener a partir de etano, propano o butano⁴.

El proceso de producción de Syngas o gas de síntesis, es el que se hace para fabricar el gas de síntesis que consiste principalmente de hidrógeno y monóxido de carbono, a partir de nafta, gas natural y otros hidrocarburos como alimentación usando la tecnología de reformado con vapor, reformado auto-térmico y otros métodos.

El Gas Natural se obtiene a partir de la combustión parcial de mezclas de hidrocarburos líquidos o carbón en presencia de agua, cuando la materia prima es el carbón, el gas de

² La hulla es una roca sedimentaria orgánica, un tipo de carbón mineral que contiene entre un 80 y un 90 % de carbono.

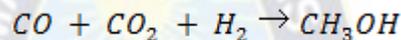
³ El coque es un combustible con pocas impurezas y un alto contenido de carbono, generalmente hecho de carbón.

⁴ Pulve, Correa, Bolaños, & Villaroel, 2014

síntesis se puede obtener directamente bajo tierra, mediante un proceso denominado *in situ*⁵. Los componentes del gas a partir de la síntesis, pueden producir Metanol, el cual sirve como materia prima en la producción de metil-terbutil-éter y teramil-metil-éter, componentes de la gasolina y solventes de pinturas⁶.

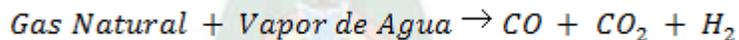
2.4. SÍNTESIS DEL METANOL A PARTIR DE GN

Todo Metanol producido actualmente a nivel mundial se sintetiza mediante un proceso catalítico a partir de monóxido de carbono e hidrógeno. La cual reacciona gracias a las altas temperaturas y presiones, y necesita reactores industriales grandes..

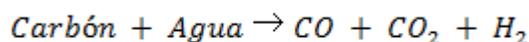
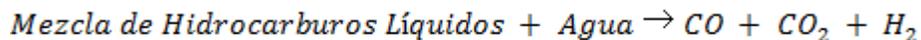


La reacción se produce a una temperatura de 300 – 400 °C y a una presión de 200 – 300 atm. Los catalizadores usados son ZnO o Cr_2O_3

El gas de síntesis ($CO + H_2$) se obtiene de distintas formas. Los distintos procesos productivos se diferencian entre sí precisamente por este hecho. El proceso más ampliamente usado para la obtención del gas de síntesis es a partir de la combustión parcial del gas natural en presencia de vapor de agua.



Así como, el gas de síntesis también puede resultar a partir de la combustión parcial de mezclas de hidrocarburos líquidos o carbón, en presencia de agua.



⁵ Pulve et al., 2014

⁶ Pulve et al., 2014

Ya sea el carbón, la materia prima, el gas de síntesis se puede obtener directamente bajo tierra. Los pozos de carbón se fracturan mediante explosivos, se encienden y se fuerzan aire comprimido y agua.

Entonces el carbón encendido genera calor y el carbono necesario, y se produce gas de síntesis. Este proceso se conoce como proceso *in situ*. El cual no cuenta con método definido.

2.5. PRODUCCIÓN DE METANOL

La más importante fuente de Metanol en la antigüedad, fue la destilación seca de madera a 350°C, en los países en los cuales la madera es abundante y los productos constituyen una industria muy importante aún se sigue usando este procedimiento, sin embargo, el metanol obtenido de esta manera contiene más contaminantes⁷.

Así como se puede obtener metanol también como productos de la oxidación no catalítica de hidrocarburos y como subproducto de la síntesis de Fischer Tropsch, cabe recalcar que este último proceso ya no tiene importancia industrial en la actualidad.

En la actualidad la producción industrial del metanol se basa en la conversión catalítica de gas de síntesis en presencia de catalizadores metálicos heterogéneos.

Este proceso presenta un reactor con lazo de recirculación, usa como reactivo gas de síntesis, la presión de operación es alrededor de 300bar, luego de la reacción el crudo de metanol es destilado para separar el agua e impurezas.

La mezcla se calienta por intercambio de calor con el efluente del reactor. La separación de gas/ líquido se lleva a cabo en un recipiente a baja presión. El gas se recicla después de purgar una pequeña parte para mantener el nivel de inertes en el reciclo.⁸

⁷ Bustos, 2014

⁸ Bustos, 2014

2.5.1. Proceso Lurgi

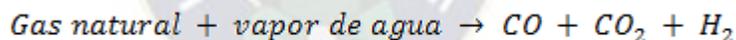
Es un proceso a baja presión, se usa para la obtención de metanol a partir de hidrocarburos gaseosos, líquidos o carbón.⁹

Según, el proceso Lurgi consta de tres etapas diferenciadas, que son:

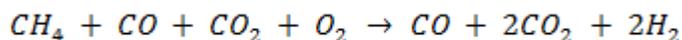
- Reforming
- Síntesis
- Destilación

2.5.1.1. Reforming

Existe una diferencia en esta etapa, de acuerdo al tipo de alimentación, si la alimentación es gas natural, se debe desulfurar antes de entrar al reactor, la mitad de la alimentación entra al primer reactor junto con vapor de agua a presión media, dentro del reactor se produce la oxidación parcial del gas natural a 780°C y 40 atmósferas, así se obtiene hidrogeno, monóxido de carbono, dióxido de carbono y 20% de metano.



Ambos se mezclan con la otra mitad de la alimentación y entran al segundo reactor junto con oxígeno proveniente de una planta de obtención oxígeno a partir de aire y se produce la reacción a 950°C¹⁰.



Si la alimentación es líquida o carbón, se oxida parcialmente por oxígeno y vapor de agua en un rango de temperaturas de 1400 a 1500°C y rango de presión de 55 a 60 atmosferas, los productos provenientes de esta reacción consisten en hidrogeno, monóxido de carbono

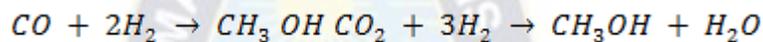
⁹ Gómez, 2014

¹⁰ Gómez, 2014

y algunas impurezas. Esta mezcla pasa al segundo reactor donde se acondiciona el gas de síntesis para eliminar el carbón libre, sulfuro de hidrogeno y parte de dióxido de carbono, el gas listo se alimenta al reactor de metanol.

2.5.1.2. Síntesis

El gas de síntesis se comprime de 70 a 100 atmosferas, se precalienta y se lo envía al reactor de síntesis de metanol junto con el gas de recirculación. Este es el reactor Lurgi, es uno en forma tubular lleno de catalizador, los tubos son enfriados exteriormente por agua en ebullición, para mantener la temperatura entre 240–270°C.



2.5.1.3. Destilación

El Metanol en estado gaseoso que sale del reactor debe ser purificado, para ello, pasa por un intercambiador de calor para que se condense, luego se lo envía a un separador en donde los gases de síntesis que salen son recirculados. El Metanol condensado que sale del separador entra a una columna de destilación alimentada con vapor de agua a baja presión de donde se obtiene metanol puro que es enfriado a 30°C para ser enviado al almacenamiento.

2.5.2. Proceso Imperial Chemical Industries (ICI)

Este proceso es similar al proceso Lurgi, a diferencia que el proceso ICI¹¹ utiliza un Reactor de mayor fluidez, los procesos de obtención de gas de síntesis y purificación de metanol son similares para ambos procesos.

Iniciando con la síntesis catalítica en el Reactor, con la ayuda de agua en estado de ebullición se enfría para obtener vapor que será usado en otros sectores del proceso. Son

¹¹ Imperial Chemical Industries

dos etapas de destilación, en la primera, se eliminan productos ligeros tal como: éteres, cetonas e hidrocarburos ligeros, y en la segunda etapa se elimina agua e hidrocarburos pesados.

2.5.3 Proceso Haldor Topsoe

Se alimenta gas comprimido, aunque solo si es completamente necesario, hay un proceso de desulfuración, luego se envía a un saturador donde se genera vapor de proceso, el condensado del proceso se reutiliza en el saturador con la finalidad de requerir menos cantidad de agua. Ambas mezclas, gas natural y el vapor se precalienten y son introducidas a un reformador primario.

El gas resultante del reformador primario entra directamente al reformado secundario soplado con oxígeno. Luego del enfriamiento por aire o agua, el gas de síntesis se comprime en un compresor en una etapa y se envía al circuito de síntesis, que está constituido por tres reactores adiabáticos con intercambiadores de calor entre cada uno de ellos.

Los productos del último reactor se enfrían mediante precalentamiento de la alimentación al primer reactor. El Metanol crudo se separa y se envía directamente a la destilación, la cual consta de tres columnas.¹²

2.6. TECNOLOGÍA DEL REFORMADO

Normalmente el proceso de obtención del metanol, utilizaba el reformado, pero también existen otros tipos para esta clase de metodología

- Producción de metanol basada en un paso de reformado.
- Producción de metanol basada en dos pasos de reformado.

¹² Gómez, 2014

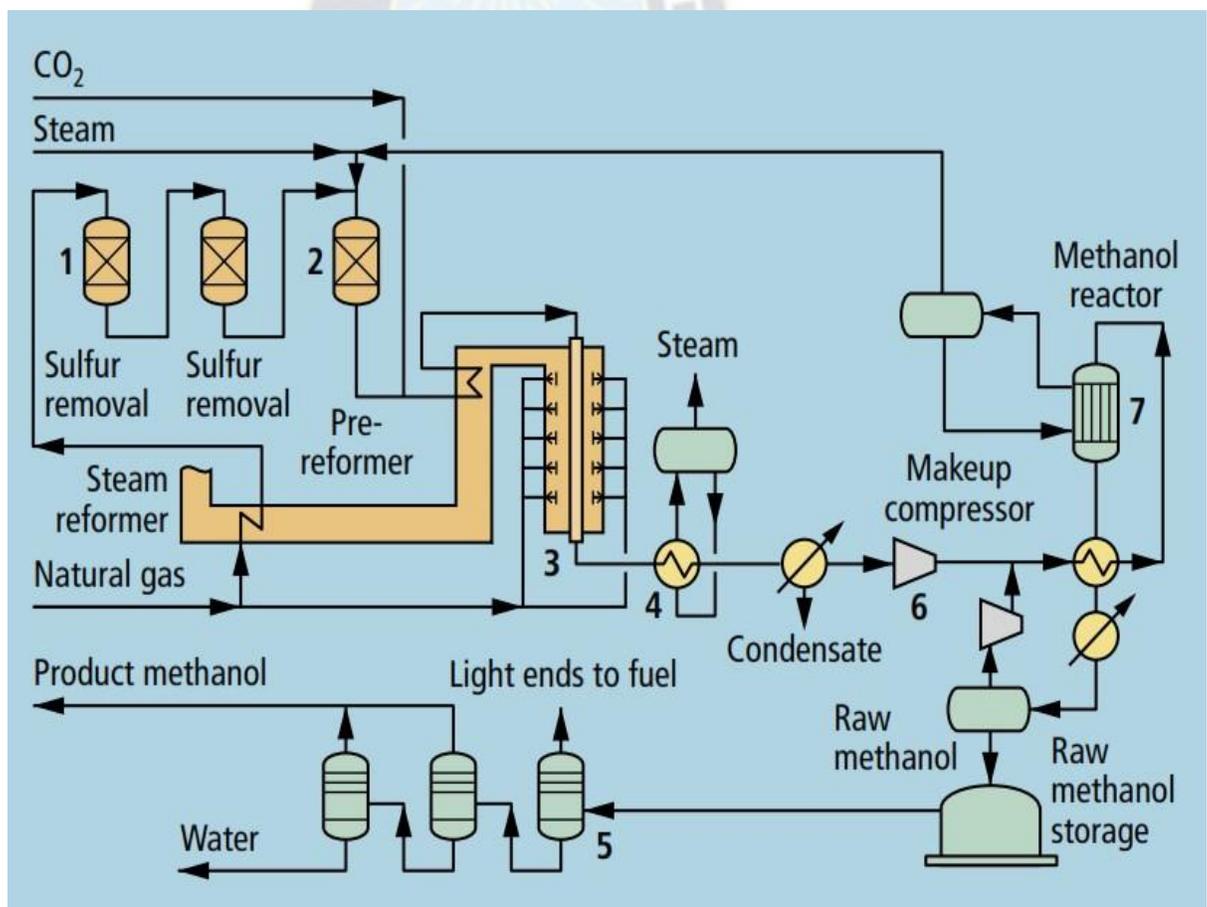
2.6.1. Producción de metanol basada en un paso reformado

Se subdividen en los siguientes tipos de reformado:

2.6.1.1. Reformado SMR

El metano de vapor reformado de la mayoría de las plantas de metanol que operan hoy en día se basa en la reforma de vapor de gas natural, como se muestra en la Figura 2.1. Esta tecnología es atractiva en capacidades superiores a 2500-3000 mtpd metanol y el principal licenciante es Haldor Tops-se SMR¹³

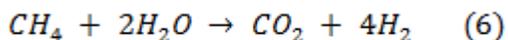
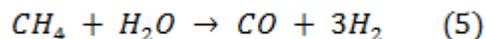
Figura 2. 1: Producción de metanol basada en la reforma de vapor de gas natural



Fuente: Methanol Production, Feedstock Natural, 2012

¹³ SMR, Reactor de isomerización

Las reacciones SMR son:



Dichas ecuaciones muestran que hay un exceso de hidrógeno, lo que quiere decir, que se obtiene más hidrógeno del que se requiere para convertir los óxidos de carbono en metanol.

Una de las opciones es la adición de CO_2 para que coincida con el exceso de hidrógeno. Esto obviamente reduce el requisito de alimentación y combustible por tonelada de metanol.

El CO_2 puede ser admitido en el reformador con alimentación y vapor, aumentando así la relación $CO - CO_2$ en la obtención del syngas, lo que a su vez aumenta la eficiencia del carbono en el proceso de síntesis.

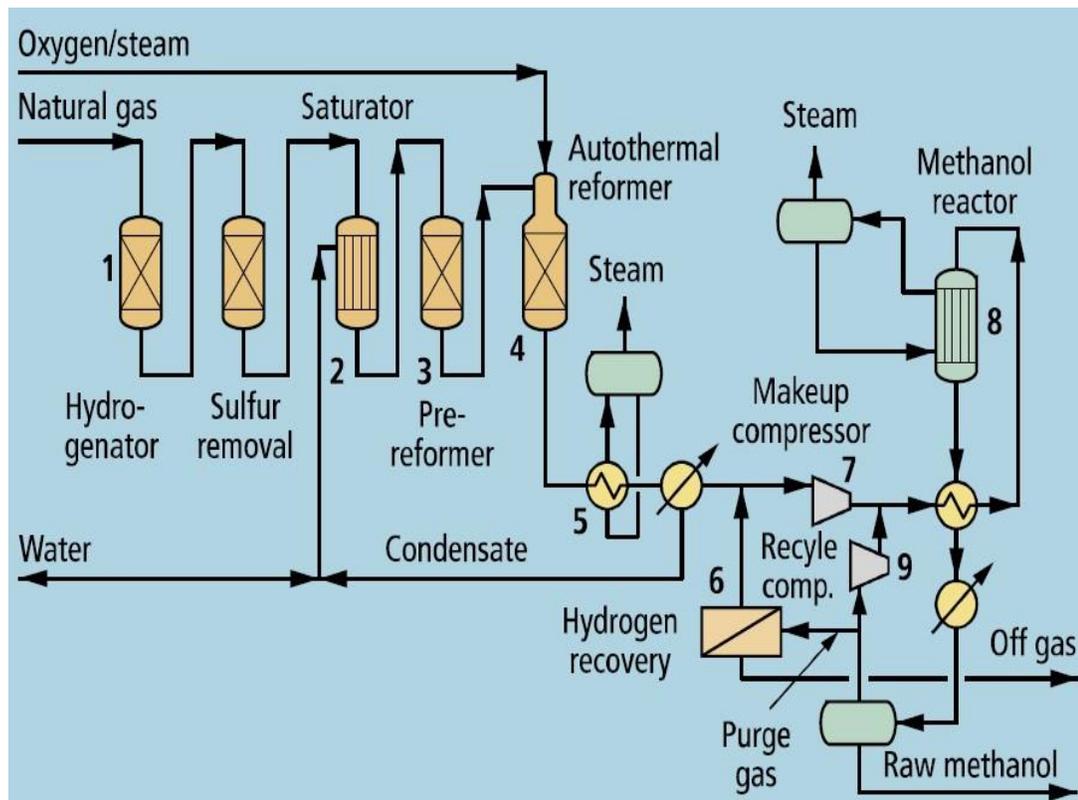
Alternativamente, se puede admitir directamente en el bucle de metanol. El consumo total de energía para este esquema de proceso por tonelada métrica de metanol de grado AA es de aproximadamente 32,4 GJ sin adición de CO_2 y alrededor de 29,5 GJ con adición de CO_2 .

2.6.1.2. Reformado Autotérmico

La reforma autotérmica ATR¹⁴, se muestra en la Figura 2.2. Esta tecnología es muy adecuada para plantas a gran escala, así como para la producción de metanol a olefinas o metanol de grado de combustible y el principal licenciente es Haldor Tops-se.

¹⁴ ATR, Reformado autotermico, de las siglas en inglés, Autotemic reforming.

Figura 2.2: Producción de metanol basada en ATR de gas natural



Fuente: *Methanol Production, Feedstock Natural, 2012*

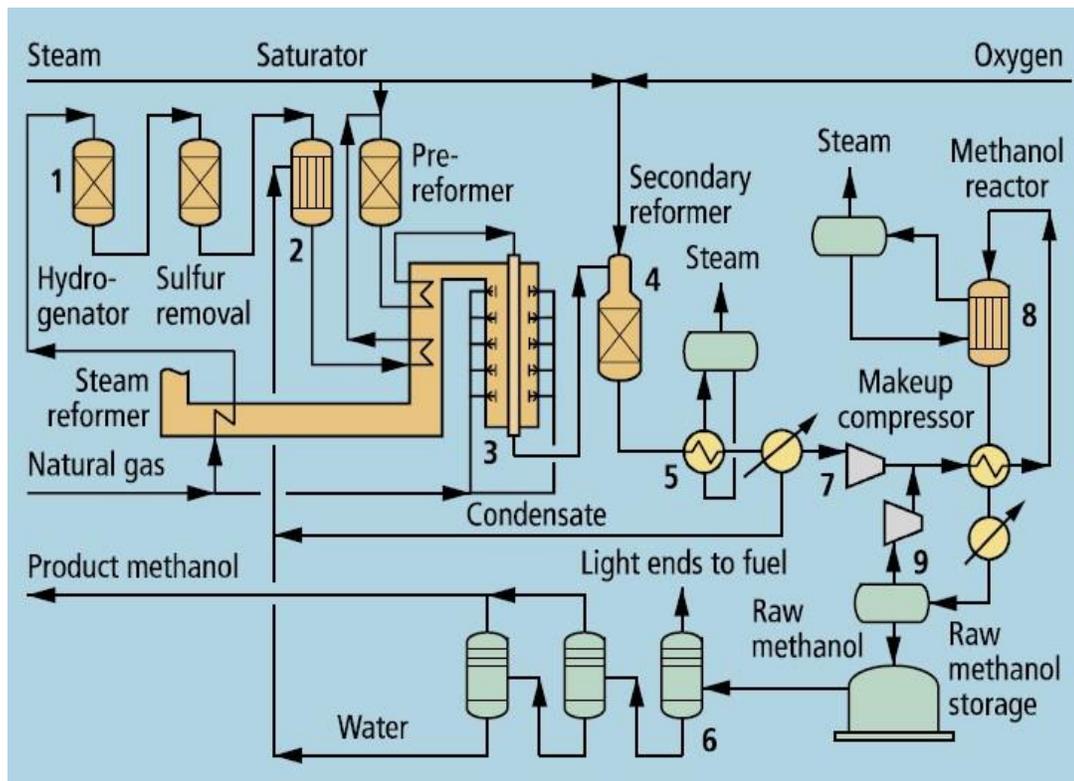
Entre las tecnologías SMR y ATR, la tecnología basada en ATR tiene deficiencia de hidrógeno. Por lo tanto, se añade una unidad de recuperación de hidrógeno al gas de purga.

Para las plantas a gran escala, la inversión total, incluida una planta de oxígeno, es aproximadamente un 10% menor que una planta convencional basada en la reforma del vapor tubular.

2.6.2. Producción de metanol basada en dos pasos de reformado

Esta tecnología cuya configuración contiene SMR como reformador primario y ATR como reformador secundario se muestra en la Figura 2.3. El principal licenciante de esta tecnología es Haldor Tops-se.

Figura 2.3: Producción de metanol basada en la reforma de dos pasos del gas natural



Fuente: *Methanol Production, Feedstock Natural, 2012*

Pueden ser utilizadas para plantas grandes y pequeñas y ofrece una serie de ventajas en comparación con la reforma de vapor convencional: El CO , CO_2 y H_2 producidos están en una relación estequiométrica, minimizando así el consumo de alimento.

La presión de generación de singas es mayor (alrededor de 40 bar), reduciendo así el requisito de energía para la compresión de gas de maquillaje (compresor de una sola etapa)¹⁵.

La carga del reformador de vapor se reduce sustancialmente (hasta un 70%). Por lo tanto, se requiere un reformador más pequeño y menos combustible.

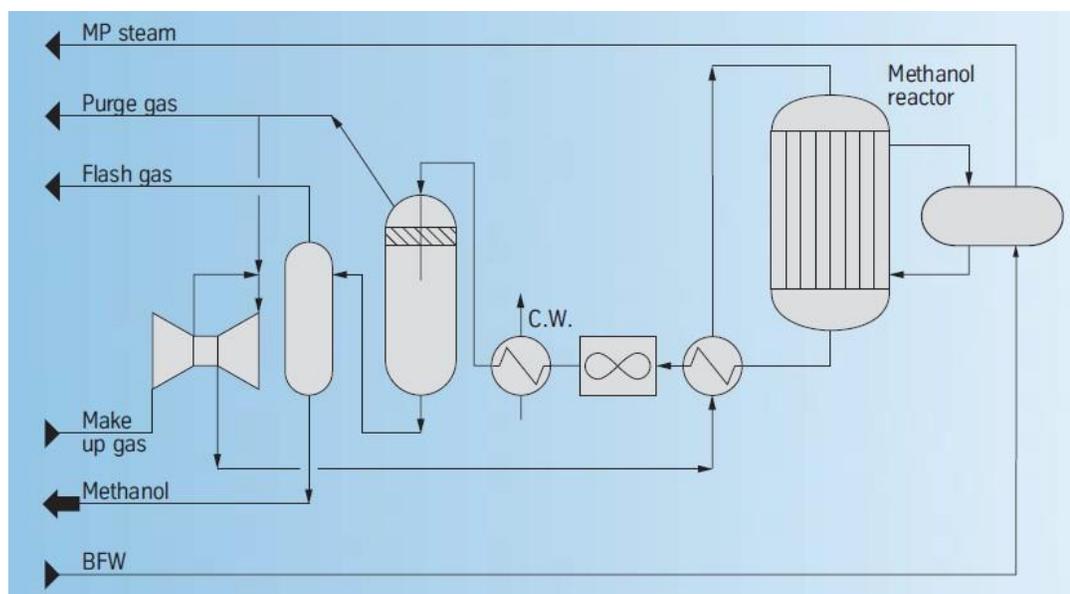
Esto, a su vez, reduce el tamaño requerido del equipo relacionado en el área del conducto de gas de combustión.

¹⁵ El deslizamiento de metano permanece en un nivel permisiblemente bajo, a pesar de la presión alta.

2.6.2.1. El bucle de síntesis de Metanol

El bucle de síntesis para operaciones isotérmicas y adiabáticas se muestra en las figuras 2.4. y 2.5, respectivamente.

Figura 2.4: Bucle de síntesis de metanol- reactor isotérmico



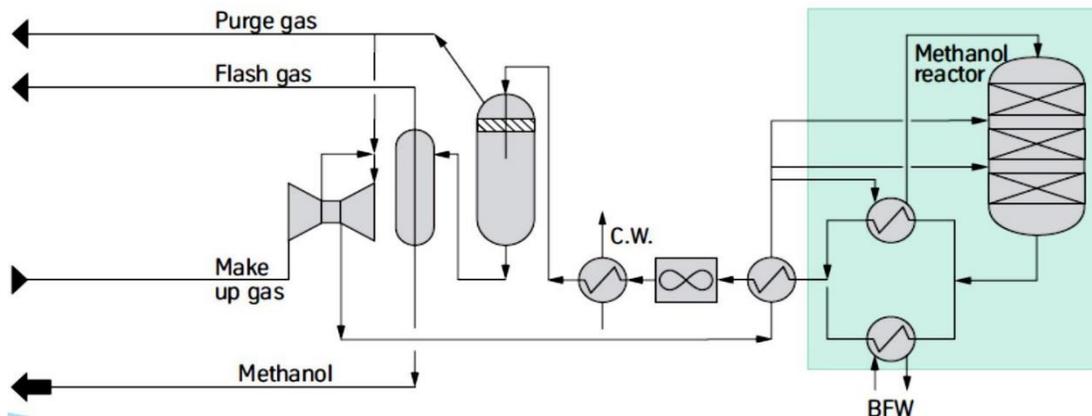
Fuente: *Methanol Production, Feedstock Natural, 2012*

Los proveedores ofrecen diferentes tipos de reactores. El reactor isotérmico es el sistema más eficiente, ya que el calor de la reacción se utiliza directamente a nivel de temperatura de reacción para generar vapor de presión media. Cabe recalcar, sin embargo, que el temple ARC¹⁶ es un reactor de bajo costo.

Normalmente se utiliza para plantas que no requieren vapor en las unidades de síntesis, debido al hecho de que el vapor excedente se produce durante la generación de singas, por ejemplo, la reforma del vapor.

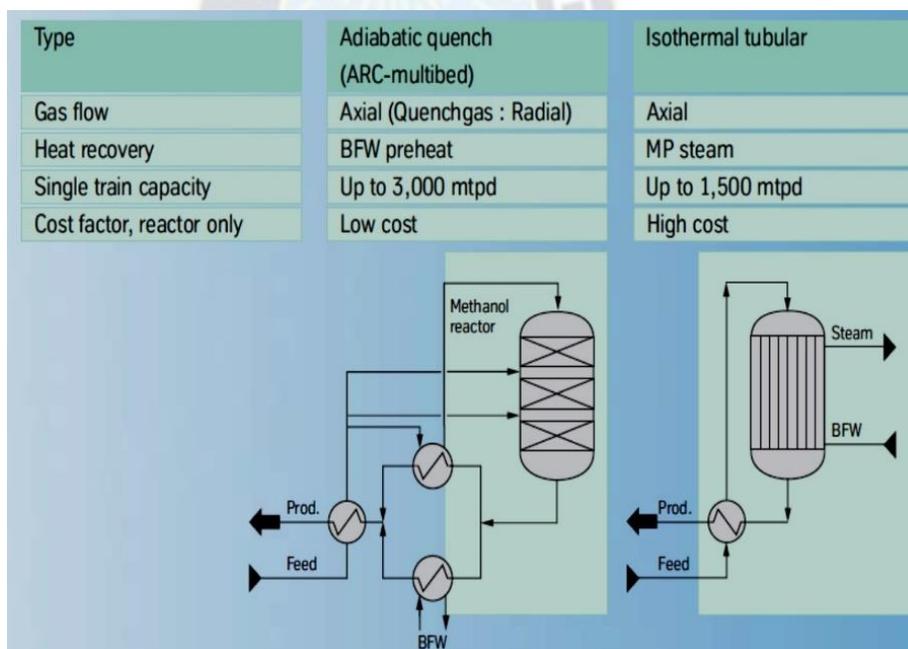
¹⁶ ARC, Axial Radial Concept, Reactor axial del eje.

Figura 2.5: Bucle de síntesis de metanol- reactor adiabático



Fuente: Methanol Production, Feedstock Natural, 2012

Figura 2.6: Bucle de síntesis de metanol- diferentes tipos de reactores



Fuente: Methanol Production, Feedstock Natural, 2012

Aquí, los conceptos presentados se refieren a la producción de metanol de grado AA (grado químico típico) y Metanol de grado de combustible (componente de mezcla para gasolina).

El diseño de la unidad de destilación de metanol depende principalmente de la situación energética en el extremo frontal. La unidad de destilación de dos columnas representa la

unidad de bajo coste y la unidad de destilación de tres columnas es el sistema de baja energía.

Tabla 2. 1: Componentes en metanol crudo

| | |
|--|----------------------|
| CO CO₂ H₂ CH₄ N₂ Dimetil Eter Formaldeido Aldeidos Cetona | Corte liviano |
| Metanol | Producto |
| Etanol Alc. Elevado Agua | Corte pesado |

Fuente: Methanol Production, Feedstock Natural, 2012

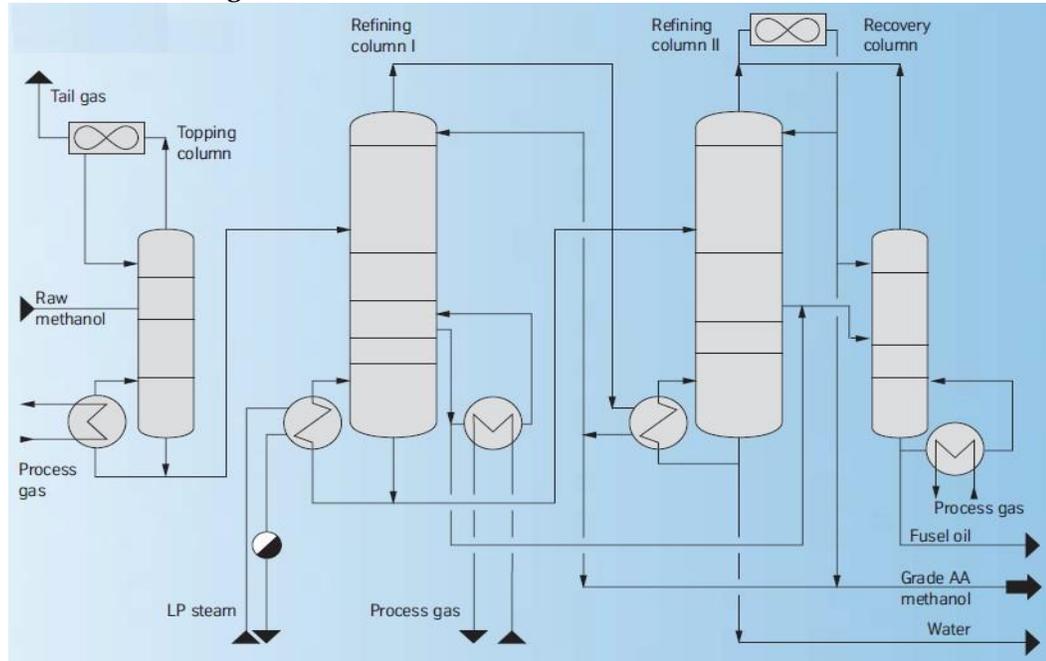
La unidad de destilación de dos columnas consta de una cobertura y una sección de refinación. Los extremos de la luz se eliminan en la columna de cobertura. Así como el Metanol crudo estabilizado, que consiste en Metanol, agua y cantidades menores de alcoholes más altos, se fracciona en la sección de refinación para producir Metanol de grado AA.

La unidad de destilación de tres columnas consta de una columna de cobertura y dos columnas de refinamiento (Figura 2.7). La columna de refinación II opera a presión normal. Por otro lado, la columna de refinación I opera a una elevada presión.

El diseño de cuatro columnas incluye las tres columnas descritas anteriormente, así como una columna de recuperación adicional. La purga de aceite de fuselaje de la columna II de

refinación se procesa en la columna de recuperación para minimizar aún más las pérdidas de metanol.

Figura 2. 7: Tres a cuatro columnas de destilación



Fuente: *Methanol Production, Feedstock Natural, 2012*

2.6.2.2. Reformado ATR

Las reformas de tecnología son varias y disponibles para la producción de gas de síntesis: Reforma de un paso con Reforma Tubular o conocida también como Reforma en dos pasos.

Reforma automática y la reforma automática ATR.

La de un solo paso, el gas de síntesis se produce por la reforma del vapor tubular solo sin el uso de oxígeno.

Este concepto era tradicionalmente dominante. Se considera hoy principalmente para plantas hasta 2.500 MTPD y para casos en los que el CO₂ está contenido en el gas natural o disponible a un costo más bajo de otras fuentes.

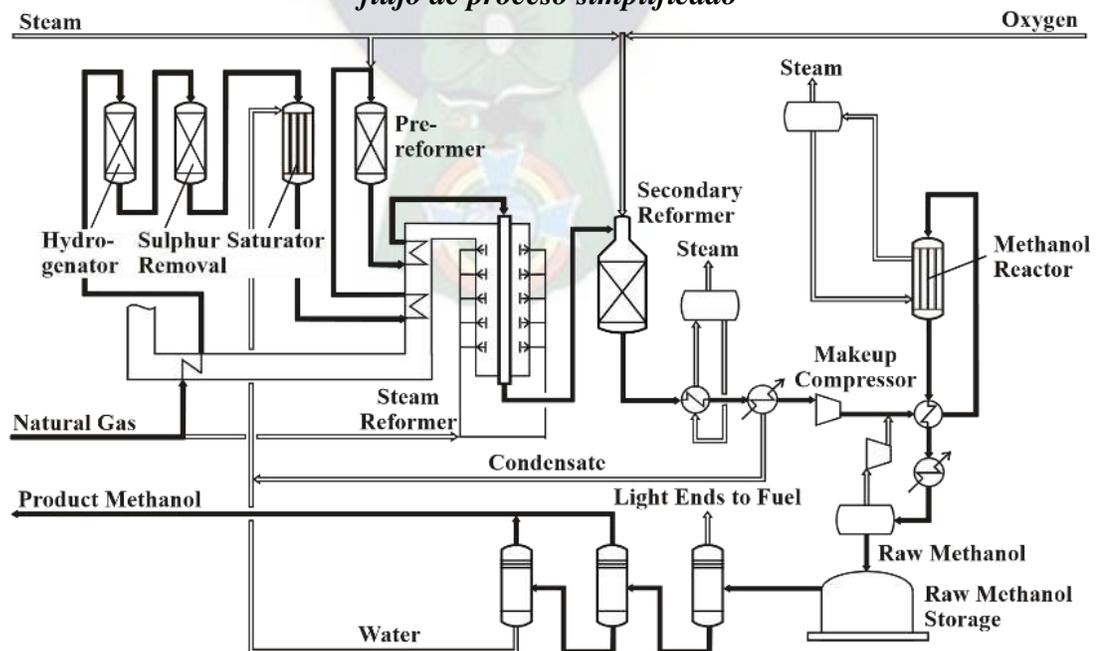
El gas de síntesis producido por la reforma de un sólo paso normalmente contendrá un excedente de hidrógeno de alrededor del 40%. Este hidrógeno se transporta sin reacción a través de la sección de síntesis sólo para ser purgado y utilizado como combustible reformador.

La adición de CO_2 permite optimizar la composición del gas de síntesis para la producción de metanol. El CO_2 constituye una materia prima menos costosa, y se reduce la emisión de CO_2 al medio ambiente.

La aplicación de la reforma del CO_2 da como resultado una planta muy eficiente energéticamente. El consumo de energía es entre un 5 y un 10 % menor que el de una planta convencional.

En 2004 se puso en marcha en Irán una planta de metanol basada en la reforma del CO_2 . El proceso de reforma en dos pasos presenta una combinación tubular disparada (reforma primaria) seguida de un reformado adiabático de oxígeno (reforma secundaria).

Figura 2. 8: Producción de Metanol mediante la reforma en dos pasos. Diagrama de flujo de proceso simplificado



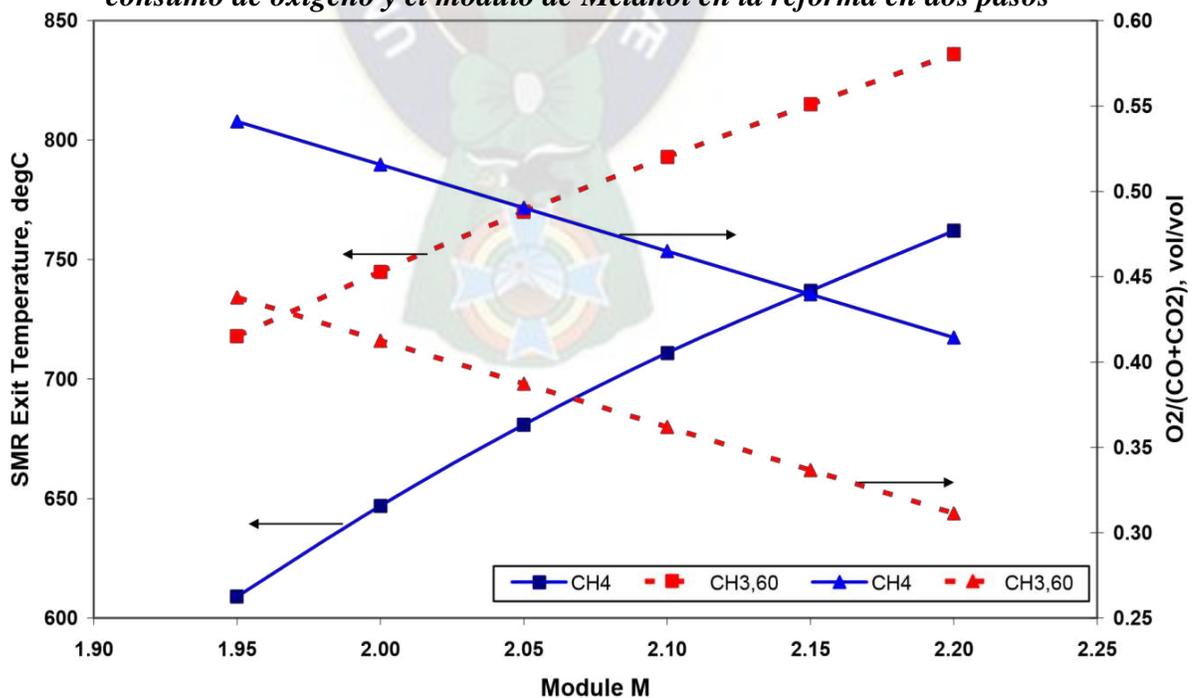
Fuente: Methanol Production, Feedstock Natural, 2012

En la Figura 2.8 se muestra un diagrama de flujo de proceso para una planta, basada en la reforma en dos pasos. Mediante la combinación de las dos tecnologías de reforma, es posible ajustar el gas de síntesis (syngas), para obtener la composición más adecuada (M cerca de 2).

El equilibrio necesario para obtener el valor deseado de M depende de la composición del Gas Natural. Esto se muestra en la figura para dos composiciones de gas de alimentación: metano puro (líneas completas) y un gas natural relativamente pesado con la composición general CH_3 (líneas rotas).

El gas pesado requiere más reforma de vapor y menos oxígeno en comparación con los requisitos de gas magro. Lo mismo ocurre con el gas que contiene CO_2 . Las curvas para un porcentaje que contiene $95 \text{ mol}\% CH_4$ y $5 \text{ mol}\% CO_2$ son casi idénticas a las curvas para el gas natural pesado en la Figura 2.9:

Figura 2. 9: Correlación entre la temperatura de salida del reformador de vapor, el consumo de oxígeno y el módulo de Metanol en la reforma en dos pasos



Fuente: Methanol Production, Feedstock Natural, 2012

El reformador secundario requiere que el reformador primario se opere con una fuga significativa de metano no convertido (deslizamiento de metano). Típicamente 35 a 45% de la reacción de reforma ocurre en el reformador tubular, el resto en el reformador de oxígeno. Como consecuencia, el reformador tubular se opera a baja relación S/C, baja temperatura y alta presión.

Estas condiciones conducen a una reducción del desecho transferido en aproximadamente un 60% y en el peso del tubo reformista en un 75 a 80% en comparación con la reforma en un solo paso.

La reforma en dos etapas se utilizó por primera vez en una planta de metanol de 2400 MTPD en Noruega. Esta planta se puso en marcha en 1997. Una planta de 5000 MTPD basada en tecnología similar se puso en marcha en Arabia Saudita en 2008.

2.7. EQUIPOS UTILIZADOS EN EL PROCESO

2.7.1. Tanques de almacenamiento de GN

Los tanques de GN¹⁷ de contención total están formados por dos tanques.

Tanque interior: es el tanque que contiene al GN en su interior. Es un depósito cilíndrico del cual el techo está suspendido. Está hecho de acero con un 9% de Níquel.

Tanque exterior: es cilíndrico con el techo en forma de cúpula. El muro formado por hormigón con armado pretensado, la cúpula de metal con un recubrimiento de hormigón.

¹⁷ GN Gas Natural

2.7.2. Deshidratador

Es necesario que el gas, debido a la cantidad de agua, sea sometido a un proceso de deshidratación, el cual se define como el proceso de remover el vapor de agua que está asociado al gas.

El vapor de agua es probablemente la impureza más común en un flujo de gas. Este proceso cobra mayor importancia en campos donde se manejan altas presiones.

2.7.3. Caldera de vapor

Un conjunto de sistemas formado por una caldera y sus accesorios, destinados a transformar un líquido en vapor, a temperatura y presión diferente al de la atmosfera.

Caldera: Recipiente metálico en el que se genera vapor a presión mediante acción de calor.

2.7.4. Reactor de síntesis de metanol

Es de suma importancia la simulación de reactores de lecho catalítico, tanto para el diseño como para la optimización de procesos químicos industriales, en los que se ven involucrados y es una herramienta de gran valor para la operación segura de las plantas, mantener su capacidad productiva y programar las acciones que sean necesarias.

El proceso de síntesis de metanol, donde cada planta industrial en operación cuenta con un reactor diseñado y operado en condiciones específicas, pueden variar dependiendo del catalizador utilizado, la energía disponible, la materia prima, etcétera.

2.7.5. Reactor de reformación catalítica

La oxidación de metano a metanol por medio de una forma directa, económica y con bajo gasto energético es un objetivo perseguido por la industria desde sus orígenes. El principal

componente del gas natural, es el metano, mientras que el metanol es combustible y materia prima en la industria química. Se presentan los resultados de trabajos realizados para lograr dicho proceso, identificando los aspectos más relevantes que se involucran. Se encontraron bajos valores de conversión de metano y selectividad a metanol debido, principalmente, a dos factores:

En primer lugar, se tiene la dificultad de activar el metano y, en segundo, poder controlar el proceso para evitar reacciones secuenciales de oxidación que generen otros productos. El rendimiento se incrementa a través del proceso. Es necesario optimizar las condiciones de síntesis de los materiales, estos incluyen: temperatura, tiempo y cargas del componente activo, lo cual influirá en el comportamiento físico y químico de los catalizadores.

Es necesario también controlar las variables del proceso de oxidación catalítica, como el tipo de material del reactor, flujos de alimentación, tiempos de permanencia de los gases dentro del reactor, y evitar así reacciones competitivas que disminuyan la selectividad al alcohol.

2.7.6. Intercambiadores de calor

Son aquellos que intervienen en las diferentes etapas de cambio del petróleo y del gas natural, están sujetos a exigencias medioambientales muy estrictas y a niveles de presión elevados.

Responden a grandes requerimientos de confiabilidad debido a la índole de los fluidos que transportan (inflamable, explosivo, peligroso para el medio ambiente, etc.). Lo que impone generalmente el uso de cambiadores tubulares.

2.7.7. Separador flash

Un separador vapor-líquido es un dispositivo que se utiliza en varias aplicaciones industriales para separar una mezcla vapor y líquido.

El separador de vapor-líquido también puede ser denominado como evaporador flash¹⁸, breakpot, depósito de separación, knock-out pot¹⁹. Cuando se utiliza para eliminar las gotas de agua suspendidas de las corrientes de aire, a menudo se llama un termistor.

2.7.8. Columna de destilación

En las plantas petroquímicas hay muchas otras torres de destilación llamadas columnas pequeñas, diseñadas para separar productos específicos y exclusivos, todas las cuales trabajan según los mismos principios que las torres atmosféricas. Por ejemplo, un despropanizador es una columna pequeña diseñada para separar el propano del isobutano y otros componentes más pesados.

Para separar el etilbenceno y el xileno se utiliza otra columna más grande. Unas torres pequeñas de “burbujeo”, llamadas torres rectificadoras, utilizan vapor para eliminar vestigios de productos ligeros (gasolina) de corrientes de productos más pesados.

Las temperaturas deben mantenerse, así como las presiones y reflujo de control, dentro de los parámetros operacionales, para evitar que se produzca craqueo térmico dentro de las torres de destilación. Se utilizan sistemas de descarga, dado que puede producirse desviaciones de presión, temperatura o niveles de líquidos si fallan los dispositivos de control automático. Se vigilan las operaciones para evitar la entrada de crudo en la carga de la unidad de reforma.

La materia prima utilizada como crudo contiene a veces cantidades apreciables de agua en suspensión que se separa al principio del proceso y que, junto con el agua procedente de la purga de vapor que queda en la torre, se deposita en el fondo de ésta. Lo más probable es que el agua se caliente hasta alcanzar el punto de ebullición, originando una explosión por vaporización instantánea al entrar en contacto con el aceite de la unidad.

¹⁸ Ref. de expansión súbita

¹⁹ Palabras técnicas en inglés.

El intercambiador de precalentamiento, el horno de precalentamiento, el intercambiador de calor de residuos, la torre atmosférica, el horno de vacío, la torre de vacío y la sección superior de evaporación, sufren corrosión por efecto del ácido clorhídrico (HCl), el ácido sulfhídrico (HS), el agua, los compuestos de azufre y los ácidos orgánicos. Cuando se procesan crudos sulfurosos es posible que la corrosión sea intensa, tanto en las torres atmosféricas como en las de vacío, si la temperatura de las partes metálicas excede de 232° C, y en los tubos de los hornos. El H_2S húmedo también produce grietas en el acero. Con altos contenidos de nitrógeno se forman, en los gases de combustión de los hornos, óxidos de nitrógeno, que son corrosivos para el acero cuando se enfrían a bajas temperaturas en presencia de agua.

2.7.9. Tanque de almacenamiento de metanol

Estas son estructuras de diversos materiales, por lo general de forma cilíndrica, que son usadas para guardar y/o preservar líquidos o gases a una presión determinada. Los tanques de almacenamiento suelen ser usados para almacenar líquidos, y son ampliamente utilizados en las industrias de gases, petróleo, y química. Principalmente, su uso más notable, es en las refinerías por sus requerimientos para el almacenamiento, sea temporal o prolongado de los productos y subproductos que se obtienen de sus actividades.

Básicamente el almacenamiento de metanol está sujeto a las mismas disposiciones que el almacenamiento de la gasolina. Generalmente, el metanol se almacena en zonas de tanques que consisten en tanques exteriores con techos flotantes y tanques menores flotantes con deflectores internos.

Estos tanques deben estar conectados a tierra para evitar los peligros relacionados con las descargas de electricidad estática. El control de inflamación puede ser una atmósfera de nitrógeno, gas natural o por designación de una zona de peligro con control de inflamación.

Comúnmente el metanol se almacena con otros disolventes y materias primas, todas las tuberías y válvulas que puedan estar en contacto con metanol deben etiquetarse sistemáticamente y deben indicar el sentido del flujo. Cada uno de los materiales de almacenamiento, incluidas las cajas y los barriles, requieren que haya bermas y ventilación adecuada. Las bermas deben estabilizarse por medio de compactación, usando una tela adecuada resistente al metanol, o con hormigón.

Debido a las propiedades disolventes del Metanol, los residuos no destilables del petróleo, el asfalto y el aceite para carreteras no son adecuados como cubiertas para bermas ni como materiales de estabilización.

2.8. CONSIDERACIONES AMBIENTALES

Las industrias en la actualidad muestran interés creciente en minimizar impactos ambientales, desde la etapa de diseño debido al incremento en el control ambiental y a las regulaciones ambientales promulgadas. Los procesos de simulación y el software para estimar los impactos ambientales son una muy buena herramienta para emprender este tipo de tareas.

- Por ende, al generar menos energía, son menores emisiones de gases de combustión, presenta menor impacto ambiental en las categorías de GWP²⁰ y AP.
- Los efluentes que contenían metanol, al ser eliminados, se anulan todos los valores de toxicidad además del de formación de smog fotoquímico.
- La magnitud de los impactos HTPI, TTP y PCOP anulados en el caso, es mucho mayor que el incremento en GWP y AP, por lo que el índice total favorece.

²⁰ Parámetros de impacto ambiental

- Al comparar con LCA²¹ de la literatura, la recuperación de metanol dentro del proceso convencional es mucho más recomendable como proceso verde porque la producción de metanol es generadora de alto impacto ambiental.



²¹ Otro tipo de tecnología

CAPÍTULO 3

TEORÍA DE MAXIMIZACIÓN

3.1. INTRODUCCIÓN DEL CAPÍTULO

En este capítulo se enfocará las teorías matemáticas para obtener los puntos máximos, mínimos y óptimos de funciones. Estas teorías comprenden métodos para optimizar una función, que en el proximo capítulo se aplicará para obtener los valores mínimos de la producción de metanol incluyendo los costos.

3.2. TEORÍA DE LAGRANGE

Lagrange fue un matemático francés de origen italiano, fue nombrado Profesor de la escuela de artillería en 1758, y posteriormente, fundo una sociedad científica dentro de la academia de Turín.

A principios de 1760, Lagrange ya era un matemático respetado, pero tenía una salud muy débil e inestable, pero hizo muchos aportes en el cálculo diferencial y la teoría de funciones que se aplican hasta nuestros tiempos en software especializado de matemática e ingeniería²².

La optimización en la actualidad es muy necesario aplicarla, sobre todo en el área de PRODUCCIÓN, procesos e ingeniería. Este concepto se utiliza para determinar el mejor diseño con un rendimiento óptimo. En consecuencia, Lagrange desarrollo métodos de optimización de procesos a través de instrumentos matemáticos, basado en la teoría del cálculo diferencial y del teorema de los multiplicadores del mismo autor.

²² Matlab utiliza las propiedades de Lagrange dentro de su programa, como ser:
- Interpolaciones de Lagrange
- Polinomios de Lagrange
- Multiplicadores de Lagrange

Desde el punto de vista matemático la optimización consiste en hallar un punto máximo o mínimo relativo de una función, sin el uso de ninguna gráfica. (Hernández, 2018)

3.2.1. Multiplicadores de Lagrange

El teorema de los multiplicadores de Lagrange se utiliza para resolver problemas de optimización con restricciones²³. El teorema trata de la maximización o minimización de una función de varias variables $f(x_1, x_2, \dots, x_n)$, bajo la condición o restricciones de igualdad $g_1(x_1, x_2, \dots, x_n) = b_1, \dots, g_w(x_1, x_2, \dots, x_n) = b_w$. Suponiendo que, tanto la función objetivo como las restricciones, son continuamente diferenciables en un óptimo local $(\bar{x}_1, \bar{x}_2, \dots, \bar{x}_n)$ del problema, y que los componentes de la matriz $\bar{\lambda}_1, \bar{\lambda}_2, \dots, \bar{\lambda}_n$ son llamados multiplicadores de Lagrange, tales que:

$$\frac{\partial L}{\partial x_j}(\bar{x}_1, \bar{x}_2, \dots, \bar{x}_n, \bar{\lambda}_1, \bar{\lambda}_2, \dots, \bar{\lambda}_n) = 0 ; j = 1, \dots, n$$

Donde:

$\bar{x}_1, \bar{x}_2, \dots, \bar{x}_n$: Variables dependientes de la función a optimizar

$\bar{\lambda}_1, \bar{\lambda}_2, \dots, \bar{\lambda}_n$: Variables dependientes de la función de restricción

Para entender la anterior expresión, se puede deducir que la función debe derivarse respecto a todas las variables establecidas y respecto a los multiplicadores encontrados. La demostración habitual de este resultado se basa en el teorema de la función implícita, que puede escribirse equivalentemente como:

$$\nabla f(\bar{x}) = \sum_{i=1}^n \lambda_i \cdot \nabla g_i(\bar{x})$$

Ecuación 3. 1: Análisis implícito o de los multiplicadores de Lagrange

²³ Joseph Luis Lagrange utilizó por primera vez esta técnica para resolver problemas de cálculo de variaciones en su libro “Mecánica analítica”, donde aporta a la mecánica un formalismo analítico adecuado.

Donde:

$\nabla f(\bar{x})$: Función gradiente o función derivada a optimizar

$\nabla g_i(\bar{x})$: Función gradiente restrictiva

λ_i : Operador lamda i-ésimo de la función restrictiva

Este método permite encontrar los puntos o valores máximos y mínimos de funciones que dependen de múltiples variables sujetas a las restricciones o condiciones. El método afirma que los puntos donde la función tiene un extremo, condicionado con k restricciones, están entre los puntos estacionarios de una nueva función sin restricciones construida como una combinación lineal de la función y de las funciones implicadas en las restricciones, cuyos coeficientes son los multiplicadores

3.2.2. Teoría de la restricción

Para problemas de optimización con restricciones de igualdad, el método de los multiplicadores de Lagrange proporciona condiciones necesarias que deben cumplirse en el óptimo. La idea es convertir el problema en otro, sin restricciones, ampliado en m variables λ_j (los multiplicadores de Lagrange) tal que, su solución, coincida en las variables x con el primitivo y cumpla las restricciones $h(x) = 0$

$$\left. \begin{array}{l} \min J(x) \\ h(x) = 0 \end{array} \right\} \Rightarrow \min J(x) + \lambda'(x)$$

Ecuación 3. 2: teorema de la restricción

Donde:

$\min J(x)$: Expresión de minimización de la función objetivo

$\lambda'(x)$: Derivación de la restricción en función de lamda

Si x^* es óptimo para el problema original, minimiza $J(x^*)$ y cumple $h(x^*) = 0$, luego también tiene que ser una solución del problema de la Lagrangiana L .

$$\min L(x, \lambda) = \min J(x)$$

La solución del problema ampliado sin restricciones es:

$$\left. \frac{\partial L(x, \lambda)}{\partial x} \right|_{\lambda} = 0 ; \left. \frac{\partial L(x, \lambda)}{\partial \lambda} \right|_x = 0 \Rightarrow h(x^*) = 0$$

Donde:

$L(x, \lambda)$: Función de Lagrange

$\left. \frac{\partial L(x, \lambda)}{\partial x} \right|_{\lambda}$: Derivación de la función Lagrangiana respecto de la variable x , cuando λ es una constante.

$\left. \frac{\partial L(x, \lambda)}{\partial \lambda} \right|_x$: Derivación de la función Lagrangiana respecto de la variable λ , cuando x es una constante.

$h(x^*)$: Función Hessiana

Que puede resolverse mediante el método de Newton. Si tiene solución, después hay que comprobar mediante el Hessiano de L que la solución x, λ^* corresponde verdaderamente a un mínimo de L respecto a x^*

$$\left. \frac{\partial J(x^*)}{\partial x} \right|_{x, \lambda} + \lambda \left. \frac{\partial h(x^*)}{\partial \lambda} \right|_{x, \lambda} = 0 \Rightarrow h(x^*) = 0$$

$$\left[\frac{\partial J(x)}{\partial x_1} \cdot \frac{\partial J(x)}{\partial x_2} \dots \frac{\partial J(x)}{\partial x_n} \right] + [\lambda_1 \cdot \lambda_2 \dots \lambda_n] \begin{bmatrix} \frac{\partial h_1(x)}{\partial x_1} \cdot \frac{\partial h_1(x)}{\partial x_2} \dots \frac{\partial h_1(x)}{\partial x_n} \\ \frac{\partial h_2(x)}{\partial x_1} \cdot \frac{\partial h_2(x)}{\partial x_2} \dots \frac{\partial h_2(x)}{\partial x_n} \\ \vdots \\ \frac{\partial h_m(x)}{\partial x_1} \cdot \frac{\partial h_m(x)}{\partial x_2} \dots \frac{\partial h_m(x)}{\partial x_n} \end{bmatrix} = 0$$

Para que haya solución óptima, debe cumplirse que los gradientes $\nabla x h_j$ sean linealmente independientes, lo que se conoce como cualificación de las restricciones:

$$\begin{aligned} \frac{\partial J(x)}{\partial x_1} + \lambda_1 \frac{\partial h_1(x)}{\partial x_1} + \lambda_2 \frac{\partial h_2(x)}{\partial x_1} + \dots + \lambda_m \frac{\partial h_m(x)}{\partial x_1} &= 0 \\ \frac{\partial J(x)}{\partial x_2} + \lambda_1 \frac{\partial h_1(x)}{\partial x_2} + \lambda_2 \frac{\partial h_2(x)}{\partial x_2} + \dots + \lambda_m \frac{\partial h_m(x)}{\partial x_2} &= 0 \\ &\vdots \\ \frac{\partial J(x)}{\partial x_m} + \lambda_1 \frac{\partial h_1(x)}{\partial x_m} + \lambda_2 \frac{\partial h_2(x)}{\partial x_m} + \dots + \lambda_m \frac{\partial h_m(x)}{\partial x_m} &= 0 \end{aligned}$$

Ecuación 3. 3: Método General de Lagrange

Donde:

$J(x)$: Función a optimizar

$h_1(x), h_2(x), \dots, h_m(x)$: Familia de funciones restrictivas

x_1, x_2, \dots, x_m : Familia de variables a optimizar

$\lambda_1, \lambda_2, \dots, \lambda_m$: Familia de variables lamda restrictivas

3.2.3. La matriz orlada²⁴

La matriz es una herramienta para hallar los máximos y mínimos .óptimos dentro de variables sujetas a restricciones. En otras palabras, esta matriz nos ayuda a definir cuál de los puntos obtenidos con el método de Lagrange es máximo o mínimo.

Para entender mejor este principio, se supone que se tiene la función $f(x, y)$, y se quiere maximizarla, estando sujeta a la condición:

$$g(x, y) = c$$

Se aprovecha visualizar las curvas de nivel de f dadas por:

$$f(x, y) = d_n$$

Para varios valores de d_n , y el contorno de g dado por $g(x, y) = c$. Se supone que se habla de la curva de nivel donde $g = c$. Entonces, en general, las curvas de nivel

²⁴ Extraído de (Grupo de gestión de operaciones, 2020)

de f y g serán distintas, y la curva $g = c$ por lo general intersectará y cruzará muchos contornos de f . En general, moviéndose a través de la línea $g=c$ se puede incrementar o disminuir el valor de f . Sólo cuando $g=c$ (el contorno que se está siguiendo) toca tangencialmente (no corta) una curva de nivel de f , no se incrementa o disminuye el valor de f . Esto ocurre en el extremo local restringido y en los puntos de inflexión restringidos de f .

Un ejemplo familiar puede ser obtenido de los mapas climatológicos, con sus curvas de nivel de presión y temperatura (isóbaras e isotermas respectivamente): el extremo restringido ocurrirá donde los mapas superpuestos muestren curvas que se tocan.

Geoméricamente se traduce la condición de tangencia considerando que los gradientes de f y g son vectores paralelos en el máximo. Introduciendo un nuevo escalar, λ , se resuelve²⁵

$$[f(x, y) - \lambda (g(x, y) - c)] = 0$$

Donde:

$f(x, y)$: Función objetivo en función de dos variables operativas

$g(x, y)$: Función restrictiva en función de dos variables operativas

Una vez determinados los valores de λ se vuelve al número original de variables y así se continua encontrando el extremo de la nueva adecuación no restringida

$$F(x, y) = f(x, y) - \lambda (g(x, y) - c)$$

De forma tradicional. Eso es $F(x, y) = f(x, y)$, para todo (x, y) satisfaciendo la condición $g(x, y) - c$ porque es igual a cero en la restricción, pero los ceros de $\nabla F(x, y)$ están todos en $g(x, y) = c$

²⁵ Para $\lambda \neq 0$.

3.3. TEORÍA DEL HESSIANO

La teoría es una simple herramienta matricial que ayuda a determinar los puntos óptimos después de haber utilizado el teorema de Lagrange, y se expresa como:

$$H = \begin{bmatrix} 0 & -\frac{\partial g}{\partial x} & -\frac{\partial g}{\partial x} \\ \frac{\partial g}{\partial x} & \frac{\partial^2 g}{\partial x^2} & \frac{\partial^2 g}{\partial y \partial x} \\ \frac{\partial g}{\partial y} & \frac{\partial^2 g}{\partial x \partial y} & \frac{\partial^2 g}{\partial y^2} \end{bmatrix}$$

Ecuación 3. 4: Teoría del Hessiano

Donde:

H: Matriz Hessiana

La teoría del Hessiano se fundamenta en las siguientes condiciones:

1. Si $|\mathbf{H}| > 0$ entonces v_0 es un máximo local en f limitada a \mathbf{S}
2. Si $|\mathbf{H}| < 0$ entonces v_0 es un mínimo local en f limitada a \mathbf{S}
3. Si $|\mathbf{H}| = 0$ entonces el criterio no concluye nada

3.4. MÉTODO DE KARUSH-KUHN-TUCHER (KKT)

La idea fundamental en el desarrollo de las condiciones KKT parte de la Lagrangiana, considerando que, si una restricción de desigualdad está activa en el óptimo, entonces puede tratarse como una de igualdad asignándosele un multiplicador de Lagrange μ , y si no está activa entonces puede ignorarse con lo que su multiplicador μ debe hacerse cero. De esta forma μ o g deben ser cero.

$$L(x, \lambda, \mu) = J(x) + \sum_j \lambda_j h_j(x) + \sum_j \mu_i g_i(x) ; \mu_i g_i(x) = 0$$

Ecuación 3. 5: Método de Karush-Kuhn-Tucher

Donde:

$L(x, \lambda, \mu)$: Función Lagrangiana modificada por Karush Kun Tucker

$J(x)$: Función Objetivo

$h_j(x)$: Primera función restrictiva

$g_i(x)$: Segunda función restrictiva

λ_j, μ_i : Variables restrictivas auxiliares

Por otra parte, si se aumenta el lado derecho de $g(x) \leq 0$ la región factible aumenta y, por tanto, $J(x)$ puede tener un valor menor, de forma que la sensibilidad, medida por $-\mu$, debe ser negativa, o sea $\mu \geq 0$.

De esta forma, el óptimo del problema NLP debe cumplir las condiciones de óptimo de la Lagrangiana $L(x, \lambda, \mu)$, más las condiciones adicionales. Para funciones continuamente diferenciables J, h y g , las condiciones necesarias de óptimo respecto a las variables x son:

$$\begin{aligned}\frac{\partial J}{\partial \lambda} + \lambda' \frac{\partial h}{\partial \lambda} + \mu' \frac{\partial g}{\partial \lambda} &= 0 \\ h(x) &= 0 \\ g(x) &\leq 0 \\ \mu_i g_i(x) &= 0 \\ \mu &\geq 0\end{aligned}$$

Además, $\nabla_x g_i$ y $\nabla_x h_j$ para las restricciones activas en el óptimo, deben ser también linealmente independientes

La exigencia de que $\nabla_x g_i$ y $\nabla_x h_j$ (para las restricciones activas en el óptimo) sean linealmente independientes, (a fin de que el sistema de ecuaciones tenga solución) se conoce como cualificación de las restricciones y puede no ser fácil de verificar.

En ciertos casos se cumple siempre:

- Cuando las restricciones son lineales

- Cuando las desigualdades son convexas y las igualdades lineales y hay un punto factible en el interior de la región marcada por las desigualdades.

3.5. ALGORITMO PARA LA OPTIMIZACIÓN

Se estableció que la optimización consiste en la búsqueda de un grupo de variables manipulables con la finalidad de maximizar o minimizar una característica de un sistema. Desde un punto de vista de Ingeniería, la optimización es posible cuando se modela la característica deseable del sistema, también denominada función objetivo. La mayoría de los problemas de optimización tienen una estructura que es similar, lo que permite darles un tratamiento generalizado. Los elementos de un problema de optimización son:

1º Categoría

Una función objetivo a minimizar o maximizar. Esta función objetivo, dentro del problema de optimización, recibe el nombre de **modelo económico**.

2º Categoría

Un conjunto de **restricciones de igualdad** (ecuaciones), que corresponden a identidades matemáticas impuestas por el diseño, el equipo o el modelo matemático del sistema.

3º Categoría

Un conjunto de **restricciones de desigualdad**²⁶ (inecuaciones), que corresponden a limitaciones físicas (o de operación) impuestas por el diseño, el equipo o el modelo matemático del sistema.

²⁶ Las restricciones operan entre variables de optimización, de modo que ellas aparecen en el plano de nivel x_1, x_2 . Las restricciones pueden ser funciones de constantes o simplemente funciones lineales o no lineales.

Se necesitan determinar las condiciones de operación que maximizarán la recuperación del sistema.

Etapa N° 1: Formular la función objetivo y el modelo que relaciona las variables.

$$F_{\text{objetivo}} = f(\text{costos, presión, temperatura, dimensión, ... , etc.})$$

$$F_{\text{objetivo}} = f(x_1, x_2, \dots, x_n)$$

Etapa N° 2: Establecer las restricciones de igualdad y de desigualdad.

$$G_{\text{Restricción}} = g(\text{cantidad eléctrica, materia de privada, ... , etc.})$$

$$G_{\text{Restricción}} = g(x_1, x_2, \dots, x_n)$$

Etapa N° 4: Aplicar la optimización en la función objetivo con el método seleccionado

$$\text{Max}\langle F_{\text{objetivo}}, G_{\text{Restricción}} \rangle \begin{cases} \text{Método de Lagrange} \\ \text{Karush Kun Tucker} \\ \text{Programación lineal} \\ \vdots \end{cases}$$

Etapa N° 5²⁷: Determinar los puntos máximos y mínimos por métodos matemáticos adecuados

$$\begin{aligned} x_1 &= c_1, \\ x_2 &= c_2, \\ &\vdots \\ x_n &= c_n \end{aligned}$$

Etapa N° 6: Aplicar el método del Maximo para determinar sí los puntos obtenidos son máximos o mínimos para el proceso

²⁷ Para este punto, la función debe considerarse como:

$$F(x) = f(x_1, x_2, \dots, x_n); \begin{cases} g(x_1, x_2, \dots, x_n) < K \\ g(x_1, x_2, \dots, x_n) \geq C \end{cases}$$

$$F_{\text{optimo}} = \left. \frac{\partial^2 f}{\partial x_i^2} \right|_{x_i=c_i}$$

Etapa N° 7: Reemplazar los puntos críticos hallados en la función objetivo para obtener el Valor óptimo del proceso

$$\text{Valor óptimo} = f(x_1 = c_1, x_2 = c_2, \dots, x_n = c_n) = K_{\text{óptimo}}$$

3.6. OPTIMIZACIÓN DE PROCESOS QUÍMICOS

En ocasiones es necesario optimizar un proceso, esto es, elegir la mejor opción entre varias. El concepto de "mejor opción" es relativo. Un problema simple requiere una toma de decisión intuitiva, mientras que un problema complejo puede tener infinitas soluciones lo que requiere la aplicación de la teoría de optimización. Un ejemplo típico, es la elección del diámetro económico de una tubería. Es bien sabido que a mayor diámetro mayor es el costo fijo (contiene más material) pero disminuyen los costos operativos (Potencia de bombeo).

3.6.1. Diseño óptimo

A menores diámetros, disminuyen los costos fijos pero aumentan los operativos. La solución óptima será aquella que minimice la suma de ambos costos, es decir el costo total. En algunos nomogramas se puede hallar este diámetro económico sabiendo el flujo de fluido y su densidad.

3.6.2. Requisitos para la aplicación de la teoría de optimización

Los requisitos para la aplicación de la teoría de optimización a problemas concretos de ingeniería son

1. Definir los límites del sistema.

2. Elegir un criterio cuantitativo, índice que permita identificar el mejor diseño.
 - a) Factor económico: Capital total, costo anual, retorno sobre la inversión, relación costo- beneficio, etc.
 - b) Factor tecnológico: Tiempo de producción mínimo, velocidad de producción máxima, utilización de energía mínima.
3. Seleccionar las variables del sistema para caracterizar y/o identificar a las diferentes alternativas.
 - a) Variables independientes del sistema.
 - b) Parámetros del sistema.
4. Definir un modelo matemático para ver la forma cómo se relacionan las variables. Un modelo matemático es la representación matemática de aspectos esenciales de un sistema y que se presenta conocimiento del mismo de una manera útil (Eykhoff, 1974). Se debe considerar los siguientes aspectos en el modelado de procesos químicos y petroquímicos:
 - a) Ecuaciones de balances de materia y de energía
 - b) Relaciones de diseño
 - c) Ecuaciones que describen el fenómeno físico.
 - d) Inecuaciones que definen los rangos de operación permitidos, especifican los requerimientos de performance máxima o mínima y/o fijan los límites en las disponibilidades de los recursos. Los puntos 1,2,3 y 4 constituyen la formulación del problema de optimización.

3.6.3. Etapas generales a seguir en el diseño óptimo

1. Definir las variables a optimizar
 - A. Optimización económica

- Costos: Reducir el consumo energético
- Ganancias
- Rentabilidad
- Retorno

B. Optimización operacional en la industria química

- Aumentar la producción
- Mejorar eficiencia
- Aumentar rendimiento
- Disminuir problemas
- Disminuir etapas
- Aumentar la confiabilidad del sistema
- Mejorar el control de la planta
- Dimensionamiento de equipos y tuberías
- Planificación y análisis de operaciones
- Disminuir el impacto ambiental

2. Definir las variables de diseño o de proceso que afectan a la variable a optimizar.

- De costos, de eficiencia, etc.

3. Plantear la función objetivo: relación entre la variable a optimizar y las variables de diseño o de proceso. maximizar o minimizar.

4. Definir las restricciones que existen para el diseño propuesto en términos de las variables de diseño o proceso y, restricciones a la variable a optimizar.

A. Restricciones:

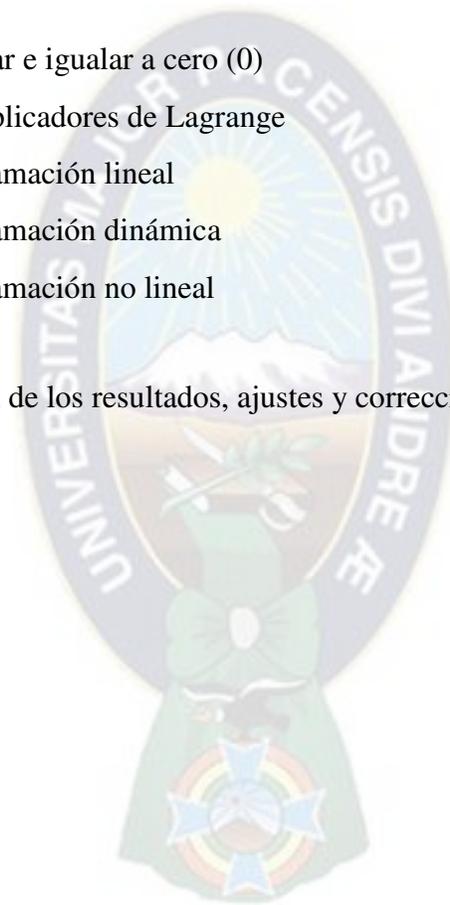
- Conservación de la materia y la energía.

- Disponibilidad de materiales, mano de obra, recursos, equipos, herramientas, tiempo, etc.
- Especificaciones comerciales: espesores, calibres, capacidades, tamaños discretos, diámetros, concentraciones, calidades, etc.
- Equilibrios: saturaciones, azeótropos, puntos fijos, etc.

5. Proceso de solución del problema

- Derivar e igualar a cero (0)
- Multiplicadores de Lagrange
- Programación lineal
- Programación dinámica
- Programación no lineal

6. Interpretación de los resultados, ajustes y correcciones.



CAPÍTULO 4

MODELOS DE OPTIMIZACIÓN DE PROCESOS Y COSTOS

4.1. OPTIMIZACIÓN DE REACTORES

El Metanol es un compuesto químico importante con un potencial para convertirse en un combustible alternativo. Se desea optimizar el proceso y los costos para el reactor de síntesis de Metanol, y en este capítulo se plantea los modelos para tal proceso. La inyección de gas de síntesis, la temperatura, la bomba de presión de vapor, y la tasa de flujo volumétrico de agua serán las variables para plantear los modelos de optimización para que la producción de Metanol a la salida del reactor sea máxima.

4.1.1. Optimización de Reacciones

Las propiedades físicas del proceso de producción de metanol a través de la hidrogenación de CO₂ se predicen utilizando la ecuación basada en termodinámica como se muestra en las Ecuaciones²⁸ (1) y (2).

$$\frac{H - H^{ID}}{RT} = Z - 1 + \frac{1}{RT} \int_{\infty}^v \left[T \left(\frac{\partial P}{\partial T} \right)_v - P \right] dV \quad (1)$$

Ecuación 4. 1: Ecuaciones termodinámica de la entalpia

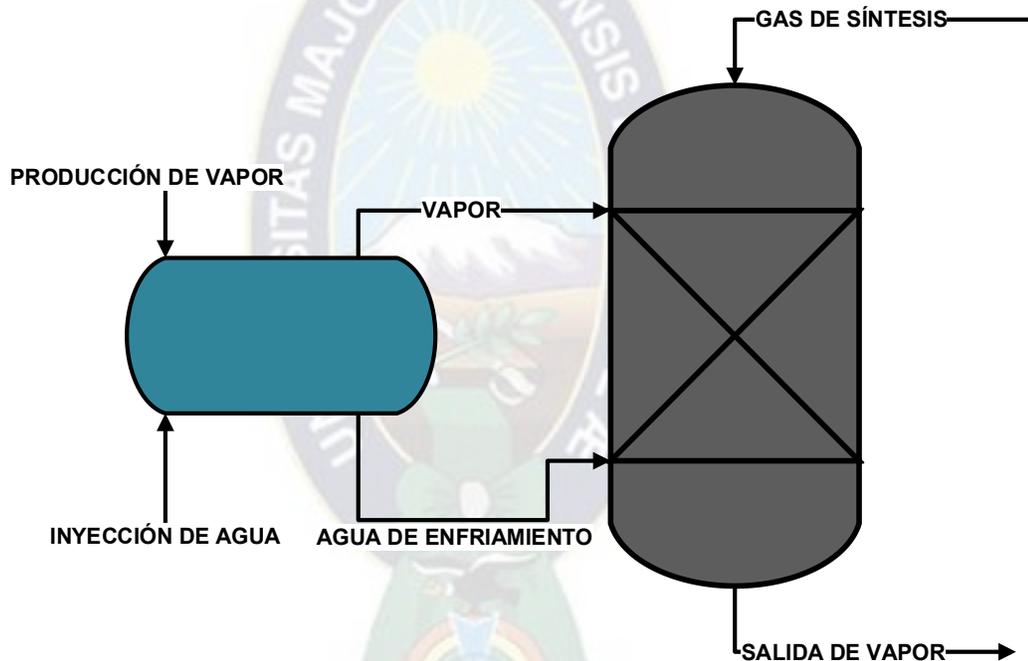
$$\frac{S - S^{ID}}{RT} = \ln Z - \ln \frac{P}{P^0} + \frac{1}{RT} \int_{\infty}^v \left[\frac{1}{R} \left(\frac{\partial P}{\partial T} \right)_v - \frac{1}{V} \right] dV \quad (2)$$

Ecuación 4. 2: Ecuaciones termodinámica de la entropía

²⁸ Donde H^{ID} es la Entalpía de Gas Ideal y S^{ID} es la Entropía de Gas Ideal.

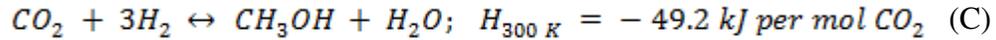
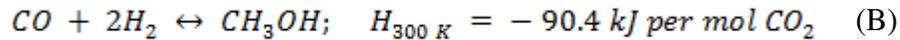
En este proceso, la alimentación de 1.000 kmoles por hora de dióxido de carbono a 40°C y 20 bar se mezcló con los 3.000 kmoles por hora de hidrógeno (en las mismas condiciones). La mezcla fue comprimida, calentada y enviada al primer reactor de equilibrio. El primer reactor convirtió parcialmente el CO₂ en metanol como producto líquido, como se muestra en las reacciones (A)–(C) (Tidona et al., 2013). El CO₂ y el H₂ no reaccionados entraron entonces en el segundo reactor de equilibrio para producir más producto de metanol. La presión de la fase gaseosa que sale del segundo reactor se redujo para recuperar el metanol como fase líquida.

Figura 4. 1: Proceso de aprehensión de metanol mediante el uso del reactor:



Fuente: Elaborado en base a datos recopilados

Todos los productos de metanol líquido se enviaron a la primera columna de destilación, donde los componentes ligeros (CO, CO₂ y H₂) se dejaron en la parte superior de la columna. La mezcla de metanol y agua dejó la columna en la parte inferior y entró en la segunda columna de destilación, donde se obtuvo el producto de metanol con pureza del 99,5% de mol en la parte superior de la columna.



Para

las especificaciones del equipo, ambos reactores se simularon utilizando el modelo de equilibrio. Los conjuntos de reacción utilizados en cada reactor son reacciones (A)–(C). La eficiencia de la bomba se asume en 75% (adiabático). Las eficiencias de todos los compresores se asumieron en un 75% (adiabático).²⁹

4.1.2. Modelo de optimización del Reactor de Metanol

El dato de la temperatura óptima es la llave a la operación óptima del reactor de síntesis de metanol. Posibles variables de control incluyen a la temperatura de enfriamiento del reactor, la temperatura de alimentación, la composición del gas y la distribución catalítica.

En este punto, la función objetivo es la tasa de flujo de metanol a la salida del reactor. Las variables de decisión de la optimización operacional se representan mediante la temperatura de inyección del gas de síntesis, la presión de la bomba, el flujo de agua para el enfriamiento. Primero, el comportamiento del estado estable del proceso como una función de 3 parámetros es analizada detalladamente.

$$m_{CH_3OH} = f(T, P, X_W) \quad (3)$$

Ecuación 4. 3: Función objetivo es la tasa de flujo de metanol

La tasa de flujo de masa de metanol. El reactor está maximizado cuando la temperatura de inyección de gas de síntesis alcance el punto máximo. La temperatura de ebullición del agua en la superficie se ajusta variando la presión de la bomba de vapor. La presión de la bomba de vapor influye fuertemente en el rendimiento del metanol, y la presión que

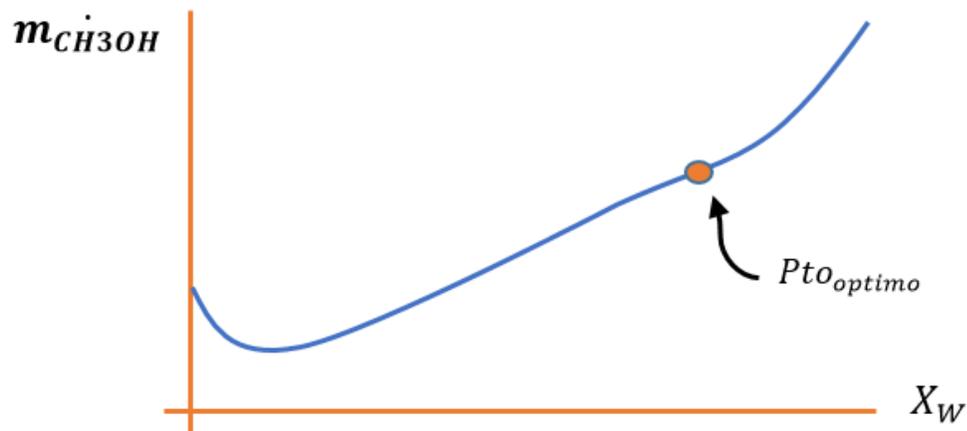
²⁹ Las especificaciones de YPFB de la columna T-100 eran la temperatura del condensador a 40,1 C y la relación de reflujo en 0,5. Las especificaciones de la columna T-101 fueron 99.5% mole calidad del producto de metanol, y temperatura de reboiler a 143.2°C.

maximiza la tasa de flujo másico de metanol en el reactor, tiene un Valor optimizado también. La ecuacion muestra que el alto flujo volumétrico de agua para el enfriamiento óptimo será por la siguiente relación:

$$m_{CH_3OH} = aX_W^2 + bX_W + c \quad (4)$$

Ecuación 4. 4: Flujo volumétrico de agua para el enfriamiento óptimo

Figura 4. 2: volumen de agua para obtener un flujo másico óptimo de metanol³⁰



Fuente: Elaborado en base a datos recopilados

De los resultados de sensibilidad se puede observar que fueron realizados por la optimización de los siguientes parámetros. La tasa de flujo de masa de metanol en el reactor puede maximizarse por:

$$m_{CH_3OH} = -K(T - b)^2 + c \quad (4)$$

Ecuación 4. 5: Tasa de flujo de masa de metanol en función a la temperatura

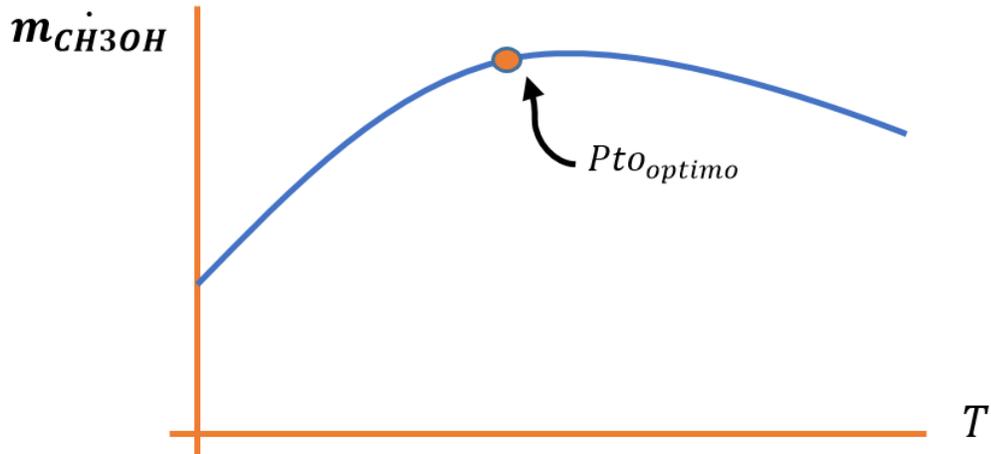
La longitud del reactor, también influye en el diseño y en el proceso de la operación, por lo tanto es necesario considerarlo como una variable para desarrollar la función objetivo, a continuación se presentan; función objetivo en función de la longitud para ser optimizada.

³⁰ Función para encontrar el flujo másico óptimo a producir de metanol en función del volumen de agua.

$$T = \ln(aL^2 + bL + c) \quad (6)$$

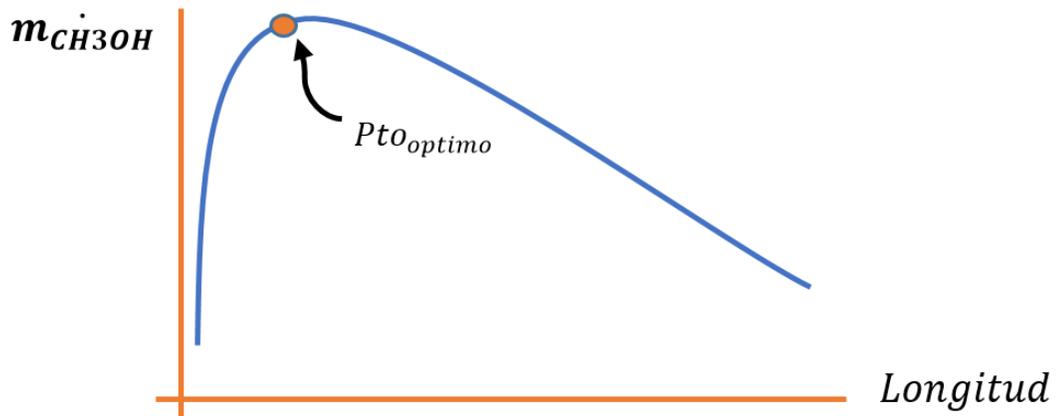
Ecuación 4. 6: Temperatura del reactor en función a la longitud

Figura 4. 3: Temperatura que debe utilizarse para obtener un flujo másico de Metanol óptimo³¹



Fuente: Elaborado en base a datos recopilados

Figura 4. 4: Longitud que debe tener el reactor para obtener una temperatura óptima³²



Fuente: Elaborado en base a datos recopilados

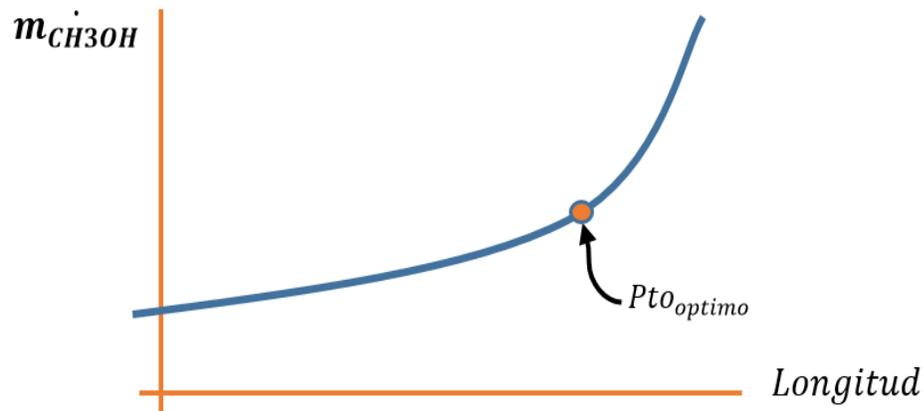
$$m_{CH_3OH} = e^{(aL^2 + bL + c)} \quad (7)$$

Ecuación 4. 7: Tasa de flujo de masa de metanol en función a la temperatura

³¹ Función para encontrar el flujo másico óptimo a producir de metanol en función de la Temperatura

³² Función para encontrar la temperatura óptima en función de la Longitud del reactor

Figura 4. 5: Longitud que debe tener el reactor para obtener un flujo másico de Metanol óptimo³³



Fuente: Elaborado en base a datos recopilados

Para la presión del reactor, utilizar los siguientes modelos con funciones de optimización³⁴

$$m_1 = \frac{k_1 P_{CO_2} P_{H_2} \left(1 - \frac{1}{k_1} \frac{P_{H_2O} P_{CH_3OH}}{P_{H_2}^2 P_{CO_2}} \right)}{1 + K_1 P_{H_2}^3 + K_2 P_{H_2O} + K_3 \frac{P_{H_2O}}{P_{H_2}}} \quad (8)$$

Ecuación 4. 8: Presión del reactor

Donde:

$$k_1 = 1,07 e^{\left(\frac{36,696}{RT} \right)}$$

$$\log K_{c1} = \frac{3066}{T} - 10,592$$

$$\log K_{c2} = -\frac{2073}{T} + 2,029$$

$$k_2 = 6,62 e^{\left(\frac{124119}{RT} \right)}$$

$$k_3 = 3453,38$$

Estas constantes k_1, k_2, k_3 son valores ya estandarizados para el diseño de reactores, y se los puede encontrar facilmente en el manual del ingeniero químico.

³³ Función para encontrar el flujo másico óptimo a producir de metanol en función de la Longitud

³⁴ Esos modelos se basan en las ecuaciones de retores de que Houguen –Watson. La obtención se demuestra en anexos

4.2. OPTIMIZACIÓN ECONÓMICA

En un análisis económico, el capital y los costos de operación se incluyen en el cálculo del costo de producción de metanol. El costo de capital implica todos los equipos principales, excepto la bomba y las tuberías. El costo de capital se calculó utilizando ecuaciones y datos del programa de costos de equipos de capital. Los datos se ajustaron a la inflación del año 2001-2017 utilizando los valores del índice de costos de la planta de ingeniería química propuesta, CEPCI. El valor CEPCI en 2001 es 297, y el valor CEPCI en 2017 es 541.7 (Jenkins, 2018).

Los costos del equipo se estimaron sobre la base de los costos totales del módulo (CTM), que se muestran en la Ecuación (9), donde n representa el número total de piezas de equipo. CBM es el costo del módulo, que se puede estimar a partir de la ecuación (10)

$$C_{TMT} = \sum_{i=1}^n C_{TMi} = k \sum_{i=1}^n C_{BMi} \quad (9)$$

Ecuación 4. 9: Costos del equipo

$$C_{BM} = Cp^0(B_1 + B_2 F_M F_p) \quad (10)$$

Ecuación 4. 10: Costo comparado para las condiciones base

Donde:

Cp^0 es el costo comparado para las condiciones base, que se puede determinar a partir de la ecuación (10)

FP es el factor de presión

FM es el factor de material

$$\log Cp^0 = K_1 + K_2 \log(A) + K_3 \log^2(A) \quad (11)$$

Ecuación 4. 11: Parámetro de capacidad

En la ecuación (11), los parámetros A son el parámetro de capacidad o tamaño para el equipo, $K1$, $K2$, $K3$ son los valores máximo y mínimo utilizados en la correlación.

La descripción de los equipos principales, y $K1$, $K2$ y $K3$ utilizados en este estudio se muestran en la Tabla 4.1.

Tabla 4. 1: Descripción de los equipos principales, y $K1$, $K2$ y $K3$ utilizados³⁵

| Descripción del tipo de equipo | | K1 | K2 | K3 | Capacidad, unidades |
|--------------------------------|-----------------------------------|--------|---------|---------|-------------------------|
| Compresores | Centrífugas, axiales y recíprocas | 2.2897 | 1.3604 | -0.1027 | Poder de fluido, kW |
| Intercambiadores de calor | Cabeza flotante | 4.8306 | -0.8509 | 0.3187 | Area, m ² |
| | Tubo espiral | 3.9912 | 0.0668 | 0.2430 | Area, m ² |
| Calentadores | Caldera de vapor | 6.9617 | -1.4800 | 0.3161 | Calor, kW |
| Packing | Perdida (para torres) | 2.4493 | 0.9744 | 0.0055 | Volumen, m ³ |
| Recipientes de proceso | Vertical | 3.4974 | 0.4485 | 0.1074 | Volumen, m ³ |
| Bombas | Centrífugo | 3.3892 | 0.0536 | 0.1538 | Potencia en el eje, kW |
| Torres | Bandeja y embalado | 3.4974 | 0.4485 | 0.1074 | Volumen, m ³ |
| Bandejas | Tamiz | 2.9949 | 0.4465 | 0.3961 | Area, m ² |

Fuente: Elaborado en base a datos recopilados

³⁵ Datos obtenidos por bibliografía que se demoraron por investigaciones

Para el modelado de costos de los reactores, la dimensión de los reactores se fijó a una altura de 5.8674m y un diámetro de 1.068m.

Los valores de K1 es 3.4974, K2 es 0.4485, K3 es 0.1074, B1 es 2.25, B2 es 1.82, y FM es 3.1. Los factores de presión (Fp) para los reactores se determinan utilizando la Ecuación (12), donde P está en bares:

$$F_p = \frac{\frac{(P + 1)D}{2(850 - 0,6(P + 1))} + 0,00315}{0,0063} \quad (12)$$

Ecuación 4. 12: Factores de presión (Fp)

4.2.1. Modelo de costos del Compresor

$$\log C_p^0 = 2.2897 + 1.3604 \log(Xw) + 0.1027 \log^2(Xw) \quad (13)$$

Ecuación 4. 13: Modelo de costos del Compresor

Donde:

C_p : Costo del equipo [\$]

Xw : Poder de fluido [Kw]

4.2.2. Modelo de costos del Intercambiadores de calor

$$\log C_p^0 = 4,8306 - 0,8509 \log(Q) + 0,3187 \log^2(Q) \quad (14)$$

Ecuación 4. 14: Modelo de costos del Intercambiadores de calor

Donde:

C_p : Costo del equipo [\$]

Q : Area [m²]

4.2.3. Modelo de costos de la caldera de vapor

$$\log C_p^0 = 6.9617 - 1.48 \log(Q_v) + 0.3161 \log^2(Q_v) \quad (15)$$

Ecuación 4. 15: Modelo de costos de la caldera de vapor

Donde:

C_p : Costo del equipo [\\$]

Q_v : Calor [Kw]

4.2.4. Modelo de costos del Packing

$$\log C_p^0 = 2.4493 + 0.9744 \log(V_p) + 0.0055 \log^2(V_p) \quad (16)$$

Ecuación 4. 16: Modelo de costos del Packing

Donde:

C_p : Costo del equipo [\\$]

V_p : Volumen [m³]

4.2.5. Modelo de costo de Recipientes de proceso

$$\log C_p^0 = 3.4974 + 0.4485 \log(V) + 0.1074 \log^2(V) \quad (17)$$

Ecuación 4. 17: Modelo de costo de Recipientes de proceso

Donde:

C_p : Costo del equipo [\\$]

V : Volumen [m³]

4.2.6. Modelo de costo de Bombas

$$\log C_p^0 = 3.3892 + 0.0536 \log(Pot) + 0.1538 \log^2(Pot) \quad (18)$$

Ecuación 4. 18: Modelo de costo de Bombas

Donde:

Cp : Costo del equipo [\\$]

Pot : Potencia en el eje [Kw]

4.2.7. Modelo de costo de Torres

$$\log Cp^0 = 3.4974 + 0.4485 \log(Vt) + 0.1074 \log^2(Vt) \quad (19)$$

Ecuación 4. 19: Modelo de costo de Torres

Donde:

Cp : Costo del equipo [\\$]

Vt : Volumen [m³]

4.2.8. Modelo de costo de Bandejas

$$\log Cp^0 = 2.9949 + 0.4465 \log(Ab) + 0.3961 \log^2(Ab) \quad (20)$$

Ecuación 4. 20: Modelo de costo de Bandejas

Donde:

Cp : Costo del equipo [\\$]

Ab : Area [m²]

4.3. FORMULACIÓN DE OPTIMIZACIÓN DE LOS COSTOS TOTALES DE LA PRODUCCIÓN DE METANOL

Esta sección proporciona una fórmula de optimización detallada. En la fórmula de optimización, se utilizó un modelo de segundo orden para la superficie de respuesta. La forma de un modelo de segundo orden completo se muestra en Ecuación (21)³⁶. Por lo tanto, todas las restricciones están en el límite de las variables codificadas.

³⁶ Las cinco variables de decisión estudiadas en este trabajo son variables continuas.

$$MIN(C_{met}) = \beta_0 + \sum_{i=1}^n \beta_i x_i + \sum_{i=1}^n \beta_i x_i^2 + \sum_{i=j} \beta_i x_i x_j \quad (21)$$

Ecuación 4. 21: Fórmula de optimización detallada

Donde:

C_{met} es el costo de producción de metanol (\$ por toneladas de metanol producido)

Variables de decisión:

x1: presión de entrada al 1er reactor (Bar)

x2: temperatura de entrada al 1er reactor (°C)

x3: presión de entrada al 2o reactor (Bar)

x4: temperatura de salida del enfriador de corriente líquida (°C)

x5: temperatura de entrada a la 1a columna de destilación (°C)

Sujeto a: $1 \leq x_i \leq 1$; i 1, 2, 3, 4, 5

Esta función depende de muchas variables, por lo tanto, no puede resolverse gráficamente y necesita de métodos de optimización para poder alcanzar los valores máximos y mínimos y optimizar el proceso.

CAPÍTULO 5

APLICACIÓN PRÁCTICA

5.1. DISEÑO CONCEPTUAL DE LA PLANTA EN HYSYS V.10³⁷

En la simulación del proceso, se emplearon dos reactores debido a la baja conversión de la reacción de hidrogenación de CO₂. La Figura representa el diagrama de flujo del proceso de la producción de metanol a través de la hidrogenación de CO₂ (Wiesberg et al., 2016). En este proceso, la alimentación de 1.000 kmoles por hora de dióxido de carbono a 40°C y 20 bar se mezcló con los 3.000 kmoles por hora de hidrógeno (en las mismas condiciones). La mezcla fue comprimida, calentada y enviada al primer reactor de equilibrio.

El primer reactor convirtió parcialmente el CO₂ en metanol como producto líquido, El CO₂ y el H₂ no reaccionados entraron entonces en el segundo reactor de equilibrio para producir más producto de metanol. La presión de la fase gaseosa que sale del segundo reactor se redujo para recuperar el metanol como fase líquida.

Todos los productos de metanol líquido se envían a la primera columna de destilación, donde los componentes ligeros (CO, CO₂ y H₂) se dejaron en la parte superior de la columna.

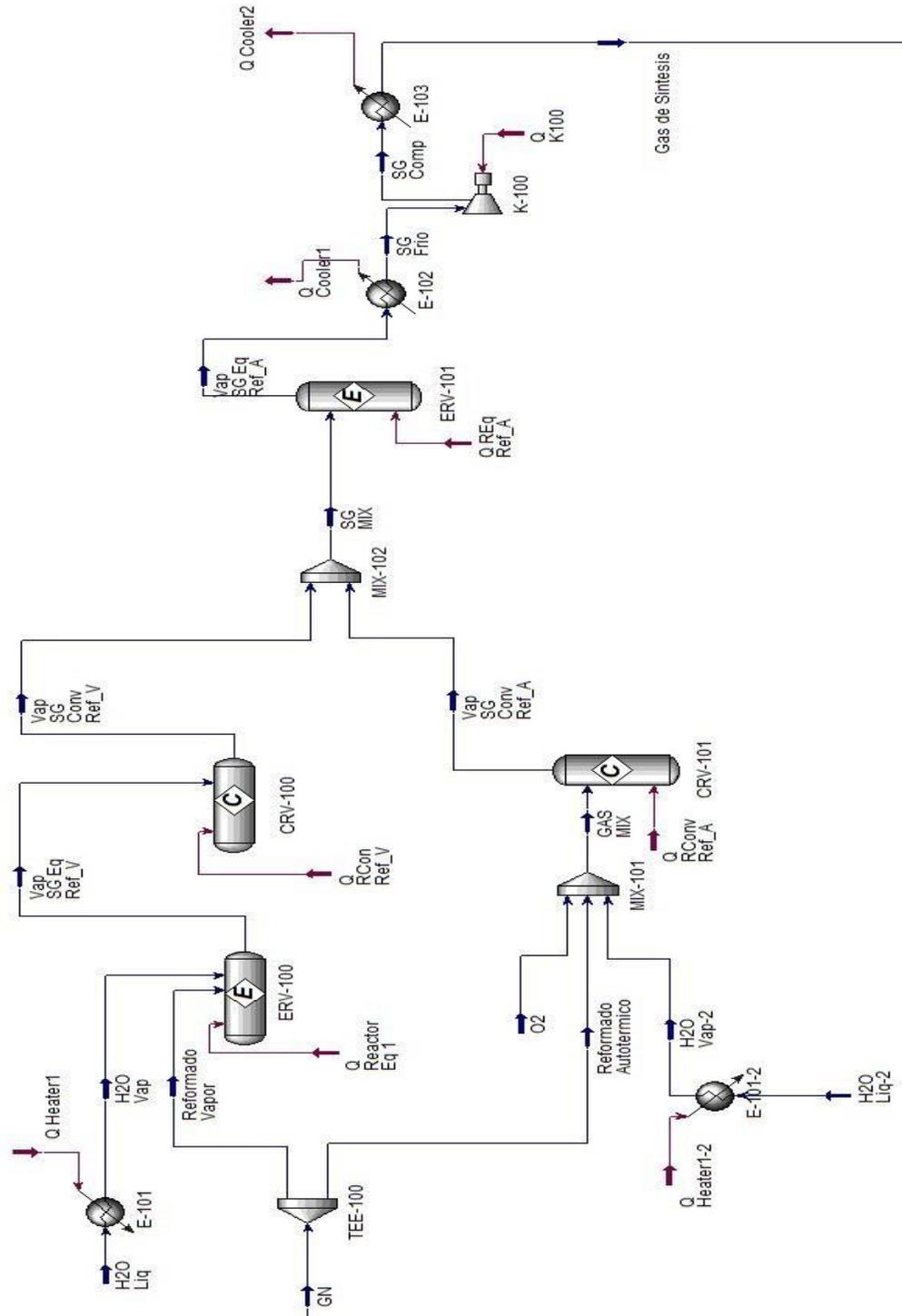
La mezcla de metanol y agua deja la columna en la parte inferior y entró en la segunda columna de destilación, donde se obtuvo el producto de metanol con pureza del 99,5% de mol en la parte superior de la columna.

Las eficiencias de todos los compresores se asumieron en un 75% (adiabático). Las especificaciones de la columna T-100 eran la temperatura del condensador a 40.1°C y la

³⁷ Para las especificaciones del equipo, ambos reactores se simularon utilizando el modelo de equilibrio. Los conjuntos de reacción utilizados en cada reactor son Ecuaciones (3) – (5). La eficiencia de la bomba se asumió en 75% (adiabático).

relación de reflujo en 0.5. Las especificaciones de la columna T-101 fueron 99.5%mol calidad del producto de metanol, y temperatura de reboiler a 143.2°C. Ver figura 5.1.

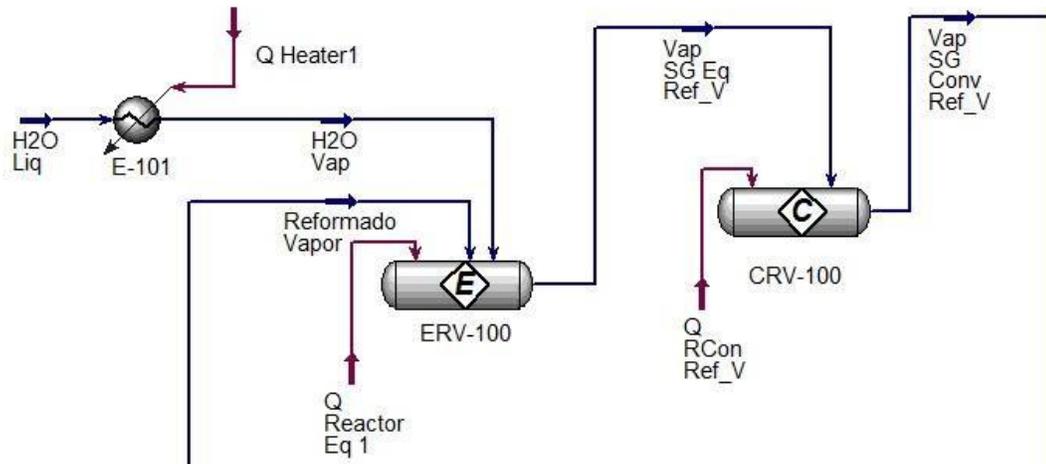
Figura 5. 1: Simulación del proceso de Obtención de Metanol



Fuente: Elaborado en base a datos recopilados

Los Reactores serán los equipos que se simularán y optimizarán para obtener los parámetros mínimos y costos mínimos

Figura 5. 2: Análisis del proceso del Reactor en HYSYS



Fuente: Elaborado en base a datos recopilados

A continuación se muestran los resultados de la producción de Metanol sin optimizar:

Figura 5. 3: Resultados de la simulación en HYSYS

| Conversion Reactor: CRV-102 - Methanol 2 | | | | | |
|--|-----------|-----------------|-------------------|------------|-----------|
| Worksheet | | | | | |
| | | Gas de Síntesis | Vapor Recirculado | Cond Met 1 | Vap Met 1 |
| Conditions | Methane | 0,08189 | 0,28486 | 0,03166 | 0,28346 |
| Properties | Ethane | 0,00768 | 0,02669 | 0,00669 | 0,02656 |
| Composition | Propane | 0,00019 | 0,00067 | 0,00029 | 0,00067 |
| PF Specs | i-Butane | 0,00000 | 0,00001 | 0,00001 | 0,00001 |
| | n-Butane | 0,00000 | 0,00001 | 0,00000 | 0,00001 |
| | i-Pentane | 0,00000 | 0,00000 | 0,00000 | 0,00000 |
| | n-Pentane | 0,00000 | 0,00000 | 0,00000 | 0,00000 |
| | n-Hexane | 0,00000 | 0,00000 | 0,00000 | 0,00000 |
| | Nitrogen | 0,00639 | 0,02222 | 0,00132 | 0,02211 |
| | CO2 | 0,00487 | 0,00013 | 0,00003 | 0,00012 |
| | C7+* | 0,00000 | 0,00000 | 0,00000 | 0,00000 |
| | H2O | 0,00000 | 0,00033 | 0,00703 | 0,00045 |
| | CO | 0,24695 | 0,00000 | 0,00000 | 0,00000 |
| | Hydrogen | 0,65203 | 0,50644 | 0,01552 | 0,50390 |
| | Oxygen | 0,00000 | 0,00000 | 0,00000 | 0,00000 |
| | Methanol | 0,00000 | 0,15865 | 0,93745 | 0,16273 |

Fuente: Elaborado en base a datos recopilados

5.2. OPTIMIZACIÓN DE LA PLANTA

5.2.1. Especificaciones y restricciones

La simulación del Reactor es la base de la optimización del proceso de obtención de Metanol, y se realizará considerando que los modelos son dependientes de una variable, y que los factores de los catalizadores son constantes. El Reactor y el proceso de Metanol se han simulado en el programa HYSYS V.10. Las especificaciones del Reactor y del Catalizador se muestran en las tablas 5.1 y 5.2 respectivamente.

Tabla 5. 1: Especificaciones del Catalizador y del Reactor³⁸

| | |
|---|----------|
| Diámetro del tubo del Reactor [m] | 0,04 |
| Longitudes del Reactor [m] | 7 |
| Número de tubos [m] | 1620 |
| Forma de la partícula catalizadora | Cilindro |
| Diámetro del Catalizador [m] | 5,4 |
| Altura de la partícula catalizadora [mm] | 5,2 |
| Densidad de la particular catalizadora [mm] | 1190 |
| Fracción vacía de la cama | 0,285 |
| Coefficiente de transferencia de calor | 118,44 |

Fuente: Elaborado en base a datos recopilados

Tabla 5. 2: Especificaciones de Alimentación y enfriamiento

| Variable | Alimentación | Agua de enfriamiento |
|------------------------------|--------------|----------------------|
| Temperatura [°C] | 225 | 220 |
| Presión [bar] | 69,7 | 29 |
| Tasa de flujo molar [kmol/h] | 6264,8 | 766,0 |

Continúa

³⁸ En función a datos supuestos propuestos por la empresa YPF.

| Variable | Alimentación | Agua de enfriamiento |
|--|--------------|----------------------|
| Tracción de vapor | 57262,8 | 13800,0 |
| Flujo volumétrico [m ³ /h] | 1 | 0 |
| Componentes de la tasa de flujo [kg/h] | 3835,4 | 13,8 |
| CO | 10727,9 | 13800 |
| CO ₂ | 23684,2 | |
| H ₂ | 9586 | |
| H ₂ O | 108,8 | |
| CH ₃ OH | 756,7 | |
| CH ₄ | 4333 | |
| N ₂ | 8072 | |
| C ₂ H ₅ OH | 0,6 | |
| C ₃ H ₇ OH | 13,0 | |

Fuente: Elaborado en base a datos recopilados

A continuación, se presentan los datos obtenidos (Ver ANEXOS – Sección A.3)

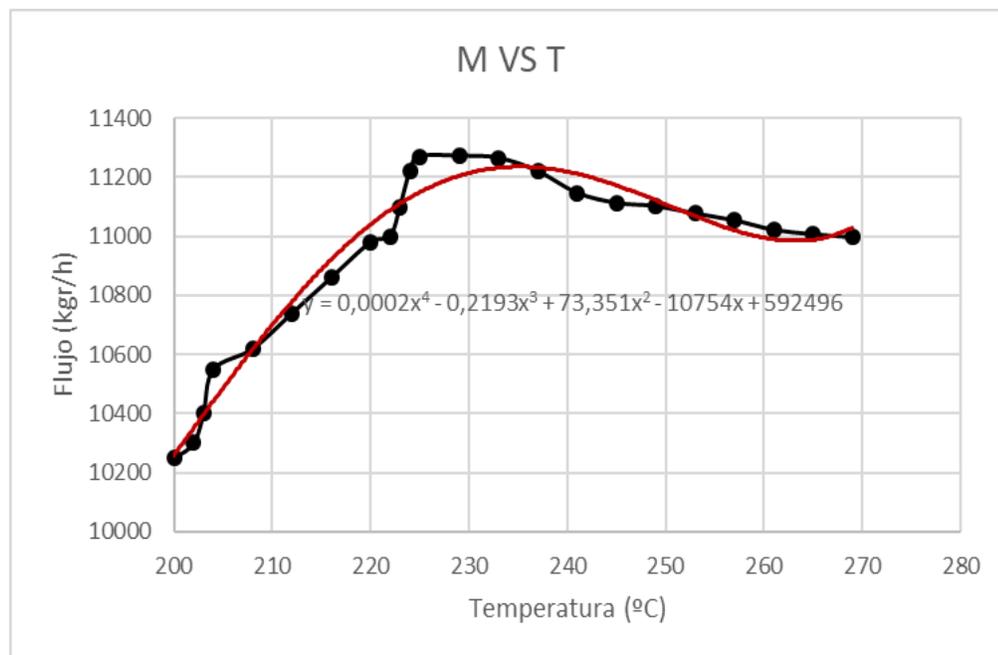
Con la simulación en el HYSYS para diferentes intervalos en temperatura, presión, flujo de agua de enfriamiento y longitud del reactor.

Las gráficas se obtuvieron anotando todos los resultados que ofrecía el HYSYS, es decir que se colocaba un valor de la variable para obtener un flujo másico de metanol en el proceso diseñado. De ésta manera se introducen varios datos y generan curvas, las cuales forman funciones, dichas funciones se representan mediante el modelo de regresión polinómica. Estas funciones objetivo nos permitirán determinar los valores óptimos del proceso y así poder determinar los valores mínimos y máximos a los cuales se puede mejorar el proceso.

Las funciones obtenidas son polinomios complejos que agrupan los valores y modelan los procesos de obtención de metanol. Mientras mayor sea el grado, más exacto será el valor optimizado del proceso.

Graficando la relación de Temperatura del reactor y flujo másico de metanol obtenido:

Figura 5. 4: Relación de Temperatura del Reactor y flujo másico de Metanol obtenido



Fuente: Elaborado en base a datos recopilados

En la anterior Figura 5.4, se grafica la recolección de datos obtenidos con la iteración de HYSYS, después se realiza una regresión polinómica para obtener la función matemática que representará la función de optimización para la relación de temperatura del reactor. El eje x de las ordenadas representa la Temperatura, y el eje Y de las abscisas representa el flujo másico de metanol.

De la anterior gráfica se obtiene la siguiente función polinómica:

Tabla 5. 3: Características del polinomio A

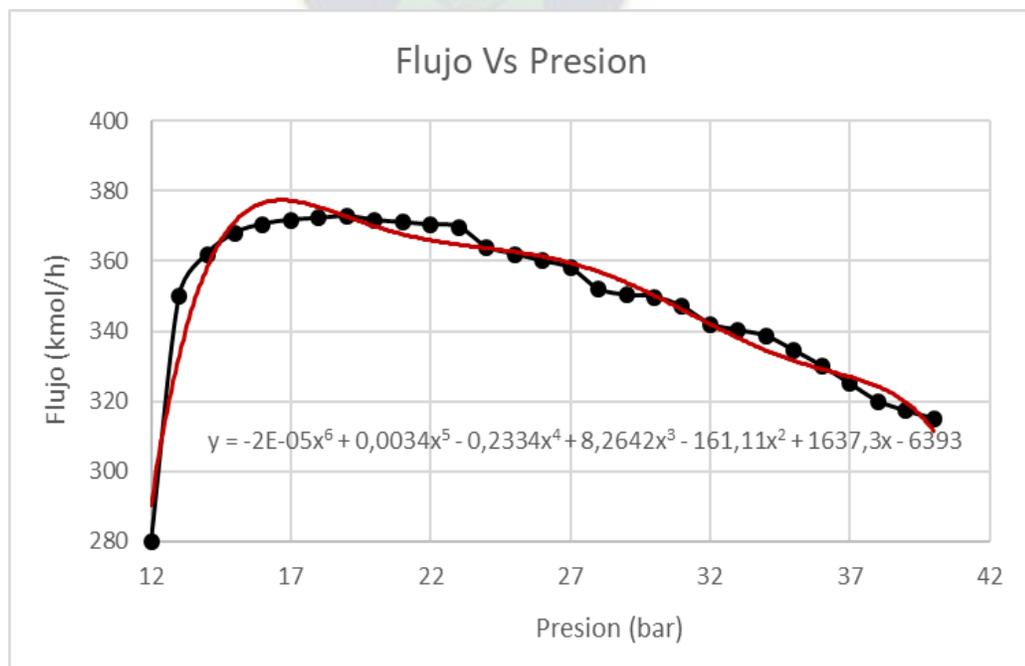
| | |
|---|--------------|
| Función polinómica: | |
| $\dot{m} = 0,0002T^4 - 0,2193T^3 + 73,351T^2 - 10754T + 592496$ | |
| Grado del polinomio: | Cuarto Grado |
| Variable dependiente: | Flujo Másico |
| Variable independiente: | Temperatura |
| Error de aproximación: | 0,05 |
| Correlación de los datos: | 0,65 |

Fuente: Elaborado en base a datos recopilados

En la anterior Tabla 5.3. Se describen las características del polinomio obtenido de la relación de la Figura 5.4

Graficando la relación de Presión interna del Reactor y flujo másico de Metanol obtenido

Figura 5. 5: Relación de Presión interna del reactor y flujo másico de metanol obtenido



Fuente: Elaborado en base a datos recopilados

En la anterior Figura 5.5, se grafica la recolección de datos obtenidos con la iteración de HYSYS, después se realiza una regresión polinómica para obtener la función matemática que representará la función de optimización para la relación de presión interna del reactor³⁹. De la anterior gráfica se obtiene la siguiente función polinómica:

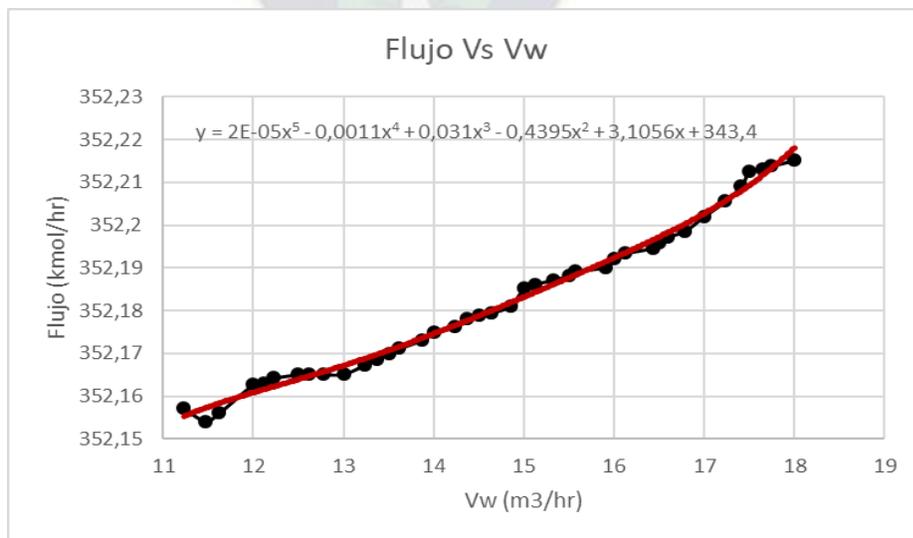
Tabla 5. 4: Características del polinomio B

| | |
|--|--------------|
| Función polinómica: | |
| $\dot{m} = -2 \times 10^{-5}P^6 + 0,003P^5 - 0,23P^4 + 8,26P^3 - 161,11P^2 + 1637,3P - 6393$ | |
| Grado del polinomio: | Sexto Grado |
| Variable dependiente: | Flujo Másico |
| Variable independiente: | Presión |
| Error de aproximación: | 0,032 |
| Correlación de los datos: | 0,97 |

Fuente: Elaborado en base a datos recopilados

Graficando la relación de Volumen de agua y flujo másico de metanol obtenido

Figura 5. 6: Relación de Volumen de agua y flujo másico de metanol obtenido



Fuente: Elaborado en base a datos recopilados

³⁹ El eje x de las ordenadas representa la Presión, y el eje Y de las abscisas representa el flujo másico de metanol.

En la anterior Figura 5.6, se grafica la recolección de datos obtenidos con la iteración de HYSYS, después se realiza una regresión polinómica para obtener la función matemática que representará la función de optimización para la relación de volumen de agua para la regeneración del reactor. El eje x de las ordenadas representa el volumen de agua utilizada, y el eje Y de las abscisas representa el flujo másico de metanol obtenido.

De la anterior gráfica se obtiene la siguiente función polinómica:

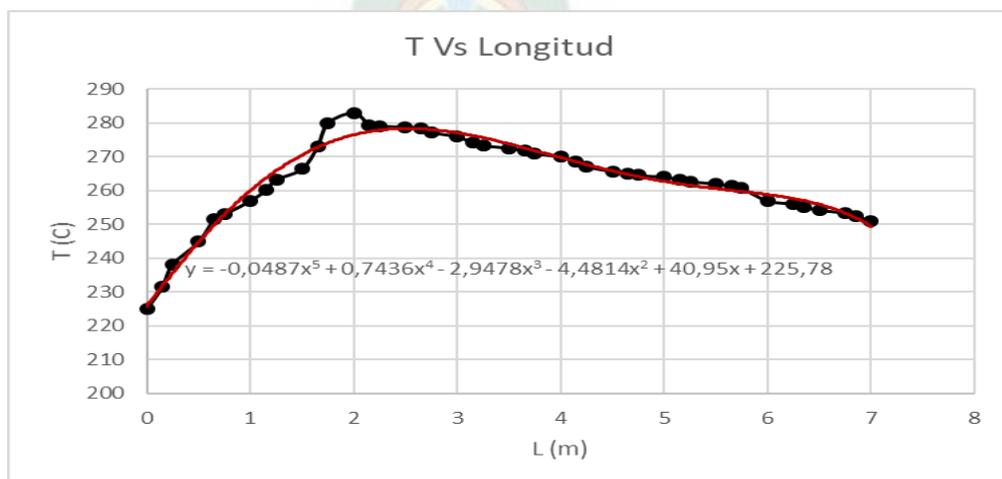
Tabla 5. 5: Características del polinomio B

| | |
|--|---------------------------|
| Función polinómica: | |
| $\dot{m} = 2 \times 10^{-5}V^5 - 0,0011V^4 + 0,031V^3 - 0,4395V^2 + 3,1056V + 343,4$ | |
| Grado del polinomio: | Quinto Grado |
| Variable dependiente: | Flujo Másico |
| Variable independiente: | Volumen de agua utilizada |
| Error de aproximación: | 0,032 |
| Correlación de los datos: | 0,97 |

Fuente: Elaborado en base a datos recopilados

Graficando la relación de Altura del reactor y Temperatura

Figura 5. 7: Relación de Altura del reactor y Temperatura



Fuente: Elaborado en base a datos recopilados

En la anterior Figura 5.6, se grafica la recolección de datos obtenidos con la iteración de HYSYS, después se realiza una regresión polinómica para obtener la función matemática que representará la función de optimización para la relación de la altura del reactor y la temperatura del mismo. El eje x de las ordenadas representa la longitud, y el eje Y de las abscisas representa la temperatura del reactor. De la anterior gráfica se obtiene la siguiente función polinómica:

Tabla 5. 6: Características del polinomio D

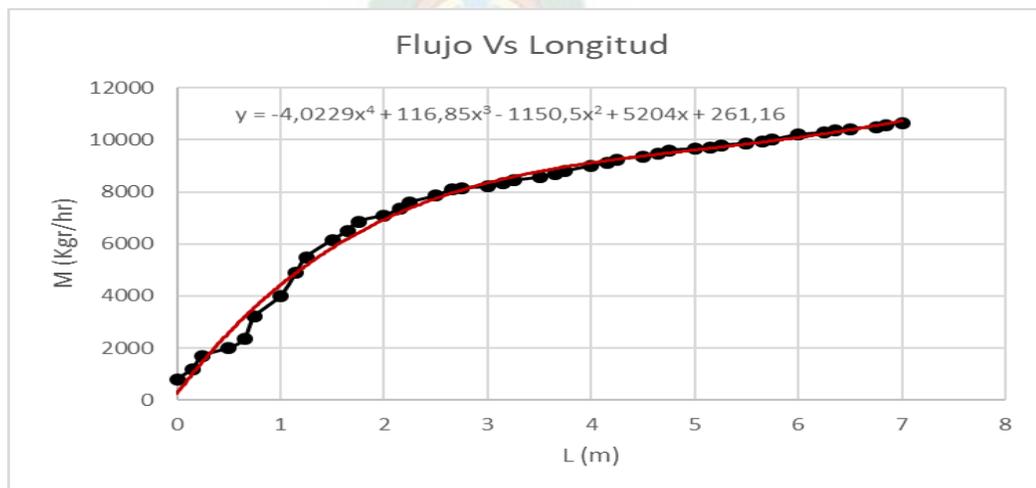
| | |
|--|--------------|
| Función polinómica: | |
| $T = -0,0487L^5 + 0,7436L^4 - 2,9478L^3 - 4,4814L^2 + 40,95L + 225,78$ | |
| Grado del polinomio: | Quinto Grado |
| Variable dependiente: | Temperatura |
| Variable independiente: | Longitud |
| Error de aproximación: | 0,032 |
| Correlación de los datos: | 0,97 |

Fuente: Elaborado en base a datos recopilados

En la anterior Tabla 5.6 Se describen las características del polinomio obtenido de la relación de la Figura 5.7

Graficando la relación de altura del reactor y flujo másico obtenido

Figura 5. 8: Relación de altura del reactor y flujo másico obtenido



Fuente: Elaborado en base a datos recopilados

En la anterior Figura 5.8, se grafica la recolección de datos obtenidos con la iteración de HYSYS, después se realiza una regresión polinómica para obtener la función matemática que representará la función de optimización para la relación de altura del reactor y flujo másico obtenido. El eje x de las ordenadas representa la altura del reactor, y el eje Y de las abscisas representa el flujo másico de metanol obtenido.

De la anterior gráfica se obtiene la siguiente función polinómica:

Tabla 5. 7: Características del polinomio B

| | |
|---|--------------|
| Función polinómica: | |
| $\dot{m} = -4,0229L^4 + 116,85L^3 - 1150,5L^2 + 5204L + 261,16$ | |
| Grado del polinomio: | Cuarto Grado |
| Variable dependiente: | Flujo Másico |
| Variable independiente: | Longitud |
| Error de aproximación: | 0,032 |
| Correlación de los datos: | 0,97 |

Fuente: Elaborado en base a datos recopilados

En la anterior Tabla 5.7. Se describen las características del polinomio obtenido de la relación de la Figura 5.8

5.2.2. Variables independientes de optimización

5.2.2.1. Función objetivo⁴⁰

Para la función objetivo del flujo másico de Metanol en función de la Temperatura:

$$\dot{m} = 0,0002T^4 - 0,2193T^3 + 73,351T^2 - 10754T + 592496$$

⁴⁰ Las funciones encontradas fueron obtenidas a través de proteo de datos para la producción de metanol. Estas funciones se representan, regresión polinómica. Ver anexos

$$\frac{d\dot{m}}{dT} = 0,0008T^3 - 0,6429T^2 + 146,702T - 10754$$

$$\frac{d\dot{m}}{dT} = 0 \rightarrow 0,0008T^3 - 0,6429T^2 + 146,702T - 10754 = 0$$

$$T_1 = 224,89 \text{ [}^\circ\text{C]} ; T_2 = 235,97 \text{ [}^\circ\text{C]} ; T_3 = 254,56 \text{ [}^\circ\text{C]}$$

$$\frac{d^2\dot{m}}{dT^2} = 0,00024T^2 - 1,286T + 146,702$$

$$\left. \frac{d^2\dot{m}}{dT^2} \right|_{T=224,89 \text{ [}^\circ\text{C]}} = -130,368417096 ; \textit{Punto minimo}$$

$$\left. \frac{d^2\dot{m}}{dT^2} \right|_{T=235,97 \text{ [}^\circ\text{C]}} = -143,391778184 ; \textit{Punto optimo}$$

$$\left. \frac{d^2\dot{m}}{dT^2} \right|_{T=254,56 \text{ [}^\circ\text{C]}} = -165,109969536 ; \textit{Punto maximo}$$

$$\begin{aligned} \dot{m}_{\text{minimo}} &= 0.0002 * (224.89)^4 - 0.2193 * (224.89)^3 \\ &\quad + 73.351 * (224.89)^2 - 10754 * (224.89) + 592496 \end{aligned}$$

$$\dot{m}_{\text{minimo}} = \mathbf{11189 \text{ [Kgr/hr]}}$$

$$\begin{aligned} \dot{m}_{\text{optimo}} &= 0.0002 * (235.97)^4 - 0.2193 * (235.97)^3 \\ &\quad + 73.351 * (235.97)^2 - 10754 * (235.97) + 592496 \end{aligned}$$

$$\dot{m}_{\text{optimo}} = \mathbf{11210 \text{ [Kgr/hr]}}$$

$$\begin{aligned} \dot{m}_{\text{maximo}} &= 0.0002 * (254.56)^4 - 0.2193 * (254.56)^3 \\ &\quad + 73.351 * (254.56)^2 - 10754 * (254.56) + 592496 \end{aligned}$$

$$\dot{m}_{\text{maximo}} = \mathbf{169515 \text{ [Kgr/hr]}}$$

Los resultados de las ecuaciones se presentan en la siguiente tabla:

Tabla 5.3.1 Resultados función objetivo del flujo másico de Metanol en función de la Temperatura

| Detalle | Resultado |
|--|----------------------------------|
| $\left. \frac{d^2 \dot{m}}{dT^2} \right _{T=224,89 [^{\circ}C]}$ | -130,368417096 como Punto maximo |
| $\left. \frac{d^2 \dot{m}}{dT^2} \right _{T=235,97 [^{\circ}C]}$ | -143.391778184 como Punto optimo |
| $\left. \frac{d^2 \dot{m}}{dT^2} \right _{T=254,56 [^{\circ}C]}$ | -165.109969536 como Punto maximo |
| \dot{m}_{minimo} | 11189 [Kgr/hr] |
| \dot{m}_{optimo} | 11210 [Kgr/hr] |
| \dot{m}_{maximo} | 169515 [Kgr/hr] |

Fuente: Elaboración propia

Para la función objetivo del flujo másico de Metanol en función de la Presión:

$$\dot{m} = -2 \times 10^{-5} P^6 + 0,003 P^5 - 0,23 P^4 + 8,26 P^3 - 161,11 P^2 + 1637,3 P - 6393$$

$$\frac{d\dot{m}}{dP} = -12 \times 10^{-5} P^5 + 0,015 P^4 - 0,92 P^3 + 24,78 P^2 - 322,22 P + 1637,3$$

$$\frac{d\dot{m}}{dP} = 0 \rightarrow -12 \times 10^{-5} P^5 + 0,015 P^4 - 0,92 P^3 + 24,78 P^2 - 322,22 P + 1637,3 = 0$$

$$P_1 = 17,5 [bar]; P_2 = 18,97 [bar]; P_3 = 24,34 [bar]; P_4 = 12,30 [bar]; P_5 = 24,23 [bar]$$

$$\frac{d^2\dot{m}}{dP^2} = -60 \times 10^{-5}P^4 + 0,060P^3 - 2,76P^2 + 49,56P - 322,22$$

$$\left. \frac{d^2\dot{m}}{dP^2} \right|_{P=17,5 \text{ [bar]}} = -34.88094 ; \text{Punto minimo}$$

$$\left. \frac{d^2\dot{m}}{dP^2} \right|_{P=18,97 \text{ [bar]}} = -43.38913$$

$$\left. \frac{d^2\dot{m}}{dP^2} \right|_{P=24,34 \text{ [bar]}} = -96.44687 ; \text{Punto optimo}$$

$$\left. \frac{d^2\dot{m}}{dP^2} \right|_{P=12,30 \text{ [bar]}} = -32.27358$$

$$\left. \frac{d^2\dot{m}}{dP^2} \right|_{P=24,23 \text{ [bar]}} = -95.04878992 ; \text{Punto maximo}$$

$$\dot{m}_{\text{minimo}} = -2 \times 10^{-5}17.5^6 + 0,00317.5^5 - 0,2317.5^4 + 8,2617.5^3 - 161,1117.5^2 + 1637,317.5 - 6393$$

$$\dot{m}_{\text{minimo}} = 33.767 \text{ [Kgr/hr]}$$

$$\dot{m}_{\text{optimo}} = -2 \times 10^{-5}24.34^6 + 0,00324.34^5 - 0,2324.34^4 + 8,2624.34^3 - 161,1124.34^2 + 1637,324.34 - 6393$$

$$\dot{m}_{\text{optimo}} = 13187840 \text{ [Kgr/hr]}$$

$$\dot{m}_{\text{maximo}} = -2 \times 10^{-5}24.23^6 + 0,00324.23^5 - 0,2324.23^4 + 8,2624.23^3 - 161,1124.23^2 + 1637,324.23 - 6393$$

$$\dot{m}_{\text{maximo}} = 3942830818 \text{ [Kgr/hr]}$$

A continuación, se presenta los resultados obtenidos de función objetivo del flujo másico de Metanol en función de la Presión:

Tabla 5.4.1. Resultados función objetivo del flujo másico de metanol en función de la presión

| Detalle | Resultado |
|---|--------------------------------|
| $\left. \frac{d^2 \dot{m}}{dP^2} \right _{P=17,5 \text{ [bar]}}$ | -34.88094 como Punto máximo |
| $\left. \frac{d^2 \dot{m}}{dP^2} \right _{P=18,97 \text{ [bar]}}$ | -43.38913 como Punto óptimo |
| $\left. \frac{d^2 \dot{m}}{dP^2} \right _{P=24,34 \text{ [bar]}}$ | -96.44687 como Punto máximo |
| $\left. \frac{d^2 \dot{m}}{dP^2} \right _{P=12,30 \text{ [bar]}}$ | -32.27357846 como Punto máximo |
| $\left. \frac{d^2 \dot{m}}{dP^2} \right _{P=24,23 \text{ [bar]}}$ | -95.04878992 como Punto máximo |
| \dot{m}_{minimo} | 33.767 [Kgr/hr] |
| \dot{m}_{optimo} | 13187840 [Kg/hr] |
| \dot{m}_{maximo} | 3942830818 [Kg/hr] |

Fuente: Elaboración propia

Para la función objetivo del flujo másico de Metanol en función del Volumen de agua:

$$\dot{m} = 2 \times 10^{-5}V^5 - 0,0011V^4 + 0,031V^3 - 0,4395V^2 + 3,1056V + 343,4$$

$$\frac{d\dot{m}}{dV} = 10 \times 10^{-5}V^4 - 0,0044V^3 + 0,093V^2 - 0,879V + 3,1056$$

$$\frac{d\dot{m}}{dV} = 0 \rightarrow 10 \times 10^{-5}V^4 - 0,0044V^3 + 0,093V^2 - 0,879V + 3,1056 = 0$$

$$V_1 = 24,02 \text{ [m}^3/\text{hr]}; V_2 = 22,45 \text{ [m}^3/\text{hr]}; V_3 = 16,57 \text{ [m}^3/\text{hr]}; V_4 = 17,23 \text{ [m}^3/\text{hr]}$$

$$\frac{d^2\dot{m}}{dV^2} = 40 \times 10^{-5}V^3 - 0,0132V^2 + 0,1V - 0,879$$

$$\left. \frac{d^2\dot{m}}{dV^2} \right|_{V_1=24,02 \text{ [m}^3/\text{hr]}} = -0.5494 ; \text{Punto minimo}$$

$$\left. \frac{d^2\dot{m}}{dV^2} \right|_{V=22,45 \text{ [m}^3/\text{hr]}} = -0.7609 ; \text{Punto optimo}$$

$$\left. \frac{d^2\dot{m}}{dV^2} \right|_{V=16,57 \text{ [m}^3/\text{hr]}} = -1.0264$$

$$\left. \frac{d^2\dot{m}}{dV^2} \right|_{V=17,23 \text{ [m}^3/\text{hr]}} = -1.0287 ; \text{Punto maximo}$$

$$\begin{aligned} \dot{m}_{\text{minimo}} &= 0.0002 * (24,02)^4 - 0.2193 * (24,02)^3 \\ &\quad + 73.351 * (24,02)^2 - 10754 * (24,02) + 592496 \end{aligned}$$

$$\dot{m}_{\text{minimo}} = 373532.9304 \text{ [Kgr/hr]}$$

$$\begin{aligned} \dot{m}_{\text{optimo}} &= 0.0002 * (22.45)^4 - 0.2193 * (22.45)^3 \\ &\quad + 73.351 * (22.45)^2 - 10754 * (22.45) + 592496 \end{aligned}$$

$$\dot{m}_{\text{optimo}} = 385607.2431 \text{ [Kgr/hr]}$$

$$\begin{aligned} \dot{m}_{\text{maximo}} &= 0.0002 * (17.23)^4 - 0.2193 * (17.23)^3 \\ &\quad + 73.351 * (17.23)^2 - 10754 * (17.23) + 592496 \end{aligned}$$

$$\dot{m}_{\text{maximo}} = 427876 \text{ [Kgr/hr]}$$

Para la función objetivo del flujo másico de metanol en función del volumen de agua. se tienen los siguientes resultados:

Tabla 5.5.1. Resultados función objetivo del flujo másico de Metanol en función del Volumen de agua

| Detalle | Resultado |
|--|--|
| $\left. \frac{d^2 \dot{m}}{dV^2} \right _{V_1=24,02 [m^3/hr]}$ | -0.5494 ;Punto mínimo |
| $\left. \frac{d^2 \dot{m}}{dV^2} \right _{V=22,45 [m^3/hr]}$ | -0.7609 ;Punto óptimo |
| $\left. \frac{d^2 \dot{m}}{dV^2} \right _{V=16,57 [m^3/hr]}$ | -1.0264 |
| $\left. \frac{d^2 \dot{m}}{dV^2} \right _{V=17,23 [m^3/hr]}$ | -1.0287 ;Punto máximo |
| $\dot{m}_{\text{mínimo}}$ | $\dot{m}_{\text{mínimo}} = 373532 [Kgr/hr]$ |
| $\dot{m}_{\text{óptimo}}$ | $\dot{m}_{\text{óptimo}} = 3856507 [Kgr/hr]$ |
| $\dot{m}_{\text{máximo}}$ | $\dot{m}_{\text{óptimo}} = 427876 [Kgr/hr]$ |

Fuente: Elaboración propia

Para la función objetivo de la temperatura del reactor de Metanol en función de la Longitud:

$$T = -0,0487L^5 + 0,7436L^4 - 2,9478L^3 - 4,4814L^2 + 40,95L + 225,78$$

$$\frac{dT}{dL} = -0,2435L^4 + 2,974L^3 - 8,8434L^2 - 8,9628L + 40,95$$

$$\frac{dT}{dL} = 0 \rightarrow -0,2435L^4 + 2,974L^3 - 8,8434L^2 - 8,9628L + 40,95 = 0$$

$$L_1 = 5,3 [m]; L_2 = 5,76 [m]; L_3 = 2,67 [m]; L_4 = 2,45 [m]$$

$$\frac{d^2T}{dL^2} = -0,974L^3 + 8,922L^2 - 17,6868L - 8,9628$$

$$\left. \frac{d^2T}{dL^2} \right|_{L=5,3 [m]} = 2.909942; \text{Punto maximo}$$

$$\left. \frac{d^2T}{dL^2} \right|_{L=5,76 [m]} = -0.96251942$$

$$\left. \frac{d^2T}{dL^2} \right|_{L=2,67 [m]} = -11.121785; \text{Punto optimo}$$

$$\left. \frac{d^2T}{dL^2} \right|_{L=2,45 [m]} = -13.0649208; \text{Punto minimo}$$

$$T_{\text{minimo}} = -0,0487(2,45)^5 + 0,7436(2,45)^4 - 2,9478(2,45)^3 - 4,4814(2,45)^2 + 40,95(2,45) + 225,78$$

$$T_{\text{minimo}} = \mathbf{278.350174 [^{\circ}C]}$$

$$T_{\text{optimo}} = -0,0487(2,67)^5 + 0,7436(2,67)^4 - 2,9478(2,67)^3 - 4,4814(2,67)^2 + 40,95(2,67) + 225,78$$

$$T_{\text{optimo}} = \mathbf{278.242566 [^{\circ}C]}$$

$$T_{\text{maximo}} = -0,0487(5.3)^5 + 0,7436(5.3)^4 - 2,9478(5.3)^3 - 4,4814(5.3)^2 + 40,95(5.3) + 225,78$$

$$T_{\text{maximo}} = \mathbf{261.1478415 [^{\circ}C]}$$

Los resultados para la función objetivo de la temperatura del reactor de metanol en función de la longitud se muestran en la siguiente tabla:

Tabla 5.6.1. Resultados función objetivo de la temperatura del reactor de Metanol en función de la Longitud:

| Detalle | Resultado |
|--|-----------------------------------|
| $\left. \frac{d^2 T}{dL^2} \right _{L=5,3 [m]}$ | 2.909942 ; <i>Punto maximo</i> |
| $\left. \frac{d^2 T}{dL^2} \right _{L=5,76 [m]}$ | -0.96251942 |
| $\left. \frac{d^2 T}{dL^2} \right _{L=2,67 [m]}$ | -11.121785 ; <i>Punto optimo</i> |
| $\left. \frac{d^2 T}{dL^2} \right _{L=2,45 [m]}$ | -13.0649208 ; <i>Punto minimo</i> |
| T_{minimo} | 278.242566 [°C] |
| T_{optimo} | 259.382122 [°C] |
| T_{maximo} | 261.147815 [°C] |

Fuente: Elaboración propia

Para la función objetivo del flujo másico de metanol en función de la longitud:

$$\dot{m} = -4,0229L^4 + 116,85L^3 - 1150,5L^2 + 5204L + 261,16$$

$$\frac{d\dot{m}}{dL} = -16,092L^3 + 116,85L^2 - 2301L + 5204$$

$$\frac{d\dot{m}}{dL} = 0 \rightarrow -16,092L^3 + 116,85L^2 - 2301L + 5204 = 0$$

$$L_1 = 2,78 [m]; L_2 = 3,34[m]; L_3 = 5,24 [m]$$

$$\frac{d^2 \dot{m}}{dL^2} = -48,2748L^2 + 116,85L - 2301$$

$$\left. \frac{d^2 \dot{m}}{dL^2} \right|_{L=2,78 [m]} = -2349.24396 ; \text{Punto maximo}$$

$$\left. \frac{d^2 \dot{m}}{dL^2} \right|_{L=3,34 [m]} = -2449.25536 ; \text{Punto optimo}$$

$$\left. \frac{d^2 \dot{m}}{dL^2} \right|_{L=5,24 [m]} = -3014.21615 ; \text{Punto maximo}$$

$$\dot{m}_{\text{minimo}} = -4,0229(2,78)^4 + 116,85(2,78)^3 - 1150,5(2,78)^2 + 5204L + 261,16$$

$$\dot{m}_{\text{minimo}} = \mathbf{8106.992 [Kgr/hr]}$$

$$\dot{m}_{\text{optimo}} = -4,0229(3,34)^4 + 116,85(3,34)^3 - 1150,5(3,34)^2 + 5204(3,34) + 261,16$$

$$\dot{m}_{\text{optimo}} = \mathbf{8661.159121 [Kgr/hr]}$$

$$\dot{m}_{\text{maximo}} = -4,0229(5,24)^4 + 116,85(5,24)^3 - 1150,5(5,24)^2 + 5204(5,24) + 261,16$$

$$\dot{m}_{\text{maximo}} = \mathbf{9719.33098 [Kgr/hr]}$$

Los resultados para la función objetivo del flujo másico de Metanol en función de la Longitud se muestran en la siguiente tabla:

Tabla 5.7.1. Resultados función objetivo del flujo másico de Metanol en función de la Longitud

| Detalle | Resultado |
|--|---------------------------|
| $\left. \frac{d^2 \dot{m}}{dL^2} \right _{L=2,78 [m]}$ | -2349.24396; Punto mínimo |

| | |
|--|-----------------------------------|
| $\left. \frac{d^2 \dot{m}}{dL^2} \right _{L=3,34 [m]}$ | -2449.25536 ; <i>Punto optimo</i> |
| $\left. \frac{d^2 \dot{m}}{dL^2} \right _{L=5,24 [m]}$ | -3014.21615 ; <i>Punto maximo</i> |
| \dot{m}_{minimo} | 8106.992 [Kgr/hr] |
| \dot{m}_{optimo} | 8661.159121 [Kgr/hr] |
| \dot{m}_{maximo} | 9719.33098 [Kgr/hr] |

Fuente: Elaboración propia

Se obtienen a continuación los siguientes datos operativos con los cuáles funcionará la planta de Metanol en la Petroquímica de Bulo – Bulo. Los datos se han obtenido con la simulación de HYSYS V.10 y se los enmarca después de haber realizado la optimización de las variables de operación:

Tabla 5. 8: Datos operativos

| | Corriente de salida real | Corriente de salida simulada | Vapor real | Vapor simulado |
|--|--------------------------|------------------------------|------------|----------------|
| Temperatura [°C] | 225 | 225 | 220 | 220 |
| Presión [bar] | 69,7 | 69,7 | 29 | 29 |
| Tasa de flujo molar [kmol/h] | 6264,8 | 6264,8 | 766,0 | 766,0 |
| Tracción de vapor | 57262,8 | 57262,8 | 13800,0 | 13800,0 |
| Flujo volumétrico [m3/h] | 1 | 1 | 0 | 0 |
| Componentes de la tasa de flujo [kg/h] | 3835,4 | 3835,4 | 13,8 | 13,8 |
| CO | 10727,9 | 10727,9 | 13800 | 13800 |
| CO ₂ | 23684,2 | 23684,2 | | |

| | | | | |
|----------------------------------|-------|-------|--|--|
| H ₂ | 9586 | 9586 | | |
| H ₂ O | 108,8 | 108,8 | | |
| CH ₃ OH | 756,7 | 756,7 | | |
| CH ₄ | 4333 | 4333 | | |
| N ₂ | 8072 | 8072 | | |
| C ₂ H ₅ OH | 0,6 | 0,6 | | |

Fuente: Elaborado en base a datos recopilados

Resultados de optimización de variables de operación del proceso:

Tabla 5. 9: Resultados de la Optimización

| Variable del proceso | Dato de base | Dato optimizado |
|--|--------------|-----------------|
| Temperatura del gas de síntesis [°C] | 225 | 236 |
| Presión [bar] | 29 | 19 |
| Tasa de flujo volumétrico del agua de enfriamiento [m ³ /h] | 13,8 | 16,57 |
| Tasa de flujo molar de metanol [kmol/h] | 352,2 | 377,0 |

Fuente: Elaborado en base a datos recopilados

5.3 OPTIMIZACIÓN DE COSTOS DE EQUIPOS UTILIZADOS EN EL PROCESO

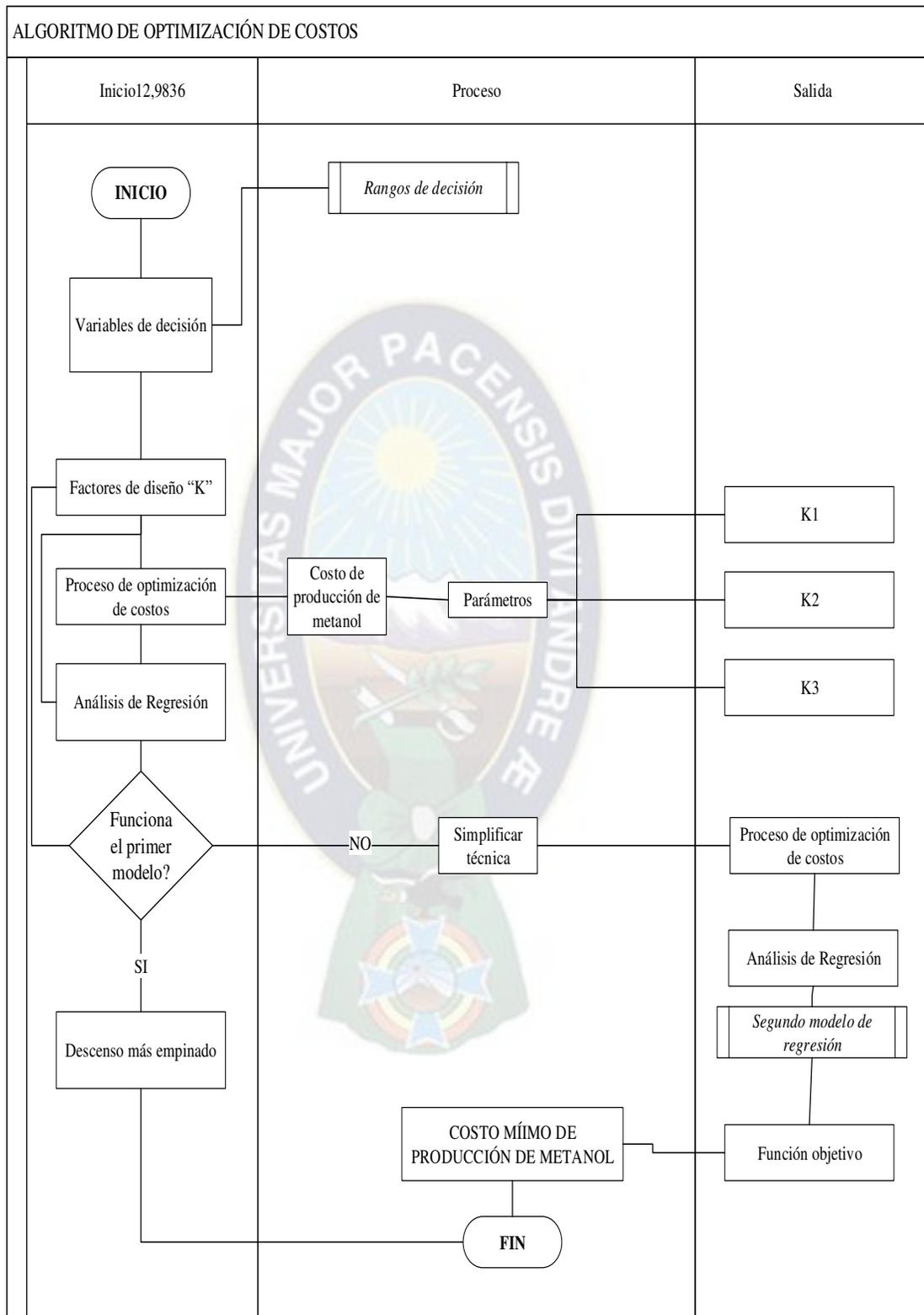
La suposición utilizada en el análisis económico se enumera a continuación:

- La planta funcionara durante 8.400 hrs al año.
- Se espera que la planta tenga una vida vegetal de 10 años con un valor residual.
- El costo de mano de obra es de \$us 40,000 por operador por año.
- El capital circulante es del 15% de la inversión de capital fijo.

- Inversión total de capital incluyendo inversión de capital fijo y capital de trabajo.
- El mantenimiento y las reparaciones son del 5% de la inversión de capital fijo.
- Los suministros de operación son el 15% de mantenimiento y reparaciones.
- La carga de laboratorio es del 15% de la mano de obra.
- Los gastos administrativos son del 50% del coste de mano de obra.
- El mantenimiento y las reparaciones, la tasa de laboratorio y los gastos administrativos aumentan anualmente un 3%. - Los impuestos y seguros locales son el 4% de la inversión de capital fijo.
- El costo total de la planta es del 60% de la mano de obra.
- El costo del dióxido de carbono es de \$us 12,10 por tonelada.
- El costo del hidrógeno es de \$us 1,250 por tonelada. El costo del agua de proceso a 25 °C es de \$us 0.0259 por metro cúbico. - El costo de vapor saturado en 6.9 bar es de \$us 55 por tonelada.
- El costo de la electricidad es de \$us 0.127 por kWh.

Para la optimización de los costos se sigue el siguiente algoritmo para mejorar el valor de los costos de producción de metanol.

Figura 5. 9: Algoritmo de Optimización

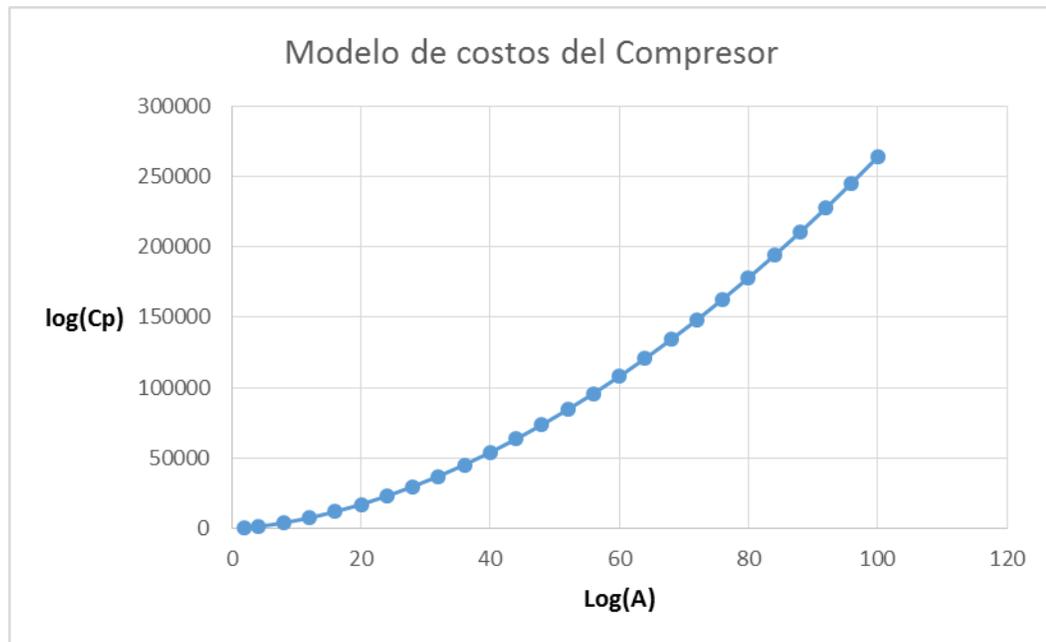


Fuente: Elaborado en base a datos recopilados

5.3.1. Optimización del Compresor

$$\log C_p^0 = 2.2897 + 1.3604 \log(C_c) + 0.1027 \log^2(C_c)$$

Figura 5. 10: Modelo de costos de compresor



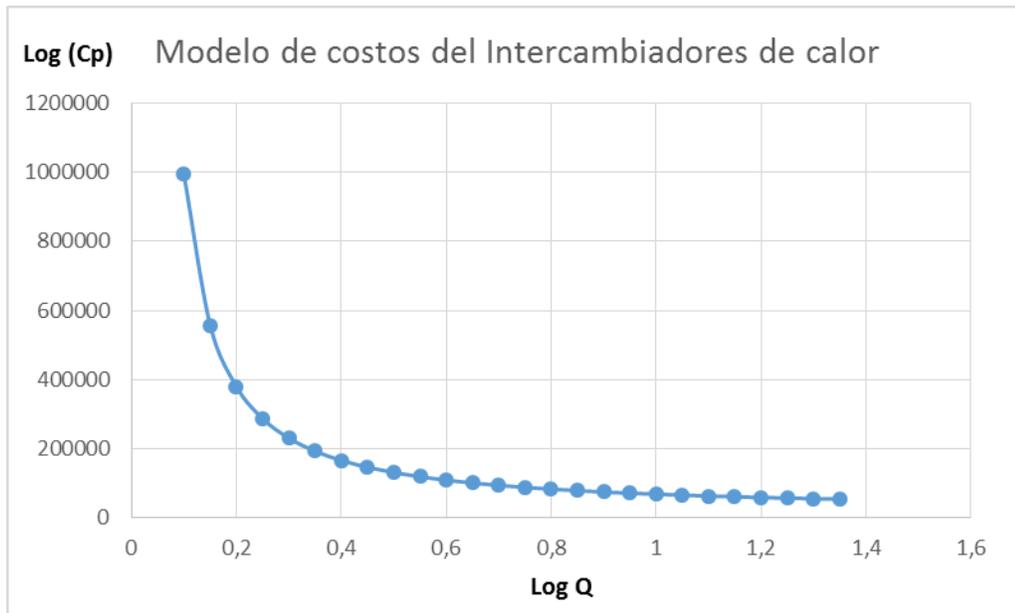
Fuente: Elaborado en base a datos recopilados

En la gráfica 5.10 se muestra el modelo de costos del compresor en función a $\log(C_p)$ y $\log(A)$.

5.3.2. Optimización de Intercambiadores de calor

$$\log C_p^0 = 4,8306 - 0,8509 \log(Q) + 0,3187 \log^2(Q)$$

Figura 5. 11: Modelo de costos del intercambiador de calor



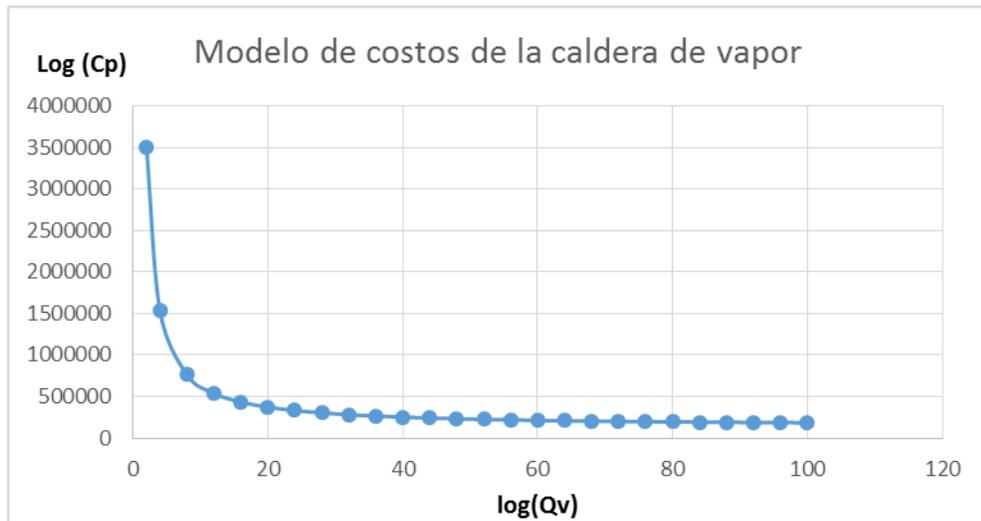
Fuente: Elaborado en base a datos recopilados

En la gráfica 5.11 se muestra el modelo de costos del intercambiador de calor en función a $\log (Cp)$ y $\log (Q)$, de la anterior ecuación.

5.3.3. Optimización de la caldera de vapor

$$\log Cp^0 = 6.9617 - 1.48 \log(Qv) + 0.3161 \log^2(Qv)$$

Figura 5. 12: Modelo de costos de la caldera de vapor



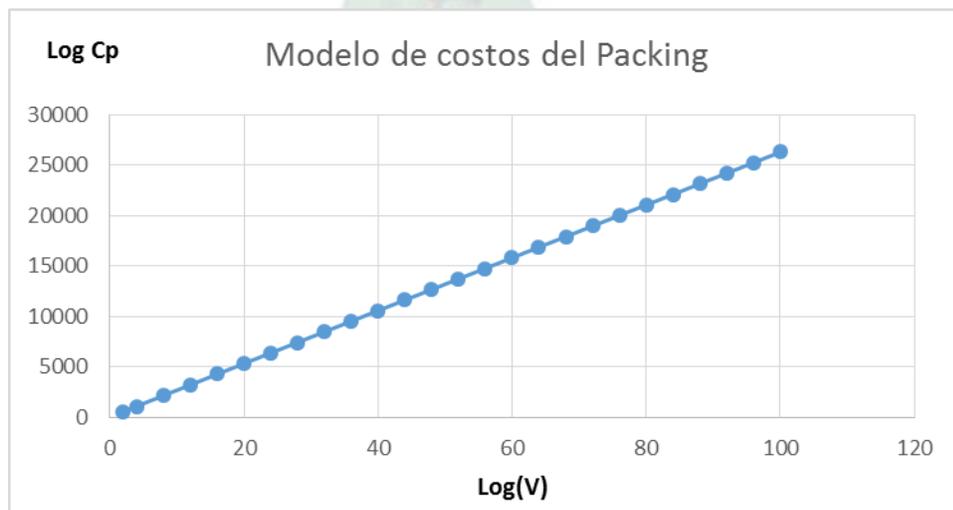
Fuente: Elaborado en base a datos recopilados

En la gráfica 5.12 se muestra el modelo de costos de la caldera de vapor en función a log (Cp) y log(Qv) mencionado en la anterior ecuación.

5.3.4. Optimización del Packing

$$\log Cp^0 = 2.4493 + 0.9744 \log(V) + 0.0055 \log^2(V)$$

Figura 5. 13: Modelo de costos del Packing



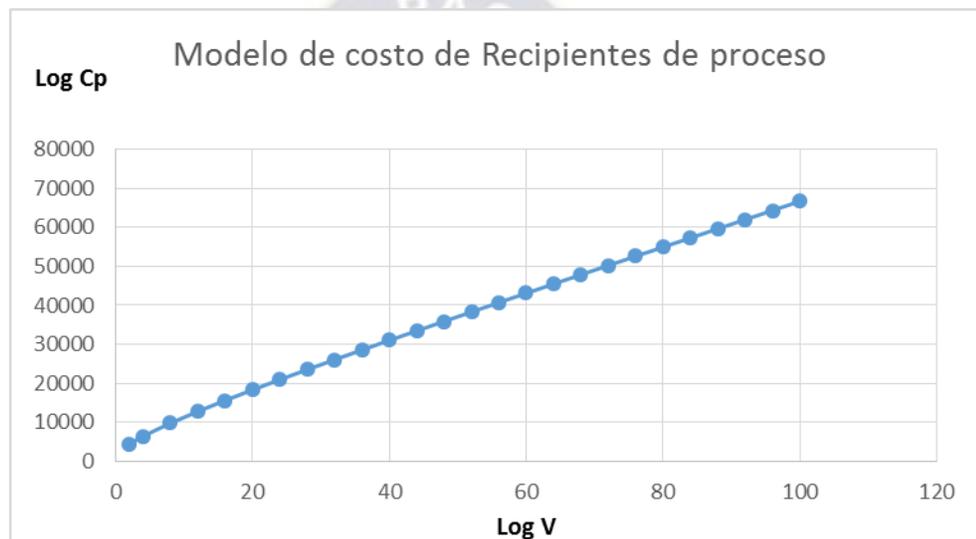
Fuente: Elaborado en base a datos recopilados

En la gráfica 5.13 se muestra el modelo de costos del packing en función a $\log(C_p)$ y $\log(V)$, que parte de la anterior ecuación.

5.3.5. Optimización de Recipientes de proceso

$$\log C_p^0 = 3.4974 + 0.4485 \log(V) + 0.1074 \log^2(V)$$

Figura 5.14: Modelo de costos de recipientes del proceso



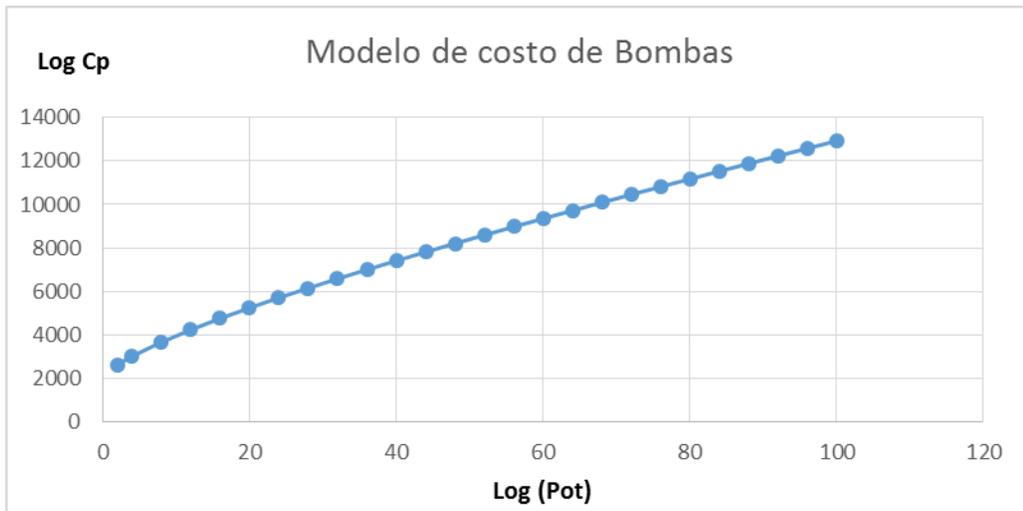
Fuente: Elaborado en base a datos recopilados

En la gráfica 5.14 se muestra el modelo de costos de recipientes del proceso en función a $\log(C_p)$ y $\log(V)$ de la ecuación mencionada anteriormente.

5.3.6. Optimización de Bombas

$$\log C_p^0 = 3.3892 + 0.0536 \log(Pot) + 0.1538 \log^2(Pot)$$

Figura 5. 15: Modelo de costos de bombas



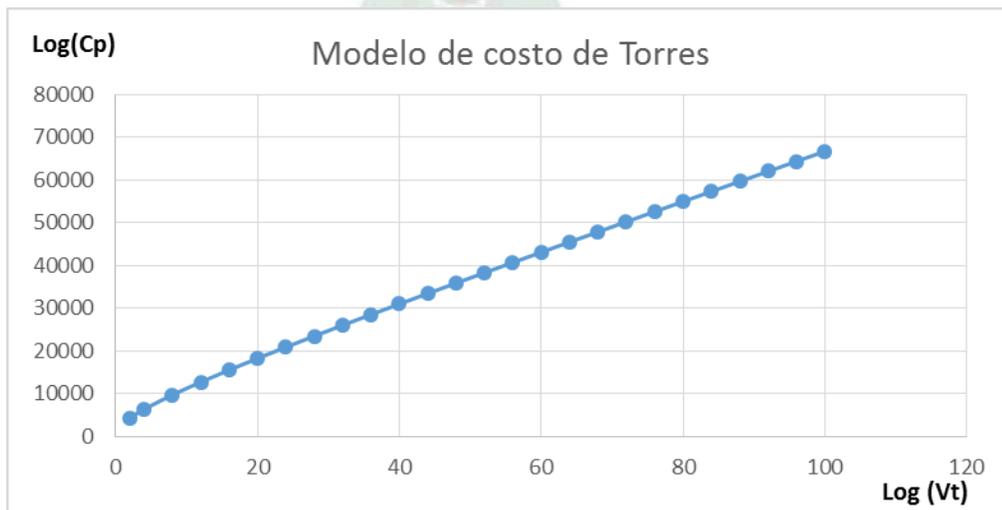
Fuente: Elaborado en base a datos recopilados

En la gráfica 5.15 se muestra el modelo de costos de bombas en función a log (Cp) y log(Pot). De la ecuación mencionada anteriormente.

5.3.7. Optimización de Torres

$$\log Cp^0 = 3.4974 + 0.4485 \log(Vt) + 0.1074 \log^2(Vt)$$

Figura 5. 16: Modelo de costos de torres absorbedoras



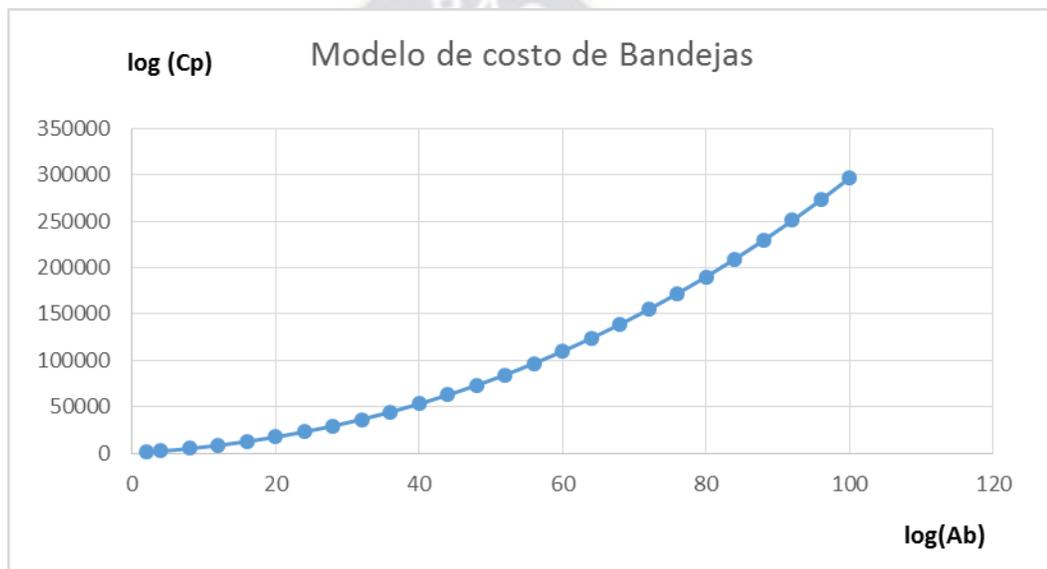
Fuente: Elaborado en base a datos recopilados

En la gráfica 5.16 se muestra el modelo de costos del compresor en función a $\log(C_p)$ y $\log(V_t)$. De la ecuación mencionada anteriormente.

5.3.8. Optimización de Bandejas

$$\log C_p^0 = 2.9949 + 0.4465 \log(Ab) + 0.3961 \log^2(Ab)$$

Figura 5. 17: Modelo de costos de bandejas



Fuente: Elaborado en base a datos recopilados

En la gráfica 5.17 se muestra el modelo de costos de bandejas en función a $\log(C_p)$ y $\log(Ab)$. De la ecuación mencionada anteriormente.

5.4. APLICACIÓN DE LA TEORÍA DE LA RESTRICCIÓN

Para un fácil entendimiento de la optimización de los costos, se aplicará el teorema de Lagrange anteriormente descrito:

$$\min L(x, \lambda) = \min J(x)$$

La función a optimizar será el costo del volumen del absorbedor, cuya función es:

$$\log Cp^0 = 3.4974 + 0.4485 \log(Vt) + 0.1074 \log^2(Vt)$$

$$F = \log Cp^0$$

$$F = 3.4974 + 0.4485 \log(Vt) + 0.1074 \log^2(Vt)$$

El costo del absorbedor está en función al volúmen, por otra parte la ecuación de volumen de un absorbedor es igual a:

$$Vt = \frac{\pi}{4} D^2 L$$

Pero en éste caso se supone el diámetro constante, y se realiza el despeje de la variable:

$$D = \sqrt{\frac{4Vt \cdot L}{\pi}}$$

Luego, la función de restricción G, es entonces:

$$G(Vt) = D - \sqrt{\frac{4Vt \cdot L}{\pi}}$$

La función de Lagrange será:

$$L(Vt, \lambda) = F(Vt) - \lambda G(Vt)$$

La función Lagrangiana para el costo será

$$L(Vt, \lambda) = 3.4974 + 0.4485 \log(Vt) + 0.1074 \log^2(Vt) - \lambda G \left(D - \sqrt{\frac{4Vt \cdot L}{\pi}} \right)$$

Luego aplicando la siguiente condición:

$$\left. \frac{\partial L(Vt, \lambda)}{\partial Vt} \right|_{\lambda} = 0; \left. \frac{\partial L(Vt, \lambda)}{\partial \lambda} \right|_x = 0 \Rightarrow h(x^*) = 0$$

5.5. APLICACIÓN DEL MÉTODO DEL HESSIANO

Que puede resolverse mediante el método de Newton. Si tiene solución, después hay que comprobar mediante el Hessiano de L que la solución $x, * \lambda^*$ corresponde verdaderamente a un mínimo de L respecto a x^*

$$\left. \frac{\partial J(x^*)}{\partial x} \right|_{x, \lambda} + \lambda \left. \frac{\partial h(x^*)}{\partial \lambda} \right|_{x, \lambda} = 0 \Rightarrow h(x^*) = 0$$

$$\left[\frac{\partial J(x)}{\partial x_1} \cdot \frac{\partial J(x)}{\partial x_2} \dots \frac{\partial J(x)}{\partial x_n} \right] + [\lambda_1 \cdot \lambda_2 \dots \lambda_n] \begin{bmatrix} \frac{\partial h_1(x)}{\partial x_1} \cdot \frac{\partial h_1(x)}{\partial x_2} \dots \frac{\partial h_1(x)}{\partial x_n} \\ \frac{\partial h_2(x)}{\partial x_1} \cdot \frac{\partial h_2(x)}{\partial x_2} \dots \frac{\partial h_2(x)}{\partial x_n} \\ \vdots \\ \frac{\partial h_m(x)}{\partial x_1} \cdot \frac{\partial h_m(x)}{\partial x_2} \dots \frac{\partial h_m(x)}{\partial x_n} \end{bmatrix} = 0$$

Para que haya solución óptima, debe cumplirse que los gradientes $\nabla x h_j$ sean linealmente independientes, lo que se conoce como cualificación de las restricciones:

$$\begin{aligned} \frac{\partial J(x)}{\partial x_1} + \lambda_1 \frac{\partial h_1(x)}{\partial x_1} + \lambda_2 \frac{\partial h_2(x)}{\partial x_1} + \dots + \lambda_m \frac{\partial h_m(x)}{\partial x_1} &= 0 \\ \frac{\partial J(x)}{\partial x_2} + \lambda_1 \frac{\partial h_1(x)}{\partial x_2} + \lambda_2 \frac{\partial h_2(x)}{\partial x_2} + \dots + \lambda_m \frac{\partial h_m(x)}{\partial x_2} &= 0 \\ &\vdots \\ \frac{\partial J(x)}{\partial x_m} + \lambda_1 \frac{\partial h_1(x)}{\partial x_m} + \lambda_2 \frac{\partial h_2(x)}{\partial x_m} + \dots + \lambda_m \frac{\partial h_m(x)}{\partial x_m} &= 0 \end{aligned}$$

5.6. MATRIZ ORLADA

Se tiene la siguiente matriz orlada para determinarse: son máximos o que vivimos

$$H = \begin{bmatrix} 0 & -\frac{\partial g}{\partial x} & -\frac{\partial g}{\partial y} \\ \frac{\partial g}{\partial x} & -\frac{\partial^2 g}{\partial x^2} & -\frac{\partial^2 g}{\partial y \partial x} \\ \frac{\partial g}{\partial y} & -\frac{\partial^2 g}{\partial x \partial y} & -\frac{\partial^2 g}{\partial y^2} \end{bmatrix}$$

Resolviendo la determinante de la matriz se tiene que:

$$H = \begin{bmatrix} 0 & -\frac{\partial g}{\partial x} & -\frac{\partial g}{\partial y} \\ \frac{\partial g}{\partial x} & -\frac{\partial^2 g}{\partial x^2} & -\frac{\partial^2 g}{\partial y \partial x} \\ \frac{\partial g}{\partial y} & -\frac{\partial^2 g}{\partial x \partial y} & -\frac{\partial^2 g}{\partial y^2} \end{bmatrix}$$

$$H = 0 * \begin{bmatrix} -\frac{\partial^2 g}{\partial x^2} & -\frac{\partial^2 g}{\partial y \partial x} \\ -\frac{\partial^2 g}{\partial x \partial y} & -\frac{\partial^2 g}{\partial y^2} \end{bmatrix} - \left(-\frac{\partial g}{\partial x}\right) * \begin{bmatrix} -\frac{\partial g}{\partial x} & -\frac{\partial^2 g}{\partial y \partial x} \\ -\frac{\partial g}{\partial y} & -\frac{\partial^2 g}{\partial y^2} \end{bmatrix} + \left(-\frac{\partial g}{\partial y}\right) * \begin{bmatrix} \frac{\partial g}{\partial x} & -\frac{\partial^2 g}{\partial x^2} \\ -\frac{\partial g}{\partial y} & -\frac{\partial^2 g}{\partial x \partial y} \end{bmatrix}$$

$$H = \left(\frac{\partial g}{\partial x}\right) * \left[\frac{\partial g}{\partial x} * \frac{\partial^2 g}{\partial y^2} - \frac{\partial g}{\partial y} * \frac{\partial^2 g}{\partial y \partial x}\right] - \left(\frac{\partial g}{\partial y}\right) * \left[\frac{\partial g}{\partial x} * \frac{\partial^2 g}{\partial x \partial y} - \frac{\partial g}{\partial y} * \frac{\partial^2 g}{\partial x^2}\right]$$

$$H = \left(\frac{\partial g}{\partial x}\right) * \frac{\partial g}{\partial x} * \frac{\partial^2 g}{\partial y^2} - \left(\frac{\partial g}{\partial x}\right) * \frac{\partial g}{\partial y} * \frac{\partial^2 g}{\partial y \partial x} - \left(\frac{\partial g}{\partial y}\right) * \left(\frac{\partial g}{\partial y}\right) * \frac{\partial^2 g}{\partial x} * \frac{\partial^2 g}{\partial x \partial y} - \left(\frac{\partial g}{\partial y}\right) * \frac{\partial g}{\partial y} * \frac{\partial^2 g}{\partial x^2}$$

$$H = \left(\frac{\partial g}{\partial x}\right)^2 * \frac{\partial^2 g}{\partial y^2} - \left(\frac{\partial g}{\partial x}\right) * \frac{\partial g}{\partial y} * \frac{\partial^2 g}{\partial y \partial x} - \left(\frac{\partial g}{\partial y}\right) * \frac{\partial g}{\partial x} * \frac{\partial^2 g}{\partial x \partial y} - \left(\frac{\partial g}{\partial y}\right)^2 * \frac{\partial^2 g}{\partial x^2}$$

$$H = \left(\frac{\partial g}{\partial x}\right)^2 * \frac{\partial^2 g}{\partial y^2} - 2\left(\frac{\partial g}{\partial x}\right) * \frac{\partial g}{\partial y} * \frac{\partial^2 g}{\partial y \partial x} - \left(\frac{\partial g}{\partial y}\right)^2 * \frac{\partial^2 g}{\partial x^2}$$

5.7. APLICACIÓN DEL MODELO DE KARUSH KUN TUCKER

Optimizando con el primer modelo de Karush Kun Tucker como indica el algoritmo

$$y = b_0 + b_1x_1 + b_2x_2 + b_3x_3 + b_4x_4 + b_5x_5$$

Donde:

x_1 : Presión de Inyección para el primer reactor [Psi]

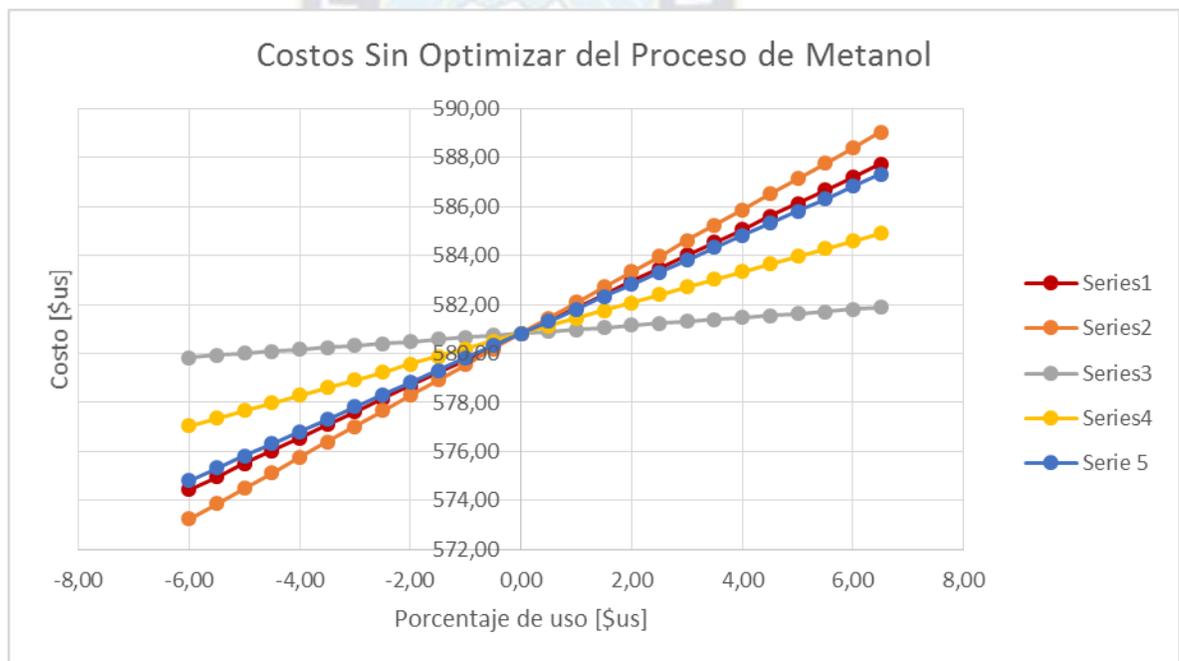
x_2 : Temperatura de Inyección para el primer reactor [K]

x_3 : Presión de Inyección para el segundo reactor [Psi]

x_4 : Temperatura de salida del enfriador de vapor

x_5 : Temperatura de Inyección para la columna de destilación

Figura 5. 18: Comparación de costos sin optimizar



Fuente: Elaborado en base a datos recopilados

$$\dot{m} = 0,0002T^4 - 0,2193T^3 + 73,351T^2 - 10754T + 592496$$

$$\dot{m} = -2 \times 10^{-5}P^6 + 0,003P^5 - 0,23P^4 + 8,26P^3 - 161,11P^2 + 1637,3P - 6393$$

La función de costos dependiente de las variables operativas

$$y = 521,34 + 2,34 \cdot P + 1,67 \cdot T + 12,34 \cdot V + 167 \cdot L$$

Aplicando el teorema de Lagrange

$$\begin{aligned} \mathcal{L} = & 521,34 + 2,34 \cdot P + 1,67 \cdot T + 12,34 \cdot V + 167 \cdot L \\ & + \lambda(0,0084T^3 - 6,4506T^2 + 1633,3T - 125986) \\ & + \mu(0,0192P^3 - 1,7158P^2 + 46,683P - 25,445) \end{aligned}$$

Optimizando con el segundo modelo como indica el algoritmo

$$MIN(C_{mst}) = \beta_0 + \sum_{i=1}^n \beta_i x_i + \sum_{i=1}^n \beta_i x_i^2 + \sum_{i=j} \sum \beta_i x_i x_i \quad (24)$$

En éste caso se construye la función de costos dependiente sólo de las variables de Presión y temperatura para simplificar el proceso de cálculo:

$$y = 563,37 + 7,98P - 8,22T - 11,92PT + 4,45P^2 + 7,87T^2$$

Aplicando el teorema de Lagrange

$$\begin{aligned} \mathcal{L} = & 563,37 + 7,98P - 8,22T - 11,92PT + 4,45P^2 + 7,87T^2 \\ & + \lambda(0,0084T^3 - 6,4506T^2 + 1633,3T - 125986) \\ & + \mu(0,0192P^3 - 1,7158P^2 + 46,683P - 25,445) \end{aligned}$$

Tabla 5. 10: Rangos de variables de decisión.

| VARIABLES DE DECISIÓN | RANGOS | |
|--|-------------|-------------|
| x1: Presión de entrada al 1er reactor (bar) | 56.0–58.0 | 57.84–59.84 |
| x2: Temperatura de entrada al 1er reactor (°C) | 192.0–196.0 | 182.0–186.0 |

| | | |
|--|-------------|-------------|
| x3: Presión de entrada al 2° reactor (bar) | 110.0–118.0 | 102.6–110.6 |
| x4: Temperatura de salida de la corriente líquida fría después del 2° reactor (°C) | 74,5–78,5 | 63,5–67,5 |
| x5: Temperatura de entrada a la 1a destilación (°C) | 48.0–50.0 | 51.8–53.8 |

Fuente: Elaborado en base a datos recopilados

Tabla 5. 11: Condiciones óptimas de funcionamiento obtenidas del modelo de 2° orden reducido.

| Parámetros | Valores optimizados |
|--|---------------------|
| x1: Presión de entrada al 1er reactor (bar) | 57.8 |
| x2: Temperatura de entrada al 1er reactor (°C) | 183.6 |
| x3: Presión de entrada al 2° reactor (bar) | 102.6 |
| x4: Temperatura de salida de la corriente líquida fría después del 2° reactor (°C) | 63.5 |
| x5: Temperatura de entrada a la 1a destilación (°C) | 51.8 |
| Costo de producción de metanol pronosticado (\$us/tonelada) | 559.59 |
| Costo real de producción de metanol (\$us/tonelada) | 565.54 |

Fuente: Elaborado en base a datos recopilados

Los datos mostrados en la tabla 5.11. Son resultados y datos obtenidos en la simulación con Hysys, parte de ellos se mencionan en la sección 5.4.1. Ventajas.

5.8. ANÁLISIS DE RESULTADOS

En la optimización de la producción de metanol a través de la hidrogenación de CO₂, el análisis de sensibilidad representó con éxito la relación entre las condiciones de operación de producción de metanol y el costo de producción de metanol por tonelada producida de metanol (\$us por tonelada producida metanol).

5.8.1. Ventajas

La optimización se aplicó para simular el modelo de relación no lineal para el costo mínimo de producción de Metanol.

El Reactor fue empleado en el proceso. En la región óptima de estudio, la presión de entrada y la temperatura del primer reactor muestran impactos significativos en el costo de producción de Metanol.

La condición óptima de funcionamiento de la presión de entrada al Reactor es de 57,8 bar, la temperatura de entrada es de 183,6 °C. La presión óptima de entrada al segundo Reactor es de 102,6 Bar, como temperatura de salida del segundo Reactor de la corriente líquida fría se tiene un valor de 63,5°C, la temperatura de entrada al destilador es de 51.8 °C.

El costo mínimo de producción de Metanol obtenido es de \$us 456 por tonelada producida de Metanol.

La aplicación de los métodos de maximización beneficia en la optimización de procesos y ayuda encontrar los puntos máximos, mínimos y óptimos de las funciones obtenidas en determinados procesos. Es necesario tener un buen conocimiento fundamental en cálculo y es necesario conocer los conceptos de regresión polinómica.

5.8.2. Desventajas

El proyecto de optimización debe llevarse a cabo para todo el proceso en diferentes periodos de tiempo, ya que la demanda de metanol varía y es necesario adaptar la producción a éstos cambios. Se necesitan programas especializados

Otra principal desventaja es que se necesita tener bastante conocimiento en lenguajes de programación y simulación en HYSYS, entonces es necesario manejar el paquete de HYSYS y tener un dominio en el mismo.

CAPÍTULO 6

ANÁLISIS DE COSTOS DEL PROYECTO

6.1. INTRODUCCIÓN

Durante el presente capítulo, se hace una descripción detallada del Balance Económico del proyecto, donde se evalúa la factibilidad económica del mismo.

La evaluación económica se basa en el costo total de los equipos de procesos transportados a la futura planta industrial. Se emplearon índices utilizados por Peters, Timmerhaus y Wet, en su texto “Diseño de Planta y Economía para Ingenieros Químicos”. Los índices fueron modificados con criterio para nuestra realidad. Los cálculos detallados se muestran en Anexos.

6.2. ESTIMACION DE INVERSION TOTAL

La inversión total es el capital necesario para la ejecución del proyecto y se estima en 48.496.750,00 \$us (dólares americanos).

La inversión total está constituida por el capital fijo total que asciende 46.924.080,00 \$us (dólares americanos); y un capital de trabajo u operación estimada en 1.572.670,00 \$us (dólares americanos).

6.2.1. Capital Fijo Total

Costo fijo

El costo fijo está formado por la suma de los costos directos y los costos indirectos de la planta, los podemos calcular de la siguiente manera:

Tabla 6.1.1 Costos fijos

| Detalle | Monto en \$us |
|-----------------|--------------------|
| Costo Directo | 40.566.624,00 \$us |
| Costo Indirecto | 6.469.046,00 \$us |
| Total | 46.924.080,00 \$us |

Fuente: Feasibility study of methanol plant (2018)

El costo fijo total tiene un valor de 46.924.080,00\$.

6.2.1.1 Costo directo o físico

El costo directo trata de un tipo de gasto que tiene una relación directa a la realización y producción de los productos o servicios, los cuales son detallados en la siguiente tabla:

Tabla 6.1.2 Costo directo o físico

| Detalle | Monto en \$us |
|---|----------------------|
| Costo de equipos en planta | 30.273.600,00 |
| Costos de instalación de todo el equipo | 3.027.360,00 |
| Costo de instrumentación y control | 908.208,00 |
| Costo de tuberías y accesorios | 1.210.944,00 |
| Costo de sistema eléctrico | 908.208,00 |
| Costo de edificios | 908.208,00 |
| Costo de mejoras de terrenos | 605.472,00 |
| Costo de servicios | 2.724.624,00 |
| Total costos directos | 40.566.624,00 |

Fuente: Diseño de Planta y Economía para Ingenieros Químicos (2002)

EL costo directo es 40.566.624,00 \$us (dólares americanos)

A. Costo de equipo principal y auxiliar de proceso

El costo CIF del equipo principal y auxiliar colocado en planta asciende a 30.273.600,00 \$us (dólares americanos). Con este valor y utilizando los índices de Peters, Timmerhaus

& Wet se obtuvo los distintos valores para calcular la inversión total del proyecto, que se resume en la Tabla 6.1.

B. Costo de instalación de todos los equipos

Se considera el 10% del costo del equipo puesto en la planta, es decir: 3.027.360,00 \$us (dólares americanos).

C. Tuberías y accesorios

La estimación de costos se realiza teniendo en cuenta dimensiones y material de construcción, incluye el costo de compra y de instalación. Los módulos incluyen sus conexiones. 4% del costo del equipo total. Llega a 1.210.944,00 \$us (dólares americanos).

D. Instrumentación y control

Este renglón ha sido estimado según los costos unitarios de los principales equipos a usar en automatización de la planta. Se considera el 3% del costo de los equipos. El costo es 908.208,00 \$us (dólares americanos).

E. Instalaciones eléctricas

Se estima de acuerdo a las recomendaciones dadas por P&T., siendo el 3% del costo de compra total del equipo, se obtuvo un valor de 908.208,00 \$us (dólares americanos).

F. Estructuras de la planta

El costo de estructuras incluye los costos de cimentación para el área de proceso a precios locales. Se considera 3% del costo de equipo principal. El costo asciende a 908.208 \$us (dólares americanos).

G. Servicios

Incluye los gastos de instalaciones de agua, vapor, aire comprimido. Se considera el 9% del costo del equipo. El costo es de 2.724.624,00 \$us (dólares americanos).

H. Terrenos y mejoras

El costo del terreno se ha estimado teniendo en cuenta el lugar y ubicación de la planta, comprende los costos de: preparación del terreno, asfaltado, veredas, sardineles y cercado de la planta. Se considera el 2% del costo de equipo principal. El costo considerado es de solo 605.472,00 \$us (dólares americanos).

6.2.1.2. Costos indirectos

EL costo indirecto es 6.357.456,00 \$us (dólares americanos) y está constituido por:

Este renglón abarca los gastos efectuados para realizar pruebas y reajustes del equipo del proceso antes de la operación comercial de la planta. Se calculó un capital de 1.572.670,00 \$us (dólares americanos).

Se considera que se va procesar en forma continua, 8 000 horas de operación al año.

- a) Inventario de materia prima: se considera para un mes de operación. Alcanza la suma de 340.170,00 \$us (dólares americanos).
- b) Inventario de materia en proceso: se considera un día de operación. En promedio es 45.000,00 \$us (dólares americanos).
- c) Inventario de producto en almacén: el producto se embarca inmediatamente. El valor alcanzado es 312.500,00 \$us (dólares americanos).
- d) Cuentas por cobrar: equivale a un mes de ventas. Llega a 562.500,00 \$us (dólares americanos).
- e) Disponibilidad en caja: sirve para pagar salarios, suministros e imprevistos. Se considera un mes de producción. Ascende a 312.500,00 \$us (dólares americanos).

A continuación, detallamos los costos indirectos:

Tabla 6.1.3 Plan Global de Inversiones

| 1. ACTIVOS FIJOS (Dólares Americanos) | | \$us |
|--|---|----------------------|
| | 1.1. Costos directos | |
| | Costo de equipos en planta | 30.273.600,00 |
| | Costos de instalación de todo el equipo | 3.027.360,00 |
| | Costo de instrumentación y control | 908.208,00 |
| | Costo de tuberías y accesorios | 1.210.944,00 |
| | Costo de sistema eléctrico | 908.208,00 |
| | Costo de edificios | 908.208,00 |
| | Costo de mejoras de terrenos | 605.472,00 |
| | Costo de servicios | 2.724.624,00 |
| | Total costos directos | 40.566.624,00 |
| | 1.2. Costos indirectos | |
| | Costos de ingeniería y supervisión | 1.816.416,00 |
| | Costo de la construcción | 2.421.888,00 |
| | Costos de seguros e impuestos | 605.472,00 |
| | Costo de honorarios para los contratistas | 908.208,00 |
| | Gastos imprevistos | 605.472,00 |
| | Total costos indirectos | 40.924.080,00 |
| 2. CAPITAL DE TRABAJO \$us (Dólares Americanos) | | |
| | Inventario de materia prima | 340.170,00 |
| | Inventario de materia prima en proceso | 45.000,00 |
| | Inventario de producto | 312.500,00 |
| | Cuentas por cobrar | 562.500,00 |
| | Disponibilidad de caja | 312.500,00 |
| | Total capital de trabajo \$us (Dólares Americanos) | 6.357.456,00 |
| INVERSIÓN TOTAL DE PROYECTO \$us | | 46.566.624,00 |

Fuente: Lurgi Corp (1999)

Algunos de los costos fijos dependen de la inversión de capital fijo (FCI), Esta ecuación considera a costos variables, costos de materias primas, costos de servicios públicos, agua de proceso, catalizador de metanol, transporte, tratamiento de aguas residuales, eliminación y almacenamiento de residuos que no se asumieron en los costos anteriores. Puede ser calculado a partir de TCI de acuerdo con la ecuación:

$$TCI = 1,47 * FCI$$

TCI = Total Capital Investment

FCI = Inversión capital fijo (Costos directos fijos)

$$TCI = 1,47 * 40.924.080 \$$$

$$TCI = 60158397,6 \$$$

El total de capital que se debe invertir para el proyecto es de 61 MM\$ aproximadamente, esto concuerda con los datos hallados en tabla 6.1. Plan Global de inversiones.

6.2.2. Estimación del costo total de producción

El costo total de fabricación está constituido por el costo de manufactura y los gastos generales. El costo total anual es de **15.877.241,00 \$us (dólares americanos)**. El resumen de la estima del costo de producción y del costo unitario se muestra en la Tabla 6.2.

Tabla 6.1.4 Costo de Manufactura y Costo Unitario

| | | |
|---|--------------|---------------|
| 1. COSTOS DE MANUFACTURA \$us | | 15.462.068,00 |
| 1.1. COSTOS DIRECTOS DE MANUFACTURA \$us (dólares americanos). | | |
| Costos de materia prima | 8.164.089,00 | |
| Costo de mano de obra | 234.000,00 | |
| Costo de supervisión e ingeniería | 46.800,00 | |

| | | |
|---|--------------|-----------------|
| Costo de mantenimiento y reparación | 938.481,00 | |
| Costo de auxiliares y servicios | 140.772,00 | |
| Costo de suministros de operación | 187.696,00 | |
| TOTAL COSTOS DIRECTOS | | 9.711.839,00 |
| 1.2. COSTOS INDIRECTOS DE MANUFACTURA \$us (dólares americanos). | | |
| Costos de planillas | 49.140,00 | |
| Costo de laboratorio | 35.100,00 | |
| Costos generales de planta | 35.100,00 | |
| TOTAL COSTOS INDIRECTOS | | 119.340,00 |
| 1.3. COSTOS FIJOS DE MANUFACTURA \$us (dólares americanos). | | |
| Depreciación | 4.692.408,00 | |
| Impuestos | 4.692.40,00 | |
| Seguros | 4.692.40,00 | |
| TOTAL DE COSTOS FIJOS | | 5.630.889,00 |
| 1.4. GASTOS GENERALES \$us (dólares americanos). | | |
| Administración | 121.928,00 | |
| Ventas | 281.544,00 | |
| Estudios y proyectos | 11.700,00 | |
| TOTAL GASTOS GENERALES | | 415.172,00 |
| COSTO TOTAL DE MANUFACTURA \$us (dólares americanos). | | 15.877.241,00 |
| 2. COSTO UNITARIO | | |
| Producción: 60.000.000,00 kg/año. | | 0,2646 \$us /kg |

Fuente: En base a Feasibility study of methanol plant (2018)

6.3. ANÁLISIS ECONÓMICO

Es el nivel de producción, en el cual no se obtiene ni pérdidas ni ganancias. Según los cálculos realizados el punto de equilibrio es **25,18%** de la capacidad total de la planta.

Tabla 6.3.1 Estado de Pérdidas y Ganancias

| | | |
|---|------------|----------|
| Producción anual | 60 000 000 | kg |
| Precio de venta por unidad | 0,57 | \$us /kg |
| Ingreso de ventas anuales | 34 200 000 | \$us |
| Costo total de fabricación (producción) | 15 877 241 | \$us |
| Utilidad bruta | 18 322 758 | \$us |
| Impuesto a la renta (30%) | 4 228 328 | \$us |
| Utilidad neta | 14 094 429 | \$us |

Fuente: En base a Feasibility study of methanol plant (2018)

Ingreso neto de ventas anuales= Producción anual * Precio de venta unitario **Utilidad**

Bruta= Ingreso Neto de Ventas Anuales – Costo Total de Fabricación

Utilidad Neta= Utilidad Bruta – Impuesto a la Renta.

Tabla 6.3.2 Análisis Económico

| VALORES CALCULADOS | VALOR | ACEPTABLE |
|---|---------|-----------|
| a. Retorno sobre la Inversión antes del pago de impuestos | 36,22 % | > 35 % |
| b. Retorno sobre la Inversión después del pago de impuestos | 26,55% | > 12 % |
| c. Tiempo de recuperación del dinero antes de impuestos | 2,11 | < 5 años |
| d. Tiempo de recuperación del dinero después de impuesto | 2,58 | < 5 años |
| e. Punto de equilibrio | 25,18% | < 50% |

Fuente: Feasibility study of methanol plant (2018)

Como respaldo de los cálculos presentados en la parte económica se recomienda ver el anexo A.5 Costos en plantas de metanol.

6.3.1. Flujo de caja

Se hace una suposición anual de los ingresos. De ese análisis se obtiene el TIR y VAN para verificar si el proyecto es rentable o no.

Tabla 6.3.3 Flujo de Caja

| | Año 0 | Año 1 | Año 2 | Año 3 | Año 4 |
|---------------------------------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|
| Ingresos | | 154.103 | 154.103 | 154.103 | 154.103 |
| Venta activo | | | | | |
| (-)Costos Variables | | -11.980 | -11.980 | -11.980 | -11.980 |
| (-)Costos Fijos | | -9.704 | -9.704 | -9.704 | -9.704 |
| (-)Comisiones en venta | | 0 | 0 | 0 | 0 |
| (-)Gastos de adm., y venta | | -19.464 | -19.464 | -19.464 | -19.464 |
| (-)Interés préstamo | | 0 | 0 | 0 | 0 |
| (-)Depreciación | | -8.331 | -8.331 | -8.331 | -8.331 |
| (-)Amortización intang. | | -720 | -720 | -720 | -720 |
| (-)Valor libro | | | | | |
| Utilidad antes de impto. | | 103.904 | 103.904 | 103.904 | 103.904 |
| (-)15% Trabajadores | | -15.586 | -15.586 | -15.586 | -15.586 |
| | | 88.318 | 88.318 | 88.318 | 88.318 |
| (-)Impuesto a la Renta | | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Utilidad Neta | | 88.318 | 88.318 | 88.318 | 88.318 |
| Depreciación | | 8.331 | 8.331 | 8.331 | 8.331 |
| Amortización intang. | | 720 | 720 | 720 | 720 |
| Valor libro | | | | | |
| (-)Inversión inicial | -69.934 | | | | |
| Inversión de remplazo | | | | -2.000 | 0 |
| Inversión de ampliación | | | | | |
| (-)Inversión cap. Trabajo | -21.740 | | | | |
| Préstamo | | | | | |
| (-)Amortización deuda. | | | | | |
| Valor de desecho | | | | | |
| Flujo de Caja. | | | | | |
| 1 | -91.675 | 97.369 | 97.369 | 95.369 | 97.369 |

TIR: 105%

VAN total = 487.486

FLUJO DE CAJA DEL PROYECTO
(Expresado en dólares americanos)

TAMAÑO = 1000 Lt.

| | Año 0 | Año 1 | Año 2 | Año 3 | Año 4 |
|---------------------------------|--------------|---------------|---------------|---------------|---------------|
| Ingresos | | 128.419 | 128.419 | 128.419 | 128.419 |
| Venta activo | | | | | |
| (-)Costos Variables | | -11.980 | -11.980 | -11.980 | -11.980 |
| (-)Costos Fijos | | -9.704 | -9.704 | -9.704 | -9.704 |
| (-)Comisiones en venta | | 0 | 0 | 0 | 0 |
| (-)Gastos de adm., y venta | | -19.464 | -19.464 | -19.464 | -19.464 |
| (-)Interés préstamo | | 0 | 0 | 0 | 0 |
| (-)Depreciación | | -8.331 | -8.331 | -8.331 | -8.331 |
| (-)Amortización intang. | | -720 | -720 | -720 | -720 |
| (-)Valor libro | | | | | |
| Utilidad antes de impto. | | 78.220 | 78.220 | 78.220 | 78.220 |
| (-)15% Trabajadores | | -11.733 | -11.733 | -11.733 | -11.733 |
| | | 66.487 | 66.487 | 66.487 | 66.487 |
| (-)Impuesto a la Renta | | 0 | 0 | 0 | 0 |
| Utilidad Neta | | 66.487 | 66.487 | 66.487 | 66.487 |
| Depreciación | | 8.331 | 8.331 | 8.331 | 8.331 |
| Amortización intang. | | 720 | 720 | 720 | 720 |
| Valor libro | | | | | |
| (-)Inversión inicial | 117.345 | | | | |
| Inversión de remplazo | | | | -2.000 | 0 |
| Inversión de ampliación | | | | | |
| (-)Inversión cap. Trabajo | -41.148 | | | | |
| Préstamo | | | | | |
| (-)Amortización deuda. | | | | | |
| Valor de desecho | | | | | |
| Flujo de Caja.2 | | 76.197 | 75.538 | 73.538 | 75.538 |

TIR: 317

VAN total = 528.696

TAMAÑO = 1500 Lt.

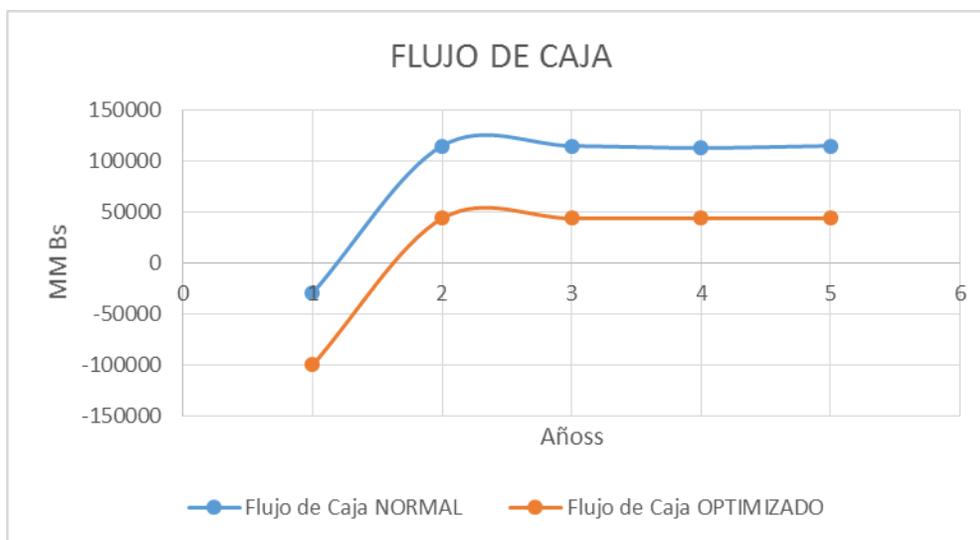
| | Año 0 | Año 1 | Año 2 | Año 3 | Año 4 |
|----------------------------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|
| Ingresos | | 192.629 | 192.629 | 192.629 | 192.629 |
| Venta activo | | | | | |
| (-)Costos Variables | | -11.980 | -11.980 | -11.980 | -11.980 |
| (-)Costos Fijos | | -9.704 | -9.704 | -9.704 | -9.704 |
| (-)Comisiones en venta | | 0 | 0 | 0 | 0 |
| (-)Gastos de adm., y venta | | -19.464 | -19.464 | -19.464 | -19.464 |
| (-)Interés préstamo | | 0 | 0 | 0 | 0 |
| (-)Depreciación | | -8.331 | -8.331 | -8.331 | -8.331 |
| (-)Amortización intang. | | -720 | -720 | -720 | -720 |

| | | | | | |
|---------------------------------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|
| (-)Valor libro | | | | | |
| Utilidad antes de impto. | | 142.430 | 142.430 | 142.430 | 142.430 |
| (-)15% Trabajadores | | -21.364 | -21.364 | -21.364 | -21.364 |
| | | 121.065 | 121.065 | 121.065 | 121.065 |
| (-)Impuesto a la Renta | | -11.087 | -11.087 | -11.087 | -11.087 |
| Utilidad Neta | | 109.979 | 109.979 | 109.979 | 109.979 |
| Depreciación | | 8.331 | 8.331 | 8.331 | 8.331 |
| Amortización intang. | | 720 | 720 | 720 | 720 |
| Valor libro | | | | | |
| (-)Inversión inicial | 17.345 | | | | |
| Inversión de remplazo | | | | -2.000 | 0 |
| Inversión de ampliación | | | | | |
| (-)Inversión cap. Trabajo | -41.148 | | | | |
| Préstamo | | | | | |
| (-)Amortización deuda. | | | | | |
| Valor de desecho | | | | | |
| Flujo de Caja.3 | | -23.803 | 119.029 | 119.029 | 117.029 |
| TIR: | 500% | | | | |
| VAN total = | 695.790 | | | | |

| | | | | | |
|------------------------|-----------------|----------------|---------------|---------------|---------------|
| Flujo de Caja.2 | 76.197 | 75.538 | 75.538 | 73.538 | 75.538 |
| FLUJO MARGINAL | -100.000 | 43.492 | 43.492 | 43.492 | 43.492 |
| VAN | | | | | |
| Marginal: | | 167.093 | | | |
| TIR Marginal: | | 42% | | | |

Fuente: En base a Feasibility study of methanol plant (2018)

Se observa que el TIR y VAN dan resultados favorables, así que es proporción confirmar que el proyecto de construcción de la Planta de Metanol es rentable. Por otra parte se optimizaron los costos y parámetros, se observó que el proyecto genera mayor rentabilidad y disminuye su costo de inversión.



Fuente: Elaboración propia

En la gráfica anterior se observa que los costos de inversión disminuyen gracias a la optimización.

Para la optimización económica comparamos los costos de una planta pequeña de producción de metanol según la siguiente tabla:

Tabla 6.3.4 Costos globales de Plantas de metanol en tierra firme

| Ítem | Unidad | Planta grande | Planta mediana | Planta pequeña |
|---|----------|---------------|----------------|----------------|
| Capacidad de producción | t/d | 3500 | 1500 | 600 |
| Capacidad unitaria anual | t/año | 850000 | 510000 | 204000 |
| Inversión total | MM\$ | 300-280 | 210-190 | 120-80 |
| Costos de mantenimiento 3% | MM\$/año | 19.6 | 16.5 | 13.6 |
| Costos operativos | MM\$/año | 16.3 | 14.5 | 12.7 |
| Precio de venta | | | | |
| Consumo de alimentación de gas natural | MMSCFD | >500 | 300-150 | <100 |
| Localización | | | | |
| Factor 1,0 | \$/MMBTU | 2.1 | 1.6 | 0.4 |
| Factor 1.3 | \$/MMBTU | 1.4 | 0.7 | -0.5 |
| Factor 1.5 | \$/MMBTU | 0.9 | 0.1 | -1.6 |

Fuente: Comercialization of marginal fields

A continuación, se detalla un resumen del análisis económico:

Tabla 6.3.5 Resumen evaluación económica

| Resumen Evaluación Económica | | |
|-------------------------------------|-------------------------------|----------------------------------|
| Detalle | Costo proyecto Similar | Costo proyecto optimizado |
| Costo total de capital (\$us) | 80.000.000,00 | 48.496.750,00 |
| Costo total operativo (\$us) (17%) | 12.700.000,00 | 8.244.448,00 |
| Costo de equipamiento (\$us) (16%) | 13.600.000,00 | 7.759.480,00 |
| Tasa de rendimiento deseada (% año) | 22% | 26% |

Fuente: Estudio Planta Metanol Cochabamba (2016)

Por medio de los resultados se hace evidente la reducción de costos debido a la optimización del proceso de obtención de Metanol, para más detalle ver anexo A.6 Prefactibilidad de Planta de Metanol en Cochabamba.

6.4. ANÁLISIS FODA

Cuando un proyecto está bien desarrollado, se presenta más ventajas que desventajas o en otras palabras, más fortalezas que debilidades.

Figura 6.4.1 ANÁLISIS FODA

| FORTALEZAS | OPORTUNIDADES |
|---|--|
| <ul style="list-style-type: none"> ✓ Se adapta a la economía de la región y también al manejo de la tecnología. ✓ El metanol es consumido a nivel internacional y nacional ✓ La optimización permitirá obtener mayor flujo másico de metanol y que e logró encontrar lo valores de temperatura y presión que minimicen lo coto de consumo energético ✓ La optimización mostrará que los parámetros óptimos para mejorar la calidad del proceso. | <ul style="list-style-type: none"> ✓ Se incrementará la demanda ✓ Nuevos clientes y nuevos fans se generarán gracias a las estrategias de negociación que posee YPFB. |
| DEBILIDADES | AMENAZAS |
| <ul style="list-style-type: none"> ✓ Por el momento, el plan no presenta ninguna acción de inversión en Bolivia, por tanto, éste proyecto e un modelo teórico. | <ul style="list-style-type: none"> ✓ La única amenaza existente ante este proyecto de producción de metanol es la competencia externa, ya que se ha fortalecido con nuevas estrategias la competitividad para la empresa. |

Fuente: Elaborado en base a datos recopilados, 2020

En el anterior recuadro se puede observar que existen más fortalezas que debilidades, y eso es factible para el proyecto de metanol.

CAPÍTULO 7

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

7.1. CONCLUSIONES

Se logró optimizar la producción de Metanol en función del análisis de los modelos de maximización para la reducción de costos en la nueva Planta de Bulo – Bulo, logrando así obtener resultados mínimos de costos y de gasto de energía en el proceso. Este objetivo principal se pudo sustentar en las siguientes conclusiones secundarias:

1. Se logró deducir modelos matemáticos del costo de obtención a partir de variables de restricción con los multiplicadores de Lagrange. También se logró obtener funciones de costos para cada equipo del proceso de Metanol.
2. Gracias al análisis desarrollado en el capítulo IV se logró aplicar modelos matemáticos para encontrar cantidades óptimas de producción de Metanol, en función de las principales variables que fueron la Temperatura de inyección de gas de síntesis, el Volumen de agua que se utiliza en los intercambiadores de calor, la Presión y la Longitud del reactor.
3. Se pudo definir los conceptos básicos de Optimización de procesos con modelos matemáticos en la obtención de Metanol y con esto se pudo construir la maqueta digital del proceso en HYSYS V.10.
4. Finalmente se pudo minimizar la función objetivo de costo obteniendo, el número de etapas y con las aproximaciones al equilibrio, los costes de inversión tomando en cuenta las funciones de restricción que dependían de la Temperatura, Presión e Inyección de agua.
5. Se pudo establecer un análisis de factibilidad en función a las variables de operación de la producción de Metanol como ser; La presión del Reactor, el

Volumen de Inyección de agua, la Temperatura de Inyección de Metano, dando como resultados $VAN = 495,70$ y $TIR=42\%$, ambos favorables para la rentabilidad del proyecto, con una inversión inicial aproximada de 60 MM\$us para su puesta en operación con una recuperación de inversión de 3 a 5 años.

7.2. RECOMENDACIONES

- Se recomienda a la nueva administración de la empresa boliviana Y.P.F.B. que considere la optimización de procesos y costos como una nueva alternativa para poder ahorrar recursos en el proyecto que se idealizó desde 2015 pero no se aplicó por la falta de factibilidad que presentaba en ese momento.
- Se recomienda optimizar el proyecto para diferentes periodos de tiempo, ya que la demanda de Metanol puede incrementar y así también disminuir, según la demanda del mercado, lo que conlleva a uso de programas especializados.
- Se recomienda usar modelos matemáticos para que la producción ya sea en la propuesta de la planta de Metanol y demás proyectos de industrialización en el país, sean óptimos y de esa manera poder hacer frente a mercados exteriores a nivel internacional.

BIBLIOGRAFÍA

1. Barcelo M, Bauno R. (2009) Análisis del Potencial de Integración Productiva y Desarrollo de Servicios Logísticos de Valor Agregado de Proyectos IIRSA. Guía metodológica Revisada
2. Cáceres E.; (2016) El Gas Natural. México
3. Camarena P. (1990) La matemática en el contexto de las ciencias. Recherches En Didactique Des Mathématiques;
4. Davy (2005) Process Technology. Gas Monetization Options. Stevenage, Inglaterra: Institution of Engineering and Technology
5. Davy (2009) Process Technology. Methanol technology. Stevenage, Inglaterra: Institution of Engineering and Technology
6. Polimeni R, Fabozzi F, Adelberg A, Kole A. (1989)) Contabilidad de costos: Conceptos y aplicaciones para la toma de decisiones. McGraw Hill
7. Polo M. (2014) Evaluación del subsidio al Gas Licuado de Petróleo en el Ecuador. Universidad de Cuenca
8. Rueda C. (2012) Costos Logísticos. Retrieved
9. Ramos C. (2004) Refino de Gas natural y Petroquímica. la Ciudad Condal, España: Ediciones UPC

10. Román D, Juno E. (2015) Análisis y Propuesta de un Sistema Logístico en el sector comercial para aprovisionamiento de equipos de diagnóstico de la línea Riester para la empresa Recor Dental y Quimedica SA. Año 2015-2018. Universidad de Cuenca
11. Southern Chemical Corporation. (2013). Hoja de información de seguridad para materiales: Metanol. Número de Registro: EC.(19-07-2006).
12. Taha H. (2012). Investigación de operaciones - Modelo de transbordo. Investigación de Operaciones.
- 13 Valdez, J. (2017). 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. Artículo Científico Journal Bo.iviario de ciencias, 1-21.
- 14 YPF. (2016). Metanol. Químicos- Alcoholes. Ficha técnica N° 555800.

PÁGINAS WEB:

- Cámara Boliviana de Hidrocarburos, la energía del gas
<http://www.cbh.org.bo/archivos/docs/EnergiaGas.pdf>
- Derivados del metanol,
<http://www.methanolmsa.com/exec/sam/view/id=183/node=115/>
- Documentos de la Industria Petrolera en Bolivia, www.ypfb.bo
- Fundamento Teórico, www.methanol.org

- Instituto Nacional de Estadística, Mapas e importación de metanol:
www.ine.gob.bo
- Movimientos Petroquímicos,
<http://www.stockfront.com/trade/SpecialtyChemicals/MEOH-list-1.html>
- Waterfront Corp., Flete de Barcos, Transporte del metanol, <http://www.wfs-cl.com/fleet/fleet-list.htm>
- Wikipedia, Propiedades del Metanol, en wikipedia.org/wiki/Methanol

ANEXOS

A.1. REGRESIÓN POLINÓMICA DE SEGUNDO GRADO Y GRADO N

Consiste en otra alternativa, para ajustar polinomios a los datos. Necesitamos ajustar a un polinomio de segundo grado ó cuadrático:

$$y = a_0 + a_1x + a_2x^2 + e$$

La suma de los cuadrados de los residuos es:

$$Sr = \sum_{i=1}^n (y_i - a_0 - a_1x_i - a_2x_i^2)^2$$

Derivamos Sr con respecto a a_0 :

$$= -2 \sum_{i=1}^n (y_i - a_0 - a_1x_i - a_2x_i^2)$$

Luego con respecto a a_1 :

$$= -2x_i \sum_{i=1}^n (y_i - a_0 - a_1x_i - a_2x_i^2)$$

Por último con respecto a a_2 :

$$= -2x_i^2 \sum_{i=1}^n (y_i - a_0 - a_1x_i - a_2x_i^2)$$

Igualamos a 0, y reordenamos:

$$\sum_{i=1}^n y_i = (n)a_0 + a_1 \sum_{i=1}^n x_i + a_2 \sum_{i=1}^n x_i^2$$

$$\sum_{i=1}^n x_i y_i = a_0 \sum_{i=1}^n x_i + a_1 \sum_{i=1}^n x_i^2 + a_2 \sum_{i=1}^n x_i^3$$

$$\sum_{i=1}^n x_i^2 y_i = a_0 \sum_{i=1}^n x_i^2 + a_1 \sum_{i=1}^n x_i^3 + a_2 \sum_{i=1}^n x_i^4$$

Tenemos un sistemas de ecuaciones, con 3 incógnitas (a_0, a_1, a_2), entonces se puede extender un polinomio de m-ésimo grado como sigue:

$$y = a_0 + a_1 x + a_2 x^2 + \dots + a_m x^m + e$$

El error estándar se calcula de la siguiente manera:

$$e = \sqrt{\frac{Sr}{n - (m + 1)}}$$

A.2. PROCESO DE SIMULACIÓN EN HYSYS

Datos incorporados en el simulador

| Componente | Corriente de Entrada | | Corriente Intermedia | | Corriente de Salida | |
|--------------|----------------------|---------|----------------------|---------|---------------------|---------|
| | lbmole/hr | % Molar | lbmole/hr | % Molar | lbmole/hr | % Molar |
| Nitrógeno | 37.4327 | 0.0047 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| CO2 | 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 | 4.2220 | 0.0005 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| H2O | 4909.3778 | 0.6188 | 4909.3774 | 0.6281 | 89.8157 | 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 | |

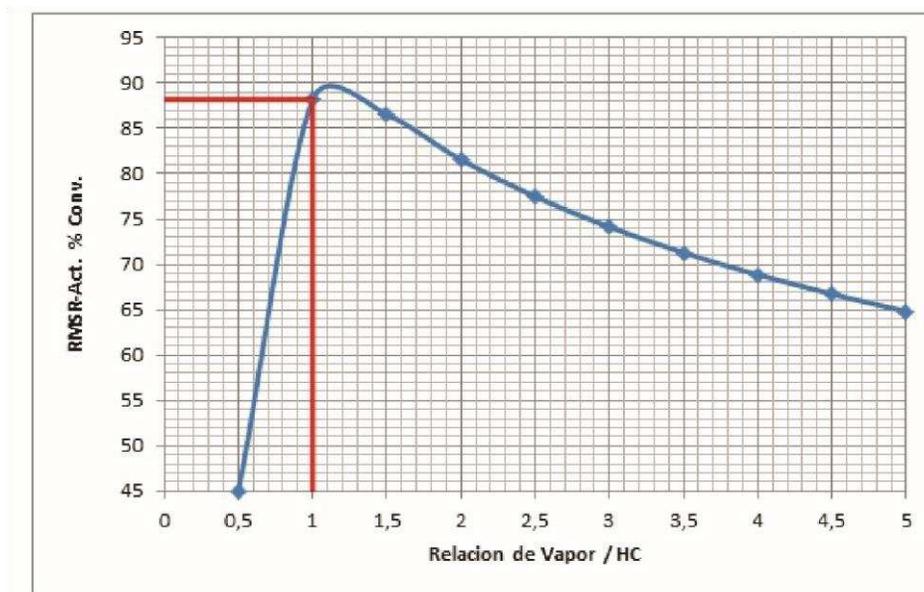
Fuente: Elaboración propia con base a Aspen Hysys, 2018

Reformado con vapor

La regulación del gas pre-reformado es muy importante para el área de producción de gas de síntesis (SYNGAS) porque la tasa de conversión requerida se obtendrá en el reactor SMR en base a ella. Otro aspecto importante que afecta la tasa de conversión del reactor es la relación vapor / hidrocarburo.

A continuación, en la Figura se describe el impacto de la relación de vapor de hidrocarburos en la conversión del reactor detallado por autoren en base a los datos proporcionados por el software AspenHysys V.10.

Conversión en función a S/C

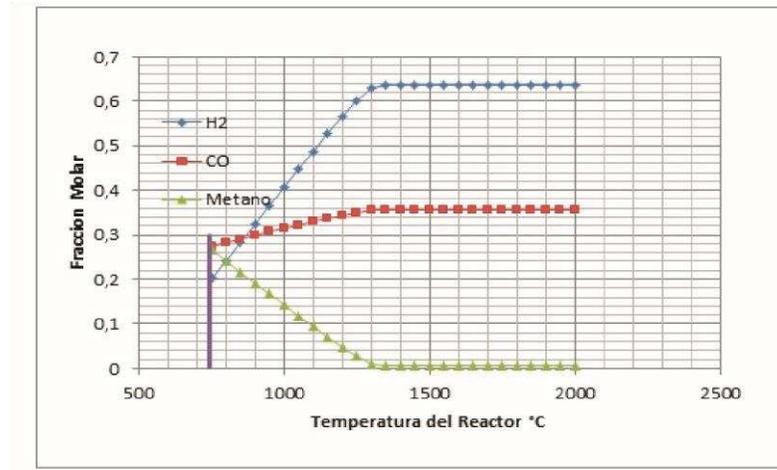


Fuente: Estudio de pre-factibilidad para la implementación de una planta de metanol a partir de gas metano seco en la provincia Carrasco del departamento de Cochabamba, 2017

De acuerdo con la Figura anterior, considere establecer la relación de vapor de hidrocarburos en 1 para el modelo del reactor principal, porque este valor del reactor alcanza una tasa de conversión del 88%. A continuación, en las Figuras, se describe el comportamiento de la proporción de la fracción de gas principal A medida que la

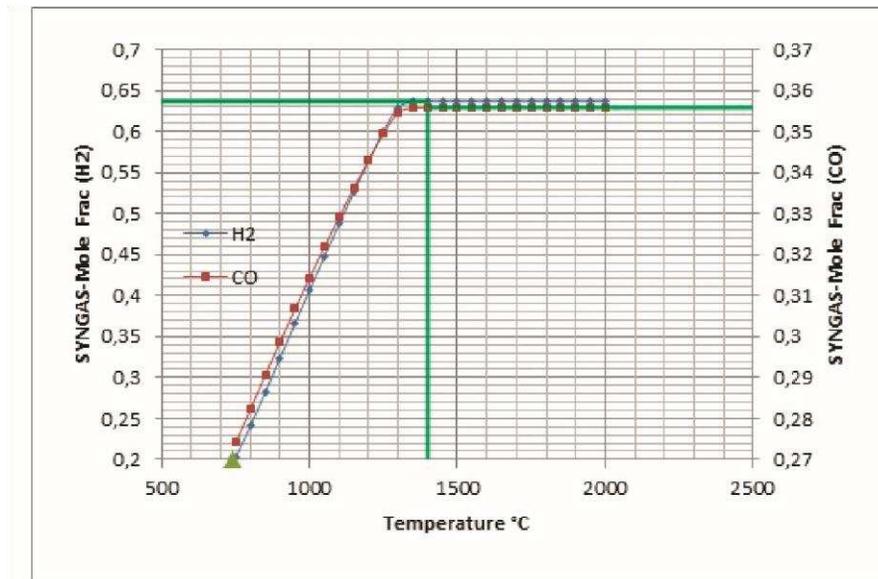
proporción de la fracción de gas molar anterior se desintegra, la reacción se describe como La temperatura de ruptura para el desplazamiento de la fracción de gas molar.

Conversión del SYNGAS



Fuente: 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, 2017

Conversión con función a la temperatura SYNGAS



Fuente: 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, 2017

De acuerdo con la Figura, se puede observar que la temperatura de alimentación óptima para el reactor es de 740 ° C, debido a que a esta temperatura, los componentes que forman el gas de síntesis están en equilibrio y comienzan a reformarse con vapor.

En la Figura descrita anteriormente, se muestra la conversión de compuestos en función de la temperatura para determinar la temperatura óptima para la alimentación y operación en el reactor principal.

A continuación, el reformador primario se describe en la Figura, que detalla las condiciones operativas de la corriente de proceso.

Esquema del Reformador Primario

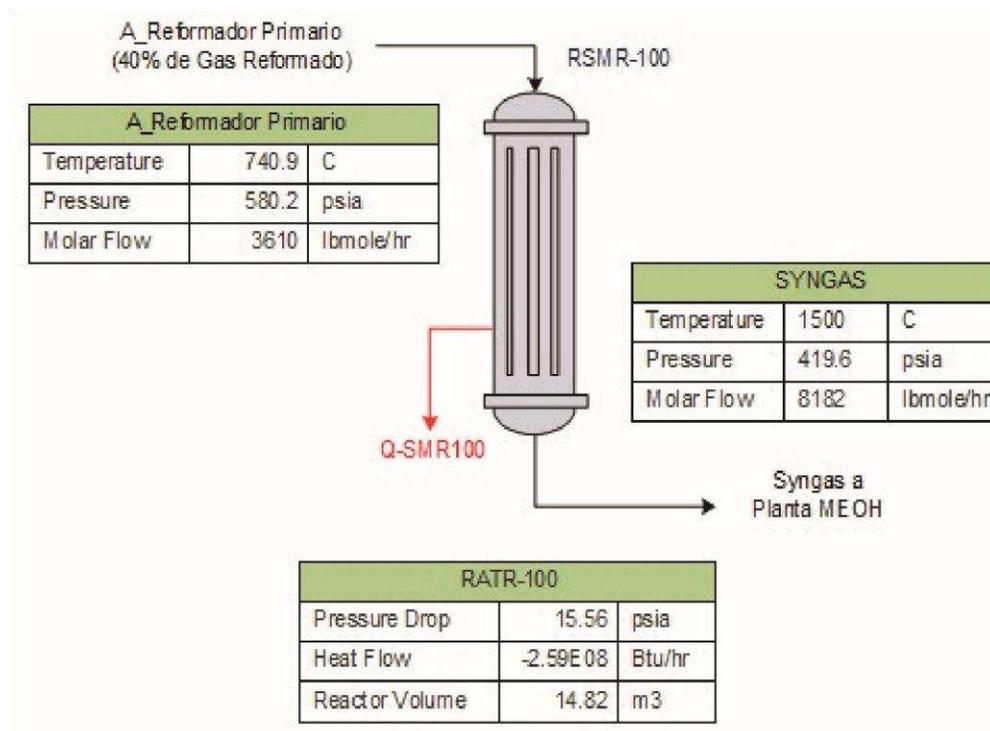
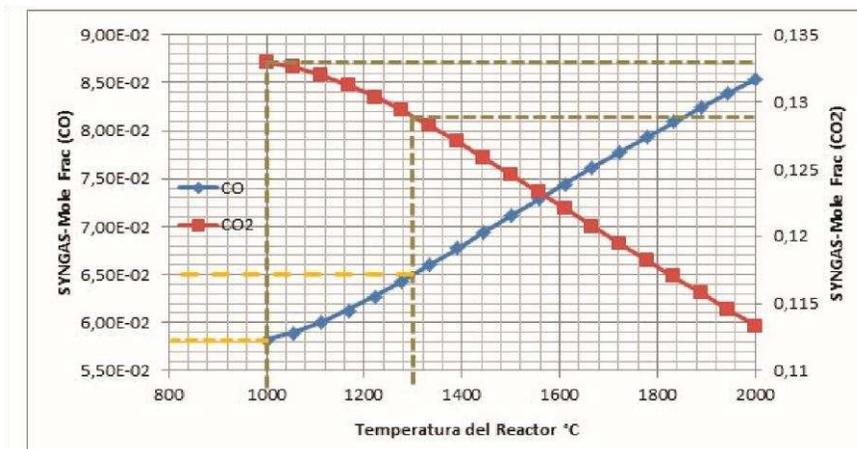


Figura 4. Estudio de pre-factibilidad para la implementación de una planta de metanol a partir de gas metano seco en la provincia Carrasco del departamento de Cochabamba, 2017

Reformado Auto-térmico

La regulación del gas de síntesis es importante para obtener la tasa de conversión deseada en el reformador secundario. Las figuras 5 y 6 muestran el comportamiento de la composición del gas de síntesis en función de la temperatura del reactor.

Conversión de SYNGAS (CO - CO₂) en función a la temperatura

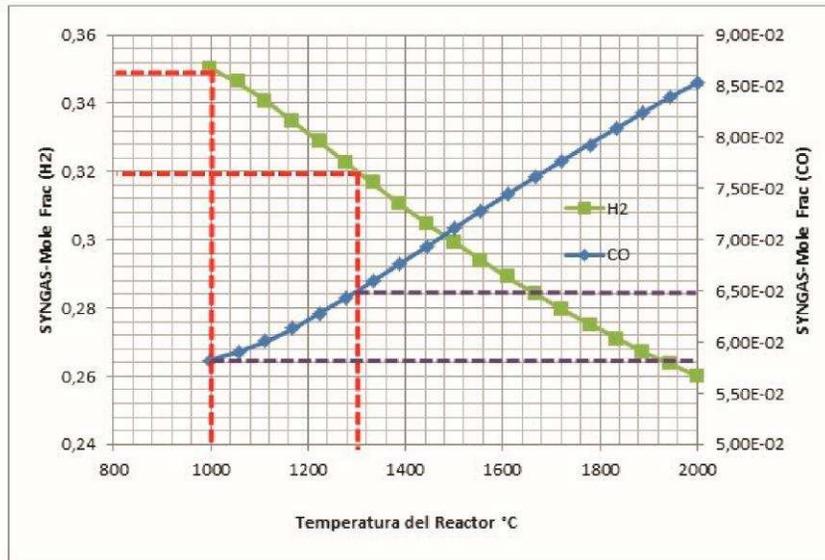


Fuente: Estudio de pre-factibilidad para la implementación de una planta de metanol a partir de gas metano seco en la provincia Carrasco del departamento de Cochabamba, 2017

La Figura refleja los cambios en la fracción molar de los componentes del gas de síntesis añadidos al reactor a una temperatura de 1300 ° C. Estos componentes reaccionan con el vapor y el oxígeno para elevar la temperatura del reactor a 1000 ° C; esto se debe a La producción y producción de calor de CO₂.

La Figura muestra el comportamiento de las fracciones molares de H₂ y CO₂ en función de la temperatura del reactor secundario.

Conversión de SYNGAS (H₂ - CO) en función a la temperatura

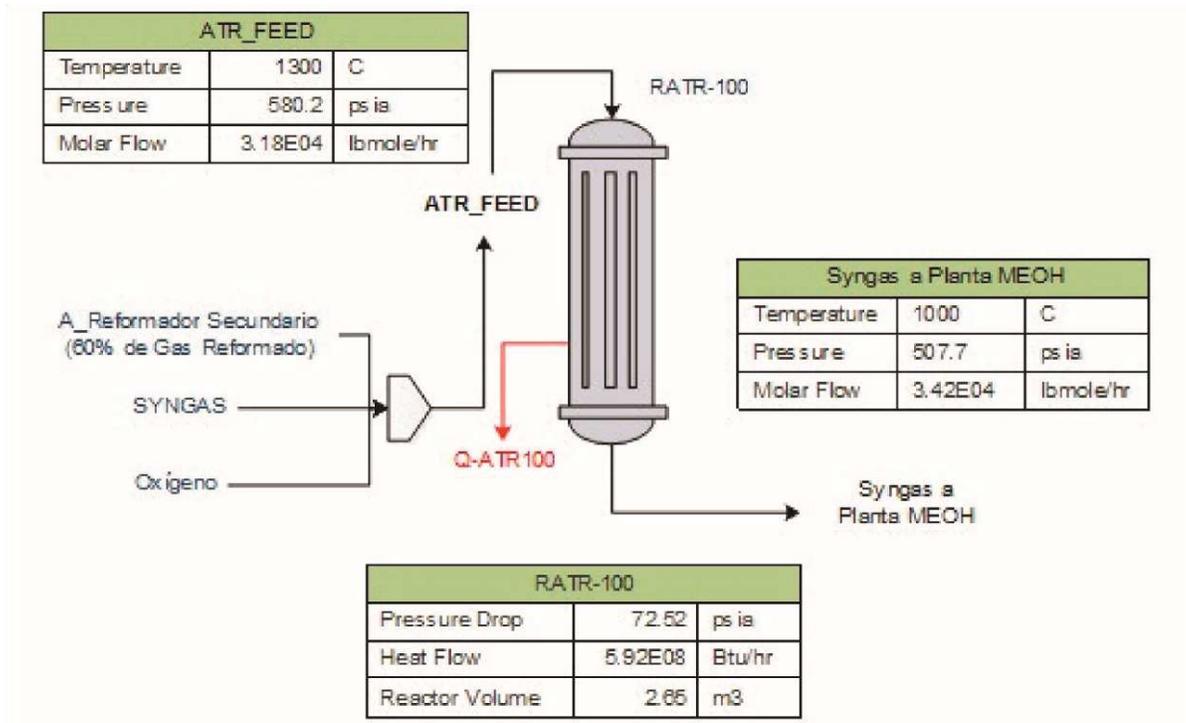


Fuente: Estudio de pre-factibilidad para la implementación de una planta de metanol a partir de gas metano seco en la provincia Carrasco del departamento de Cochabamba, 2017

La Figura muestra el comportamiento de las fracciones de monóxido de carbono e hidrógeno, que son componentes característicos de la producción de gas de síntesis. Como en el ejemplo anterior que se muestra en la Figura 5, debido a la reacción exotérmica, el reactor se alimentó a 1300 ° C para reducir la temperatura de producción de hidrógeno a 1000 ° C.

El reformador secundario se muestra en la Figura 7, que detalla las condiciones operativas de la corriente de proceso.

Esquema del Reformador Secundario

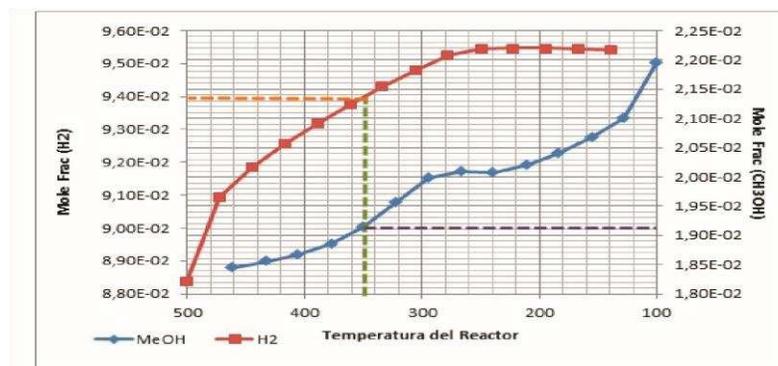


Fuente: Estudio de pre-factibilidad para la implementación de una planta de metanol a partir de gas metano seco en la provincia Carrasco del departamento de Cochabamba, 2017

Síntesis de metanol

El ajuste de la síntesis de gas a alimentar al reactor de síntesis de metano es muy importante, porque según la composición introducida en el reactor, se estima la salida de metanol incluso si se alcanza la tasa de conversión requerida en la producción.

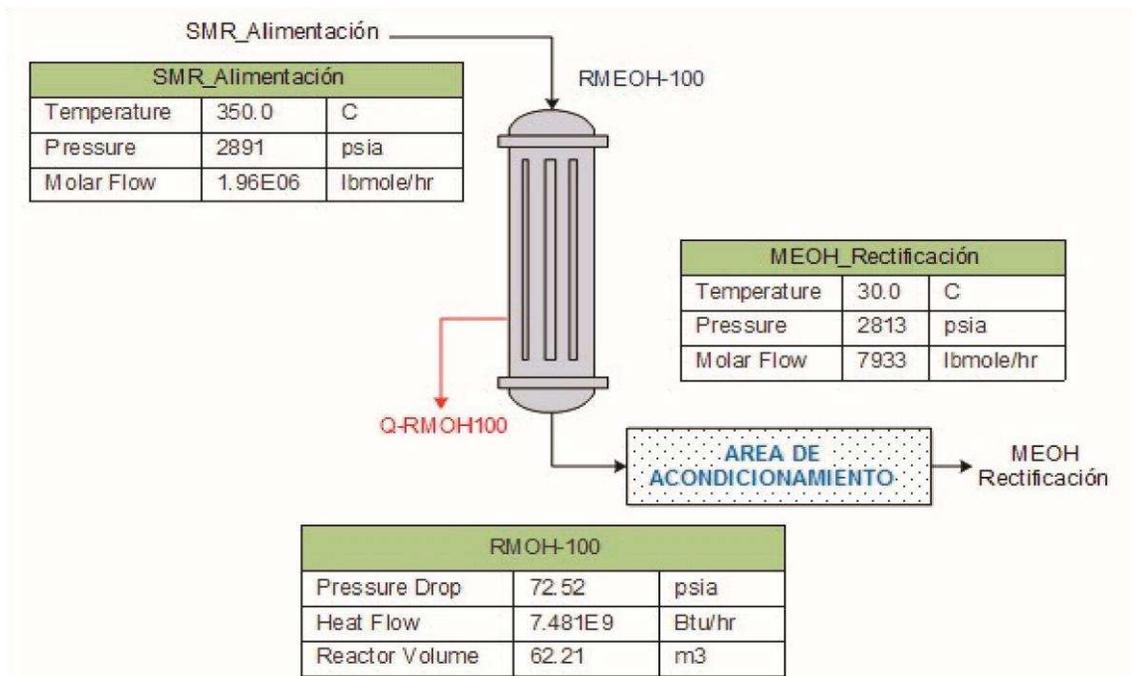
Conversión del Reactor de Síntesis de MeOH



Fuente: 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, 2017

Se puede ver en la Figura 8 que la temperatura de alimentación del reactor es 350 ° C, lo que también muestra teóricamente que incluso si se logra la conversión requerida del producto del reactor requerido, también es beneficioso para la producción de metanol. El reactor de síntesis de metanol se muestra en la Figura 9, que detalla las condiciones de funcionamiento de la corriente del proceso.

Esquema de Reactor de Síntesis de MEOH

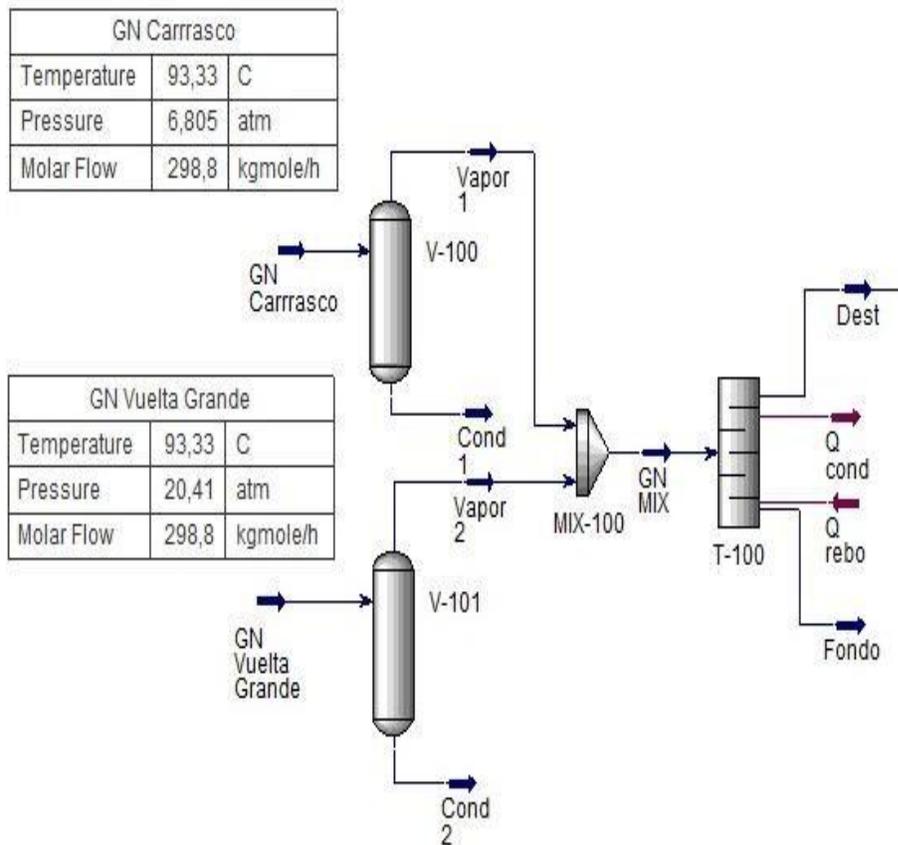


Fuente: Estudio de pre-factibilidad para la implementación de una planta de metanol a partir de gas metano seco en la provincia Carrasco del departamento de Cochabamba, 2017

| COMPONENTE | | BULO |
|------------|---------|-------|
| NOMBRE | FORMULA | BULO |
| Metano | C1 | 86,11 |
| Etano | C2 | 7,23 |
| Propano | C3 | 0,51 |
| I-butano | i-C4 | 0,02 |
| N-butano | n-C4 | 0,01 |
| I-pentano | i-C5 | 0,01 |
| N-pentano | n-C5 | 0,01 |

| | | |
|--------------------|-----------------|------|
| Hexano | C6 | 0,00 |
| Pesados | C7+ | 0,00 |
| Nitrogeno | N ₂ | 0,31 |
| Dioxido de Carbono | CO ₂ | 5,79 |
| TOTAL | | 100 |

| Corriente | Presión | Temperatura | Flujo Molar |
|----------------|------------------------------------|------------------|-----------------------------|
| GN Bulo - Bulo | 6,805 atm 689,5 KPa 100 psia | 93,33°C 200°F | 298,8 Kmol/h 6 MMSCFD |



A.3. DATOS OBTENIDOS DE LA SIMULACIÓN PARA GRÁFICAS DE FUNCIONES

Tabla A. 1: Relación de Temperatura del reactor y flujo másico de metanol obtenido

| T (C) | M (Kgr/hr) |
|-------|------------|
| 200 | 10250 |
| 202 | 10300 |
| 203 | 10400 |
| 204 | 10550 |
| 208 | 10620 |
| 212 | 10740 |
| 216 | 10860 |
| 220 | 10980 |
| 222 | 11000 |
| 223 | 11100 |
| 224 | 11220 |
| 225 | 11270 |
| 229 | 11272 |
| 233 | 11265 |
| 237 | 11220 |
| 241 | 11147 |
| 245 | 11113 |
| 249 | 11102 |

Fuente: Elaborado en base a datos recopilados

Tabla A. 2: Relación de Presión interna del Reactor y flujo másico de Metanol obtenido

| P (bar) | M (Kmol/hr) |
|---------|-------------|
| 12 | 280 |
| 13 | 350 |
| 14 | 362 |
| 15 | 368 |
| 16 | 370,56 |
| 17 | 371,72 |
| 18 | 372,21 |
| 19 | 372,76 |
| 20 | 371,65 |
| 21 | 371 |

| | |
|----|--------|
| 22 | 370,34 |
| 23 | 369,76 |
| 24 | 364 |
| 25 | 362 |
| 26 | 360 |
| 27 | 358 |
| 28 | 352 |
| 29 | 350,34 |
| 30 | 349,78 |
| 31 | 347 |
| 32 | 342 |
| 33 | 340,23 |
| 34 | 338,56 |
| 35 | 334,45 |
| 36 | 330 |
| 37 | 325 |
| 38 | 320 |
| 39 | 317,23 |
| 40 | 315 |

Fuente: Elaborado en base a datos recopilados

Tabla A. 3: Relación de Volúmen de agua y flujo másico de metanol obtenido

| Vw (m3/hr) | M (Kmol/hr) |
|------------|-------------|
| 11,23 | 352,1572 |
| 11,47 | 352,1542 |
| 11,62 | 352,1561 |
| 12 | 352,1628 |
| 12,12 | 352,1632 |
| 12,23 | 352,1643 |
| 12,5 | 352,1651 |
| 12,62 | 352,16513 |
| 12,78 | 352,16517 |
| 13 | 352,1652 |
| 13,23 | 352,1673 |
| 13,37 | 352,1687 |
| 13,5 | 352,17 |
| 13,62 | 352,1712 |
| 13,87 | 352,1732 |
| 14 | 352,1751 |

| | |
|-------|----------|
| 14,23 | 352,1764 |
| 14,37 | 352,1783 |
| 14,5 | 352,1789 |
| 14,64 | 352,1795 |
| 14,85 | 352,1812 |
| 15 | 352,1852 |
| 15,12 | 352,1862 |
| 15,32 | 352,1872 |
| 15,5 | 352,1882 |
| 15,57 | 352,1892 |
| 15,9 | 352,1902 |
| 16 | 352,1921 |
| 16,12 | 352,1934 |
| 16,43 | 352,1947 |
| 16,5 | 352,196 |
| 16,59 | 352,1973 |
| 16,78 | 352,1986 |
| 17 | 352,2021 |
| 17,23 | 352,2056 |
| 17,41 | 352,2091 |
| 17,5 | 352,2126 |

Fuente: Elaborado en base a datos recopilados

Tabla A. 4: Relación de Altura del reactor y Temperatura

| L (m) | T (C) |
|-------|--------|
| 0 | 225 |
| 0,15 | 231,62 |
| 0,25 | 238,24 |
| 0,5 | 244,86 |
| 0,65 | 251,48 |
| 0,75 | 253 |
| 1 | 257 |
| 1,15 | 260,13 |
| 1,25 | 263,26 |
| 1,5 | 266,39 |
| 1,65 | 273 |
| 1,75 | 279,98 |
| 2 | 283 |
| 2,15 | 279,45 |

| | |
|------|---------|
| 2,25 | 279,12 |
| 2,5 | 278,79 |
| 2,65 | 278,46 |
| 2,75 | 277,2 |
| 3 | 276 |
| 3,15 | 274,12 |
| 3,25 | 273,34 |
| 3,5 | 272,56 |
| 3,65 | 271,78 |
| 3,75 | 271 |
| 4 | 270 |
| 4,15 | 268,56 |
| 4,25 | 267,12 |
| 4,5 | 265,68 |
| 4,65 | 265,12 |
| 4,75 | 264,56 |
| 5 | 264 |
| 5,15 | 263,345 |
| 5,25 | 262,69 |
| 5,5 | 262,035 |
| 5,65 | 261,38 |
| 5,75 | 260,725 |
| 6 | 257 |
| 6,25 | 256,1 |

Fuente: Elaborado en base a datos recopilados

Tabla A. 5: Relación de altura del Reactor y flujo másico obtenido

| L (M) | M (Kgr/hr) |
|-------|------------|
| 0 | 800 |
| 0,15 | 1200 |
| 0,25 | 1700 |
| 0,5 | 2000 |
| 0,65 | 2350 |
| 0,75 | 3200 |
| 1 | 4000 |
| 1,15 | 4890 |
| 1,25 | 5500 |
| 1,5 | 6150 |
| 1,65 | 6500 |

| | |
|------|-------|
| 1,75 | 6870 |
| 2 | 7100 |
| 2,15 | 7350 |
| 2,25 | 7600 |
| 2,5 | 7850 |
| 2,65 | 8100 |
| 2,75 | 8150 |
| 3 | 8200 |
| 3,15 | 8320 |
| 3,25 | 8440 |
| 3,5 | 8560 |
| 3,65 | 8680 |
| 3,75 | 8800 |
| 4 | 9000 |
| 4,15 | 9120 |
| 4,25 | 9240 |
| 4,5 | 9360 |
| 4,65 | 9480 |
| 4,75 | 9600 |
| 5 | 9650 |
| 5,15 | 9720 |
| 5,25 | 9790 |
| 5,5 | 9860 |
| 5,65 | 9930 |
| 5,75 | 10000 |
| 6 | 10200 |
| 6,25 | 10275 |

Fuente: Elaborado en base a datos recopilados

A.4. DESARROLLO EXPLICATIVO DE LA ECUACION DE LAGRANGE

Distribución de temperatura sea $T(x,y,z) = 100 + x^2 + y^2$ la temperatura en cada punto sobre la esfera $x^2 + y^2 + z^2 = 50$. Hallar la temperatura máxima en la curva formada por la intersección de la esfera y el plano $x - z = 0$.

Desarrollo:

$$T(x, y, z) = 100 + x^2 + y^2$$

$$g(x) = x^2 + y^2 + z^2 - 50$$

$$h(x) = x - z$$

$$l(x, y, z, \lambda, \mu) = 100 + x^2 + y^2 + \lambda (x^2 + y^2 + z^2 - 50) + \mu(x - z)$$

Aplicando Derivadas parciales:

$$l(x) = 2x + 2x\lambda + \mu$$

$$l(y) = 2y + 2y\lambda$$

$$l(z) = 2z\lambda - \mu$$

$$l(\lambda) = x^2 + y^2 + z^2 - 50$$

$$l(\mu) = x - z$$

Igualando las ecuaciones a cero:

$$2x + 2x\lambda + \mu = 0$$

$$2y + 2y\lambda = 0$$

$$\lambda = -1$$

$$2z\lambda - \mu = 0$$

$$z = \frac{\mu}{2 * \lambda}$$

$$z = -\frac{\mu}{2}$$

$$x - z = 0$$

$$x = z$$

Como $x = z = -\frac{\mu}{2}$ reemplazamos:

$$2 * -\frac{\mu}{2} + 2 * -\frac{\mu}{2} * (-1) + \mu = 0$$

$$-\mu + \mu + \mu = 0$$

$$\mu = 0$$

$$x^2 + y^2 + z^2 - 50 = 0$$

$$\text{Como } x = z = -\frac{\mu}{2} = 0$$

$$0^2 + y^2 + 0^2 - 50 = 0$$

$$0 + y^2 + 0 = 50$$

$$y^2 = \pm 50$$

Entonces los puntos críticos son:

$$P.C1(0,50,0) \quad P.C2(0,-50,0)$$

Reemplazamos en la ecuación $T(x,y,z) = 100 + x^2 + y^2$

$$\text{Primer punto crítico : } T(0,50,0) = 100 + 0^2 + 50$$

$$T(0,+50,0) = 150^{\circ}\text{C (Temperatura máxima)}$$

$$\text{Segundo punto crítico : } T(0,-50,0) = 100 + 0^2 - 50$$

$$T(0,-50,0) = 50^{\circ}\text{C (Temperatura mínima)}$$

R. – La temperatura máxima entre la esfera y la recta es 150°C y la temperatura mínima entre la esfera y la recta es 50°C

A.5 COSTOS EN PLANTAS DE METANOL

METHANOL PLANT FASIBILITY STUDY

The economic evaluation is based on the total cost of the process equipment transported to the future industrial plant.

TOTAL INVESTMENT ESTIMATE

The total investment is made up of the total fixed capital amounting to US \$ 46,924,080.00 (US dollars); and a working or operating capital estimated at 1,572,670.00 US \$ (US dollars).

Total Fixed Capital

Fixed cost

The fixed cost is formed by the sum of the direct costs and the indirect costs of the plant, we can calculate them as follows:

Direct or physical cost

The direct cost deals with a type of expense that has a direct relationship to the realization and production of the products or services, which are detailed in the following table:

Estimation of Direct or physical cost

| Detail | Amount in \$us |
|-------------------------------------|-----------------------|
| Plant equipment cost | 30,273,600.00 |
| Installation costs of all equipment | 3,027,360.00 |
| Instrumentation and control cost | 908,208, 00 |
| Cost of pipes and fittings | 1,210,944, 00 |
| Electrical system cost | 908,208, 00 |
| Cost of buildings | 908,208, 00 |
| Cost of land improvements | 605,472, 00 |
| Cost of services | 2,724,624, 00 |
| Total direct costs | 40,566,624, 00 |

Cost of main and auxiliary process equipment

The CIF cost of the main and auxiliary equipment placed in the plant amounts to US \$ 30,273,600.00 (US dollars).

B. Cost of installation of all equipment It is considered 10% of the cost of the equipment

C. Pipes and fittings It costs 4% of the total equipment cost.

D. Instrumentation and control This is 3% of the cost of the equipment is considered.

E. Electrical installations It is 3% of the total purchase cost of the equipment,

F. Plant structures It is considered 3% of the cost of main equipment.

G. Services It is considered 9% of the cost of the equipment.

H. Land and improvements 2% of the cost of main equipment is considered.

Indirect costs capital of 1,572,670.00 US \$ (US dollars) was calculated.

It is considered that 8,000 hours of operation per year will be processed continuously.

- a) Raw material inventory:
- b) Inventory of material in process:
- c) Product inventory in warehouse:
- d) Accounts Receivable:
- e) Cash availability: used to pay salaries, supplies and contingencies.

The table shows Global investment plan

:

Estimation of Global Investment Plan

| 1. FIXED ASSETS (American dollars) | | \$us |
|---|-------------------------------------|-----------------------|
| 1.1 Direct costs | | |
| | Plant equipment cost | 29,273,700.00 |
| | Installation costs of all equipment | 3,001,110.00 |
| | Instrumentation and control cost | 908,208, 00 |
| | Cost of pipes and fittings | 1,000,455, 00 |
| | Electrical system cost | 808,208, 00 |
| | Cost of buildings | 808,208, 00 |
| | Cost of land improvements | 505,472, 00 |
| | Cost of services | 2,652,624, 00 |
| | Total direct costs | 40,566,624, 00 |
| 1.2 Indirect costs | | |
| | Engineering and supervision costs | 1,745,785, 00 |
| | Construction cost | 2,421,142, 00 |
| | Insurance costs and taxes | 598,457, 00 |
| | Cost of fees for contractors | 888,201, 00 |
| | Incidental expenses | 601,201, 00 |

| | | |
|--|---|----------------------|
| | Total indirect costs | 40,924,080,00 |
| 2. WORKING CAPITAL \$ us (American dollars) | | |
| | Raw material inventory | 329,170,00 |
| | Raw material inventory in process | 44,000,00 |
| | Product inventory | 311,500,00 |
| | Accounts receivable | 562,500,00 |
| | Cash availability | 312,500,00 |
| | Total working capital \$ us (American dollars) | 6,357,441,00 |
| TOTAL PROJECT INVESTMENT \$ us | | 46,566,624,00 |

Source: Lurgi Corp (1999)

Some of the fixed costs depend on the fixed capital investment (FCI),

$$TCI = 1,47 * FCI$$

Where:

TCI = Total Capital Investment

FCI = Investment fixed cost

Estimation of the total cost of production

Total manufacturing cost is made up of manufacturing cost and overhead.

Manufacturing Cost and Unit Cost

| | | | |
|--|----------------------------------|--------------|--------------|
| 1. MANUFACTURING COSTS \$ us 15,462,068.00 | | | |
| 1.1. DIRECT MANUFACTURING COSTS \$ us (American dollars). | | | |
| | Raw material costs | 8,164,089.00 | 9,711,839.00 |
| | Workforce cost | 234,000.00 | |
| | Supervision and engineering cost | 46,800.00 | |
| | Maintenance and repair cost | 938,481.00 | |
| | Cost of auxiliaries and services | 140,772.00 | |

| | | |
|--|--------------|----------------|
| Cost of operating supplies | 187,696.00 | |
| TOTAL DIRECT COSTS | | |
| 1.2. INDIRECT MANUFACTURING COSTS \$ us (US dollars). | | 119,340.00 |
| Payroll costs | 49,140.00 | |
| Laboratory cost | 35,100.00 | |
| General plant costs | 35,100.00 | |
| TOTAL INDIRECT COSTS | | |
| 1.3. FIXED MANUFACTURING COSTS \$ us (US dollars). | | 5,630,889.00 |
| Depreciation | 4,692,408.00 | |
| Taxes | 4,692.40.00 | |
| Insurance | 4,692.40.00 | |
| TOTAL FIXED COSTS | | |
| 1.4. GENERAL EXPENSES \$ us (American dollars). | | 415,172.00 |
| Administration | 121,928.00 | |
| Sales | 281,544.00 | |
| Studies and projects | 11,700.00 | |
| TOTAL GENERAL EXPENSES | | |
| TOTAL COST OF MANUFACTURING \$ us (American dollars). | | 15,877,241.00 |
| 2. UNIT COST | | \$ 0.2646 / kg |
| Production: 60,000,000.00 kg / year. | | |

A.6 PREFACTIBILIDAD PLANTA METANOL EN COCHABAMBA

Journal • VOLUMEN 13 • NÚMERO 38 • ISSN 2075 - 8936
Boliviano de Ciencias

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

I. 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 MegaMetanol, 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 MegaMetanol.

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 CAPEX 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 |
|------------------------------------|-------------------|----------|---------------------|-----------------------|-----------------------|---------------|
| Equipamiento | 19,655.00 | 31.37 | 616,636.00 | 116.032,500.00 | 116.649,136.00 | 79.5% of TDC |
| Tubería | 79,489.00 | 31.10 | 2.472,283.00 | 6.767,803.00 | 9.240,086.00 | 6.3% of TDC |
| Civil | 36,946.00 | 24.94 | 921,278.00 | 1.467,557.00 | 2.388,835.00 | 1.6% of TDC |
| Acero | 1,373.00 | 28.81 | 39,558.00 | 237,072.00 | 276,631.00 | 0.2% of TDC |
| Instrumentos | 15,406.00 | 31.22 | 480,969.00 | 2.147,698.00 | 2.628,667.00 | 1.8% of TDC |
| Eléctrico | 42,475.00 | 30.06 | 1.276,754.00 | 12.608,424.00 | 13.885,177.00 | 9.5% of TDC |
| Aislante | 19,857.00 | 23.15 | 459,729.00 | 726,595.00 | 1.186,324.00 | 0.8% of TDC |
| Pintura | 13,246.00 | 22.39 | 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 | 121.7% of TDL |
| Costos Totales | 257,719.00 | | | | 154.653.255 | 70.2% of TIC |
| Carga | | | | | 5.604,000.00 | 4.0% of TDM |
| Impuestos y licencias | | | | | 8.756,301.00 | 6.0% of TDC |
| Energía y HO | 66,613.00 | | | | 7.574,402.00 | 3.4% of TIC |
| Otros costos del proyecto | | | | | 10.024,283.00 | 4.6% of TIC |
| Contingencia | | | | | 33.590,208.00 | 15.3% of TIC |
| Costo total fuera del campo | 66,613.00 | | | | 65.549,194.00 | 29.8% of TIC |
| Costo Total de Proyecto | (HOMH) | | | | 220.202,449.00 | 150.1% of TDC |

Fuente: 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, 2017

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: 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, 2017