

UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA

Facultad de Ingeniería

Departamento de Ingeniería Química



**Análisis técnico y económico del diseño y montaje de una
planta de fabricación de biometanol**

Trabajo de graduación en modalidad de tesis presentado por

José Pablo Rodríguez García

para optar al grado académico de Licenciado en

Ingeniería Química Industrial

Guatemala,

2021.

UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA

Facultad de Ingeniería

Departamento de Ingeniería Química



**Análisis técnico y económico del diseño y montaje de una
planta de fabricación de biometanol**

Trabajo de graduación en modalidad de tesis presentado por

José Pablo Rodríguez García

para optar al grado académico de Licenciado en

Ingeniería Química Industrial

Guatemala,

2021.

Vo. Bo.:

(f) 
Ing. Luis Ernesto Núñez González, M. Sc.

Tribunal Examinador:

(f) 
Ing. Luis Ernesto Núñez González, M. Sc.

(f) 
Ing. Gamaliel Giovanni Zambrano Ruano, M. Sc.

(f) 
Ing. Eddy Rene Meléndez Mendizábal

Fecha de aprobación: Guatemala, 17 de diciembre del 2021.

PREFACIO

Llevar a cabo mi trabajo de graduación tras haber pasado por 6 años de carrera ha sido una experiencia retadora, apasionante y enriquecedora. Analizar técnica y económicamente un proceso de producción con tanto potencial como la fabricación de biometanol me ha dejado mucha motivación al respecto, pues pude aplicar los aprendizajes obtenidos en muchos de los cursos que pasé a lo largo de la carrera de Ingeniería Química Industrial. Asimismo, me permitió dimensionar el extenso campo profesional que tiene la carrera, y como a través de ella podemos aportar soluciones innovadoras para generar impactos positivos en la sociedad. El tema elegido para la elaboración de este trabajo de graduación surge a partir de conversaciones que tuve con mi padre en la empresa donde laboro. Recuerdo muy bien cómo mi padre me explicaba la gran cantidad de aplicaciones que tiene el metanol, con una analogía: “el metanol es como el agua de los procesos químicos industriales”.

La empresa tiene una demanda considerable de metanol (el cual proviene principalmente del gas natural, un combustible fósil) por lo que es de gran utilidad aportar herramientas que permitan encontrar formas para minimizar los impactos ambientales negativos mientras que se aumenta su rentabilidad. Por esta razón, surge la motivación de analizar la producción de un biocombustible en lugar de analizar la producción del metanol por la ruta sintética convencional. Encontrar una fuente de biomasa en Guatemala que pudiera ser aprovechable para la producción del alcohol fue un reto, pues muchas fuentes de biomasa que tienen una producción constante ya se aprovechan para otros usos mientras que algunas otras (como los desechos municipales) tienen mucha disponibilidad, pero poca homogeneidad.

Agradezco a mi padre todo el apoyo brindado a lo largo de la carrera y, en especial, el que me brindó durante la realización de este trabajo de graduación. También agradezco a mi madre por siempre estar al pendiente de mis avances e impulsarme a dar lo mejor de mí en todas las oportunidades. Agradezco a mi asesor, el Ing. Luis Ernesto Núñez González, M. Sc., por acompañarme a lo largo de todo el proceso de realización y por dedicarme el tiempo necesario para poder pulir este trabajo y llevarlo a la excelencia. Agradezco a todos los catedráticos de la Universidad, y en especial del Departamento De Ingeniería Química por velar por que nuestra preparación académica nos permita ser excelentes profesionales. Asimismo, le doy gracias a Dios, por la oportunidad de graduarme de una excelente Universidad en donde pude crecer mucho como persona y profesional. También agradezco a mi familia y a mis amigos, quienes siempre estuvieron a mi lado dándome apoyo en las buenas y en las malas. Por último, agradezco el apoyo que me brindó la Gremial de Palmicultores de Guatemala (GREPALMA) al orientarme sobre una fuente adecuada de biomasa para el proyecto, y ponerme en contacto con una empresa procesadora de palma africana quien puede llegar a ser un potencial proveedor.

Espero que este trabajo de graduación pueda servir de motivación para seguir investigando procesos químicos industriales que generen soluciones creativas para Guatemala y la región.

ÍNDICE

PREFACIO	v
ÍNDICE	vi
LISTA DE CUADROS	xi
LISTA DE FIGURAS	xviii
RESUMEN	xxii
I. INTRODUCCIÓN	1
II. OBJETIVO GENERAL	3
III. OBJETIVOS ESPECÍFICOS	3
IV. JUSTIFICACIÓN	4
V. MARCO TEÓRICO	6
A. La biomasa como fuente de energía	6
B. Biocombustibles en comparación a otras fuentes de energía renovable	7
C. Usos del metanol en la industria en general	9
1. Usos para el transporte terrestre:	9
2. Usos para celdas de combustible de hidrógeno:	9
3. Usos para el transporte marítimo:	9
4. Usos del metanol en el hogar:	9
5. Derivados del metanol:	9
6. Tratamiento de aguas residuales:	10

D.	Fabricación de gas de síntesis	12
1.	Secado:.....	12
2.	Pirólisis:	12
3.	Oxidación:.....	12
4.	Reducción:	12
1.	Tipos de gasificadores más comunes:.....	13
5.	Balance de masa de un gasificador	15
6.	Moderadores utilizados para la gasificación	16
7.	Tipos principales de reactores disponibles para la síntesis de metanol.....	17
8.	El reactor PFR (<i>Plug Flow Reactor Model</i>).....	18
E.	Otras operaciones unitarias involucradas en la fabricación de metanol.....	19
1.	Secado:.....	19
2.	Trituración:	21
3.	Ciclón:.....	22
4.	Absorción:.....	24
5.	Intercambiadores de calor:.....	28
6.	Compresor:.....	31
F.	Pasos generales para el diseño de procesos químicos industriales.....	33
1.	Definir el objetivo del diseño:.....	33
2.	Establecer las bases de diseño:.....	33
3.	Generación de posibles conceptos de diseño:	34
4.	Pruebas de conveniencia de los conceptos de diseño:	34
5.	Evaluación económica preliminar, optimización y selección:	35

6.	Diseño detallado y selección de equipo:	35
7.	Compra, construcción y operación de la planta:	35
G.	Modelado y simulación de procesos	35
1.	Sistema:.....	36
2.	Modelo:	36
3.	Simulación:	36
4.	Modelado y simulación aplicados:.....	37
H.	Indicadores financieros comúnmente usados para determinar la rentabilidad.....	37
I.	Clasificación de los estudios económicos para la estimación de costos y rentabilidad de proyectos.....	39
VI.	ANTECEDENTES	41
A.	Estimación de la inversión inicial preliminar.....	41
B.	Los residuos de palma africana como fuente de biomasa aprovechable en Guatemala.....	43
C.	El raquis de palma africana como fuente de carbono para la producción de biometanol ..	44
D.	Economía de escala en la producción de metanol.....	44
E.	Rendimiento de empresas productoras de metanol con estados financieros públicos	45
J.	Metodología teórica y experimental para el dimensionamiento de gasificadores de lecho fluidizado	46
F.	Cinéticas de reacción involucradas en la síntesis de metanol:.....	48
G.	Reactor isotérmico para metanol diseñado con anterioridad	50
H.	Catalizadores usualmente usados en la reacción.....	50
I.	Rutas sintéticas alternativas:	51
1.	Destilación destructiva de la madera:	51
2.	Dióxido de carbono a metanol:	51
3.	Síntesis de metanol de fase líquida:	51

4.	Oxidación directa del metano:	52
VII.	METODOLOGÍA	53
A.	Elaboración de la revisión bibliográfica	53
B.	Dimensionamiento de los equipos principales del proceso de producción de biometanol 54	
C.	Elección de la fuente de biomasa adecuada para el proceso de producción de biometanol y selección de la posible ubicación de la planta.....	62
D.	Desarrollo del modelo de simulación del proceso de producción de biometanol.....	63
E.	Proceso de estimación de costo de los equipos dimensionados.....	74
F.	Elaboración del análisis económico.....	74
VIII.	RESULTADOS.....	77
IX.	DISCUSIÓN	96
X.	CONCLUSIONES	108
XI.	RECOMENDACIONES.....	110
XII.	BIBLIOGRAFÍA	112
XIII.	ANEXOS	117
A.	Datos originales	117
B.	Cálculos de muestra	130
C.	Datos intermedios	180
D.	Cotizaciones, planos y documentos varios brindados por los posibles proveedores contactados.....	192
E.	<i>Layout</i> preliminar propuesto para la planta (tomando en cuenta las dimensiones del terreno cotizado).....	214
F.	Fichas técnicas elaboradas	215
G.	Reporte de análisis económico preliminar desplegado por el simulador <i>SuperPro Designer</i> a partir de los parámetros ingresados.....	219
H.	Reporte de composiciones por flujo desplegado por el modelo de simulación <i>SuperPro Designer</i>	225

K.	Análisis de sensibilidad.....	233
XIV.	GLOSARIO	261

LISTA DE CUADROS

Cuadro 1. Potencial global de producción de energía a partir de diversas fuentes de biomasa para el 2,050.....	7
Cuadro 2. Consumo actual, y los potenciales técnicamente viables y máximos teóricos de diferentes tipos de energía renovable.....	8
Cuadro 3. Costos aproximados de la producción de diferentes fuentes de energía renovable.	8
Cuadro 4. Composiciones del gas de síntesis producido a partir de diferentes fuentes de biomasa.	15
Cuadro 5. Comparación de las características de los reactores tubulares adiabáticos e isotérmicos.	17
Cuadro 6. Criterios de selección de trituradoras y/o molinos para procesamiento de sólidos.....	22
Cuadro 7. Requerimientos a tomar en cuenta en el diseño de un ciclón de entrada tangencial...	23
Cuadro 8. Valores de U para calentamiento y enfriamiento con agua a diversos compuestos, para sistemas comunes en una planta de fabricación de metanol.	30
Cuadro 9. Factores a considerar para estimar distintos rubros en la instalación de una planta de producción donde se procesan sólidos y fluidos.....	39
Cuadro 10. Clasificación de las estimaciones de costos según la AACE, con variables descriptivas complementarias del tipo de estimación.	40
Cuadro 11. Parámetros de estimación de costo de capital para una planta de producción de metanol.....	41
Cuadro 12. Variables de interés para la estimación preliminar de inversión inicial.....	42
Cuadro 13. Superficie de tierra cultivada de diferentes fuentes de aceite vegetal con sus respectivas producciones y rendimientos.	43
Cuadro 14. Análisis próximo y elemental en base seca y humedad correspondiente de los diferentes subproductos del procesamiento de palma africana.	44

Cuadro 15. Rendimiento financiero de dos grandes productores de metanol que actualmente cotizan en la bolsa.....	45
Cuadro 16. Promedio de margen bruto sobre precio de venta del 2017 al 2020 para dos grandes productores que actualmente cotizan en la bolsa.	45
Cuadro 17. Características del reactor PFR isotérmico para producción de metanol consultado en la literatura.	50
Cuadro 18. Características de los catalizadores ofrecidos por las empresas mencionadas previamente.....	50
Cuadro 19. Comprobación de balance de masa para las entradas y salidas del proceso al arranque.	79
Cuadro 20. Comprobación de balance de masa para las entradas y salidas del proceso operando en equilibrio.	79
Cuadro 21. Rendimiento y velocidad de producción de la planta de producción de biometanol.	80
Cuadro 22. Entradas y salidas de calor en los intercambiadores del proceso.	80
Cuadro 23. Listado de los equipos dimensionados como base técnica del proceso a simular.....	81
Cuadro 24. Listado de equipos auxiliares requeridos para el proceso.	83
Cuadro 25. Listado de instrumentos necesarios para la operación de la planta.	83
Cuadro 26. Diámetros y cédulas para las tuberías de cada corriente dimensionada.	85
Cuadro 27. Listado de válvulas para la operación de la planta, ingresadas al modelo de <i>SuperPro Designer</i>	88
Cuadro 28. Tipos de equipos de flujo de fluidos ingresadas al modelo de simulación de <i>SuperPro Designer</i>	88
Cuadro 29. Montos correspondientes a distintos rubros de inversión para el montaje de la planta de biometanol, calculados por <i>SuperPro Designer</i>	89
Cuadro 30. Indicadores de rentabilidad calculados para el proyecto, calculados por <i>SuperPro Designer</i>	89
Cuadro 31. Montos correspondientes a distintos rubros de inversión para el montaje de la planta de biometanol, calculados de forma propia.	90
Cuadro 32. Indicadores de rentabilidad calculados para el proyecto, calculados de forma propia.	90

Cuadro 33. Flujos netos de efectivo proyectados para la planta de producción de biometanol, a partir de los cálculos propios.	92
Cuadro 34. Base de cálculo del proceso de producción de biometanol a dimensionar.....	117
Cuadro 35. Condiciones de operación del reactor PFR de síntesis de metanol.	117
Cuadro 36. Código utilizado en <i>Berkeley Madonna</i> para la obtención de las concentraciones respecto al tiempo de los compuestos involucrados en la reacción de síntesis de metanol.	118
Cuadro 37. Coeficientes para el cálculo del calor específico para los compuestos en estado líquido analizados en el sistema.	119
Cuadro 38. Coeficientes para el cálculo de la densidad para el agua.	119
Cuadro 39. Características de los polvos en el gas de síntesis del gasificador cotizado.....	119
Cuadro 40. Composición elemental base seca del raquis de palma africana.	119
Cuadro 41. Parámetros de funcionamiento del gasificador de lecho fluidizado utilizados.	119
Cuadro 42. Parámetros de operación de la trituradora de biomasa dimensionada.....	120
Cuadro 43. Parámetros de operación del ciclón dimensionado.	120
Cuadro 44. Parámetros necesarios para dimensionar el compresor.	121
Cuadro 45. Parámetros de operación de la torre de absorción dimensionada.....	121
Cuadro 46. Propiedades del empaque a utilizar para la torre de absorción, y propiedades de los compuestos del sistema de interés.	122
Cuadro 47. Parámetros de operación utilizados para el dimensionamiento del intercambiador de enfriamiento ubicado entre la salida del gasificador y la entrada a la torre de absorción.....	122
Cuadro 48. Parámetros de operación utilizados para el dimensionamiento del intercambiador de enfriamiento ubicado entre la torre de absorción y el PFR.....	123
Cuadro 49. Parámetros de operación utilizados para el dimensionamiento del condensador ubicado después del PFR.	123
Cuadro 50. Parámetros necesarios para el dimensionamiento del gasificador.	124
Cuadro 51. Velocidades lineales de flujo definidas para las diferentes corrientes del proceso.	124
Cuadro 52. Temperaturas y presiones de las diferentes corrientes dimensionadas en el proceso.	124

Cuadro 53. Densidades de los gases que componen el gas de síntesis asumiendo idealidad a condiciones normales (20° y 1 atm).....	124
Cuadro 54. Coeficientes para el cálculo de los calores específicos de los compuestos gaseosos analizados en el proceso.....	125
Cuadro 55. Coeficientes para el cálculo de los calores latentes de vaporización de los compuestos que condensan en el condensador dimensionado.....	125
Cuadro 56. Cotizaciones de los equipos dimensionados para la operación de la planta.....	125
Cuadro 57. Variables de interés para el análisis económico.....	127
Cuadro 58. Potencia de consumo, porcentaje de utilización continua y operarios asignados para cada equipo.	129
Cuadro 59. Parámetros de operación calculados para el reactor PFR de síntesis de metanol. ...	182
Cuadro 60. Componentes de entrada al gasificador al arranque y con el sistema en equilibrio.	182
Cuadro 61. Variables de composición de la biomasa alimentada (raquis de palma africana). ...	182
Cuadro 62. Densidades de los gases que componen el gas de síntesis corregidas por temperatura y presión a la entrada del PFR.	182
Cuadro 63. Bases de cálculos, fracciones volumétricas y número estequiométrico del gas de síntesis modelado en <i>SuperPro Designer</i>	183
Cuadro 64. Dimensiones del ciclón de Alta Eficiencia tipo Swift.....	183
Cuadro 65. Parámetros de operación intermedios para el dimensionamiento del compresor....	183
Cuadro 66. Parámetros de operación intermedios para el dimensionamiento de la torre de absorción.....	184
Cuadro 67. Parámetros de dimensionamiento intermedios para los intercambiadores de calor.	186
Cuadro 68. Datos intermedios calculados para el dimensionamiento del gasificador.	186
Cuadro 69. Densidades promedio de fluido, flujos volumétricos y dimensiones de las tuberías dimensionadas en el proceso.....	187
Cuadro 70. Costos de energía eléctrica y de mano de obra por hora para cada equipo.	187
Cuadro 71. Desglose de los detalles necesarios para obtener la inversión inicial total.	188
Cuadro 72. Composición del costo de fabricación de biometanol proyectado.	189

Cuadro 73. Estructura del costo promedio ponderado de capital y de la tasa mínima aceptable de retorno.....	189
Cuadro 74. Análisis de sensibilidad del costo de metanol adquirido en la tasa interna de retorno y el valor presente neto.	189
Cuadro 75. Análisis de sensibilidad de la inversión inicial en el periodo simple de recuperación de capital, TIR y VPN.....	190
Cuadro 76. Análisis de sensibilidad de la mano de obra en el periodo simple de recuperación de capital, TIR y VPN.	190
Cuadro 77. Análisis de sensibilidad del costo de transporte en el periodo simple de recuperación de capital, TIR y VPN.....	190
Cuadro 78. Análisis de sensibilidad de la duración del préstamo en el periodo simple de recuperación de capital, TIR y VPN.	191
Cuadro 79. Análisis de sensibilidad del CIF el periodo simple de recuperación de capital, TIR y VPN.	191
Cuadro 80. Análisis de sensibilidad del costo de los materiales el periodo simple de recuperación de capital, TIR y VPN.....	191
Cuadro 81. Flujos netos de efectivo correspondientes al escenario de un costo de adquisición del metanol 40% menor al actual (mínimo histórico).....	233
Cuadro 82. Flujos netos de efectivo correspondientes al escenario de un costo de adquisición del metanol 20% menor al actual.....	234
Cuadro 83. Flujos netos de efectivo correspondientes al escenario de un costo de adquisición del metanol 32.5% mayor al actual (máximo histórico).....	235
Cuadro 84. Flujos netos de efectivo correspondientes al escenario de un costo de adquisición del metanol 65% mayor al actual (máximo histórico).....	236
Cuadro 85. Flujos netos de efectivo correspondientes al escenario de un costo de capital total 50% menor al actual.....	237
Cuadro 86. Flujos netos de efectivo correspondientes al escenario de un costo de capital total 25% menor al actual.....	238
Cuadro 87. Flujos netos de efectivo correspondientes al escenario de un costo de capital total 25% mayor al actual.....	239
Cuadro 88. Flujos netos de efectivo correspondientes al escenario de un costo de capital total 50% mayor al actual.....	240

Cuadro 89. Flujos netos de efectivo correspondientes al escenario de un costo de mano de obra 50% menor al actual.	241
Cuadro 90. Flujos netos de efectivo correspondientes al escenario de un costo de mano de obra 25% menor al actual.	242
Cuadro 91. Flujos netos de efectivo correspondientes al escenario de un costo de mano de obra 25% mayor al actual.	243
Cuadro 92. Flujos netos de efectivo correspondientes al escenario de un costo de mano de obra 50% mayor al actual.	244
Cuadro 93. Flujos netos de efectivo correspondientes al escenario de un costo de transporte 50% menor al actual.	245
Cuadro 94. Flujos netos de efectivo correspondientes al escenario de un costo de transporte 25% menor al actual.	246
Cuadro 95. Flujos netos de efectivo correspondientes al escenario de un costo de transporte 25% mayor al actual.	247
Cuadro 96. Flujos netos de efectivo correspondientes al escenario de un costo de transporte 50% mayor al actual.	248
Cuadro 97. Flujos netos de efectivo correspondientes al escenario de un periodo de préstamo 50% menor al actual.	249
Cuadro 98. Flujos netos de efectivo correspondientes al escenario de un periodo de préstamo 25% menor al actual.	250
Cuadro 99. Flujos netos de efectivo correspondientes al escenario de un periodo de préstamo 25% mayor al actual.	251
Cuadro 100. Flujos netos de efectivo correspondientes al escenario de un periodo de préstamo 50% mayor al actual.	252
Cuadro 101. Flujos netos de efectivo correspondientes al escenario de un CIF 50% menor al actual.	253
Cuadro 102. Flujos netos de efectivo correspondientes al escenario de un CIF 25% menor al actual.	254
Cuadro 103. Flujos netos de efectivo correspondientes al escenario de un CIF 25% mayor al actual.	255
Cuadro 104. Flujos netos de efectivo correspondientes al escenario de un CIF 50% mayor al actual.	256

Cuadro 105. Flujos netos de efectivo correspondientes al escenario de un costo de materiales 50% menor al actual..... 257

Cuadro 105. Flujos netos de efectivo correspondientes al escenario de un costo de materiales 25% menor al actual..... 258

Cuadro 105. Flujos netos de efectivo correspondientes al escenario de un costo de materiales 25% mayor al actual..... 259

Cuadro 108. Flujos netos de efectivo correspondientes al escenario de un costo de materiales 50% mayor al actual..... 260

LISTA DE FIGURAS

Figura 1. Variación del precio del metanol de mayo 2018 a mayo 2021.....	11
Figura 2. Balance de oferta y demanda para el metanol del 2016 al 2021 (estimada).....	11
Figura 3. Ilustraciones de los tipos de gasificadores enlistados con anterioridad.....	14
Figura 4. Curvas de equilibrio entre la humedad de diferentes sólidos húmedos y la corriente gaseosa (aire).	19
Figura 5. Metodología validada experimentalmente para el diseño de gasificadores de lecho fluidizado.	46
Figura 6. Concentración molar respecto a la distancia axial reducida de la cinética utilizada. ...	49
Figura 7. Ventana de inicio desplegada al abrir el <i>Software</i>	63
Figura 8. Selección de la forma de operación del proceso a simula.	64
Figura 9. Compuestos puros ingresados al programa <i>SuperPro Designer</i> para el desarrollo del modelo de simulación	65
Figura 10. Mezclas ingresadas al programa <i>SuperPro Designer</i> para el desarrollo del modelo de simulación	65
Figura 11. Costo de energía eléctrica estándar ingresado al programa <i>SuperPro Designer</i> para el desarrollo del modelo de simulación.	66
Figura 12. Costo de la mano de obra ingresado al programa <i>SuperPro Designer</i> para el desarrollo del modelo de simulación.	66
Figura 13. Materiales entrando al sistema con su respectivo costo ingresado al <i>SuperPro Designer</i> para el desarrollo del modelo de simulación.....	67
Figura 14. Condiciones de operación para el gasificador ingresadas al programa <i>SuperPro Designer</i> para el desarrollo del modelo de simulación.	67

Figura 15. Composiciones del combustible alimentado al gasificador ingresadas al programa <i>SuperPro Designer</i> para el desarrollo del modelo de simulación.	68
Figura 16. Variables varias necesarias para la simulación del gasificador en <i>SuperPro Designer</i> para el desarrollo del modelo de simulación.	68
Figura 17. Condiciones de operación ingresadas para el PFR en el <i>SuperPro Designer</i> para el desarrollo del modelo de simulación	69
Figura 18. Tiempo de residencia ingresado para el reactor PFR en <i>SuperPro Designer</i> para el desarrollo del modelo de simulación	69
Figura 19. Reacción 1 de síntesis de metanol ingresada al reactor PFR simulado en <i>SuperPro Designer</i>	70
Figura 20. Reacción 2 ingresada al reactor PFR simulado en <i>SuperPro Designer</i>	70
Figura 21. Parámetros de temporalidad ingresados para el análisis económico preliminar llevado a cabo por <i>SuperPro Designer</i>	72
Figura 22. Parámetros de forma de financiamiento para el análisis económico preliminar llevado a cabo por <i>SuperPro Designer</i>	72
Figura 23. Parámetros de deducción de impuestos tomados en cuenta para el análisis económico preliminar llevado a cabo por <i>SuperPro Designer</i>	73
Figura 24. Diagrama de bloques del proceso de producción de biometanol analizado (de la trituradora al ciclón).....	77
Figura 25. Diagrama de bloques del proceso de producción de biometanol analizado (del intercambiador de enfriamiento 1 al condensador).....	77
Figura 26. Diagrama de las operaciones simuladas en el programa <i>SuperPro Designer</i> (desde la trituración hasta el soplador de entrada a la torre de absorción).	86
Figura 27. Diagrama de las operaciones simuladas en el programa <i>SuperPro Designer</i> (desde la trituración hasta la torre de absorción hasta a el despacho de metanol).	87
Figura 28. Desglose del costo del metanol a producir, calculado de forma propia.	91
Figura 29. Análisis de sensibilidad para el periodo simple de recuperación de capital (PSRC), a partir de los datos Cuadros 24 y 25.....	93
Figura 30. Análisis de sensibilidad para la tasa interna de retorno (TIR), a partir de los datos Cuadros 24 y 25.	94

Figura 31. Análisis de sensibilidad para el valor presente neto (VPN), a partir de los datos Cuadros 24 y 25.	95
Figura 32. Mapa de los recorridos posibles entre la planta de Las Palmas en la Gomera, Escuintla y el parque industrial Parque Sur en Escuintla, Guatemala.	128
Figura 33. Mapa de los recorridos posibles entre el parque industrial Parque Sur en Escuintla, Guatemala y la planta de fabricación de combustible en gel en Mixco, Guatemala.....	128
Figura 34. Fracciones molares respecto al tiempo para la formación de metanol obtenidas de la corrida del Berkeley Madonna y la cinética para la síntesis de metanol utilizada.....	180
Figura 35. Gráfico del inverso de la velocidad de reacción del metanol negativo vs. la concentración molar de monóxido de carbono.	181
Figura 36. Conversión del monóxido de carbono respecto al tiempo en el PFR.	181
Figura 37. Curva de equilibrio con las curvas utilizadas para la determinación del flujo de solvente mínimo.	185
Figura 38. Determinación gráfica del N_{tog} de la columna de absorción.	185
Figura 39. Cotización del PFR de 0.5 metros cúbicos.	192
Figura 40. Plano del reactor según la ficha técnica enviada al posible proveedor.....	193
Figura 41. Cotización del gasificador de lecho fluidizado cotizado según dimensionamiento del mismo.	194
Figura 42. Plano del gasificador de lecho fluidizado enviado por el posible proveedor.	196
Figura 43. Cotización de la caldera eléctrica dimensionada para el proceso.....	197
Figura 44. Cotización de suavizador de agua para la caldera, según los análisis fisicoquímicos del agua del parque industrial.	200
Figura 45. Cotización del concentrador de oxígeno dimensionado.	203
Figura 46. Cotización del raquis de palma africana brindada por el posible proveedor.	204
Figura 47. Cotización de la chipeadora para triturar el raquis de palma africana según el dimensionamiento realizado.	205
Figura 48. Cotización de la torre de absorción de ácido sulfhídrico del gas de síntesis.	206
Figura 49. Cotización del terreno cotizado en el parque industrial Parque Sur.	207
Figura 50. Plano del lote cotizado en el parque industrial Parque Sur.	208

Figura 51. Análisis físicoquímico del agua disponible en el parque industrial Parque Sur.....	209
Figura 52. Cotización de los costos de importación del gasificador desde China a Guatemala.	211
Figura 53. Cotización de los costos de importación del concentrador de oxígeno desde China hasta Guatemala.	212
Figura 54. Cotización de los costos de importación del PFR desde China hasta Guatemala. ...	213

RESUMEN

En este trabajo se realizó un análisis técnico y económico para determinar la rentabilidad de montar una planta de fabricación de biometanol. Este compuesto es la principal materia prima para producir combustible en gel enlatado de una empresa guatemalteca. Esta empresa adquiere actualmente este alcohol de proveedores locales, por esta razón surgió el interés de analizar si el producir su propio solvente podría llegar a generar un ahorro significativo. Se optó por utilizar raquis de palma africana local para la producción del compuesto en lugar de gas natural por razones de disminución de impacto ambiental, disponibilidad de materia prima y costo menor de la misma. En el presente trabajo se dimensionaron los principales equipos necesarios para una planta de este tipo, dando como resultado los siguientes equipos principales: una trituradora de martillos 6.1392 kW, un gasificador de lecho fluidizado burbujeante de 0.2479 m³, un ciclón de alta eficiencia con un diámetro de entrada de 0.05898 m, una torre de absorción empacada de 5.5700 m de altura y 0.2379 m de diámetro, un compresor isotérmico de doble etapa con una potencia de salida de 6.1392 kW, un reactor tubular isotérmico de lecho fijo de catalizador de 0.2229 m³ y tres intercambiadores de calor de tubos concéntricos. Con este dimensionamiento se desarrolló un modelo de simulación en *SuperPro Designer*, que, junto a cotizaciones realizadas, permitió determinar la inversión inicial involucrada, la cual resultó ser de \$2,198,885.93. Asimismo, se calculó el costo de producción del solvente el cual tuvo un valor de \$0.3252/kg biometanol producido, para compararlo con el costo que tiene actualmente la empresa al comprar el compuesto a proveedores locales. De esta forma, fue posible determinar si el proyecto podría llegar a tener suficiente rentabilidad utilizando indicadores financieros como tasa interna de retorno, valor presente neto y periodo simple de recuperación de capital. Los indicadores de rentabilidad dieron como resultado una TIR de -0.77%, un VPN de -\$1,780,862.99 (con una TMAR de 9.32%) y un periodo simple de recuperación de capital de 23.73 años.

I. INTRODUCCIÓN

El metanol es uno de los compuestos químicos más importantes de la industria en general. A partir del mismo, se pueden fabricar los plásticos PET, fibras de poliéster, formaldehído, ácido acético, entre otros. Este alcohol también es utilizado a diferentes concentraciones: como combustible, para vehículos terrestres y marítimos; como agente de desnitrificación, para el tratamiento de aguas residuales, como fuente de calor en estufas fijas y/o portátiles, y como solvente de varios compuestos orgánicos. Su proceso de producción ha evolucionado mucho en las últimas décadas. Inicialmente se utilizaban catalizadores que requerían altas temperaturas y altas presiones; no obstante, actualmente se ha desarrollado un nuevo proceso productivo que permite obtener este alcohol con presiones y temperaturas bastante más bajas.

El proceso productivo actual involucra varias operaciones unitarias. Entre ellas están la absorción, reacciones químicas y operaciones de purificación y separación. Existen diversos tipos de gasificadores y de reactores para la fabricación de este alcohol. En su mayoría son reactores tubulares continuos los utilizados. A grandes rasgos, la ruta sintética del metanol más utilizada es la de llevar a cabo una gasificación a presión atmosférica en un reactor de lecho fluidizado a presión atmosférica y una temperatura de entre 600 y 900° C de la fuente de carbono, con vapor de agua y menos oxígeno que el necesario para una combustión completa. A partir de esta reacción, se obtiene gas de síntesis; el cual se hace reaccionar en el reactor tubular a una presión de alrededor de 50 atm y una temperatura de alrededor de 225°C con un catalizador adecuado de cobre y zinc.

La gran mayoría del alcohol metílico producido actualmente a nivel mundial proviene del gas natural; sin embargo, en diversos estudios se ha investigado y confirmado la viabilidad del uso de otras fuentes de carbono renovables (biomasa) que permitan romper la dependencia de combustibles fósiles y que tengan emisiones globales de carbono neutral. Es decir, el reto actual es suplir la demanda energética con fuentes renovables que coadyuven a contrarrestar el cambio climático. Por eso se buscó en Guatemala una fuente de biomasa que estuviera disponible, subutilizada y que presentara rendimientos aceptables para la fabricación del alcohol de interés. El enfoque del presente trabajo es en el uso de raquis de la palma africana para la producción de biometanol, ya que se confirmó con la Gremial de Palmicultores de Guatemala, que existe una planta de procesamiento de palma africana que no le está sacando provecho al raquis (un subproducto de la palma africana). Asimismo, hay diversos estudios que confirman la viabilidad del aprovechamiento de esta producto para la fabricación de alcohol metílico a nivel industrial. Sin embargo, el uso de esta materia prima conlleva añadir operaciones unitarias de tratamiento previo como la trituración.

Vale la pena tomar en cuenta que este alcohol tiene la relación hidrógeno/carbono más alta de todos los alcoholes; esto le permite tener la combustión más limpia posible (pocos o nulos

compuestos sulfurados o nitrados son emitidos en la misma). Por esta razón, el metanol goza de mucha

aceptación como combustible de diversos usos. Uno de ellos es el calentamiento de comida a través de quemadores portátiles (latas de combustible en gel).

Para el análisis técnico de este trabajo se utilizaron diversos criterios de selección y dimensionamiento de los equipos involucrados en el proceso de producción. Para poder realizarlo fue necesario hacer el balance de masa y energía del proceso, fijando como base de cálculo la demanda de la empresa. A partir de este fue posible dimensionar los equipos con la exactitud y profundidad suficiente para poder estimar el costo de estos adecuadamente. Asimismo, permitió determinar la demanda de materiales y servicios auxiliares.

El análisis técnico permitió obtener la base técnica del proceso que se simuló utilizando el programa *SuperPro Designer*. El programa permite desarrollar modelos de simulación que representan procesos químicos industriales dentro de su interfaz; este permite dimensionar los equipos con ecuaciones y algoritmos del mismo o ingresar los parámetros técnicos obtenidos a través de un dimensionamiento propio. Para los principales equipos, se llevó a cabo un proceso de dimensionamiento propio y se ingresaron los valores obtenidos al sistema para obtener el modelo de simulación. Este *software* lleva a cabo un análisis económico preliminar, que incluye una estimación de costos de equipo (de igual forma permite ingresar el costo de los equipos a partir de cotizaciones propias), e indicadores de rentabilidad como el valor presente neto, la tasa interna de retorno y el periodo simple de recuperación de capital.

Se optó por llevar a cabo un análisis económico más extenso utilizando como base el análisis técnico realizado, y algunos parámetros técnicos y económicos brindados por el programa de simulación. Esto permitió tener más perspectiva para el mismo pues a través de análisis de sensibilidad se pudo determinar el efecto de la variación de variables relevantes en la rentabilidad del proyecto. Se investigó sobre los tipos de análisis económicos utilizados para determinar si un proyecto es rentable; de acuerdo a la clasificación de diversas entidades como la ASME (*American Society of Mechanical Engineers*, por sus siglas en inglés) y/o la AACE (*American Association of Cost Engineering*) se optó por un análisis de factibilidad tipo 4. Este tipo de análisis ha reportado estimar con errores de entre -20 y 15% respecto al costo total del proyecto cuando se ejecuta, llevando a cabo un máximo del 15% de la documentación necesaria para ejecutar el mismo si llegara a ser rentable. Entre esta documentación necesaria están los diagramas de entradas y salidas y los dimensionamientos de los equipos, pero aún no se contempla diagramas de flujo e instrumentación ni planos de equipos y/o la planta. Esto último debido a que solamente si llegar a ser rentable se justificaría proseguir con toda esta documentación. Los análisis realizados permitieron concluir si el proyecto analizado es financieramente viable para la empresa.

II. OBJETIVOS

A. Objetivo general

Analizar técnica y económicamente el diseño y montaje de una planta de producción de biometanol utilizando indicadores de rentabilidad que permitan determinar si la inversión cumple con la rentabilidad requerida por la empresa.

B. Objetivos específicos

1. Dimensionar y esquematizar una planta de producción de biometanol utilizando balances de masa y energía y criterios de selección de equipo para obtener la base técnica del proceso a simular.

2. Llevar a cabo una simulación del proceso de producción de biometanol a partir de biomasa, por medio de *software* computacional, para obtener los parámetros que permitan evaluar económicamente el proceso.

3. Evaluar económicamente el proceso de fabricación de biometanol por medio de indicadores financieros que permitan determinar la rentabilidad del proyecto.

III. JUSTIFICACIÓN

El metanol es uno de los compuestos más utilizados en la industria, para el 2021 se estima que tendrá una demanda global de 110,213 toneladas métricas. El mismo se usa para fabricar una gran cantidad de compuestos como se mencionó con anterioridad. No obstante, la oferta del metanol está íntimamente ligada a la volatilidad de los precios del gas natural, ya que la gran mayoría del metanol se obtiene a partir de gas de síntesis proveniente del gas natural (un combustible fósil). En este sentido, los precios promedio de los combustibles fósiles han ido constantemente a la alza desde los años setenta. En el año 2008 hubo un repunte histórico en el precio del metanol pues fue utilizado para producir biodiésel, ya que los precios del diésel tuvieron máximos históricos también. Por su parte, en el 2020 se reportó un mínimo en su precio porque la capacidad instalada de producción mundial sobrepasaba en gran medida la demanda que existió en ese año (a causa de las restricciones de movilidad derivadas de la COVID-19).

Actualmente, existe una empresa en Guatemala fabricante de latas de metanol en gel, que se usan como estufas portátiles para casas, hoteles y restaurantes. La demanda mensual del solvente de la empresa es de 30 metros cúbicos. Esta empresa se ha consolidado por más de 20 años como el principal fabricante de este producto a nivel centroamericano. El uso de este alcohol para la fabricación del gel combustible se ha preferido por sobre el uso de otros alcoholes ya que tiene el costo más bajo y permite fabricar un gel con las características de viscosidad y poder calorífico necesarias. Vale la pena resaltar, que el metanol tiene la relación hidrógeno-carbono más alta de todos los alcoholes por lo que su combustión también es la más limpia. Asimismo, el porcentaje que representa este material del costo de producción es uno de los más relevantes.

La ubicación geográfica de la empresa hace que deba ser comprado por medio de distribuidores locales intermediarios que importan el metanol desde las plantas de los fabricantes, ubicadas en Norteamérica. Esto hace que el costo del mismo para la empresa sea mayor que el costo que tienen sus principales competidores (fábricas de Estados Unidos y México). Además, la empresa ha reportado en su historial de compras costos de adquisición del metanol muy variables, con valores máximos de hasta \$1.02/kg (en 2008) y mínimos de \$0.37/kg (en 2020), y un valor actual de \$0.62/kg. Esta variabilidad dificulta a la empresa poder tener una estrategia de precios competitiva y una rentabilidad predecible y constante. Previamente, la fábrica de producción de combustible en gel ha analizado importar directamente el metanol desde México y China; sin embargo, para conseguir costos realmente competitivos se deben comprar volúmenes muy altos de este compuesto. Esto traería consigo un alto riesgo por almacenaje y costos de transporte muy altos. En ocasiones previas, la empresa ha llevado a cabo costeos de la importación del solvente desde los países mencionados tomando en cuenta el transporte, los seguros y el almacenaje involucrado; el costo total es prácticamente el mismo que comprar localmente (además de que la calidad del producto tiene un mayor respaldo al comprarle a proveedores locales que extranjeros).

Por estas razones, la misma está interesada en analizar la inversión en proyectos de capital que permitan llevar a cabo una integración vertical. En este trabajo de graduación se analizó técnica y económicamente la fabricación su propio alcohol metílico para poder disminuir sus costos y ser más competitivos. La empresa no cuenta con criterios claros para poder determinar la rentabilidad de sus proyectos. Por esta razón, fue necesario realizar un estudio económico de factibilidad que permitiera definir una tasa mínima aceptable de retorno para los proyectos de esta, y analizar la rentabilidad de este proyecto de capital con diversos indicadores.

El enfoque buscado es el de fabricar el metanol a partir de biomasa, pues el costo de la misma es menor que el gas natural y trae consigo beneficios para el medio ambiente (la combustión de la biomasa y sus derivados tiene un balance global de emisiones de carbono igual a cero). Esto también mejoraría la percepción de los clientes respecto a la política ambiental de la empresa mientras que se obtiene un ahorro significativo.

Se optó por el análisis del uso de un subproducto de la palma africana como fuente de carbono para la producción del compuesto de interés, pues existen antecedentes que afirman que existe disponibilidad de abastecimiento en Guatemala para suplir la demanda de metanol de la empresa, y a que la literatura afirma que la fabricación de gas de síntesis a partir de sus subproductos es factible. Para la realización de este trabajo, se contactó a la Gremial de Palmicultores de Guatemala, la cual brindó el contacto de una empresa procesadora de palma africana ubicada en Escuintla que actualmente no está sacándole provecho al máximo a un subproducto de la palma africana en especial: el raquis. La empresa procesadora de palma explicó que este subproducto de la palma suele dejarse en el suelo donde se siembra la palma para reintegrar algunos nutrientes. El aprovechamiento del raquis para generación de vapor sí ha sido intentado por esta misma empresa, pero ha reportado baja efectividad ya que su poder calorífico es bajo. En este sentido, esta empresa tiene un excedente de este subproducto y desea buscar formas de sacarle un mayor provecho.

Es por las razones anteriormente expuestas, que surgió la idea de analizar técnica y económicamente el diseño y el montaje de una planta de producción de biometanol; por medio del análisis de la inversión inicial involucrada y los ahorros proyectados. De esta forma, se determinó si la inversión es rentable como un proyecto de capital de la empresa a largo plazo.

IV. MARCO TEÓRICO

A. La biomasa como fuente de energía

La biomasa es cualquier tipo de materia orgánica, proveniente de recursos renovables. A partir de la misma se pueden fabricar biocombustibles gaseosos o líquidos. Se cataloga como un proceso neutral en sus emisiones de carbono, pues cuando la biomasa hace combustión en cualquiera de sus formas emite el dióxido de carbono, que por medio de fotosíntesis se había convertido en otros compuestos de carbono, de vuelta a la atmósfera. Es decir, no hay adición neta de este gas al ambiente, sino que el mismo que se emite fue absorbido con anterioridad. Incluso, se ha estudiado que a largo plazo se puede fijar carbono en las tierras donde se cultiva la biomasa logrando una leve disminución de los niveles de dióxido de carbono en la atmósfera. (Ghosh & Prelas, 2011)

Antes de la revolución industrial, el dióxido de carbono tenía un ciclo natural estable pues todo el que se emitía por la descomposición de materia orgánica o por incendios naturales era posteriormente secuestrado por las plantas que llevan a cabo fotosíntesis. No obstante, en los últimos 160 años la cantidad de este gas se ha duplicado (de 150 a 330 partes por millón). Este considerable aumento se debe a las actividades antropogénicas que involucran la combustión de combustibles no renovables: petróleo, carbón y/o gas natural.

A nivel global, con datos del año 2,006, la biomasa es el cuarto recurso utilizado como energía primaria por detrás del petróleo, el carbón y el gas natural. Esto representa el 9.09% del consumo total de fuentes de energía para calentamiento, cocina y transporte. Asimismo, la producción de energía eléctrica a partir de biomasa representa menos que el 2% del total (este pequeño porcentaje se traduce a 1,067 toneladas equivalentes de petróleo). Vale la pena mencionar que a nivel mundial los países que más utilizan la biomasa como fuente de energía son los que están en vías de desarrollo. Por esta razón, África es el continente que más consume este tipo de energía; en ese continente más del 65% de la energía proviene de distintos tipos de biomasa. (Ghosh & Prelas, 2011)

Los contenidos energéticos de la biomasa disponible en el mundo se aproximan a 2,740 Quads (lo que equivale a 2890.7×10^{18} julios). Actualmente solo se aprovecha el 7% de la biomasa disponible. No es recomendable la explotación a gran escala de los recursos forestales para la producción de energía; en contraparte, se recomiendan las siguientes dos fuentes para producir energía a gran escala a partir de biomasa:

- Residuos provenientes de la agricultura.
- Cosechas de biomasa sembrada cultivada para la producción de energía específicamente.

Cuadro 1. Potencial global de producción de energía a partir de diversas fuentes de biomasa para el 2,050.

Categoría de biomasa	Suposiciones y comentarios principales	Potencial de producción de energía para el año 2,050 (ExaJulios)
Cultivos para bioenergía en tierras actualmente destinadas para agricultura.	Se estima un exceso de 0 a 4 gigahéctareas de tierra. En promedio se tienen de 1 a 2	0-700
Biomasa producida en tierras no utilizadas actualmente	Puede haber competencia con las tierras que potencialmente podrán ser utilizadas para cultivo de alimentos.	<60-110
Residuos de agricultura	La producción de energía a partir de estos residuos depende del tipo de siembra y de las eficiencias correspondientes.	15-70
Residuos forestales	Hay mucha incertidumbre de la producción a partir de estos residuos ya que muchos bosques son áreas protegidas, y presentan difícil accesibilidad.	30-150
Excremento	Se presenta un estimado mínimo, en base a la utilización actual de este excremento; y un escenario máximo, en base al potencial técnico.	5-55
Desechos orgánicos	Depende en gran medida del crecimiento económico y de la forma en que el mismo se lleve a cabo (con o sin desacople).	5-50
Potencial total combinado	Se presenta un valor mínimo, que corresponde a la suposición de que no habrá tierra disponible para siembras de biomasa para energía; y uno máximo, agricultura intensiva con mejora continua de la calidad de las tierras.	40-1,100

Fuente: (Ghosh & Prelas, 2011).

B. Biocombustibles en comparación a otras fuentes de energía renovable

Se han llevado a cabo varios estudios de la potencial producción de energía eléctrica a partir fuentes renovables. Esto permite compararlos desde el punto de vista técnico y económico.

Cuadro 2. Consumo actual, y los potenciales técnicamente viables y máximos teóricos de diferentes tipos de energía renovable.

Fuente	Consumo actual (Exa julios)	Potencial de producción técnicamente viable (Exa julios)	Potencial de producción máximo teórico (Exa julios)
Biomasa	Alrededor de 50	200-400	2,900
Hidráulica	9	50	147
Solar	0.1	Más que 1,500	3,900,000
Eólica	0.12	640	6,000
Geotérmica	0.6	5,000	140,000,000
Mareomotriz	N/A	N/A	Más que 140,000,000

Fuente: (Ghosh & Prelas, 2011).

Cuadro 3. Costos aproximados de la producción de diferentes fuentes de energía renovable.

Tecnología	Costo de energía 2011 (centavos de dólar por unidad de medida)	Costo de energía potencial para el año 2,050 (centavos de dólar por unidad de medida)	Unidad de medida
Energía eléctrica a partir de biomasa	7-21	5.6-14	kWh
Calentamiento a partir de biomasa	1.4-7	1.4-7	kWh
Biocombustibles	11.22-35	8.4-14	GJ de combustible
Eólica	7-18.2	4.2-14	kWh
Energía solar fotovoltaica	35-175	7-35	kWh
Energía solar térmica	17-25	5.3-14	kWh
Calor solar de baja temperatura	4.2-28	2.8-28	kWh
Hidráulica	2.4-14	2.8-14	kWh
Energía eléctrica por medio de geotermia	2.8-14	1.4-14	kWh
Calentamiento por medio de geotermia	0.7-7	0.7-7	kWh

Fuente: (Ghosh & Prelas, 2011).

Como se puede observar en el Cuadro 3, los potenciales de disminución en costos para el 2,050, para la biomasa son bastante pequeños. Esto se debe en gran medida, a que el potencial de optimización de los equipos industriales que utilizan combustibles han alcanzado los niveles de eficiencia más cercanos a la eficiencia máxima.

C. Usos del metanol en la industria en general

El metanol es comúnmente usado como solvente y combustible en la industria en general. Asimismo, es un intermediario para muchos otros químicos. A continuación, se presentan los usos más comunes del metanol:

1. Usos para el transporte terrestre:

El metanol se utiliza como combustible para el transporte debido a su eficiente combustión y su alta disponibilidad. En este sentido, se puede utilizar para motores de combustión interna que utilizan el ciclo de Otto o el Ciclo Diesel. Para motores de gasolina, se usan combinaciones variadas que van desde un 3% a un 100%. En China se lidera el uso de este alcohol como combustible pues se usa al 100% en algunos casos para motores de gasolina. Asimismo, se puede utilizar también como sustituto de diesel para vehículos de usos demandantes; y se usa como reactivo en la transesterificación de ácidos grasos involucrada en la fabricación de biodiesel.

2. Usos para celdas de combustible de hidrógeno:

El metanol contiene más hidrógeno como una molécula simple de alcohol que el contenido en hidrógeno que ha sido comprimido a presiones de entre 350 y 700 bar ó licuado a -253°C. Este alcohol puede ser reformado in-situ en las estaciones que ofrecen hidrógeno para repostar automóviles.

3. Usos para el transporte marítimo:

Este alcohol está empezando a ser utilizado como combustible para barcos. El mismo está disponible en alrededor de 100 puertos a nivel mundial. Los motores que actualmente utilizan búnker solamente requieren unas leves modificaciones para poder consumir metanol. Este combustible tiene una combustión mucho más limpia que el búnker; por esta razón, está siendo considerado por la Organización Internacional Marítima como la alternativa más viable y efectiva para poder conseguir su meta respecto a las emisiones de carbono para el año 2050: reducir en por lo menos un 50% estas emisiones.

4. Usos del metanol en el hogar:

En lugares donde la disponibilidad de combustibles gaseosos es limitada (en zonas rurales de países subdesarrollados, principalmente), el metanol es una excelente alternativa para el gas licuado de petróleo. El metanol tiene un potencial probado para ser usado como combustible para estufas fijas y/o portátiles pues cuenta con suficiente capacidad calorífica y tiene un precio competitivo. La ventaja de utilizar metanol en lugar de biomasa para cocinar en zonas rurales es que la combustión del alcohol en mención es mucho más limpia y reduce así las enfermedades crónicas pulmonares ocasionadas por cocinar con leña y respirar los productos de combustión de la misma.

5. Derivados del metanol:

A partir de este compuesto se pueden producir muchísimos productos químicos de alta demanda para la vida diaria. Las principales aplicaciones del mismo son la síntesis de formaldehído, y de ácido acético. El primero es utilizado para la posterior síntesis de resinas,

gomas y una gran variedad de plásticos; mientras que el segundo se usa para la fabricación de plásticos PET y fibras de poliéster.

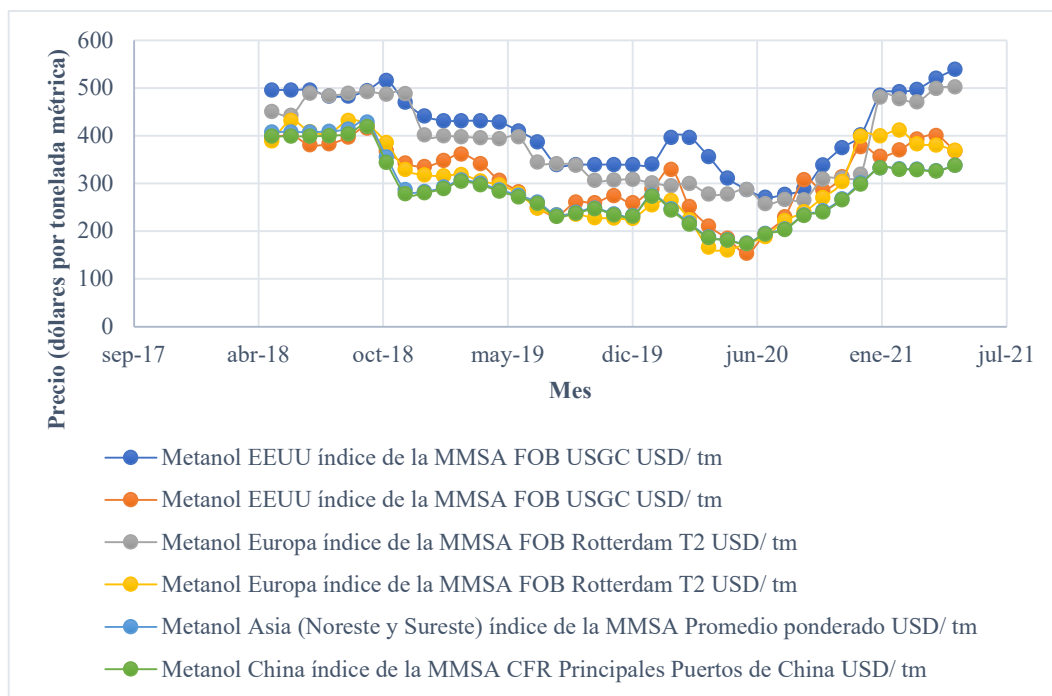
6. Tratamiento de aguas residuales:

El metanol es usado actualmente para convertir los nitratos disueltos en las aguas residuales que se están tratando a nitrógeno gaseoso. Esto se lleva a cabo por medio de un proceso llamado desnitrificación. En Estados Unidos, alrededor de 200 plantas de tratamiento utilizan este alcohol para disminuir los niveles de nitratos disueltos en las aguas tratadas.

(Methanol Institute, 2021)

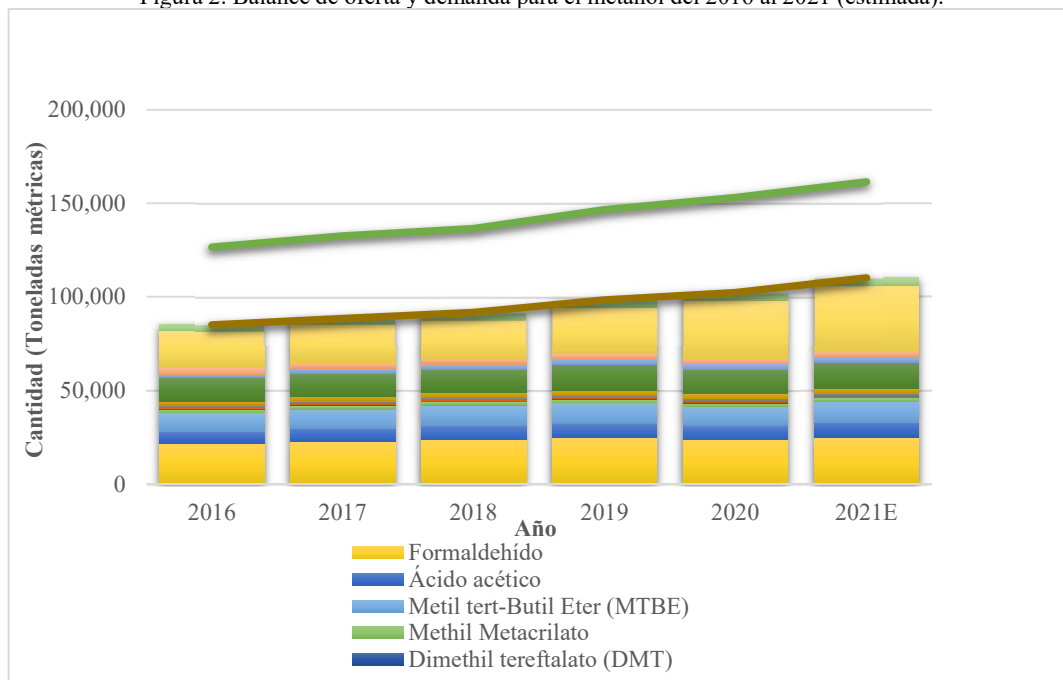
En las figuras a continuación se pueden analizar los precios mensuales del metanol desde febrero de 2018 a febrero de 2021. Asimismo, se puede observar la demanda y oferta global desglosada total del 2016 a la fecha.

Figura 1. Variación del precio del metanol de mayo 2018 a mayo 2021.



Fuente: elaboración propia con datos de la MMSA.

Figura 2. Balance de oferta y demanda para el metanol del 2016 al 2021 (estimada).



Fuente: elaboración propia con datos de la MMSA.

D. Fabricación de gas de síntesis

Los gasificadores producen gas de síntesis (una mezcla de hidrógeno, monóxido de carbono, dióxido de carbono y nitrógeno, en caso se use aire para la reacción de combustión parcial), a partir de cualquier combustible orgánico. Para producir este gas de forma renovable, es necesario alimentar el equipo con biomasa. En ese caso, se suelen utilizar los árboles de eucalipto y los arbustos de sauce ya que crecen rápidamente incluso en condiciones de tierras secas y con pocos nutrientes.

(Da Rossa, 2009)

La fabricación de gas de síntesis incluye los siguientes pasos:

1. Secado:

Primero se lleva a cabo el secado de la biomasa, para eliminar la mayor cantidad de humedad de la misma posible. Vale la pena resaltar que a medida que la misma contenga más humedad, se requerirá mayor cantidad de calor para secarla. Esta operación es mucho más importante cuando se opera el gasificador con biomasa en lugar de carbón, ya que este último solamente tiene un 30% de humedad en comparación al rango de entre 70 y 86% de humedad de la biomasa.

2. Pirólisis:

Se evaporan los compuestos volátiles de la alimentación para lograr una descomposición térmica a 600°C (se puede operar entre 250 y 700 °C con algunas variaciones), en ausencia de oxígeno.

3. Oxidación:

En este paso, se suele alimentar aire u oxígeno; no obstante, el primero produce gas de síntesis con a penas un 20% de poder calorífico comparado al del gas natural, mientras que el segundo produce gas de síntesis con hasta un 50% de poder calorífico respecto al gas en mención. Esta fase es exotérmica, y provee el calor para las otras fases que son endotérmicas. Se obtiene dióxido de carbono, monóxido de carbono y agua en este paso. Vale la pena mencionar, que a medida que se añade más oxígeno la reacción se llevará a cabo a una temperatura mayor.

4. Reducción:

Se mezclan los productos de la oxidación y la pirólisis y se hacen reaccionar para formar el gas de síntesis. Hay cuatro reacciones involucradas, entre ellas las siguientes:

- a. Reacción de Boudouard (endotérmica): $C+CO_2\leftrightarrow 2CO$
- b. Reformado de agua y gas (endotérmica): $C+H_2O\leftrightarrow CO+H_2$
- c. Reacción de cambio de agua y gas (exotérmica): $CO+H_2O\leftrightarrow CO_2+H_2$

- d. Reacción de formación de metano (exotérmica): $C+2H_2\leftrightarrow CH_4$

(Lücking, 2017)

Existen tres tipos de gasificadores: lecho fluidizado, lecho fijo y de flujo inducido. Cada uno puede variar la forma en que se da el calentamiento: directa o indirectamente. El indirecto separa el reactor de la cámara de combustión, mientras que el directo no.

1. Tipos de gasificadores más comunes:

a. Gasificador por flujo de arrastre:

Opera a presiones de hasta 35 bar y a temperaturas mayores que la de los demás reactores. Su principal aplicación es para combustibles fósiles como el carbón ya que requiere tamaños de partícula muy finos (de 80 a 100 micrómetros). Funciona alimentando paralelamente la fuente de carbono pulverizada con vapor y oxidante. Tiene como ventaja que las concentraciones de metano y de hidrocarburos pesados en el gas de síntesis producido son bajas.

(Cujía, *et al*, 2010)

b. Gasificador de lecho fluidizado:

Se gasifica la biomasa en un lecho fluidizado por medio del oxidante (conformado por oxígeno, aire y/o vapor). No se pueden distinguir las zonas de secado, pirólisis, oxidación y reducción. Como ventaja tiene que tiene mejor transferencia de calor y de masa, lo que trae como resultado mayor rendimiento que los gasificadores de lecho fijo y alto contenido energético en el gas de síntesis producido.

(Cujía, *et al*, 2010)

A continuación, se describen los dos tipos de gasificadores de lecho fluidizado:

- Burbujeante:

En este tipo de reactor la velocidad generada por el agente oxidante es baja por lo que no se genera una suspensión de sólidos relevante. La velocidad del agente oxidante es de entre 1 y 1.5 m/s y opera a temperaturas de entre 700 y 900° C.

- Circulante:

La velocidad del agente oxidante es más elevada por lo que puede que algunos sólidos se suspendan y que sea necesario recircularlos para que terminen de reaccionar. Para la separación de sólidos del gas de síntesis producido se utilizan ciclones (de alta eficiencia con regularidad). La velocidad del agente oxidante es de entre 4 y 7 m/s y opera a temperaturas de entre 800 y 1,000 °C.

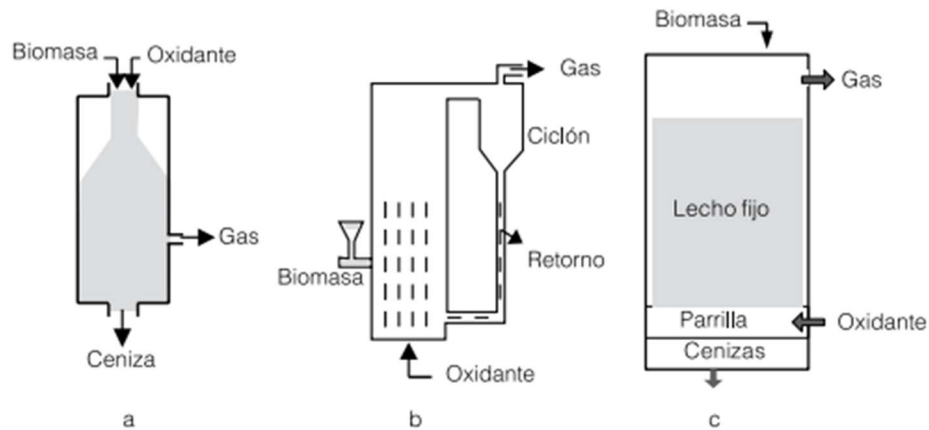
(Alegría, 2017)

c. Gasificador de lecho fijo:

En este gasificador, el medio de gasificación fluye a través de un lecho fijo de partículas de combustible. El gas producido tiene alto poder calorífico pero también altas concentraciones de alquitranes. Dependiendo de la forma en que se alimente el oxidante y el combustible, puede funcionar en paralelo, en contracorriente y de forma transversal.

(Cujía, *et al*, 2010)

Figura 3. Ilustraciones de los tipos de gasificadores enlistados con anterioridad.



Fuente: (Cujía, *et al*, 2010)

Algunas de las ventajas de la gasificación se enlistan a continuación:

- Reducción de emisiones: emisiones bajas de gases de efecto invernadero respecto a plantas de generación convencionales.
- Aumento de eficiencias: aumento hasta en un 50% de la eficiencia de generación de energía eléctrica.
- Versatilidad en torno a la alimentación: permite la alimentación de biomasa con bastante porcentaje de compuestos inorgánicos (los cuales se incrustan en las paredes de las cámaras de combustión convencionales, causando ineficiencias en la transferencia de calor).

(Ghosh & Prelas, 2011)

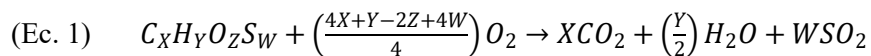
Cuadro 4. Composiciones del gas de síntesis producido a partir de diferentes fuentes de biomasa.

Componente	Aserrín	Corteza	Bambú	Sauce	Desechos	Salvado de arroz	Paja de arroz	Sorgo
Agua (% v/v)	4.2	4.2	4.2	4.2	4.2	4.2	4.2	4.2
Dióxido de carbono (% v/v)	29.3	30.5	30.5	30.6	28.9	28.3	33.7	32.9
Monóxido de carbono (% v/v)	18.7	18.3	18.0	17.9	18.2	18.2	17.1	17.5
Hidrógeno (% v/v)	47.7	46.8	47.2	47.3	47.9	48.3	44.7	45.3
TOTAL (% v/v)	100	100	100	100	100	100	100	100

Fuente: (Hitoshi Nakagawa *et al.*, 2011)

5. Balance de masa de un gasificador

Para el balance de masa de un gasificador, es necesario determinar los flujos de oxidante, combustible y moderador necesarios. En este sentido, el procedimiento a seguir es balancear la ecuación como si fuera una combustión completa y determinar, a través de la razón de equivalencia, cuáles son los flujos requeridos para alcanzar la operación deseada. A continuación, se presenta la forma en la que se puede balancear la reacción de combustión:



En donde:

X=átomos de carbono en la fórmula molecular (exacta o aproximada) del combustible a gasificar.

Y= átomos de hidrógeno en la fórmula molecular (exacta o aproximada) del combustible a gasificar.

Z= átomos de oxígeno en la fórmula molecular (exacta o aproximada) del combustible a gasificar.

W= átomos de azufre en la fórmula molecular (exacta o aproximada) del combustible a gasificar.

La razón de equivalencia se define como la razón entre la cantidad de oxígeno alimentado y la demanda estequiométrica del mismo. Para la operación de gasificadores de lecho fluidizado se define entre 0.1 y 0.3.

(Cujía, *et al*, 2010)

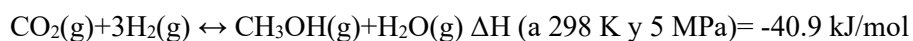
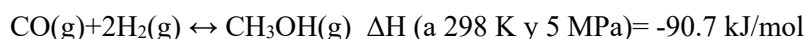
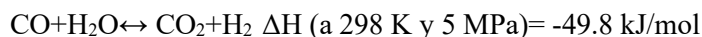
6. Moderadores utilizados para la gasificación

Por su parte, las reacciones de gasificación pueden llevarse a cabo con un moderador. La mayoría de las reacciones de este tipo son llevadas a cabo con aire o con oxígeno; no obstante, dependiendo del producto deseado se pueden utilizar también dióxido de carbono, vapor de agua o agua supercrítica. Como regla general, cuando se utiliza aire se obtiene gas de síntesis con menor poder calorífico superior; sin embargo, es una reacción mucho más simple y el costo del aire es mucho menor que de los otros moderadores. Por estas razones, la mayoría de gasificadores están diseñados para utilizar aire u oxígeno. Asimismo, cuando se gasifica biomasa solamente con dióxido de carbono, vapor o agua supercrítica la reacción global es endotérmica, mientras que cuando se utiliza aire, oxígeno y/o una combinación de los dos anteriores con vapor de agua la reacción es exotérmica. Para la producción de biometanol, se recomienda llevar a cabo la gasificación con una relación de moderador/biomasa base seca de 0.1 kg.

(Taherzadeh, *et al*, 2019)

a. Proceso para la conversión de gas de síntesis en biometanol

La fabricación del metanol a partir de gas de síntesis involucra tres reacciones químicas simultáneas:



La primera de estas tres reacciones fue descubierta en 1,902 y es la base del proceso Fischer-Tropsch. Tiene una gran semejanza este proceso con el utilizado para producir amoniaco; no obstante, la diferencia principal radica en el tipo de gas de síntesis y los catalizadores utilizados en el reactor. Vale la pena mencionar que el metanol es el único químico que puede ser sintetizado a partir de gas de síntesis con eficiencias altas y sin subproductos relevantes.

(Da Rossa, 2009)

Existen diversas opiniones sobre si la formación de metanol se da a partir del monóxido de carbono, del dióxido de carbono o de ambos; no obstante, la opinión más generalizada es que el monóxido de carbono por sí solo mezclado con hidrógeno no produce metanol. En este sentido, se cree que primero el monóxido de carbono se transforma en dióxido para posteriormente producir metanol. Por las razones anteriormente expuestas, es necesario solo considerar dos de las tres reacciones para calcular la velocidad global de reacción pues la reacción de cambio de agua a gas conecta las otras dos reacciones.

(Lücking, 2017)

7. Tipos principales de reactores disponibles para la síntesis de metanol

Para el reactor que lleva a cabo la síntesis de metanol, se puede optar por un sistema adiabático o isotérmico. En ambos sistemas, es necesario recircular el gas de síntesis no reaccionado para alcanzar mayores conversiones pues la conversión es baja si no se lleva a cabo. Para la síntesis de metano, ambos presentan ventajas y desventajas, las cuales se presentan a continuación:

Cuadro 5. Comparación de las características de los reactores tubulares adiabáticos e isotérmicos.

Tipo de reactor	Ventajas	Desventajas
Adiabático: reactor aislado térmicamente, para mantener el flujo de calor a cero.	-No necesita enfriamiento.	-Tiene un menor rendimiento. -Es más difícil controlar la temperatura de operación, haciendo que su operación sea más peligrosa.
Isotérmico: reactor enfriado continuamente, para mantener temperatura constante. Se utilizan fluidos de servicios para su enfriamiento como el agua líquida a condiciones normales.	-Tiene un mayor rendimiento.	-Se tiene que instalar un sistema de enfriamiento continuo. Este sistema de enfriamiento es a través de intercambiadores de calor de tubos concéntricos.

Fuente: (Levenspiel, 1999).

8. El reactor PFR (*Plug Flow Reactor Model*)

El reactor PFR es un reactor tubular que funciona de forma continua. En este tipo de reactor la composición del fluido varía con un cambio infinitesimal de punto a punto. El balance de masa de este reactor es el siguiente:

$$(Ec. 2) \quad Entradas + Generación = Salidas + Consumo de reactivos$$

Para determinar el tamaño de un reactor PFR se puede utilizar la siguiente ecuación:

$$(Ec. 3) \quad \tau' = \frac{V}{v_0} = \frac{VC_{a0}}{F_{a0}} = C_{a0} \int_0^{X_{af}} \frac{dX_a}{-r}$$

En donde la variable τ' hace referencia al peso tiempo; r al ritmo de reacción; y , x_a a la concentración de reactivo limitante. Para obtener este valor, se lleva a cabo una integración gráfica utilizando valores de la concentración respecto al tiempo. El peso tiempo se define como la masa de catalizador necesaria para procesar un flujo definido de alimentación. Habiendo encontrado el peso tiempo, se procede a calcular la masa de catalizador necesaria de la siguiente forma:

$$(Ec. 4) \quad Masa \ de \ catalizador \ necesaria = \tau' * Flujo \ volumétrico \ de \ entrada \ al \ PFR$$

Luego, se utiliza la densidad, para calcular el volumen del reactor:

$$(Ec. 5) \quad Volumen \ del \ reactor = \frac{Masa \ de \ catalizador \ necesaria}{Densidad \ del \ catalizador}$$

(Levenspiel, 1999)

Por último, se lleva a cabo el cálculo del largo y diámetro del reactor utilizando la relación largo/diámetro óptima según la literatura. Para la síntesis de metanol se recomienda una relación largo/diámetro de entre 1 y 4, comúnmente se utiliza una relación de 1.4. (Lücking, 2017)

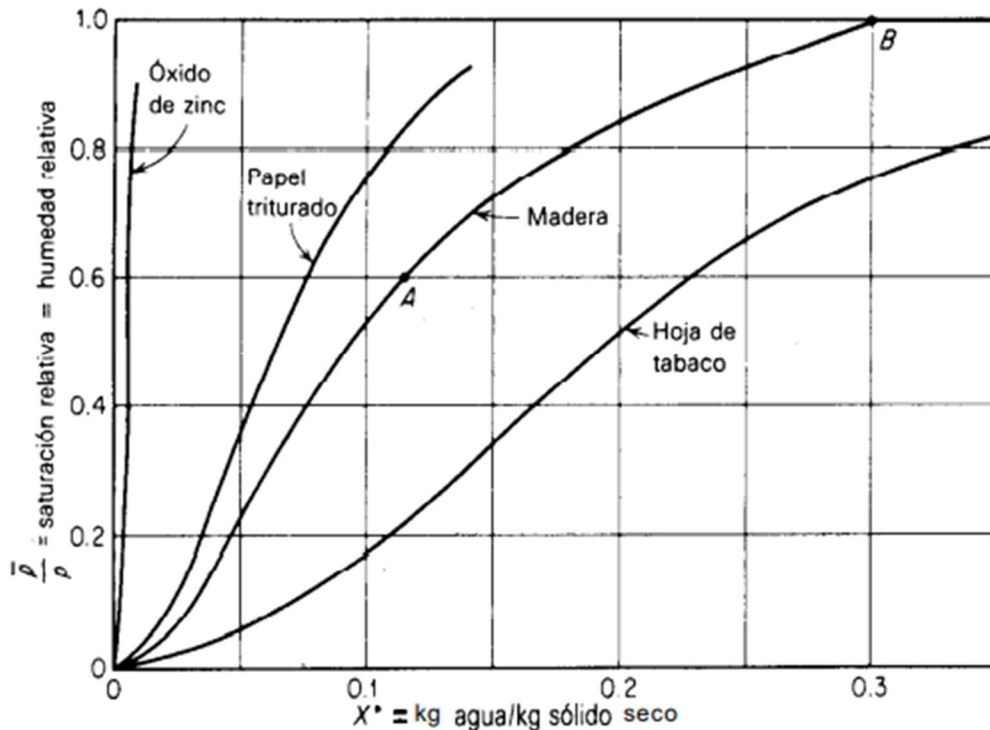
E. Otras operaciones unitarias involucradas en la fabricación de metanol

1. Secado:

El secado es una operación unitaria que se refiere a la eliminación de humedad, utilizando una corriente gaseosa para llevar a cabo la evaporación de la misma. Usualmente, la humedad es agua y la corriente gaseosa es aire.

Para determinar el equilibrio entre la humedad del sólido húmedo y la corriente gaseosa, es necesario analizar la humedad, la temperatura y las características del sólido. El sólido ganará o perderá humedad hasta que su presión de vapor generada por el contenido de humedad iguale la presión de vapor del aire empleado para el secado. En la Figura a continuación, se puede observar las curvas de equilibrio características para diferentes compuestos (como se puede observar, los compuestos orgánicos presentan mayor humedad ligada que los inorgánicos).

Figura 4. Curvas de equilibrio entre la humedad de diferentes sólidos húmedos y la corriente gaseosa (aire).



Fuente: (Treybal, 2000)

La humedad de los sólidos puede ser ligada o no ligada. La humedad ligada, en el caso de los materiales orgánicos, es aquella ubicada dentro del material celulósico o adsorbida por el mismo, como por ejemplo: dentro de pequeños capilares y agujeros a lo largo del sólido. Este tipo

de humedad tiene una presión de vapor en el equilibrio menor que la del líquido puro a la misma temperatura.

La humedad que excede al punto máximo de humedad para el sólido de interés en el equilibrio es la no ligada (punto B, para la madera); esta tiene una presión de vapor en el equilibrio igual a la del líquido puro a la misma temperatura.

a. Secado continuo:

Este tipo de secado conlleva un menor costo de operación y permite una operación sin necesidad de almacenamiento intermedio, respecto al secado por lotes. Por estas razones, se prefiere para operaciones a escala industrial. Asimismo, el producto secado tiene un contenido más uniforme de humedad. El secado puede ser directo o indirecto, o los dos. La operación directa pone en contacto el sólido a secar con la corriente gaseosa, mientras que la indirecta, no. Para sólidos que no tienen problema con ser expuestos con la corriente gaseosa, es preferible operar de forma directa el secado.

Asimismo, la operación puede ser a contracorriente o paralela. La operación a contracorriente, permite retirar más rápidamente la humedad ligada, pues el sólido alcanza temperaturas casi iguales a las del gas de secado. No obstante, este tipo de secado puede llegar a descomponer el sólido si se calienta demasiado. Por su parte, el secado en paralelo el sólido alcanzará la temperatura de bulbo húmedo del gas, la cual nunca puede llegar a ser mayor a que el punto de ebullición del líquido a la presión de operación. Este tipo de secado es apto para sólidos que son sensibles a descomposición térmica.

Algunos de los secadores continuos más utilizados en la industria para secar sólidos granulares son los siguientes:

b. Secadores rotatorios:

Son adecuados para secar sólidos granulares que no son quebradizos (o que no importa si se llegan a quebrar). El sólido ingresa por la parte superior del secador, que tiene un pequeño ángulo que, con ayuda de algunos elevadores ubicados dentro del equipo, hacen que el sólido fluya para abajo para salir seco por la parte inferior. Por lo general, se utiliza un ventilador de extracción para introducir el gas dentro de la parte inferior del secador.

Si el material a secar no es sensible a la descomposición térmica, entonces se pueden utilizar gases de combustión para el secado; no obstante, si sí hay sensibilidad se debe utilizar aire caliente.

c. Secadores de lecho fluidizado:

Para aquellos sólidos granulares que pueden ser fluidizados con una corriente de aire caliente con facilidad, se recomienda el uso de secadores de lecho fluidizado. El flujo de la corriente gaseosa es tangencial al sólido. El tamaño de los sólidos debe estar entre 0.1 y 36 milímetros. Se puede operar a una velocidad menor a la de fluidización por lo que su costo de operación es menor al requerido para llegar a fluidizar por completo las partículas.

(Treybal, 2000)

2. Trituración:

Para la trituración, se debe dimensionar el equipo por medio de la determinación de la potencia que debe poder transmitir el equipo al sólido que se desea disminuir de tamaño. Para lograrlo se utiliza la Ley de Bond, que se define a continuación:

$$(Ec. 6) \quad W = 10 * \text{Índice de Bond} * \left(\left(\frac{1}{\sqrt{P8}} \right) - \left(\frac{1}{\sqrt{F80}} \right) \right)$$

En donde:

W= energía necesaria por tonelada corta por hora en kWh/ton.

Índice de Bond: índice de resistencia a la trituración específico para cada material.

P80= tamaño de partícula del 80% del sólido triturado en micrómetros.

F80= tamaño de partícula del 80% del sólido alimentado para trituración en micrómetros.

Posteriormente, se procede a calcular la potencia efectiva de trituración multiplicando por el flujo másico a triturar en toneladas cortas por hora.

$$(Ec. 7) \quad \text{Potencia necesaria} = W * \text{Flujo másico}$$

(Wallas, SF)

Tomando en cuenta el tamaño de alimentación, el tamaño del producto, la razón de reducción, y el flujo másico a procesar se puede elegir el tipo adecuado de trituradora.

Cuadro 6. Criterios de selección de trituradoras y/o molinos para procesamiento de sólidos.

Equipo	Tamaño de alimentación (mm)	Tamaño de producto (mm)	Razón de reducción	Capacidad (toneladas/hora)
Trituradoras giratorias	200-2000	25-250	8	100-150
Trituradora de mandíbula	100-1000	25-100	8	10-1000
Trituradora de conos	50-300	5-50	8	10-1000
Trituradora de martillos	50-300	1-10	40	10-1000
Molino de rodillos	5-20	0.5-2	10	20-500
Molino de bolas	1-10	0.01-0.1	100	10-300
Molino de martillo	5-30	0.01-0.1	400	0.1-5
Molino de chorro	1-10	0.003-0.05	300	0.1-2

Fuente: (Wallas, 2012)

3. Ciclón:

El ciclón es el equipo de recolección de polvos utilizado más frecuentemente. Remueven los sólidos de una corriente gaseosa a través del principio de impactación inercial. Se puede comparar con una cámara de precipitación en donde se sustituye la gravedad por la aceleración centrífuga. Es la forma más económica de separar polvos pues no cuenta con partes móviles y no requiere de reemplazos constantes (como los filtros). Pueden llegar a operar a temperaturas de 1000 °C y presión altas, siempre y cuando sean construidos con los materiales adecuados. Pueden separar partículas mayores a 5 micrómetros.

El gas dentro del ciclón forma dos vértices, uno externo descendente, y otro interno ascendente. El fluido entra tangencialmente en la parte de arriba del equipo; es importante, diseñar adecuadamente la sección cónica inferior del mismo pues esto permite el cambio de dirección del vórtice descendente. Asimismo, es en el cono que se presenta la mayor recolección de partículas por la reducción en el radio de giro del gas con polvo suspendido.

Vale la pena resaltar que el dimensionamiento de un ciclón suele estar determinado por la caída de presión requerida más que por la eficiencia de separación deseada. Asimismo, para

poder llevar a cabo su diseño solo es necesario definir el diámetro de la entrada de gas tangencial, pues a partir de proporciones se definen todas las demás medidas (las proporciones son diferentes dependiendo de la familia y tipo de ciclón). Para el dimensionamiento de los ciclones de entrada tangencial, se deben considerar los siguientes requerimientos.

Cuadro 7. Requerimientos a tomar en cuenta en el diseño de un ciclón de entrada tangencial.

Parámetro	Valor
Diámetro del ciclón (Dc)	Menor que 1 metro
Caída de presión	Menor que 2,488.16 Pascales
Relación de velocidades (V_i/V_s)	Menor que 1.35
Velocidad de entrada	Debe estar entre 12.2 y 27.4 m/s

Fuente: (Echeverri, 2005)

Existen tres familias principales de ciclones de entrada superior tangencial, los cuales se describen a continuación.

a. Convencionales

Los ciclones de este tipo tienen menor remoción de partículas pequeñas que los ciclones convencionales.

b. Alta eficiencia

Los ciclones de alta eficiencia pueden llegar a remover hasta el 90% de partículas de 5 micrómetros. Presentan las mayores caídas de presión, y conllevan mayores costos de operación para poder transportar el gas a limpiar a través del ciclón.

c. Alta capacidad

Este tipo de ciclones funcionan para separar partículas superiores a los 20 micrómetros. No obstante, si se arreglan varios ciclones de este tipo en serie (los llamados multiciclones) se pueden llevar a separar partículas de 5 micrómetros con eficiencias de entre 80 y 95%.

(Echeverri, 2005)

4. Absorción:

a. La absorción de gases

Consiste en la transferencia de materia de un soluto gaseoso, originalmente contenido en otro gas inerte, a un líquido el que en el soluto gaseoso tiene diferente solubilidad respecto a la que tiene en el gas inerte. En ocasiones, se lleva a cabo el proceso inverso, separando un soluto gaseoso de una mezcla líquida a un gas inerte; este proceso es llamado desorción. (McCabe & Smith, 1978)

b. Sistemas de multicomponentes

La solubilidad de los componentes de una mezcla de gases cuando se pone en contacto con un líquido será independiente de la de los demás (si se describe en función de las presiones parciales de la mezcla gaseosa). Si solo uno de los componentes de la mezcla gaseosa es soluble, solamente la concentración de este será representativa en el líquido. Por su parte, si más de uno de los componentes es considerablemente soluble, se puede aplicar la misma generalización si la solución es ideal. No obstante, si el líquido utilizado es una solución acuosa de algún electrolito se catalogan como soluciones no ideales, y no se puede utilizar la afirmación generalizada.

(Treybal, 2000)

c. Diseño de columnas de relleno

El equipo más comúnmente usado para la operación de absorción es la torre (o columna) de relleno. Esta está conformada por las siguientes partes como mínimo: columna cilíndrica (con entrada y salida del líquido y del gas en las partes superior e inferior), y un lecho de partículas sólidas inertes que son el relleno de la columna.

Idealmente, se el líquido que entra por la parte superior de la columna (como una sustancia pura o como una mezcla) descenderá por los intersticios del relleno de la columna, mojando todas las superficies de las partículas sólidas uniformemente. Asimismo, el gas que generalmente contiene el soluto, entra por la parte inferior de la misma subirá a contracorriente. El relleno sirve para aumentar el área superficial donde ambas fases pueden entrar en contacto; favoreciendo así la transferencia de masa. A medida que el líquido fresco desciende absorbe el soluto gaseoso en mayor medida, hasta que sale por la parte inferior de la torre como una solución concentrada. En contraparte, el gas abandona la torre por la parte superior de la misma con una concentración menor del soluto gaseoso que la tenía al ingreso de la misma. (McCabe & Smith, 1978)

d. Características del relleno de una torre empacada

Existen dos grandes clasificaciones de partículas sólidas usadas como relleno para las torres de absorción: los que se colocan aleatoriamente, y los que se colocan de forma ordenada. Los primeros son comúnmente utilizados en torres pequeñas y tienen una dimensión mayor de entre 0.5 y 5 centímetros; por su parte, los que se colocan ordenadamente son usados en torres más grandes, y poseen una dimensión mayor de entre 5 a 20 centímetros. Las principales características que debe cumplir un material de relleno son las siguientes:

- No ser reactivos con ninguno de los fluidos que atraviesan la torre (ser químicamente inerte con el líquido y el gas).
- Tener un justo balance entre un peso relativamente bajo y suficiente resistencia mecánica.
- Permitir el flujo de ambos fluidos sin ocasionar una caída de presión desmedida.
- Brindar suficiente área superficial para el contacto entre ambas fases (líquida y gaseosa).
- Ser económicos.

También vale la pena resaltar que aquellos rellenos que se colocan aleatoriamente proveen porosidades de alrededor de un 60%, dando lugar a una mayor área superficial y consiguiente mayor contacto entre ambas fases. Estas tienen una mayor caída de presión que los rellenos colocados ordenadamente. Asimismo, los rellenos colocados de forma ordenada no tienen arreglos aleatorios entre el material que forma el empaque, por lo que los fluidos pueden atravesarlos con mayor facilidad. Esto tiene como ventaja una menor caída de presión, pero presentan también una mejor transferencia de masa. (McCabe & Smith, 1978)

e. La canalización

Como se mencionó con anterioridad, idealmente se espera que el líquido descienda por los intersticios del relleno de forma equitativa. No obstante, en la práctica es común observar que se formen pequeños riachuelos de líquido en donde la masa desciende en mayor medida en relación a otras partes más secas de la columna. Este fenómeno es llamado canalización y se da principalmente en las torres de absorción grandes. Asimismo, también se ha observado que es más común que se dé el fenómeno de canalización en torres empacadas con partículas dispuestas ordenadamente que de forma aleatoria. En este sentido, también se ha encontrado que en torres empacadas con rellenos dispuestos aleatoriamente se da menor canalización al usar rellenos de forma regular (como anillos o roscas) en lugar de sólidos triturados.

Vale la pena mencionar que en columnas de dimensiones moderadas, se obtiene la menor canalización posible al tener una relación entre el diámetro de la torre y la dimensión más grande del relleno igual o mayor a 8. En contraposición, si la relación mencionada es menor que 8 ocurre que el líquido circula el exterior del relleno y termina descendiendo por las paredes de la columna. Se han construido curvas de coeficiente local de transferencia de masa vs. la distancia desde la

parte superior del lecho de relleno. En estas curvas se han encontrado coeficientes de masa máximos 2.5 veces mayores al coeficiente medio, lo que denota el gran efecto que la canalización puede llegar a tener. Por estas razones, en torres muy altas es común el uso de redistribuidores de líquido cada 4 o 5 metros. Existe el concepto de velocidad crítica, que es aquella velocidad lo suficientemente alta para que todos los intersticios están igualmente mojados. Por encima de esta velocidad, la canalización deja de tener importancia ya que es prácticamente nula. (McCabe & Smith, 1978)

f. Velocidades de flujo límite

Existen diversas formas de terminar la velocidad de inundación del gas. Más allá de un valor constante, se determinan rangos de velocidades de inundación. Esta velocidad se alcanza cuando el flujo del gas es tan alto que impide el descenso del líquido, ocasionando así burbujeo en la parte superior de la columna. Si se sigue aumentando el flujo del gas, llegará un punto en que el mismo inundará la torre expulsando el líquido por la parte superior de la misma.

En general, es requerido operar las columnas con velocidades del gas menores a la de inundación. Económicamente se pueden determinar las mejores velocidades del gas; obteniendo los costos fijos de instalación y de bombeo. En general, a modo de regla gruesa, es común utilizar una velocidad del gas de 0.5 veces la de inundación. (McCabe & Smith, 1978)

g. Caída de presión en una torre de absorción

Para determinar la caída de presión de una torre de absorción es necesario hallar la del lecho seco, y usar algún factor de corrección empírico comúnmente hallado en literatura para corregir a un lecho mojado. En general, los lechos mojados presentan mayores caídas de presión que los secos; y estos factores de corrección empíricos se pueden utilizar en líquidos con viscosidades similares a las del agua. También se ha determinado que la presión en una columna de absorción es casi constante (hay variación causada por la fricción). En general, las caídas de presión rondan los 2 a 4 centímetros de agua por cada metro de columna. (McCabe & Smith, 1978)

h. Absorción de ácido sulfhídrico en corrientes gaseosas

Cuando se busca definir el equilibrio entre la fase gaseosa en contacto con una solución ideal, se utiliza la Ley de Raoult:

$$(Ec. 8) \quad p^* = px$$

En donde p^ es la presión parcial de un soluto gaseosa en la fase gaseosa, p es la presión de vapor del líquido a la temperatura del sistema y x es la fracción mol del soluto en la solución líquida.

Para poder describir el equilibrio en una torre de absorción entre la fase gaseosa y la líquida no ideal, se puede utilizar la Ley de Henry; esta da valores más exactos en este tipo de sistemas. La misma se describe a continuación.

$$(Ec. 9) \quad y^* = \frac{p^*}{pt} = mx$$

*En donde m es una constante, llamada constante de Henry, específica para cada sistema.

(Treybal, 2000)

1) Solubilidades del ácido sulfhídrico y del dióxido de carbono en agua a condiciones normales

Para poder purificar muchos gases producidos industrialmente y/o extraídos de yacimientos, se utiliza la absorción. Usualmente es deseable remover el dióxido de carbono y el ácido sulfhídrico de los mismos para optimizar la operación. La constante de Henry en agua a 20°C y una atmósfera para el ácido sulfhídrico tiene un valor de 0.001 mol/(m³*Pa) (también reportado en la literatura como 545 atm/(Fracción molar) mientras que para el dióxido de carbono tiene un valor de 0.00033 mol/(m³*Pa). Estos valores se deben a que el ácido sulfhídrico tiene mayor solubilidad en agua a condiciones normales. Por su parte, para que el dióxido de carbono sea más soluble en el mismo solvente es necesario que el sistema tenga altas presiones y bajas temperaturas.

(Sander, 2015)

i. Cálculo de caída de presión para lechos fijos:

Para calcular la caída de presión en lechos fijos, se puede utilizar la Ecuación de Ergun. La misma se describe a continuación:

$$(Ec. 10) \quad \Delta P * \frac{gc}{L} = 150 * \left(\frac{(1-\epsilon)^2}{(\epsilon)^3} \right) * \frac{\mu * u}{Dp^2 * \Phi^2} + 1.75 * \left(\frac{1-\epsilon}{\epsilon^3} \right) * \frac{\rho u^2}{Dp * \Phi * (\epsilon)^3}$$

*En donde:

ϵ = porosidad del catalizador.

μ =viscosidad del fluido.

u =velocidad lineal del fluido.

Dp = diámetro del catalizador.

Φ =factor de forma del catalizador.

A partir del valor del lado izquierdo de la ecuación, se puede despejar la caída de presión total. Para eso es necesario conocer el largo del lecho fijo y utilizar el valor de gc correspondiente al sistema de medidas utilizado (1 para el sistema internacional).

5. Intercambiadores de calor:

a. Intercambiadores de tubos concéntricos

Estos intercambiadores de calor son apropiados cuando el área de transferencia de calor no supera los 150 pies cuadrados. Si la capacidad necesaria es mayor, se suelen emplear intercambiadores de concha y tubos o de placas. Estos intercambiadores consisten en dos tubos concéntricos; el líquido caliente suele fluir en el tubo interior y el frío en el tubo externo. Usualmente, se construyen con tubería estándar IPS.

El flujo relativo entre ambos fluidos puede ser a contracorriente o en paralelo. En el primer caso los fluidos entran por lados opuestos, mientras que en el segundo, entran por la misma parte. La transferencia de calor lograda es superior al llevar a cabo un arreglo en contracorriente que al hacerlo de forma paralela. El arreglo en paralelo solo se utiliza cuando

1) Balance de energía y cálculo de variables correspondientes a los intercambiadores de calor:

Ya que en los intercambiadores de calor no hay trabajo mecánico, y a que los valores de energía mecánica cinética y potencial son muy pequeños, la primera ley de la termodinámica queda de la siguiente forma:

$$(Ec. 11) \quad q = m * (Hb - Ha)$$

En donde $q = Q/t$ = velocidad de transferencia de calor hacia la corriente

m = flujo másico de la corriente

H_a y H_b = entalpías específicas de la corriente de entrada y de salida

*Se suele despreciar la transferencia de calor que existe entre el fluido que fluye de manera más cercana a la superficie (y consecuentemente al aire del ambiente) ya que es muy pequeña y además se suelen aislar térmicamente las partes externas de los intercambiadores para disminuirla al máximo. Es por esta razón que la forma de operación de los intercambiadores se supone adiabática.

Esta ecuación se escribe tanto para el fluido caliente como para el frío, de la siguiente manera:

$$(Ec. 12) \quad qc = mc * (Hcb - Hca)$$

$$(Ec. 13) \quad qh = mh * (Hhb - Hha)$$

En este sentido, el balance de energía se establece de la siguiente forma:

$$(Ec. 14) \quad qc = -qh$$

*El valor de qh lleva un signo negativo ya que desde el punto de vista del fluido caliente, el calor sale del sistema.

Para determinar estos valores, se utilizan las siguientes ecuaciones:

→ Para intercambiadores de calor sensible:

$$(Ec. 15) \quad q = m_h C p_h (T_{ha} - T_{hb}) = m_c C p_c (T_{ca} - T_{cb})$$

→ Para condensadores:

$$(Ec. 16) \quad q = m_h * \lambda = m_c C p_c (T_{ca} - T_{cb})$$

*En la ecuación número 12, se asume que el vapor a condensar es saturado y no sobrecalentado. En caso el vapor sea sobrecalentado y/o que se desee enfriar por debajo de la temperatura de ebullición, es necesario tomar en cuenta los calores sensibles.

La velocidad de transferencia de calor por unidad de área se describe como flux de calor. Vale la pena resaltar que el mismo puede estar definido respecto al área interna o externa de los tubos del intercambiador de calor (el área tomada como referencia debe ser definida expresamente). Al llevar a cabo un diseño térmico de los intercambiadores de calor, se busca determinar el área necesaria para lograr transferir el calor a la velocidad especificada por el proceso (a ciertas temperaturas y flujo máscopicos). Para llevar a cabo este cálculo con mayor facilidad, se utiliza el coeficiente global de transferencia de calor (U), en la siguiente expresión:

$$(Ec. 17) \quad q = UAT$$

Algunos de los rangos valores de coeficiente global de transferencia de calor U se presentan a continuación:

Cuadro 8. Valores de U para calentamiento y enfriamiento con agua a diversos compuestos, para sistemas comunes en una planta de fabricación de metanol.

Fluido de servicio	Fluido de operación	Coficiente global de transferencia de calor U ($W/m^2 \cdot K$)
Calentamiento por medio de vapor	Gases	28-280
Enfriamiento por medio de agua	Aire comprimido	60-170
	Alcoholes que condensan	255-680

Fuente: (Köng, 2019).

El cual nuevamente puede definirse de dos formas:

$$(Ec. 18) \quad q = U_o A_o T = U_i A_i T$$

*El subíndice “o” hace referencia al análisis de flux de calor realizado por medio del área externa de la tubería, mientras que el “i”, desde el área interna.

La variable Tse define como la diferencia de temperatura promedio efectiva. Una simplificación ampliamente utilizada para el cálculo de Tes la media logarítmica de la diferencia de temperaturas (LMTD):

$$(Ec. 19) \quad T_L = LMTD = \frac{T_2 - T_1}{\ln\left(\frac{T_2}{T_1}\right)}$$

La LMTD puede ser aplicada para una gran cantidad de sistemas siempre y cuando los mismos no tengan las siguientes características: variación considerable del coeficiente global de transferencia de calor U respecto al tiempo, y posesión de una gran cantidad de pasos. En este último caso, sí se puede utilizar LMTD pero haciendo una corrección correspondiente.

(Köng, 2019)

6. Compresor:

Ya que la operación de estos equipos es adiabática, la temperatura de los fluidos compresibles aumenta proporcionalmente al aumento en la presión. Esto implica que el trabajo requerido es mayor al requerido si la operación fuera isotérmica pues el volumen específico de un fluido compresible aumenta respecto a la temperatura. Se define la relación de compresión de la siguiente manera:

$$(Ec. 20) \quad \text{Relación de compresión} = \frac{P_b}{P_a}$$

*En donde P_b es la presión de descarga del compresor, mientras que P_a es la presión de entrada al mismo.

Si esta relación es inferior a 3, entonces se puede despreciar el aumento de temperatura y no es necesario tomarlo en cuenta en el diseño del equipo. En las unidades pequeñas, se pueden utilizar aletas de intercambio de calor por medio de convección natural. Sin embargo, si este es superior a 10, se utilizan sistemas de enfriamiento con fluidos refrigerantes para la operación del equipo.

Para presiones de compresión mayores a las tres atmósferas, se utilizan máquinas alternativas de desplazamiento positivo. Si con una sola unidad es imposible alcanzar las presiones requeridas, entonces se recomienda el uso de varias unidades en serie, con sistemas de enfriamiento entre cada etapa (utilizando intercambiadores de calor tubulares).

Para obtener la potencia de compresión necesaria, se utilizan las siguientes ecuaciones:

➔ **Compresión adiabática:**

$$(Ec. 21) \quad P_b = \frac{0.371 \cdot \gamma \cdot q_0}{(\gamma - 1) \cdot \eta} * \left(\left(\frac{P_b}{P_a} \right)^{1 - \frac{1}{\gamma}} - 1 \right)$$

➔ **Compresión isotérmica:**

$$(Ec. 22) \quad P_b = \frac{0.371 \cdot T_a \cdot q_0}{\eta} * \ln \left(\frac{P_b}{P_a} \right)$$

*En donde:

P_b = Potencia al Freno en kW.

Q_0 = Volumen del gas comprimido en m^3/s a $0^\circ C$ y 1 atm.

T_a =Temperatura de entrada en K.

γ =relación C_p/C_v .

η =eficiencia del compresor.

(Köng, 2018)

F. Pasos generales para el diseño de procesos químicos industriales

Para poder llevar a cabo el diseño de procesos químicos industriales existen pasos a seguir, los mismos se enlistan y describen a continuación:

1. Definir el objetivo del diseño:

En esta etapa se tiene una comunicación directa con el cliente (interno o externo) que requiere el diseño del proceso. En este paso, es necesario saber con claridad cuáles son las necesidades del cliente; también se requiere conocer cuáles son las restricciones internas y externas que tiene el proceso de diseño. Es importante clasificar los requerimientos especificados como indispensables y deseables.

Las restricciones pueden ser internas o externas. Las externas son aquellas cuya modificación no está al alcance del equipo de diseño. Algunos ejemplos de este tipo de restricciones son leyes físicas, regulaciones gubernamentales y estándares de ingeniería a cumplir. Las internas son aquellas cuyo control sí está al alcance del equipo de diseño (por lo menos en alguna medida). Algunos ejemplos de estas son la elección del proceso y sus condiciones de operación, materiales y equipo. Las restricciones económicas y temporales son de gran relevancia, y deben ser consideradas para obtener diseños plausibles.

Usualmente, los requerimientos indispensables hacen referencia a restricciones externas o internas que deben ser tomadas en cuenta sin excepciones. Por su parte, los deseables son aquellos que le darían un valor agregado al producto final pero cuya consecución puede llegar a ser muy costosa o impráctica. Estos últimos pueden tener más flexibilidad en el proceso de diseño sin afectar que este sea exitoso. Un ejemplo común, es un requerimiento deseado por el equipo de ventas para que el producto final pueda diferenciarse y consolidarse como líder; no obstante, puede que este sea poco rentable o simplemente imposible de obtener por otras restricciones externas. (Sinnott y Towler, 2008)

2. Establecer las bases de diseño:

Las bases de diseño es una descripción detallada del problema que necesita ser resuelto. Incluye el ritmo de producción y las concentraciones necesarias de los productos. La información adicional que estas incluyen es: el sistema de unidades a utilizar, los códigos de diseño a seguir, detalle de la materia prima disponible, información de las posibles ubicaciones en donde estará ubicada la planta (detallando condiciones ambientales, de infraestructura y sísmicas), y la disponibilidad de servicios auxiliares en estas ubicaciones potenciales. (Sinnott y Towler, 2008)

3. Generación de posibles conceptos de diseño:

Esta es la parte más creativa del proceso de diseño. Es necesario consultar procesos de producción similares para usarlos de referencia. Es poco deseable optar por conceptos de diseño que utilicen procesos de productivos no probados con anterioridad y/o poco confiables, ya que las inversiones de recursos en general suelen ser bastante fuertes. Los proyectos de ingeniería química se pueden dividir de la siguiente forma (de acuerdo a qué tan novedosos sean):

- Modificaciones o adiciones a plantas ya existentes.
- Repetición de diseños ya existentes en las plantas (con posibles pequeñas modificaciones) para ampliar la capacidad de producción del mismo producto.
- Procesos nuevos desarrollados desde investigaciones previas del equipo de investigación y desarrollo, escaladas a producción comercial (utilizando frecuentemente plantas piloto).

A partir de criterios técnicos de selección de equipo, se pueden plantear las operaciones unitarias necesarias para cumplir ciertas funciones que requiera el proceso productivo.

(Sinnott y Towler, 2008)

4. Pruebas de conveniencia de los conceptos de diseño:

Cuando varias alternativas conceptuales del diseño pueden llevarse a cabo, es necesario llevar a cabo un proceso de selección de la más adecuada. Debido a que en la Ingeniería Química es muy complicado (técnica y económicamente) prototipar con modelos físicos para elegir el concepto más adecuado, se utilizan simuladores para poder definir qué diseño puede producir el producto deseada bajo las restricciones fijadas en las bases de diseño. A través de los modelos de simulación es factible determinar si el concepto de diseño es factible técnica y económicamente.

(Sinnott y Towler, 2008)

5. Evaluación económica preliminar, optimización y selección:

El criterio principal para elegir la ruta sintética más adecuada es el económico; no obstante, no hay que dejar a un lado factores de medio ambiente y de salud y seguridad ocupacional. En esta fase se lleva a cabo un análisis económico, determinando la inversión inicial y los costos de operación de lo/s concepto/s de diseño que sean factibles técnicamente y que cumplan con las restricciones establecidas con anterioridad. De esta forma, es factible calcular los indicadores de rentabilidad correspondientes que permitan elegir el proceso más rentable.

6. Diseño detallado y selección de equipo:

Después de la selección del concepto de diseño más apropiado, es necesario llevar a cabo el diseño y la selección de equipos detalladamente. En esta fase se especifican equipos como tanques, intercambiadores, bombas e instrumentos. Usualmente, esta etapa requiere el trabajo de ingenieros civiles, mecánicos y eléctricos, en conjunto con ingenieros químicos. En esta fase, es posible contactar a empresas que se dedican a diseñar, comprar y construir plantas exclusivamente, y que ya cuentan con profesionales con experiencia en la rama (también tienen contacto con proveedores de equipo necesario para el montaje de la planta, y precios más accesibles del mismo). En esta etapa, los cambios que se hacen al diseño del proceso giran en torno a detalles de las operaciones unitarias pero ya no en el diagrama de flujo establecido con anterioridad. (Sinnott y Towler, 2008)

7. Compra, construcción y operación de la planta:

Cuando la fase de diseño detallado se ha llevado a cabo, se puede comprar el equipo y la planta puede ser construida. Usualmente, se prefiere que esta fase sea llevada a cabo por una empresa tercera dedicada al diseño compra y construcción de plantas. Esto se debe a que estas empresas tienen acceso a precios más competitivos de los materiales necesarios ya que suelen comprar por mayor para abastecerse periódicamente de los mismos. Además, tienen mucha experiencia en el tema de construcción y montaje de plantas. No obstante, siempre es necesario que la empresa que necesita la instalación de la planta trabaje en conjunto con la contratista. (Sinnott y Towler, 2008)

G. Modelado y simulación de procesos

A continuación, se definen una serie de conceptos básicos para la comprensión del modelado y simulación de procesos.

1. Sistema:

El Consejo Internacional de Ingeniería de Sistemas (INCOSE, por sus siglas en inglés) define un sistema de forma unificada para la aplicación de modelado y simulación de la siguiente forma: “Construcción o colección de diferentes elementos que juntos consiguen resultados no alcanzables por los elementos por sí solos”. El valor del sistema radica en la relación que se da entre sus partes, más que en las partes separadas. Las formas en que se puede estudiar un sistema se enlistan a continuación:

- El sistema actual con respecto al modelo del mismo.
- Una representación física del sistema respecto a una representación matemática del mismo.
- Una solución analítica respecto a una solución obtenida por medio de simulación.

Los sistemas pueden ser discretos o continuos. Los sistemas discretos son aquellos cuyas variables de estado cambian instantáneamente en puntos separados en el tiempo. Por su parte, los sistemas continuos son aquellos cuyas variables de estado cambian continuamente en el espacio temporal. (Sokolowski y Banks, 2010)

2. Modelo:

Un modelo se define como una representación física, matemática o lógica de un sistema, entidad, fenómeno o proceso. Un modelo puede representar sistemas existentes o no existentes físicamente. En algunos casos, es muy caro o peligroso estudiar directamente sistemas ya existentes cambiando las variables de estos. Por su parte, también puede llegar a ser impráctico construir un sistema referente a un proceso de producción inexistente físicamente para poder modelarlo si la rentabilidad del mismo no ha sido probada. Es importante resaltar que la finalidad de los modelos no es representar todos los aspectos del sistema estudiado, pues puede resultar muy caro o simplemente imposible. El fin último de los modelos es de representar únicamente aquellas variables del sistema que afecten directamente su funcionamiento para la hipótesis planteada. (Sokolowski y Banks, 2010)

3. Simulación

La simulación es una metodología aplicada que puede describir el comportamiento de un sistema utilizando un modelo matemático o un modelo simbólico. Para simular se utiliza el modelo para representar el sistema estudiado, y así obtener datos que se deben analizar e interpretar posteriormente para poder tomar decisiones. En la simulación se define una corrida

como una ejecución de la simulación; el término ejercicio se refiere a una serie de corridas como parte de un programa de entrenamiento. (Sokolowski y Banks, 2010)

4. Modelado y simulación aplicados:

El modelado y la simulación de procesos es el proceso integrado de desarrollar un modelo para simularlo y así obtener los resultados que permitan llevar a cabo el análisis de datos correspondiente. Los pasos generales para poder llevar a cabo este proceso son los siguientes: 1) Desarrollar un modelo computacional para simularlo. 2) Ejecutar el modelo en una computadora. 3) Analizar los resultados obtenidos. La verificación consiste en revisar que este proceso se lleve a cabo adecuadamente, y la validación se refiere a revisar que el modelo sea representativo del sistema. (Sokolowski y Banks, 2010)

H. Indicadores financieros comúnmente usados para determinar la rentabilidad de un proyecto

- ➔ **Costo promedio ponderado de capital (CPPC):** es un indicador que proyecta el costo promedio esperado para los fondos a largo plazo de una empresa. Ya que las empresas obtienen financiamiento de diversas fuentes para poder llevar a cabo sus proyectos de capital, es necesario llevar a cabo un cálculo que refleje todas las fuentes de capital de la misma. Usualmente, las empresas manejan estructuras de capital de entre 40 y 50% correspondiente a deuda y el restante a financiamiento propio. En este sentido, el costo promedio ponderado de capital (CPPC) pondera las fuentes de financiamiento según su tasa de interés y su proporción en la estructura de capital meta del negocio. (Gitman, L; Zutter, C, 2012)

- ➔ **Tasa mínima aceptable de retorno (TMAR):** la tasa mínima atractiva de rendimiento es una tasa de retorno razonable que se usa de referencia para evaluar proyectos de inversión financiera. Esta se utiliza como un criterio para aceptar o rechazar proyectos. Esta tasa de retorno debe ser superior a la de realizar una inversión segura pero poco riesgosa (como por ejemplo una inversión a plazo fijo en una entidad bancaria). Para el cálculo de la misma se utiliza la siguiente ecuación:

$$(Ec. 23) \quad TMAR = CPCC + \text{Factor de riesgo} + \text{Rentabilidad adicional deseada}$$

- ➔ **Tasa interna de retorno (TIR):** la tasa interna de retorno representa el porcentaje de retorno que una inversión tiene sobre la inversión inicial realizada. Se define como la tasa pagada sobre el

saldo no recuperado de una inversión, de forma que el saldo sea cero con respecto al interés del préstamo considerado. La TIR es la tasa que hace que el valor presente de una serie de flujo de efectivo sea igual a cero. Para que un proyecto sea catalogado como económicamente viable, la TIR debe ser igual o mayor que la TMAR.

En general, se debe satisfacer la siguiente desigualdad para que un proyecto sea catalogado como económicamente viable:

$$(Ec. 24) \quad TIR \geq TMAR > CPCC$$

Para evaluar la rentabilidad de un proyecto, se puede calcular la TIR a partir de flujos netos de efectivo que ya tomen en cuenta la inflación, los pagos de capital y los intereses bancarios del préstamo. De esta forma, para que un proyecto sea catalogado como rentable utilizando el criterio de TIR, este indicador tiene que seguir la siguiente desigualdad:

$$(Ec. 25) \quad TIR \geq TMAR - CPCC$$

→ **Valor presente neto (VPN):** el valor presente neto permite calcular el equivalente de dinero ajustado al valor actual que representan todos los flujos netos de efectivo de un proyecto. Todos los flujos de efectivo futuros se descuentan a unidades del presente, utilizando una tasa de rendimiento específica (se utiliza la TMAR). Si solo existe una alternativa, se justifica la inversión si el VPN es mayor o igual que cero. (Gitman, L; Zutter, C, 2012)

→ **Costos indirectos de fabricación:** los costos indirectos de fabricación son todos aquellos que involucran servicios auxiliares como el aire comprimido, la energía eléctrica y el suministro de agua. (Blank & Tarquin, 2012)

→ **Periodo simple de recuperación de capital:** el periodo simple de recuperación de capital permite determinar en cuánto tiempo se recupera la inversión inicial. Se define de la siguiente forma:

$$(Ec. 26) \quad \text{Periodo simple de recuperación de capital (años)} = \frac{\text{Inversión Inicial}}{\text{Retorno anual}}$$

I. Clasificación de los estudios económicos para la estimación de costos y rentabilidad de proyectos

Para la estimación de la inversión inicial completa de una planta de producción de productos químicos, en la que hay involucrado procesamiento de sólidos y fluidos, se pueden utilizar los siguientes factores. Estos se multiplican por el monto total de equipos comprados ya entregados en planta, para obtener una estimación de diversos rubros necesarios en la instalación de una planta.

Cuadro 9. Factores a considerar para estimar distintos rubros en la instalación de una planta de producción donde se procesan sólidos y fluidos.

Detalles	Factor 1 (Mínimo)	Factor 2 (Máximo)	Factor promedio
Costo de los equipos	1	1	1
Instalación de los equipos	0.39	0.43	0.41
Tubería	0.3	0.39	0.345
Instalación eléctrica	0.08	0.17	0.125
Instrumentación	0.13	0.13	0.13
Servicios de elaboración de planos de construcción y cálculos estructurales	0.26	0.35	0.305
Preparación del terreno	0.08	0.22	0.15
Servicios auxiliares varios	0.48	0.55	0.515
Total planta física		2.98	
Costos de campo	0.35	0.43	0.39
Ingeniería	0.35	0.43	0.39
Costos directos de planta		3.76	
Utilidad del contratista	0.09	0.17	0.13
Contingencia	0.39	0.39	0.39
Costo de capital fijo		4.28	

Fuente: (Leib, *Et al*, 2008).

*Se le debe sumar el costo del terreno y de la construcción al costo de capital fijo para obtener la inversión inicial total. Estos factores son válidos para plantas que se construyen desde cero (no para extensiones de plantas ya existentes). Se debe tomar en consideración un factor de corrección para la instalación eléctrica y la instrumentación para considerar que todos los equipos estén aterrizados y sean adecuados para el procesamiento de sólidos y/o fluidos inflamables y/o explosivos (este valor es de 1.4 aproximadamente).

Según la guía internacional 18R-97 de la Asociación para el Avance de la Ingeniería de Costos (AACE, por sus siglas en inglés), la cual aplica para la estimación de costos de ingeniería, diseño y construcción de proyectos, se pueden catalogar las estimaciones de costos para la industria química industrial de cinco formas diferentes. En el Cuadro a continuación, se describen estos cinco tipos de estimaciones, incluyendo su aplicación, porcentaje de documentación desarrollada, rango de exactitud, términos equivalentes y clasificación según la norma ANSI correspondiente (la norma ANSI es menos detallada en su clasificación).

Cuadro 10. Clasificación de las estimaciones de costos según la AACE, con variables descriptivas complementarias del tipo de estimación.

Clasificación AACE	Clasificación ANSI	Aplicación	Porcentaje de documentación desarrollada	Mínimo de exactitud en la estimación	Máximo de exactitud en la estimación	Otros términos (algunos traducidos del inglés al español)
5	Orden de magnitud	Planeación estratégica	0 a 2%	-50 a -20%	30 a 100%	Estimación gruesa
4		Estudio de factibilidad	1 a 15%	-30 a -15%	20 a 50%	Factibilidad, Prefactibilidad
3	Presupuestario	Elaboración de presupuesto	10 a 40%	-20 a 10%	10 a 30%	Semi detallado, Presupuestado
2	Definitivo	Planeación general del proyecto	30 a 75%	-15 a -5%	5 a 20%	Fase de ingeniería, Control detallado
1			65 a 100%	-10 a 3%	3 a 15%	Detalle completo

Fuente: (Gallerani, 2019).

V. ANTECEDENTES

A. Estimación de la inversión inicial preliminar

En la literatura existen ecuaciones que nos permiten hacer un cálculo preliminar a grandes rasgos el costo de capital de instalar una planta de producción de productos químicos. Se utiliza la siguiente ecuación:

$$(Ec. 27) \quad C2 = C1 * \left(\frac{Q2}{Q1}\right)^n$$

En donde:

C2= costo de la planta de producción a dimensionar.

C1= costo de la referencia de la planta de producción de la literatura.

Q2=Capacidad de producción de la planta a dimensionar.

Q1= Capacidad de producción de referencia de la planta de producción de la literatura.

N= exponente utilizado para relación exponencial entre ambos costos de capital.

En el caso del metanol, se presentan los siguientes parámetros.

Cuadro 11. Parámetros de estimación de costo de capital para una planta de producción de metanol.

Capacidad de producción de la planta (1000 tm/año)	Costo aproximado (millones de dólares)	Rango de aplicación comprobado (miles de toneladas métricas al año)	Exponente n
60	14.4	20-200	0.6

Fuente: (Leib, *et al*, 2008). Estimación para un índice de Marshal y Swift de 1000.

Sustituyendo valores en la anterior ecuación, se obtiene lo siguiente:

$$C2 = 14.4 * \left(\frac{285.12}{60}\right)^{0.6} = 0.5814 \text{ millones de dólares} *$$

*Se utilizó la demanda anual de la empresa para la cual se lleva a cabo el presente análisis, para obtener un estimado inicial del costo de capital requerido para diseñar y montar una planta de producción de biometanol.

Por su parte, es necesario ajustar los valores de la estimación obtenidos de la ecuación 23 por la inflación y la ubicación geográfica de la planta. Para esto, se pueden utilizar los índices de Marshall y Swift, que permiten ajustar las estimaciones por la inflación. En este sentido, también es necesario tomar en cuenta que este ajuste por inflación corresponde a la de Estados Unidos, por lo que es necesario ajustar a la inflación de Guatemala. Se procede de la siguiente forma:

$$(Ec. 28) \quad C2f = C2 * \frac{IMSA}{IMSR} * FU * \frac{IGT}{IUSA}$$

En donde:

IMSA= índice de Marshall y Swift para el año actual.

IMSR= índice de Marshall y Swift para el año de referencia.

FU= factor de ubicación geográfica de la planta a instalar.

IUSA= inflación promedio de Estados Unidos entre el año de referencia y el actual.

IGT= inflación promedio de Guatemala entre el año de referencia y el actual.

Sustituyendo valores en la anterior ecuación, se obtiene lo siguiente:

$$C2f = 0.5814 \text{ millones de dólares} * \frac{2,171.6}{1000} * 1.2 * \frac{5.49}{2.37} = 3.5035 \text{ millones de dólares}$$

Cuadro 12. Variables de interés para la estimación preliminar de inversión inicial..

IMSA	IMSR	FU para Centroamérica	IUSA (año base 1990 al 2020)	IGT (año base 1990 al 2020)
1000	2171.6	1.2	2.37%	5.49%

Fuente: (Leib, *et al*, 2008). Estimación para un índice de Marshal y Swift de 1000. Las inflaciones fueron tomadas de las páginas de los bancos centrales de ambos países.

B. Los residuos de palma africana como fuente de biomasa aprovechable en Guatemala

La palma africana para la extracción de su aceite vegetal ha ganado popularidad en plantaciones de Guatemala, desde la década de los años ochenta. La motivación inicial para plantar palma africana en el país se dio debido a que existió una crisis en el mercado del café en el año 1965; no obstante, fue hasta la década mencionada que se formalizaron las primeras plantaciones en el municipio de La Gomera, Escuintla. Posteriormente, en la década de los años noventa su cultivo se extendió a los departamentos de Petén y San Marcos. Actualmente, su cultivo se encuentra mucho más extendido en el país, pero se concentra en los departamentos de San Marcos, Retalhuleu, Suchitepéquez, Escuintla, Izabal, Alta Verapaz, Quiché y Petén.

La principal ventaja que presenta la palma africana por sobre otros cultivos aprovechables para la fabricación de aceite vegetal es que tiene los mejores rendimientos por hectárea. A nivel mundial, tiene la cuarta mayor área de cultivo para plantaciones de extracción de aceite vegetal; sin embargo, representa la mayor fuente de aceite vegetal. Numéricamente, se puede establecer que el cultivo de palma africana abarca a nivel mundial solamente el 10% de la tierra cultivada para aceites vegetales, pero produce el 35% de los mismos. A continuación, se presenta un Cuadro que compara el área de tierras cultivadas para la producción de aceite vegetal, con respecto a su producción.

Cuadro 13. Superficie de tierra cultivada de diferentes fuentes de aceite vegetal con sus respectivas producciones y rendimientos.

Cultivo	Superficie cultivada de (millones hectáreas)	Producción (toneladas métricas de aceite vegetal producidas)	Rendimiento promedio
Palma africana	19.00	65.00	0.26
Girasol	26.00	18.00	1.25
Canola	38.00	28.00	1.43
Soya	121.00	54.00	2.00

Fuente: (Grepalma, 2021).

Actualmente, la palma africana tiene un cultivo de alrededor de 182,958 hectáreas en Guatemala. El mismo ha crecido aceleradamente ya que para el año 2013, solamente se contaba con 115,001 hectáreas. (INE, 2020)

C. El raquis de palma africana como fuente de carbono para la producción de biometanol

En estudios anteriores se ha investigado la factibilidad de utilizar residuos de palma africana para fabricar gas de síntesis. En comparación a la producción de gas de síntesis respecto a otras fuentes de biomasa como el maíz y el sorgo, la palma africana tuvo los mejores rendimientos y condiciones de proceso más similares a las utilizadas en las plantas de producción de metanol que actualmente operan con materias primas convencionales. Para la gasificación de compuestos de biomasa, se recomienda una presión de operación de 1 atm y temperaturas de entre 750 y 1,000 °C.

(Karittha, *et al*, 2020)

La composición elemental de los distintos subproductos del procesamiento de palma africana para la obtención de aceite vegetal se presenta a continuación.

Cuadro 14. Análisis próximo y elemental en base seca correspondiente de los diferentes subproductos del procesamiento de palma africana.

Subproducto	Carbono (% m/m)	Hidrógeno (% m/m)	Nitrógeno (% m/m)	Azufre (% m/m)	Oxígeno (% m/m)
Fibra	50.3	7.07	0.42	0.63	36.3
Cuesco	53.8	7.2	0	0.51	36.3
Raquis	48.8	7.33	0	0.68	36.3

Fuente: (Bula y Cujía, 2010).

La literatura consultada también afirma que la obtención de combustibles de segunda generación a partir de los subproductos de biomasa es una estrategia de producción prometedora. En específico, la producción de gas de síntesis con las condiciones adecuadas para la fabricación de metanol empleando gasificadores de lecho fluidizado y oxígeno y vapor de agua como oxidantes es una tecnología adecuada. Se recomienda el uso de gasificadores de lecho fluidizado ya que presentan mucho mejor transferencia de masa y de calor, y mejores rendimientos que los otros dos tipos de gasificadores. Asimismo, vale la pena mencionar que los gasificadores por flujo de arrastre son utilizados principalmente para la gasificación de carbón; su uso para la biomasa es poco común ya que requieren tamaños de partícula muy finos (de entre 80 y 100 micrómetros). En este sentido, los reactores de lecho fluidizado para gasificación gozan de mucha aplicación para producción a gran escala por parámetros de costos de operación y facilidad en el escalamiento.

(Bula y Cujía, 2010)

D. Economía de escala en la producción de metanol

A diferencia del alcohol etílico, el metanol presenta altos montos de inversión inicial para el montaje de una planta de producción. La literatura consultada establece una producción anual de alrededor 300,000 toneladas métricas de metanol a partir de biomasa para que el proyecto tenga

rentabilidad. Esta referencia, es de la década de los años ochenta y hace referencia a países industrializados con poco acceso a fuente de biomasa desaprovechadas y de bajo costo. Desde esa década, la tecnología para la fabricación ha evolucionado y requiere condiciones de reacción menos severas.

(Kristoferson y Bokalders, 1986)

E. Rendimiento de empresas productoras de metanol con estados financieros públicos

Se consultaron dos empresas que actualmente cotizan en bolsa de valores, y que tienen sus estados financieros publicados en la web. A continuación, se presentan sus ingresos, costos operativos y ganancia bruta del 2017 al 2020.

Cuadro 15. Rendimiento financiero de dos grandes productores de metanol que actualmente cotizan en la bolsa.

Empresa	2017	2018	2019	2020
Methanex Corp.	Ingresos=\$3,060,642 Costo operativo=\$2,011,802 Ganancia bruta=\$1,048,840 Margen bruto sobre precio de venta=34.27%	Ingresos=\$3,931,847 Costo operativo=\$2,590,808 Ganancia bruta=\$1,341,039 Margen bruto sobre precio de venta=34.11%	Ingresos=\$3,283,514 Costo operativo=\$2,503,677 Ganancia bruta=\$779,837 Margen bruto sobre precio de venta=23.75%	Ingresos=\$2,649,963 Costo operativo=\$2,034,022 Ganancia bruta=\$615,941 Margen bruto sobre precio de venta=23.24%
Methanol Chemical Company	Ingresos=\$683,215 Costo operativo=\$550,155 Ganancia bruta=\$133,060 Margen bruto sobre precio de venta=19.48%	Ingresos=\$701,613 Costo operativo=\$506,041 Ganancia bruta=\$195,571 Margen bruto sobre precio de venta=27.87%	Ingresos=\$527,240 Costo operativo=\$467,781 Ganancia bruta=\$59,459 Margen bruto sobre precio de venta=11.28%	Ingresos=\$495,706 Costo operativo=\$477,783 Ganancia bruta=\$17,926 Margen bruto sobre precio de venta=3.62%

Fuente: (Yahoo Finanzas, 2021).

Cuadro 16. Promedio de margen bruto sobre precio de venta del 2017 al 2020 para dos grandes productores que actualmente cotizan en la bolsa.

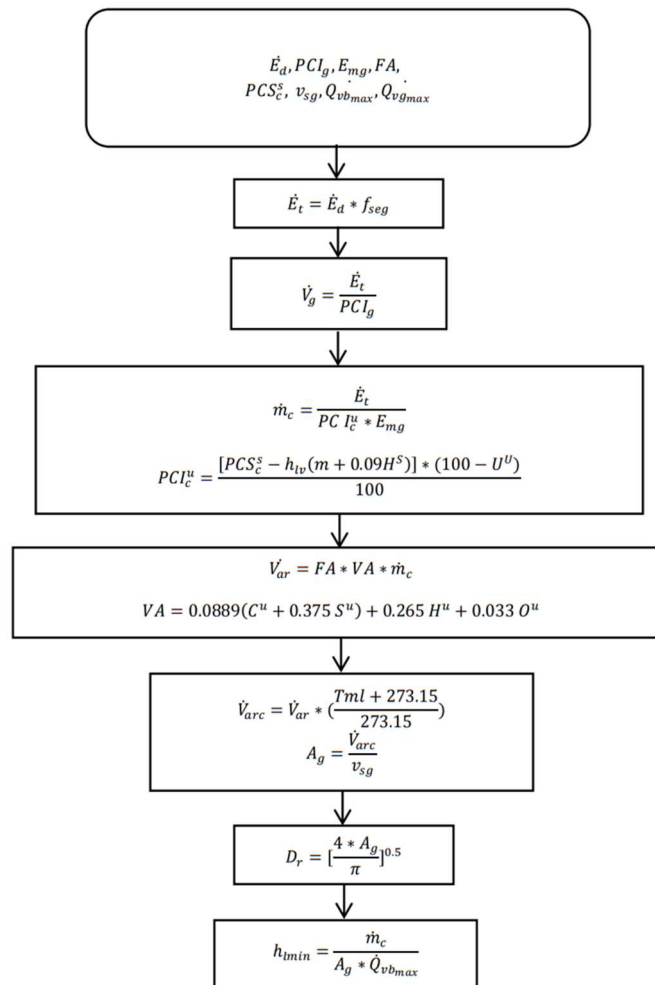
Empresa	Promedio margen bruto sobre precio de venta (2017 al 2020)
Methanex Corporation	28.83%
Methanol Chemical Company	15.56%

Fuente: (Yahoo Finanzas, 2021).

F. Metodología teórica y experimental para el dimensionamiento de gasificadores de lecho fluidizado

En la siguiente Figura, se presenta un algoritmo utilizado en trabajos previos para el dimensionamiento de gasificadores de lecho fluidizado en Colombia y Brasil.

Figura 5. Metodología validada experimentalmente para el diseño de gasificadores de lecho fluidizado.



Fuente: obtenido del trabajo de graduación del Ing. Mecánico Industrial Estremadoyro de Perú.

En donde:

Q_{vbmax} =capacidad volumétrica máxima del gasificador

T_{ml} =temperatura media del lecho

V_{sg} = velocidad superficial del gas de fluidización

E_d = demanda de energía del proceso

PCI_g = poder calorífico inferior del gas

E_{mg} = eficiencia media del gasificador

FA = factor de aire

PCS_{sc} = poder calorífico superior del combustible en base seca

(Estremadoyro, 2015)

Esta metodología ha sido validada experimentalmente para el dimensionamiento de estos reactores con anterioridad y requiere del cálculo previo de la velocidad mínima de fluidización del lecho de biomasa. El cálculo de la velocidad mínima de fluidización será llevado a cabo utilizando la siguiente ecuación:

$$(Ec. 29) \quad U_{mf}^2 = \frac{dp(\rho_p - \rho_g) * g}{24.5 \rho_g}$$

Se tomará para el dimensionamiento de este reactor, la densidad del raquis de la palma africana como el valor de 1.1 g/mL, de acuerdo con un estudio realizado en Ecuador.

(Mejía, 2012)

G. Cinéticas de reacción involucradas en la síntesis de metanol:

Se van a utilizar para el presente trabajo de graduación las cinéticas de reacción propuestas por Busche y Froment, pues las mismas demostraron ser confiables para presiones de hasta 51 bar y para temperaturas de entre 180 y 280°C. Asimismo, estas cinéticas toman en consideración las tres reacciones que se dan dentro del PFR a mayor detalle y a través de varias constantes: de equilibrio y varias de adsorción. A continuación, se detallan las ecuaciones que describen el ritmo de reacción para la formación de metanol y de agua:

$$(Ec. 30) \quad r_{MetOH} = \frac{k_{MetOH}[(PCO_2PH_2) - (1/Kp_{MetOH})(P_{MetOH}P_{H_2O}/P_{H_2}^2)]}{(1 + K_a(P_{H_2O}/P_{H_2}) + K_b\sqrt{P_{H_2}} + K_cP_{H_2})^3}$$

$$(Ec. 31) \quad r_{RWGS} = \frac{k_{RWGS}[(PCO_2) - (1/Kp_{RWGS})(P_{CO}P_{H_2O}/P_{H_2})]}{(1 + K_a(P_{H_2O}/P_{H_2}) + K_b\sqrt{P_{H_2}} + K_cP_{H_2O})}$$

En las ecuaciones anteriores, las variables hacen referencia a los siguiente:

r_N = ritmo de reacción en mol/(kg cat*s)

K_n = factor cinético en kmol/(kg cat*s*bar)

P_n = presión parcial (bar)

K_{pn} = constantes de equilibrio

K_a, K_b y K_c = constantes de adsorción (barⁿ)

(Lücking, 2017)

La forma de cálculo de cada una de las constantes de las ecuaciones 25 y 26 se presenta a continuación:

$$(Ec. 32) \quad k_a = 3453.38$$

$$(Ec. 33) \quad k_b = 0.499 * EXP\left(\frac{17197}{T * R}\right)$$

$$(Ec. 34) \quad kc = 6.62E - 11 * EXP\left(\frac{124119}{T*R}\right)$$

$$(Ec. 35) \quad k_{MeOH} = 1.07 * EXP\left(\frac{36696}{T*R}\right)$$

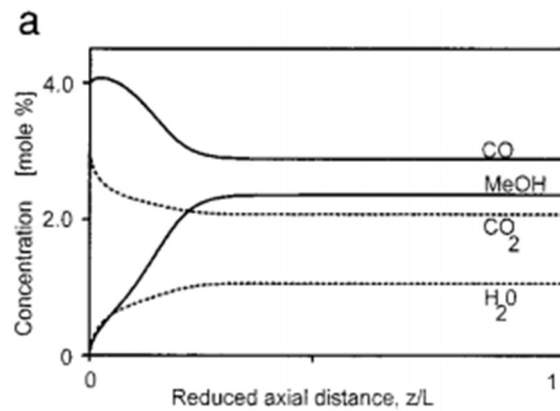
$$(Ec. 36) \quad k_{RWGS} = 1.22 * EXP\left(-\frac{94765}{T*R}\right)$$

$$(Ec. 37) \quad K_{pMeOH} = 10^{\frac{3066}{T}-10.592}$$

$$(Ec. 38) \quad K_{pRWGS} = 10^{-\frac{2073}{T}+2.029}$$

*En donde para todas las anteriores ecuaciones, T es la temperatura de operación del reactor en Kelvin y R la constante cinética de los gases (8.134 J/mol*K).

Figura 6. Concentración molar respecto a la distancia axial reducida de la cinética utilizada.



Fuente: (Lücking, 2017)

H. Reactor isotérmico para metanol diseñado con anterioridad

Se consultó un artículo científico que diseña un reactor isotérmico PFR para la síntesis de metanol. A continuación, se pueden encontrar las características principales del mismo:

Cuadro 17. Características del reactor PFR isotérmico para producción de metanol consultado en la literatura.

Característica	Valor
Volumen	14.2503 m ³
Flujo volumétrico de entrada (gas de síntesis)	3,835.4 m ³ /h
Temperatura de operación	225 °C
Presión de operación	69.7 Bar
Flujo de agua para enfriamiento continuo	16.57 m ³ /h

(Chen, *et al*, 2011)

I. Catalizadores usualmente usados en la reacción

Inicialmente se utilizaban catalizadores para la síntesis de metanol de Óxido de Cromo (III) y Óxido de Zinc. No obstante, los mismos están en desuso desde la década del 1980 pues se descubrió que utilizando catalizadores de Cobre, Óxido de Zinc y Óxido de Aluminio se alcanzan iguales o mayores rendimientos, pero operando a presiones bastante más bajas. Esto trae consigo menos costos operativos y mayor seguridad en la operación del reactor. (Bussche, K., & Froment, 1996)

Este catalizador tiene una vida útil de alrededor de 3 años de operación continua. Existen bastantes proveedores, entre ellos: IFP, Süd Chemie, Shell, ICI, Du Pont, *United Catalysts* y Haldor Topsøe.

Cuadro 18. Características de los catalizadores ofrecidos por las empresas mencionadas previamente.

Empresa fabricante	Componente	Fracción molar (%)
IFP	Cobre	25-80
	Zinc	10-50
	Aluminio	4-25
Süd Chemie	Cobre	65-75
	Zinc	18-23
	Aluminio	8-12
Shell	Cobre	71
	Zinc	24
	Óxido de tierras raras	5
ICI	Cobre	61
	Zinc	30
	Aluminio	9
Du Pont	Cobre	20
	Zinc	19
	Aluminio	31

Empresa fabricante	Componente	Fracción molar (%)
<i>United Catalysts</i>	Cobre	62
	Zinc	21
	Aluminio	17
<i>Haldor Topsøe</i>	Cobre	37
	Zinc	15
	Aluminio	48

Fuente: (Ullman, 2012).

Para la síntesis de metanol, se obtiene el mejor rendimiento utilizando concentraciones de entrada cuyo número estequiométrico sea igual que 2.1. A continuación, se define esta variable.

$$(Ec. 39) \quad \text{Número estequiométrico} = \frac{[H_2] - [CO_2]}{[CO] + [CO_2]}$$

*Las concentraciones de la anterior ecuación se deben ingresar en fracción volumétrica.

J. Rutas sintéticas alternativas:

1. Destilación destructiva de la madera:

Del año 1830 al año 1923 el metanol era comúnmente conocido como alcohol de madera. El mismo se producía por medio de una destilación destructiva de la madera triturada en ausencia de aire, y a temperaturas de hasta 400°C. No obstante, desde el año 1913, importantes empresas como BASF produjeron metanol a partir de monóxido de carbono utilizando diversos catalizadores. Inicialmente, se utilizó un catalizador de hierro como parte del proceso productivo de amonio. Posteriormente (en el año 1923), se usó un catalizador de óxido de zinc y óxido de cromo que permitió trabajar con mayor productividad.

2. Dióxido de carbono a metanol:

Esta metodología consiste en convertir el dióxido de carbono proveniente de diversos procesos industriales (como las fermentaciones alcohólicas y las combustiones) en metanol, al hacerlo reaccionar con hidrógeno proveniente de otro proceso productivo en presencia de un catalizador adecuado. Esta metodología ha sido investigada desde el 1990; no obstante, no se ha logrado escalar el proceso de manera rentable.

Vale la pena tomar en cuenta que se está buscando encontrar un sistema de producción que permita disminuir costos, para así disminuir el impacto ambiental negativo que están teniendo actualmente los procesos que emiten dióxido de carbono en grandes cantidades a la atmósfera. Para que este proceso pueda representar un impacto ambiental positivo realmente, es necesario que el hidrógeno sea producido de fuentes renovables.

3. Síntesis de metanol de fase líquida:

En este proceso se produce metanol al hacer reaccionar monóxido de carbono en un medio líquido (en la mayoría de los casos metanol). Al utilizar las condiciones de reacción y los

catalizadores adecuados (con componentes alcalinos) se pueden obtener productividades de hasta 1.3 kg/(kgcat*h). En este proceso, se lleva a cabo un mecanismo de reacción en el que se oxida el metanol para formar un éster metílico. Posteriormente, el mismo se hidrogena para formar el metanol y otro alcohol más grande. Sin embargo, el problema principal que presenta esta ruta de síntesis es que el catalizador se desactiva demasiado rápido en comparación de la ruta sintética a partir de gas de síntesis.

4. Oxidación directa del metano:

La reacción que a simple vista parece ser la más sencilla, es la oxidación directa del metano para la formación de metanol. Aunque la reacción tenga esta apariencia, su cinética no se ve favorecida termodinámicamente. Los catalizadores disponibles para su aplicación, que son fabricados con hierro, molibdeno o rodio, no proveen rendimientos ni selectividades llamativos. Existe investigación sobre el uso de un catalizador covalente basado en triazinas, que al ser utilizado con ácido sulfúrico como medio, ha brindado a nivel de laboratorio mejores rendimientos.

(Ullman, 2012)

VI. METODOLOGÍA

A. Elaboración de la revisión bibliográfica

Se investigaron las operaciones unitarias que involucra la fabricación de gas de síntesis: molienda, trituración, pirólisis, combustión parcial, separación por medio de un ciclón y su posterior conversión a biometanol. Se consultaron diversas fuentes de consulta (artículos científicos, libros y sitios web de confianza) de las diferentes formas de obtener gas de síntesis y convertirlo a biometanol. También, se investigaron las fuentes de biomasa probadas para este fin.

- i. Investigar los principales usos del metanol tanto como solvente como biocombustible a nivel regional. Se utilizaron una serie de cotizaciones también disponibles en el departamento de compras de la empresa fabricante de combustible en gel, para determinar el precio promedio por mayor del metanol en Guatemala.
- ii. En este paso, se definió la forma de operación de la planta (continua o por lotes), y los tipos de reactores para llevar a cabo las reacciones involucradas (de las cuales es necesario saber sus constantes de reacción).
- iii. Asimismo, se encontró la cinética utilizada para el diseño del reactor PFR de síntesis del alcohol metílico. Esta se puede consultar en la sección F del capítulo de Antecedentes.
- iv. Por su parte, se investigaron las reacciones involucradas en el gasificador. Estas se pueden consultar en la sección E del Marco Teórico. Para obtener las condiciones de reacción apropiadas para la síntesis del alcohol, se consultaron varios artículos científicos.
- v. Se consultaron otras fuentes bibliográficas para comprender los criterios de selección de equipo de todas las demás operaciones unitarias en el proceso. Estas se pueden consultar en la sección del Marco Teórico.

B. Dimensionamiento de los equipos principales del proceso de producción de biometanol

Se dimensionaron y/o diseñaron los equipos involucrados en el proceso de producción de biometanol. Aquellos equipos que solamente requieran definir las variables y/o parámetros de operación principales fueron dimensionados; este tipo de equipo suele tener un diseño de catálogo por parte del fabricante por lo que no se puede llevar a cabo un diseño a profundidad como tal. Por su parte, algunos equipos sí requieren de la definición de los parámetros principales de operación y del cálculo de las medidas apropiadas para los requerimientos del proceso de producción. Para todos los cálculos se utilizaron hojas de cálculo del programa Excel 2016.

En primer lugar, se fijó la base de cálculo de producción para poder llevar a cabo los balances de masa y energía correspondientes al proceso. Esta se calculó empleando la ecuación (40), de los cálculos de muestra. Para definir el volumen mensual, se consultó a la empresa cuál era su demanda mensual promedio del solvente.

→ Dimensionamiento del reactor PFR de síntesis de metanol:

El diseño del reactor PFR fue llevado a cabo de primero, para poder obtener la base de cálculo de gas de síntesis necesario en la entrada del mismo, para poder producir la cantidad de metanol requerida por la empresa. Para el diseño del reactor PFR se siguieron los siguientes pasos generales:

- i. Utilizar la cinética de reacción de síntesis de metanol, para obtener las concentraciones con respecto al tiempo. Para lograrlo se utilizó el *software Berkeley Madonna*, versión 10.2.1. El primer paso en la utilización del programa, es definir el método de aproximación; para esta aplicación se definió (en la esquina superior izquierda) el método RK4. Posteriormente, se ingresó el código que se puede consultar en el Cuadro 36 de la sección de datos originales. Como se puede notar, para tener mayor trazabilidad de los posibles errores que el código pudiera llegar a tener, se ingresaron las ecuaciones 30 y 31 al código, separando su numerador y su denominador. Asimismo, se fijaron las condiciones de operación (temperatura y presión) de acuerdo a las condiciones de operación utilizadas para el diseño de este equipo (las cuales se pueden consultar en el Cuadro 17 de la sección de Antecedentes).
- ii. La interfaz del programa requiere que se ingresen los siguientes parámetros de operación: cinéticas de operación, condiciones de operación, definición de las constantes que se encuentran dentro de las cinéticas ingresadas, definición de las concentraciones iniciales de cada compuesto;

y la definición de la variación de las concentraciones de cada compuesto (de acuerdo a las cinéticas utilizadas). Además, se definió el valor de la constante R de los gases (involucrada en el cálculo de las constantes); para definirla adecuadamente se llevó a cabo un análisis dimensional respecto a las unidades de temperatura ingresadas. Ya que se definió la temperatura en Kelvin, se ingresó esta constante con el valor de 8.314 J/mol*K).

- iii. Para definir la forma en que varían las concentraciones, es necesario consultar las reacciones a) y c) involucradas en la síntesis de metanol (se pueden consultar en la sección A del Marco teórico). Se fijaron las variaciones de cada compuesto, de acuerdo a los coeficientes estequiométricos de cada uno, y si en la reacción el componente analizado era un reactivo o un producto. Si el componente es un reactivo, su concentración disminuye de acuerdo con la cinética (caso contrario para los productos). Todos los compuestos fueron multiplicados por 1 o -1, a excepción del hidrógeno (que tuvo que ser multiplicado por 3, pues en la reacción 3 se consumen 3 moles de hidrógeno por mol de metanol formado. Si algún compuesto estaba involucrado en las dos reacciones de forma simultánea, se define el número por el que se multiplica dependiendo de si es un reactivo o un producto en cada reacción, y se suman. Por ejemplo, el hidrógeno se definió como $-3RXN1-RXN2$ ya que en ambas reacciones es un reactivo, pero en la reacción a) se consumen 3 moles de hidrógeno por mol de producto producido, y en la reacción b) solo se consume un mol de hidrógeno por mol de producto producido.
- iv. Se corrió el programa, con el botón *Run* de la parte superior de la interfaz del *Software*. Se dio doble click en la gráfica para colocar todas las concentraciones de los compuestos involucrados en las reacciones paralelas, en el eje izquierdo de la gráfica. Lo anterior se hizo desmarcando todas las casillas de *Right Axis*. Además, se añadieron los valores de RXN1 y RXN2 para poder obtener la velocidad de cada reacción instantánea. No se tomó en cuenta la concentración de hidrógeno para la gráfica ya que en la Figura 6, no se colocó. Posteriormente, se verificó que la tendencia observable en la gráfica desplegada por el programa tuviera la misma forma que la gráfica de la misma Figura, de la sección de Antecedentes. Se llevaron a cabo varias iteraciones, ya que al comienzo las curvas no tenían la misma tendencia. Para poder corregir, se revisaron por separado los valores que tenían los numeradores y los denominadores de ambas cinéticas dándole doble click a la gráfica y eligiendo las variables a revisar para que el programa desplegara sus valores. Tras haberlas elegido, se volvió a presionar el botón *Run* y se pinchó el botón *table*. De esta forma, se pudo determinar qué valores tendían a cero o a infinito para proceder a hacer las correcciones necesarias.
- v. Al hacer las correcciones anteriores y poder verificar que la gráfica tuviera la misma tendencia, se presionó el botón *table* para poder obtener los datos instantáneos de concentración de diferentes compuestos respecto al tiempo. Luego, se presionó el botón *File* de la esquina superior izquierda. En el menú desplegado, se pinchó el botón *Save table*. De este modo, se pudo guardar el archivo CSV de las concentraciones respecto al tiempo.

- vi. Después, se procedió a abrir el archivo CSV en el programa *Microsoft Excel* versión 2016. Utilizando los valores instantáneos de la presión parcial de cada uno de los compuestos, se calculó la fracción molar de los mismos. Para este cálculo se asumió idealidad en el comportamiento de los compuestos gaseosos. Posteriormente, se configuró una columna para el cálculo de la velocidad global de reacción. Esto se llevó a cabo dividiendo la resta de las concentraciones instantáneas de metanol dentro del diferencial de tiempo dentro de ambas mediciones.
- vii. Con el valor de la velocidad de reacción, se llevaron a cabo cálculos posteriores para obtener el valor del eje Y (1 dividido dentro de la velocidad de reacción global). Para obtener el valor del peso-tiempo, se realizó una integración gráfica de la Figura 35, de la sección de datos intermedios. Para obtener este valor se utilizó la ecuación (46) de los Cálculos de Muestra.
- viii. Tras haber obtenido el peso-tiempo, se procedió a calcular la masa de catalizador necesaria multiplicándolo por el flujo volumétrico de entrada al reactor. Este flujo volumétrico de entrada se obtuvo utilizando la ecuación número (45) de la sección de Cálculos de muestra.
- ix. Por último, se calculó el volumen del reactor necesario utilizando la ecuación número (50) de la sección de Cálculos de muestra. Se utilizó la densidad de catalizador, brindada por el proveedor consultado. Esta densidad sí toma en cuenta los intersticios; es decir, es una densidad aireada. Se determinaron las medidas de largo y diámetro del reactor empleando las ecuaciones (51) y (52) de la sección de Cálculos de muestra.
- x. Para obtener el requerimiento de enfriamiento para la operación isotérmica del reactor, se utilizaron los valores instantáneos de las velocidades de cada una de las reacciones. Luego, se usaron las ecuaciones (57) y (58) para obtener el calor promedio generado por cada reacción. Empleando la ecuación (59) se obtuvo el calor total a retirar por medio de un fluido de servicio para enfriamiento continuo.
- xi. Utilizando las ecuaciones (61), (62) y (63), se calculó el flujo másico de agua requerido entrando a 25°C y saliendo a 80°C para poder operar de forma isotérmica.

→ Dimensionamiento del compresor:

- i. Para poder dimensionar el compresor adecuadamente, fue necesario determinar la razón de compresión requerida para el proceso. Se tomaron en consideración tres fuentes distintas de cambio de presión: caída de presión por el lecho fijo de catalizador, caída de presión por el cambio en el número de moles y la presión de operación requerida por el reactor PFR respecto a la presión de entrada. Estos cálculos se llevaron a cabo utilizando las ecuaciones (65) y (66).
- ii. Por último, se utilizó la ecuación (67) para poder determinar la potencia de salida necesaria para la operación del compresor, en esta se calcula la razón de compresión como el cociente de la presión de salida y la de entrada al compresor. Se eligió un compresor isotérmico, ya que por la elevada razón de compresión se necesita operar con enfriamiento continuo. Se optó por un compresor de diafragma de acuerdo a las conversaciones preliminares que se sostuvieron con posibles proveedores.

→ Dimensionamiento del ciclón para la eliminación de polvos:

- i. Se utilizó la ecuación (68) de los cálculos de muestra para poder obtener el diámetro tangencial de entrada al ciclón. Posteriormente, de acuerdo al criterio de diámetro de los polvos a separar de la corriente de salida de gas de síntesis proveniente del gasificador, se eligió un ciclón de alta eficiencia para poder separar partículas con un diámetro de alrededor de 5 micrómetros. Se dimensionó el equipo de acuerdo al flujo volumétrico máximo producido por el gasificador, según las propiedades del equipo cotizado.
- ii. Utilizando las proporciones de las medidas correspondientes al tipo de ciclón elegido (las cuales se pueden consultar en el Marco Teórico), se calcularon todas las demás medidas correspondientes.

→ Dimensionamiento del gasificador:

- i. A partir de la base de cálculo de flujo total molar de entrada de gas de síntesis al PFR, se procedió a calcular el flujo molar de cada uno de los compuestos de entrada al reactor PFR. Esto se realizó por medio de la ecuación (69).

- ii. Posteriormente, se calculó el flujo másico de cada uno de los compuestos utilizando su peso molecular (por medio de la ecuación 70). De esta forma, se pudo obtener el flujo másico total de entrada al PFR (se utilizó la ecuación (71)).
- iii. Se procedió a calcular la formula molecular aproximada de la biomasa utilizada, y el peso molecular aproximado correspondiente. Para esto, se utilizaron las composiciones elementales disponibles en el Cuadro 14 de la sección de Antecedentes, y las ecuaciones (70), (72), (73) y (74).
- iv. Posteriormente, se empleó la ecuación (77) para obtener la demanda estequiométrica de oxígeno, y la (78) para poder calcular la demandad de oxígeno al arranque del proceso de producción. Se utilizó una razón de equivalencia de 0.2, de acuerdo a la información disponible en la sección de Fabricación de gas de síntesis del Marco Teórico.
- v. Se determinaron los flujos de entrada al gasificador restantes, por medio de balances de masa estipulados en la sección de Cálculos de muestra (ecuaciones (80) y (81)). En la ecuación (81) se ejemplifica cómo se calculó el flujo de ceniza; como se puede observar, se fue necesario determinar la relación másica de cenizas y biomasa base seca, ya que la base de cálculo obtenida en el paso viii. es del gas de síntesis en la entrada del PFR. Este valor corresponde al gas de síntesis después de haberle retirado polvos, cenizas y ácido sulfhídrico.
- vi. En este sentido, el flujo de vapor de agua requerido se llevó a cabo utilizando el flujo de biomasa total y la razón másica de moderador apropiada para el proceso de producción. Esto se realizó utilizando la ecuación (82).
- vii. Se eligieron condiciones de operación de que operando en gasificador a 1 atm y 800°C (acorde a la investigación realizada), se obtendrían las concentraciones hidrógeno, monóxido de carbono, dióxido de carbono y metano, óptimas para la generación de metanol en el reactor PFR. Empleando las ecuaciones (83) y (84) se pudo calcular el número estequiométrico, ecuación (39). Los valores ingresados a las ecuaciones (83) y (84) fueron obtenidos de las corridas de simulación, del modelo desarrollado posteriormente.
- viii. Para el dimensionamiento del equipo (diámetro, altura y volumen) se utilizó la Figura 5 de la sección de Antecedentes, y el Cálculo 18 de la sección de Cálculos de Muestra.

➔ Dimensionamiento de la trituradora de biomasa:

- i. Utilizando la ecuación (6) del Marco Teórico, se obtuvo la potencia de salida necesaria por tonelada corta de alimentación alimentada, para la trituradora. Se utilizó un índice de bond correspondiente a un compuesto con dureza similar a la biomasa a triturar (ya que no se encontró un valor correspondiente al raquis de palma africana).
- ii. Luego, se empleó la ecuación (86) para obtener la potencia de salida del triturador total, considerando el flujo másico de biomasa alimentada.
- iii. Utilizando los criterios de selección de trituradoras (disponibles en la sección de Trituración, del Marco Teórico), se optó por una trituradora de impacto. Esto se eligió tomando en cuenta los diámetros de entrada y de salida requeridos para alimentar apropiadamente el gasificador.
- iv. Tomando como referencia la suavidad de la biomasa elegida (acorde a las muestras recibidas) se procedió a determinar que el uso de una chipeadora sería adecuado para esta aplicación.

➔ Diseño de la torre de absorción:

- i. El primer paso, fue graficar la curva de equilibrio del sistema de ácido sulfhídrico y agua. Se graficó utilizando las fracciones libres de soluto en la fase líquida y en la gaseosa utilizando las ecuaciones (87) a (91).
- ii. Utilizando el método gráfico de la curva de equilibrio y la ecuación (92), se procedió a determinar la curva con menor pendiente que interceptara la curva de equilibrio, teniendo fijas las concentraciones de entrada de ambas fases y la de salida de la fase gaseosa.
- iii. Posteriormente, se obtuvieron los flujos mínimos y de operación de agua necesario (utilizando las ecuaciones (92) y (93)).

- iv. Se llevó a cabo la determinación del área de sección transversal y el diámetro del lecho empacado de la torre de absorción, utilizando el cálculo 12 de la sección de Cálculos de Muestra. Se consultó el gráfico de Eckert, con una caída de presión de 400 Pa/m, para obtener el flux de gas requerido para tener esta caída.
- v. Para obtener los coeficientes globales de transferencia de masa de la torre de absorción, se procedió acorde a los pasos estipulados en el cálculo 13 de la sección de Cálculos de muestra. Se optó por anillos de Rasching de cerámica con un diámetro de $\frac{3}{4}$ de pulgada. Todas las propiedades del empaque utilizado, fueron consultadas en las tablas 6.4 y 6.5 del libro Operaciones de Transferencia de Masa de Treybal, y pueden ser consultados en los Cuadros 45 y 46 de la sección de Datos Originales. En caso de que alguna variable solo tuviera registros para anillos de 0.5 y 1.0 pulgadas (pero no para $\frac{3}{4}$) se procedió a llevar a cabo promedios (interpolaciones lineales) de los datos.
- vi. Posteriormente, se llevó a cabo la determinación de la altura de las unidades de transferencia de masa utilizando las ecuaciones (113), (114) y (115), del cálculo 14 de la sección de Cálculos de Muestra. Se calculó utilizando el *software Excel 2016* la pendiente de la curva de equilibrio utilizando la fórmula PENDIENTE.
- vii. Por último, se calculó el número de unidades de transferencia de masa y la altura de la torre acorde a la estipulado en el cálculo 15 de la sección de Cálculos de Muestra. Se utilizó la ecuación (116) para el cálculo de las unidades de transferencia de masa ya que es una concentración baja de ácido sulfhídrico en el gas de síntesis a lavar.

➔ Dimensionamiento de los intercambiadores de calor involucrados en el proceso:

- i. Por medio de las ecuaciones estipuladas en el cálculo 16 de la sección de Cálculos de muestra, se llevó a cabo el dimensionamiento de los tres intercambiadores involucrados en el proceso. Se utilizaron los coeficientes para el cálculo de calores específicos y calores latentes de los diferentes compuestos que se pueden consultar en los Cuadros 37, 54 y 55 de la sección de Datos originales.
- ii. Como se puede observar en la ecuación (123), se llevó a cabo el cálculo de la media logarítmica sin corrección ya que los intercambiadores diseñados son de tubos concéntricos, y no tienen pasos. Además, no se consideró para estos cálculos que el coeficiente de transferencia de calor variara.

- iii. Se investigaron en la literatura los rangos promedios de los coeficientes globales de transferencia de calor para intercambiadores de calor con las aplicaciones requeridas en el proceso. Para asegurar que el área de transferencia de calor fuera suficiente, se optó por tomar los valores mínimos de los rangos investigados.
- iv. Por último, para calcular el diámetro externo de la tubería interna requerido para, se utilizó la función *BUSCAR OBJETIVO* de Excel, variando la celda de la relación L/D y poniendo como objetivo los diámetros de tubería externa dimensionados en el cálculo de los diámetros y chapas adecuados para el proceso.

➔ Dimensionamiento de los diámetros y chapas a elegir para la tubería empleada en el proceso:

- i. Para llevar a cabo este dimensionamiento fue necesario determinar los flujos volumétricos y las densidades promedio de las corrientes involucradas en el proceso. Esto se realizó utilizando las ecuaciones (136) y (137) de la sección de Cálculos de muestra. Las densidades fueron corregidas a las presiones y temperaturas de cada corriente, utilizando la ley de los gases ideales (para corrientes gaseosas), y las propiedades a condiciones normales (para las corrientes líquidas).
- ii. Tras haber llevado a cabo el paso anterior, se calcularon las áreas internas necesarias para obtener una velocidad lineal de flujo de las corrientes apropiada. Se definió una velocidad lineal de 10 m/s para las corrientes gaseosas, y una de 1 m/s para las corrientes líquidas.
- iii. Luego de utilizar la ecuación (139) para el cálculo de los diámetros internos de tubería requeridos, se procedió a consultar la publicación ANSI B36.19-1976 de la ASME para verificar qué diámetros nominales de tubería tenían los diámetros internos y externos adecuados para el proceso.

➔ Dimensionamiento de los servicios auxiliares requeridos:

- i. Acorde los balances de masa realizados para dimensionar el gasificador, se llevó a cabo la determinación de vapor de agua y oxígeno requeridos.

- ii. Se solicitó al equipo de ventas del Parque Industrial donde posiblemente se ubicaría la planta el análisis fisicoquímico del agua disponible. De esta forma, se pudo obtener la base técnica necesaria para poder cotizar los equipos posteriormente.

C. Elección de la fuente de biomasa adecuada para el proceso de producción de biometanol y selección de la posible ubicación de la planta

- i. Investigar la disponibilidad de distintas fuentes probadas de biomasa para fabricar biometanol. Se hallaron algunos antecedentes que exponían la viabilidad de utilizar diversas fuentes de biomasa. Las composiciones del gas de síntesis producido a partir de diversas fuentes de biomasa se pueden consultar en la sección de Fabricación de gas de síntesis del Marco Teórico.
- ii. Se optó por el uso de raquis de palma africana, acorde a la información ubicada en la sección de Antecedentes. Según estimaciones varias realizadas, esta fuente de carbono tiene como ventaja que no es aprovechada al máximo en la industria de producción de aceite de palma.
- iii. Se contactó a GREPALMA (Gremial de Palmicultores de Guatemala), a través del correo institucional: info@grepalma.org. A su vez, la gremial me puso en contacto con una empresa fabricante de aceite de palma que actualmente no aprovecha el raquis de palma africana y tiene la disponibilidad, ubicado en La Gomera, Escuintla.
- iv. La empresa posible proveedora del raquis, explicó que este era el producto que podrían brindarnos con un abastecimiento constante ya que el estípite (tronco) no siempre tenía disponibilidad (las plantaciones eran cortadas cada 25 años aproximadamente). Se solicitó una cotización a la empresa contactada, de acuerdo a la proyección de consumo calculada por medio de los balance de masa y energía realizados con anterioridad.
- v. Asimismo, se determinó una ubicación apropiada de la planta de producción de biometanol para proceder a cotizar el costo de los terrenos y la posible construcción. Se optó por un parque industrial llamado Parque Sur, ubicado en el km. 67 de la Carretera a Puerto Quetzal, Escuintla. Este terreno se eligió debido a que se encuentra en el mismo departamento que la planta productora de aceite de palma africana; asimismo, presente accesibilidad por medio de carreteras y disponibilidad de servicios auxiliares para instalaciones industriales. Es necesario que el terreno se encuentre cercano a la fuente de biomasa pues la misma es poco densa y es mejor transportar el producto terminado. No obstante, en este caso no hay tanta diferencia entre transportar la

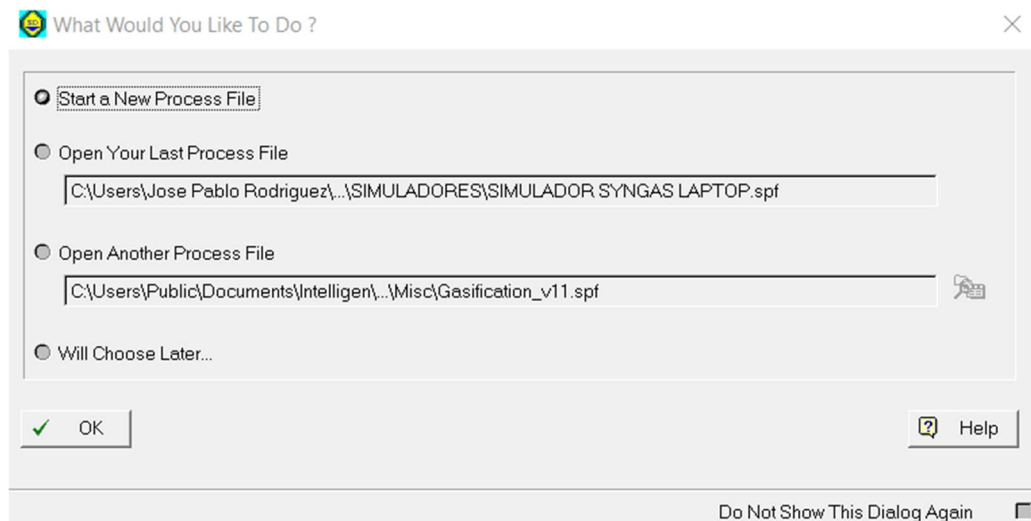
biomasa o el biometanol pues la forma de transporte del solvente sería con toneles (los cuales no se pueden estibar).

- vi. Posteriormente, se solicitaron muestras del raquis de palma africana para poder analizar el tamaño de partícula y la dureza de la misma cualitativamente. Con esta muestra, se puede llevar a cabo el análisis de composición elemental, humedad y cenizas mencionado en las recomendaciones, posteriormente.

D. Desarrollo del modelo de simulación del proceso de producción de biometanol

- i. Se llevó a cabo un modelo de simulación para el proceso de producción, empleando la versión 10 del programa *SuperPro Designer*. Para la utilización del mismo, primero se presionó el botón *Start a New Process File*.

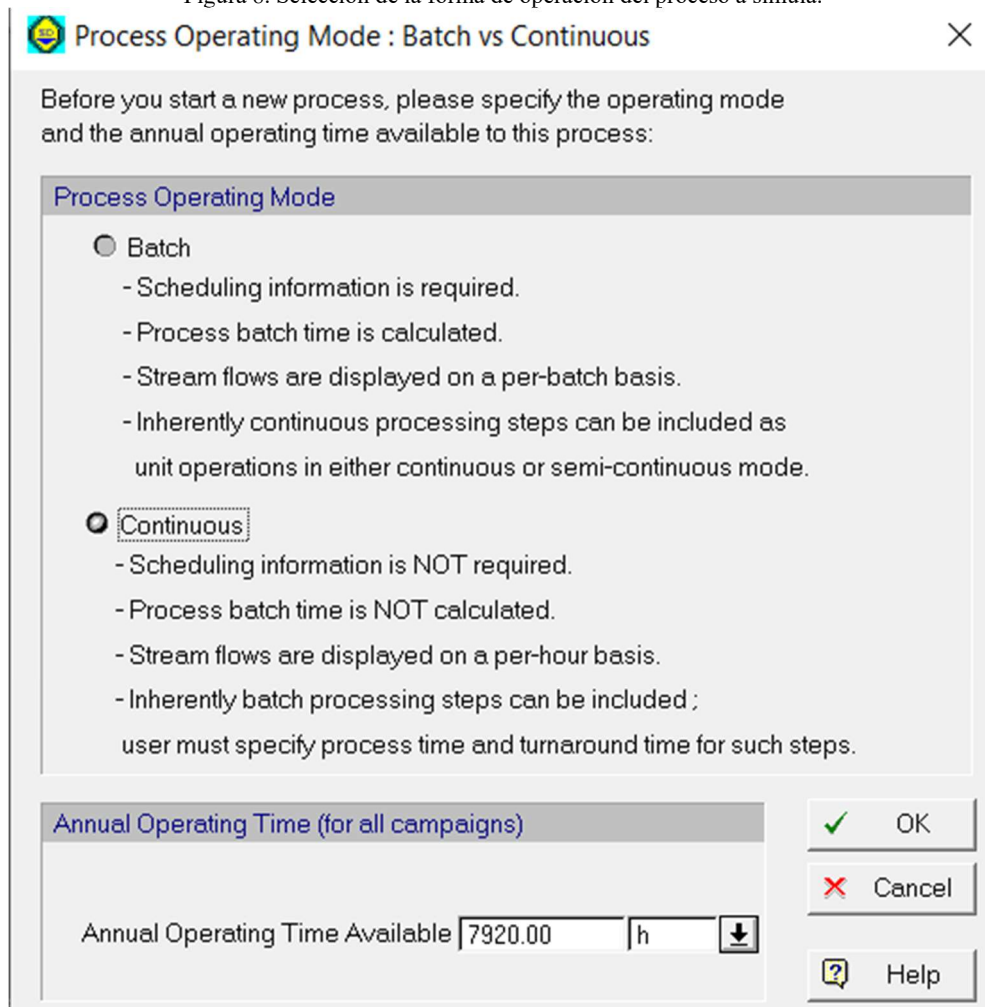
Figura 7. Ventana de inicio desplegada al abrir el *Software*.



Fuente: captura de pantalla propia realizada en el modelo desarrollado.

- ii. Posteriormente, se seleccionó la forma de operación como continua.

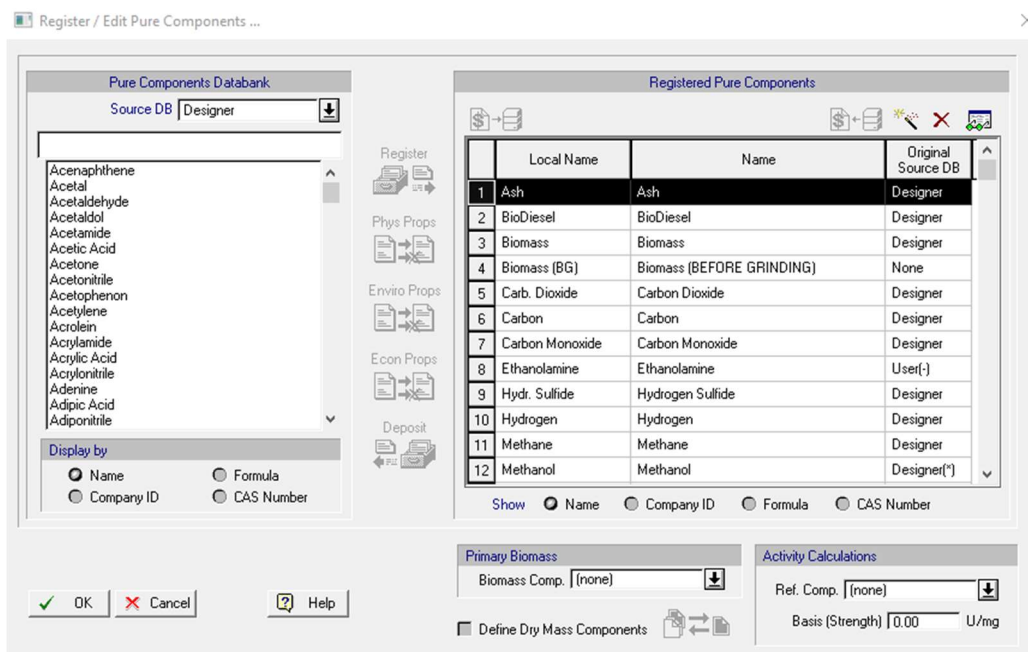
Figura 8. Selección de la forma de operación del proceso a simular.



Fuente: captura de pantalla propia realizada en el modelo desarrollado.

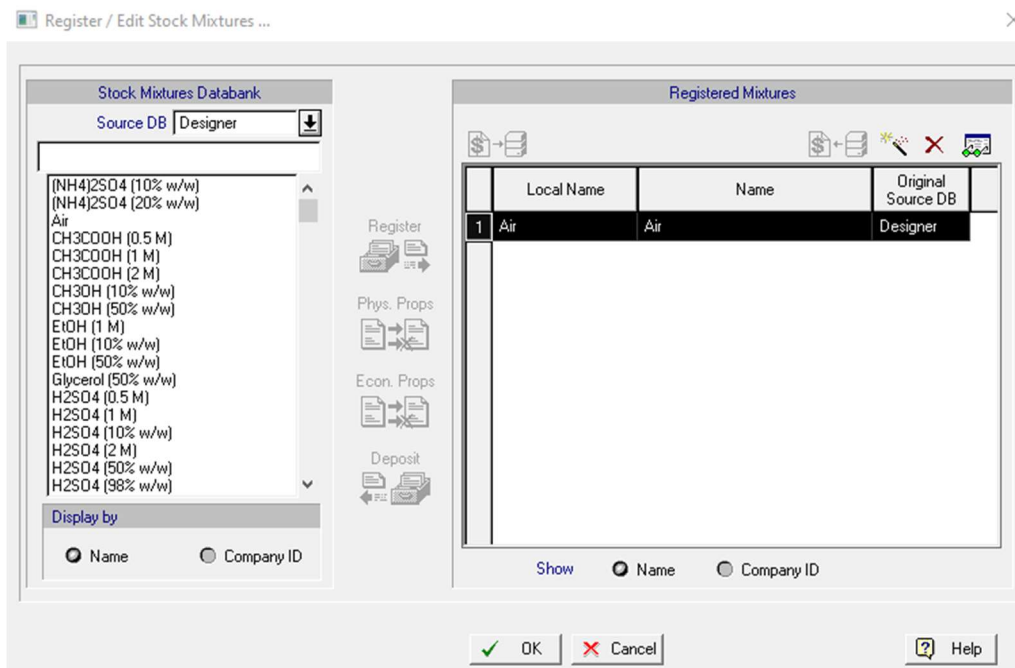
- iii. Posteriormente, se ingresaron los parámetros de funcionamiento que el programa requiere. Entre ellos los compuestos puros y mezclas de compuestos involucradas en la simulación. El programa ya cuenta con una base de datos de las propiedades fisicoquímicas de los compuestos. Además, se parametrizaron todas las operaciones de acuerdo a los dimensionamientos realizados con anterioridad. A continuación, se presentan los parámetros ingresados en la interfaz del programa para configurar el proceso y las operaciones unitarias involucradas (se muestra la parametrización del gasificador y del reactor PFR).

Figura 9. Compuestos puros ingresados al programa *SuperPro Designer* para el desarrollo del modelo de simulación



Fuente: captura de pantalla propia realizada en el modelo desarrollado.

Figura 10. Mezclas ingresadas al programa *SuperPro Designer* para el desarrollo del modelo de simulación.



Fuente: captura de pantalla propia realizada en el modelo desarrollado.

Figura 11. Costo de energía eléctrica estándar ingresado al programa *SuperPro Designer* para el desarrollo del modelo de simulación.

	Power	Unit Cost (\$)	Demand (per yr)	Basis for Cost/Demand	Demand (%)	Total Cost (\$/yr)	Cost (%)
1	High Voltage	0.0000	737146.47	kW-h	63.8	0.00	0.0
2	Std Power	0.1200	418745.03	kW-h	36.2	50249.40	100.0

Time Ref. for Demand: yr

Fuente: captura de pantalla propia realizada en el modelo desarrollado.

Figura 12. Costo de la mano de obra ingresado al programa *SuperPro Designer* para el desarrollo del modelo de simulación.

	Labor	Adj. Basic Rate (\$/hr)	Lumped Rate (\$/hr)	Direct Demand (labor-hrs/yr)	Total Demand (labor-hrs/yr)	Demand (%)	Total Cost (\$/yr)	Cost (%)
1	Operator	2.11	50.00	30096.00	42994.29	100.0	90889.92	100.0

Time Ref. for Demand: yr

Fuente: captura de pantalla propia realizada en el modelo desarrollado.

Figura 13. Materiales entrando al sistema con su respectivo costo ingresado al *SuperPro Designer* para el desarrollo del modelo de simulación.

	Ingredient	Price (\$)	Basis for Cost	Demand (Amt/yr)	Total Cost (\$/yr)	Cost (%)
1	Air	0.000000	kg	93914.37	0.00	0.00
2	BioDiesel	0.000000	kg	6200.59	0.00	0.00
3	Biomass (BG)	12.000000	MT	963.78	11565.42	100.00
4	Oxygen	0.000000	kg	280209.60	0.00	0.00
5	Water	0.000000	m3(STP)	404181.88	0.00	0.00

Fuente: captura de pantalla propia realizada en el modelo desarrollado.

Figura 14. Condiciones de operación para el gasificador ingresadas al programa *SuperPro Designer* para el desarrollo del modelo de simulación.

Oper. Cond's Fuel Species Numerics Energy Balance Labor, etc. Description

Oxidant Stream (Air or O2)
 Name: S-116
 Amount: Available in Oxidant Stream

Moderator Stream (Steam) Include?
 Name: VAPOR PARA GAS
 Amount: Available in Moderator Stream

Chemical Equilibrium Based On
 Equilibrium Constants
 Gibbs Energy Minimization

Shift from Chemical Equilibrium Use?
 Steam Gasification Reaction: 0.00 %
 Boudouard Reaction: 0.00 %
 Methane Reaction: 0.00 %

Optional Inputs
 Required Inputs: 0 Selected Inputs: 0

	Variable	Set ?	Value	Units
1	Equivalence Ratio	<input type="checkbox"/>	20.70	%
2	Steam/Carbon Ratio	<input type="checkbox"/>	0.1350	mol/mol
3	Carbon Conversion	<input type="checkbox"/>	75.76	%
4	Gasification Temperature	<input type="checkbox"/>	661.98	°C

Efficiency
 Cold Gas Eff. on LHV Basis: 69.14 %
 Cold Gas Eff. on HHV Basis: 70.65 %
 Hot Gas Eff. on LHV Basis: 77.03 %
 Hot Gas Eff. on HHV Basis: 79.94 %

Operating Pressure: 1.01350 bar
 Heat Losses: 0.00 %
 Volumetric Dry Gas Production Rate (STP): 153.5239 m3/h

Fuente: captura de pantalla propia realizada en el modelo desarrollado.

Figura 15. Composiciones del combustible alimentado al gasificador ingresadas al programa *SuperPro Designer* para el desarrollo del modelo de simulación.

Data	Fuel?	C (%)	H (%)	O (%)	N (%)	S (%)	Ash (%)	HH-V (kcal/kg)
BIOMASS (BG)	<input checked="" type="checkbox"/>	48.80	7.33	36.30	0.00	0.68	6.89	19130.00

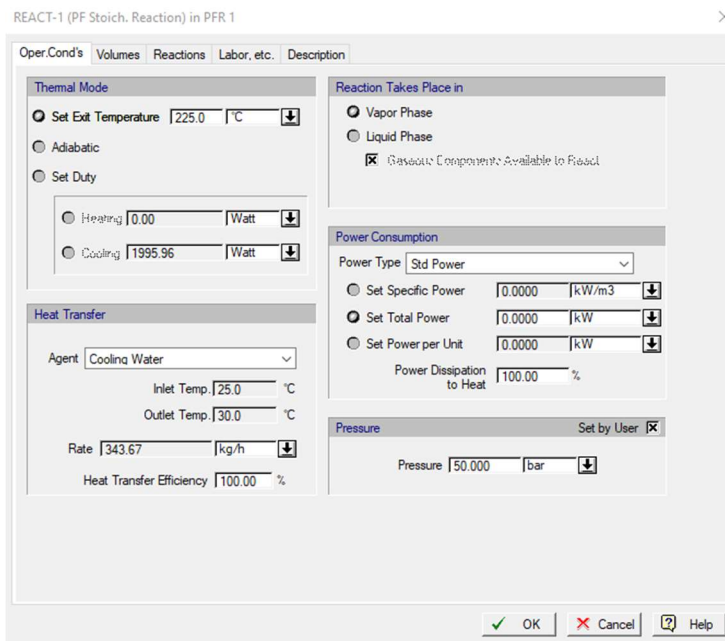
Fuente: captura de pantalla propia realizada en el modelo desarrollado.

Figura 16. Variables varias necesarias para la simulación del gasificador en *SuperPro Designer* para el desarrollo del modelo de simulación.

	Variable	Units	Is Initial Guess Set?	Initial Guess	Final Solution
1	Equivalence Ratio	%	<input type="checkbox"/>	0.00	20.70
2	Steam/Carbon Ratio	mol/mol	<input type="checkbox"/>	0.0000	0.1350
3	Product CO2	mol %	<input checked="" type="checkbox"/>	10.0000	18.4294
4	Product CO	mol %	<input checked="" type="checkbox"/>	30.0000	29.3932
5	Product H2	mol %	<input checked="" type="checkbox"/>	30.0000	36.5517
6	Product CH4	mol %	<input checked="" type="checkbox"/>	1.0000	2.7187
7	Product H2O	mol %	<input type="checkbox"/>	29.0000	12.8973
8	Lambda of C	none	<input type="checkbox"/>	0	0
9	Lambda of H	none	<input type="checkbox"/>	0	0
10	Lambda of O	none	<input type="checkbox"/>	0	0
11	Gasification Temperature	°C	<input checked="" type="checkbox"/>	800.00	661.98

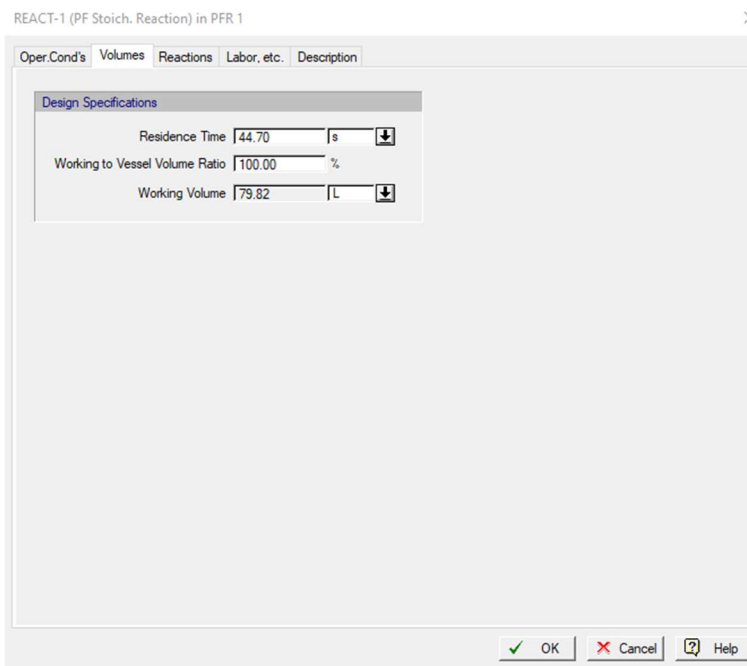
Fuente: captura de pantalla propia realizada en el modelo desarrollado.

Figura 17. Condiciones de operación ingresadas para el PFR en el *SuperPro Designer* para el desarrollo del modelo de simulación



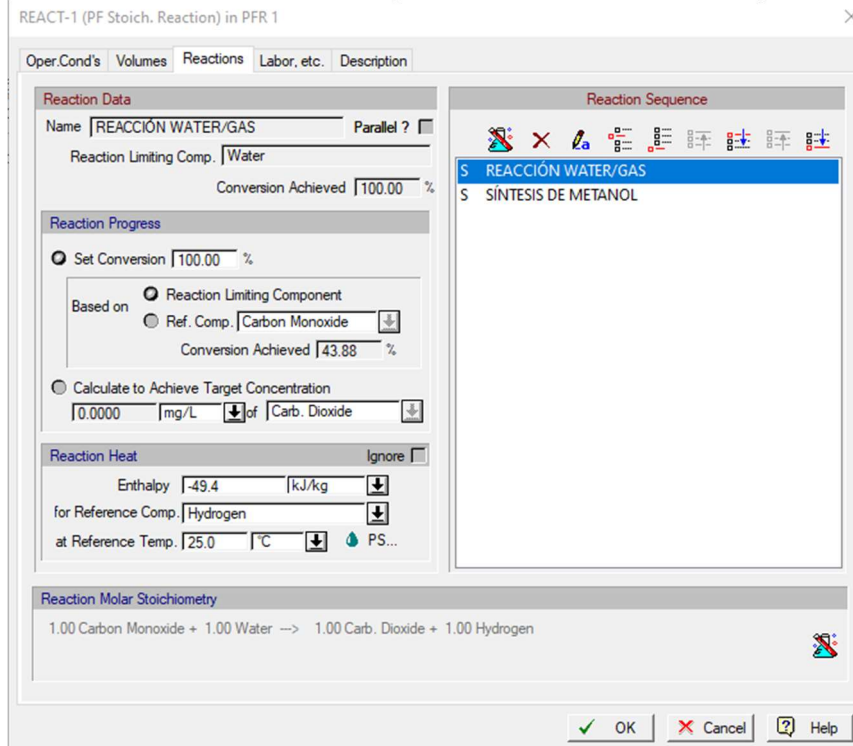
Fuente: captura de pantalla propia realizada en el modelo desarrollado.

Figura 18. Tiempo de residencia ingresado para el reactor PFR en *SuperPro Designer* para el desarrollo del modelo de simulación



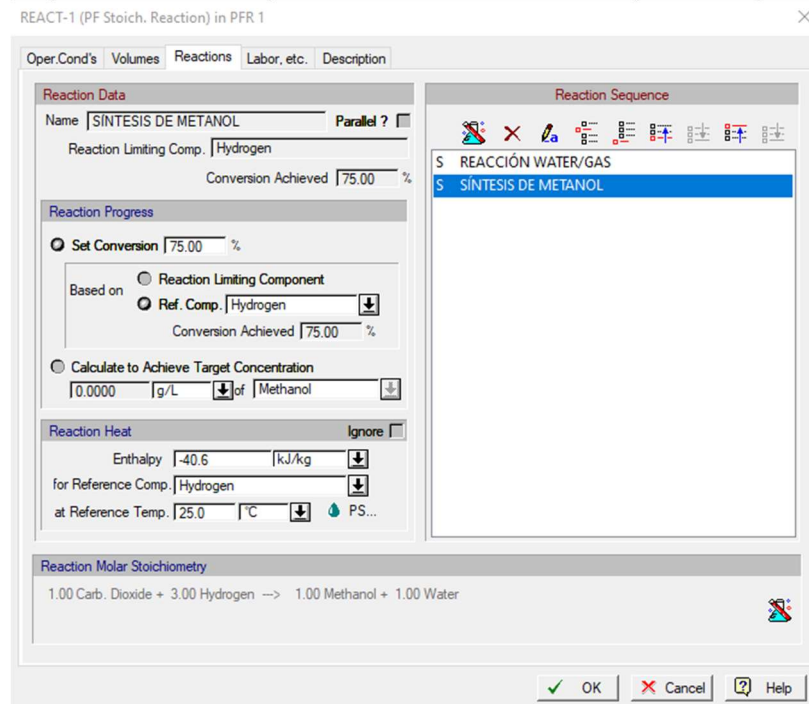
Fuente: captura de pantalla propia realizada en el modelo desarrollado.

Figura 19. Reacción 1 de síntesis de metanol ingresada al reactor PFR simulado en *SuperPro Designer*.



Fuente: captura de pantalla propia realizada en el modelo desarrollado.

Figura 20. Reacción 2 ingresada al reactor PFR simulado en *SuperPro Designer*.



Fuente: captura de pantalla propia realizada en el modelo desarrollado.

- iv. Se llevaron a cabo 14 versiones diferentes del simulador. Se guardaron las versiones por aparte, para tener una mejor trazabilidad de los avances y de los errores que se podían cometer al parametrizar el modelo. De esta forma, se pudieron detectar errores con mayor facilidad y regresar a versiones anteriores de ser necesario, para poder concluir la elaboración del modelo de simulación.

- v. Para ingresar las operaciones unitarias en la interfaz del programa, se debe elegir la opción *Unit Procedures*, y posteriormente arrastrar la operación a simular en el área de edición (de fondo blanco) del programa. Para conectar las operaciones unitarias entre sí, se presiona el botón *Connect mode*, y se unen las operaciones seleccionando la entrada y la salida de las operaciones a enlazar.

- vi. Cada operación unitaria fue parametrizada acorde a los dimensionamientos realizados. Para realizarlo, se presionó doble click izquierdo sobre la operación a simular, y se ingresaron los valores de las variables que cada operación requiere para su modelación. Cuando había una consulta específica de la operación a simular, se presionaba el botón F1, estando dentro de la ventana de parametrización de la operación.

- vii. Para comprobar el funcionamiento de cada una de las versiones, se presiona el ícono de la parte superior del programa *Run mass and energy balances*. De esta forma, el programa desplegó en la parte inferior de su interfaz los errores que se tendrían que subsanar.

- viii. Tras comprobar que todas las operaciones estuvieran bien parametrizadas, se obtuvieron las Figuras 26 y 27 de la sección de Resultados. En la misma se puede revisar cómo quedó parametrizado el modelo de simulación de la planta de producción de biometanol en su última versión (14).

- ix. Tras correr la función de resolución de balances de masa y energía satisfactoriamente, se procedió a parametrizar los criterios para el análisis económico preliminar llevado a cabo por el simulador. Los costos de cada equipo pueden ser añadidos dándole click derecho a una operación unitaria y seleccionando *Equipment Data*. La ventana desplegada tiene la opción de ingresar el costo del equipo, la cantidad de operarios necesaria y la potencia consumida. Los parámetros ingresados por equipo se pueden consultar en el Cuadro 69 de la sección de Datos Intermedios en Anexos. La parametrización de las variables económicas se presenta a continuación.

Figura 21. Parámetros de temporalidad ingresados para el análisis económico preliminar llevado a cabo por *SuperPro Designer*.

Economic Evaluation Parameters for Entire Project

Time Valuation | **Financing** | Production Level | Misc.

Time Parameters

Year of Analysis: 2021

Year Construction Starts: 2022

Construction Period: 30 months

Startup Period: 4 months

Project Lifetime: 25 years

Inflation (to update equip. cost): 4.00 %

NPV Interest

Low: 3.00 %

Medium: 3.00 %

High: 3.00 %

Aceptar | Cancelar | Ayuda

Fuente: captura de pantalla propia realizada en el modelo desarrollado.

Figura 22. Parámetros de forma de financiamiento para el análisis económico preliminar llevado a cabo por *SuperPro Designer*.

Economic Evaluation Parameters for Entire Project

Time Valuation | **Financing** | Production Level | Misc.

Project Financing

	Debt %	Loan Period (Years)	Loan Interest %
DFC	100.00	10.0	6.32
Working Capital	0.00	6.0	12.00
Up Front R&D	0.00	6.0	12.00
Up Front Royalties	0.00	6.0	12.00

DFC Outlay

1st Year: 100.00 % DFC

2nd Year: 0.00 % DFC

3rd Year: 0.00 % DFC

4th Year: 0.00 % DFC

5th Year: 0.00 % DFC

Depreciation

Calculation Method:

- Straight Line
- Declining Balance
- Sum-Of-The-Years-Digit

Depreciation Period: 10 years

Salvage Value: 5.00 % DFC

Is Depreciation Subtracted from Net Profit?

Aceptar | Cancelar | Ayuda

Fuente: captura de pantalla propia realizada en el modelo desarrollado.

Figura 23. Parámetros de deducción de impuestos tomados en cuenta para el análisis económico preliminar llevado a cabo por *SuperPro Designer*.

The image shows a software dialog box titled "Economic Evaluation Parameters for Entire Project" with a close button (X) in the top right corner. The dialog has four tabs: "Time Valuation", "Financing", "Production Level", and "Misc.". The "Misc." tab is selected. Inside the dialog, there are three main sections:

- Income Taxes:** A text input field containing "0.00" followed by a percentage sign (%).
- Advertising and Selling Expenses:** A section with two input fields: "Fixed" with "0.00" and "\$/yr" unit, and "Variable" with "0.00" and "\$/kg MP" unit.
- Running Royalty Expenses:** A section with one input field: "Variable" with "0.00" and "\$/kg MP" unit.

At the bottom of the dialog, there are three buttons: "OK" (with a green checkmark icon), "Cancel" (with a red X icon), and "Help" (with a question mark icon).

Fuente: captura de pantalla propia realizada en el modelo desarrollado.

- x. Posteriormente, se presionó el botón de *Perform Economic Calculations* ubicado a la derecha del botón de *Run mass and energy balances*. De esta forma, el programa corrió los análisis económicos correspondientes, los cuales se puede visualizar por medio de los reportes que se pueden generar a partir del mismo.

- xi. Para obtener los reportes, se presiono la opción *Reports* del menú principal del programa. Al presionarlo, se desplegaron varios reportes que se pueden descargar. Se presionaron los botones de *Materials and Streams* y de *Economic Evaluation*, para obtener los reportes que se pueden consultar en las secciones F. y G. de la sección de Anexos.

E. Proceso de estimación de costo de los equipos dimensionados

- i. Se realizaron una serie de cotizaciones de la mayoría de los equipos seleccionados anteriormente. Se cotizó con fabricantes disponibles a nivel nacional e internacional. Algunos proveedores fueron consultados por medio de www.alibaba.com y otros por medio de www.google.com.
- ii. Se contactaron por lo menos dos posibles empresas por cada equipo. Los criterios de búsqueda y selección de proveedores fueron meramente cualitativos (se consultaron los rankings de confiabilidad y respaldo, para las empresas contactadas por medio de www.alibaba.com). Para el caso específico del PFR se contactaron algunas empresas que son especialistas en la fabricación de reactores y del catalizadores, consultadas en la literatura; estas se pueden consultar en la sección H de los Antecedentes.
- iii. Para los equipos diseñados, se envió la ficha técnica de diseño requerido por correo electrónico, y para los dimensionados, se especificó el requerimiento por medio de la misma plataforma. Se utilizó mi correo electrónico institucional de la UVG y mi correo laboral, para tener un adecuado seguimiento y trazabilidad.
- iv. Además, se contactó a una empresa que brinda el servicio de importación de carga. De esta forma, se pudo obtener el costo de importación desglosado para los equipos contactados en el exterior.
- v. Las cotizaciones obtenidas pueden consultarse en la sección D de los Anexos.
- vi. El resumen de las cotizaciones obtenidas y el nombre del posible proveedor consultado se puede consultar en el Cuadro 56 de la sección de Datos Originales en Anexos. Para los equipos que no fueron cotizados directamente, se utilizaron otras formas de estimación de costo. En el caso de las bombas, válvulas y sopladores, se consultó el estimador de costo de *SuperPro Desinger*. En el caso específico de la torre de absorción se utilizó el *Chemical Engineering Index* del 2018 y la siguiente página web para poder obtener el precio: www.mhhe.com/engcs/chemical/peters/data/ce.html

F. Elaboración del análisis económico

- i. Se calculó el costo de producción tomando en consideración 4 fuentes de costo: mano de obra, costos indirectos de fabricación, costo de materiales y costo de transporte. Se puede consultar el

cálculo 21 para revisar a detalle la elaboración de los mismos. Para el costo de energía eléctrica se consultó al equipo de ventas del Parque Sur, sobre el costo de la energía eléctrica y el agua. Se indicó que se tenía un costo menor de energía pues tenían una tasa preferencial y que el agua no tenía costo siempre y cuando no se sobrepasara el límite de 30 metros cúbicos mensuales.

- ii. Se determinó el costo total de capital fijo, consultando los requerimientos de documentación para un proyecto de estimación de inversión inicial que sirva para determinar la rentabilidad de este, según la clasificación de la AACE (las cuales se pueden revisar en la sección H del Marco teórico). Se optó por un proyecto tipo 4 según esta clasificación ya que este provee suficiente documentación para determinar con certeza si un proyecto es financieramente viable.
- iii. Se utilizaron también los factores para estimación de los montos necesarios involucrados en el montaje de una planta de producción. Estos factores se pueden consultar en la misma sección del Marco Teórico y corresponden a una planta de procesamiento de sólidos y fluidos montada desde cero. El costo total de capital fijo se puede consultar en el Cuadro 32 de la sección de Cálculos de Muestra.
- iv. Se calculó el CPPC (costo promedio ponderado de capital) de la empresa fabricante de combustible en gel. Para obtener la tasa de interés se consultó el portal web de la Superintendencia de Bancos de Guatemala, en donde se resumen las tasas de interés nominales (anuales capitalizadas mensualmente) para diferentes industrias y rangos de monto de préstamo. Se utilizó la tasa de interés nominal para la industria manufacturera en préstamos en dólares para un rango de entre 1 y 5 millones de dólares. Además, el cálculo del CPPC se llevó a cabo tomando en consideración un 100% de financiamiento por medio de préstamo. La tasa de interés efectiva fue calculada utilizando la ecuación (153) de la sección de Cálculos de Muestra.
- v. Este CPPC sirvió para calcular la TMAR (tasa mínima aceptable de retorno), añadiéndole un factor de riesgo y del rendimiento adicional esperado por la empresa. Se utilizaron las ecuaciones (154) y (155) de la sección de cálculos de muestra para obtener ambos valores.
- vi. Posteriormente se utilizó el programa *Microsoft Excel 2016* para poder elaborar los flujos netos de efectivo. Se añadió una columna correspondiente al periodo (año), otra columna correspondiente a los ingresos (se definieron los mismos como el consumo actual de la empresa multiplicado por el precio de compra actual de la empresa) y otras columnas correspondientes a los costos proyectados para la producción del alcohol. La elaboración de estos cálculos puede ser consultado en el cálculo de muestra 23, y el resultado final se puede visualizar en la sección de Resultados.

- vii. Es importante tomar en cuenta que debe existir un ahorro entre el precio de adquisición actual del metanol y los costos de fabricación del mismo para que pueda existir un retorno de inversión. Esto es muy probable ya que el enfoque del proyecto es producir el biometanol para una empresa que actualmente lo compra a otros proveedores, para que esta pueda tener una integración vertical y ser autosuficiente (la empresa tendría el biometanol a costo, y se evitaría el margen del proveedor).

- viii. Luego, se utilizó la función TIR y la función VPN del programa *Microsoft Excel 2016*, para obtener los valores de la tasa interna de retorno y el valor presente neto. Se utilizaron las 26 celdas correspondientes a los flujos netos de efectivo de los años 0 al 25, como argumentos de ambas funciones. Para la función VPN se utilizó como tasa de descuento solamente el factor de riesgo y la rentabilidad adicional deseada ya que el CPPC ya fue tomado en cuenta en la sección de costos financieros de los flujos netos de efectivo.

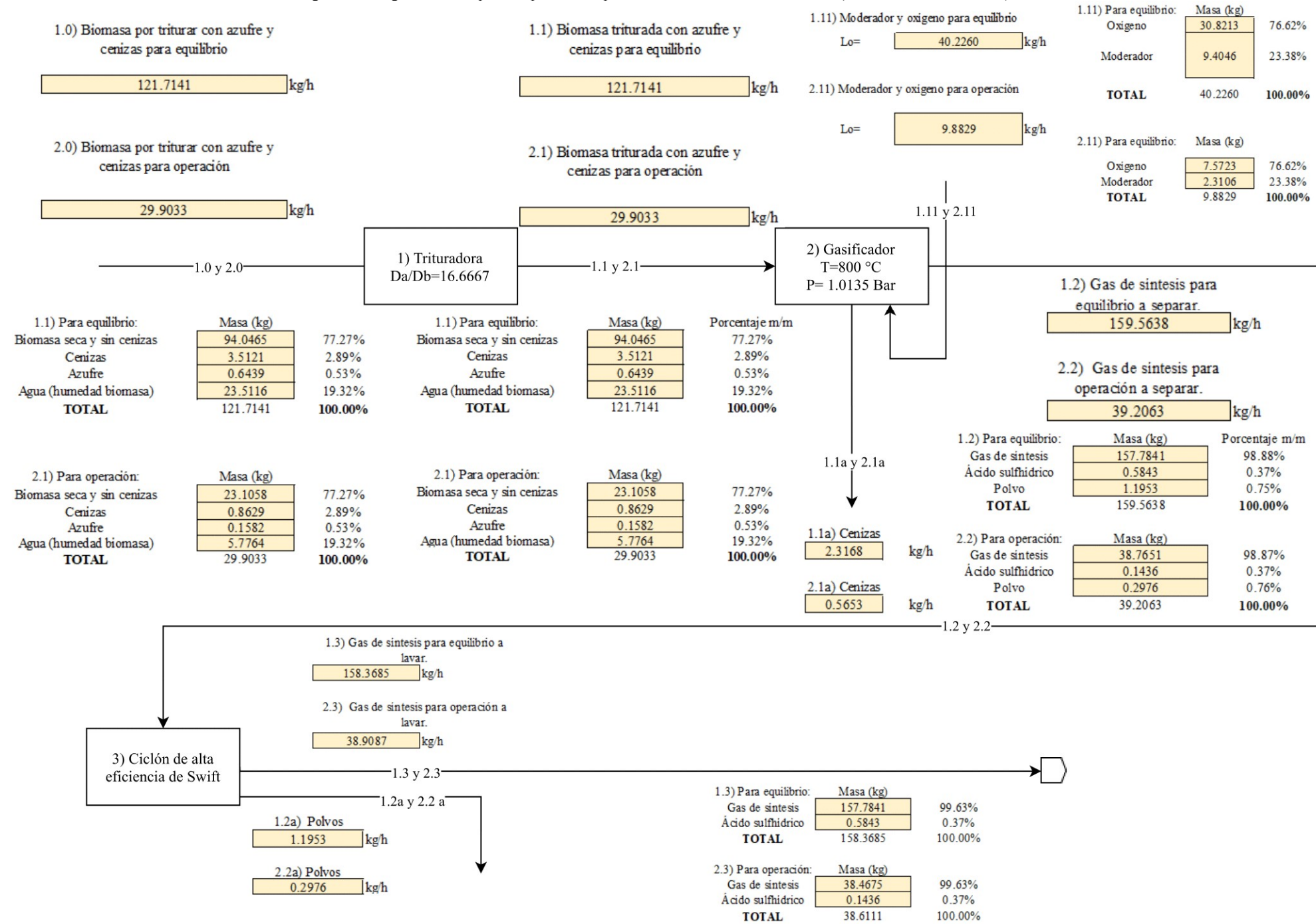
- ix. El periodo simple de recuperación se calculó dividiendo el costo total de capital dentro del ahorro anual por la fabricación de biometanol. En este análisis solamente se consideraron costos de producción, pero no el pago de capital del préstamos ni el pago de intereses.

- x. Se determinó si el proyecto era rentable, verificando si la tasa interna de retorno era mayor que la TMAR menos el CPPC, y verificando que el valor presente neto fuera positivo. Estos resultados se pueden consultar en la sección C de la sección Resultados.

- xi. Se procedió a hacer un análisis de sensibilidad (cuyos flujos netos de efectivo se pueden consultar en la sección H de los Anexos), para determinar el efecto en los tres indicadores de rentabilidad al cambiar los valores de siete variables (costo de transporte, costo de mano de obra, periodo del préstamo, costo total de capital fijo, costo del metanol adquirido, costos indirectos de fabricación y costo de los materiales).

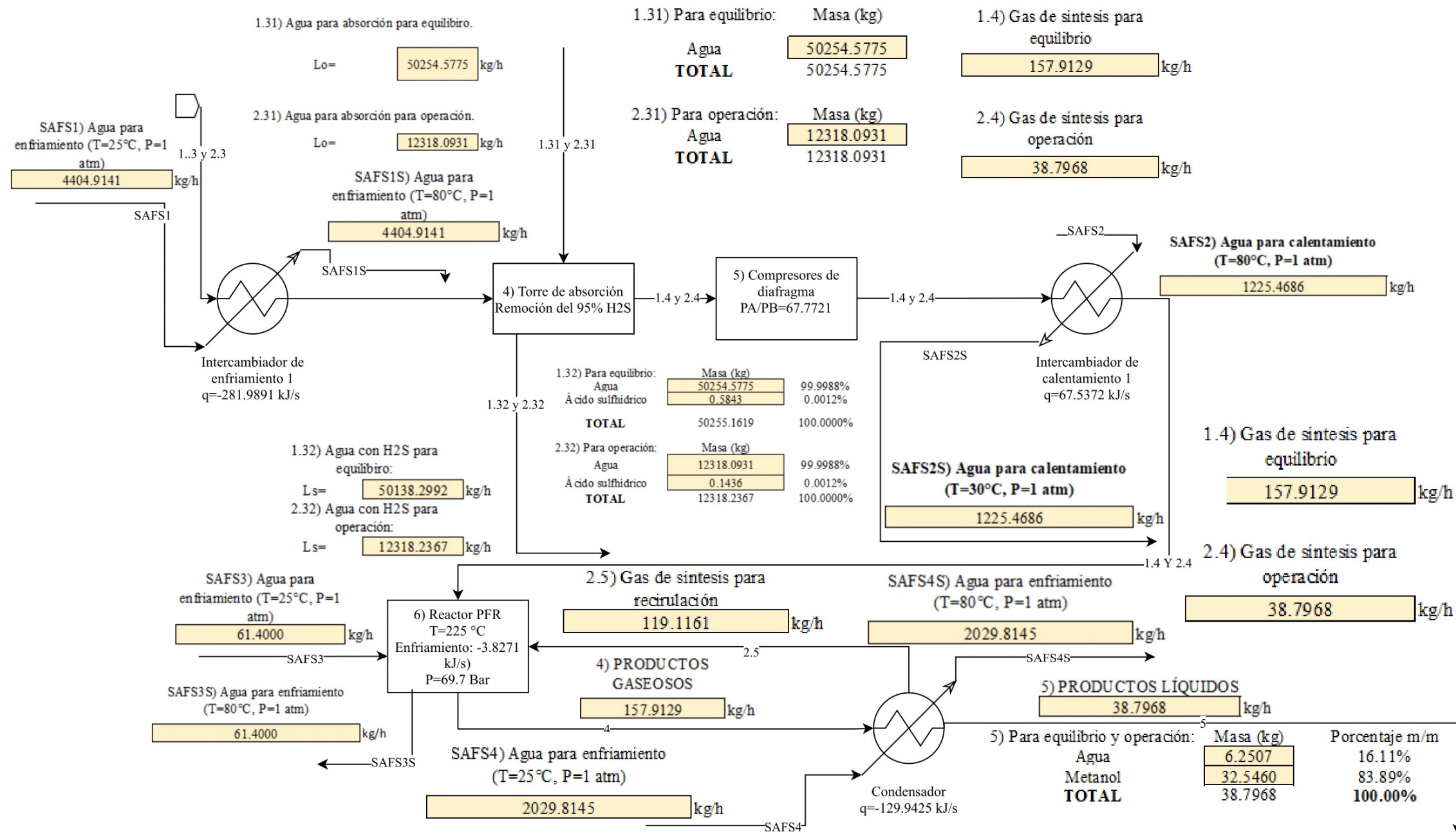
VII. RESULTADOS

Figura 24. Diagrama de bloques del proceso de producción de biometanol analizado (de la trituradora al ciclón).



Las corrientes que tienen 1 hacen referencia a los flujos al arranque necesarios para llegar a equilibrio, y las que tienen 2, a los flujos ya en operación de la planta tras haber llegado a equilibrio. Los porcentajes son m/m.

Figura 25. Diagrama de bloques del proceso de producción de biometanol analizado (del intercambiador de enfriamiento 1 al condensador).



Las corrientes que tienen 1 hacen referencia a los flujos al arranque necesarios para llegar a equilibrio, y las que tienen 2, a los flujos ya en operación de la planta tras haber llegado a equilibrio. Los porcentajes son m/m.

Cuadro 19. Comprobación de balance de masa para las entradas y salidas del proceso al arranque.

Componente	Corriente	Entradas (kg/h)	Salidas (kg/h)
Biomasa seca y sin cenizas	1.0	94.0465	
Cenizas	1.0	3.5121	
Azufre	1.0	0.6439	
Agua (humedad biomasa)	1.0	23.5116	
Oxígeno	1.11	30.8213	
Moderador (Vapor de agua generado por la caldera para llevar a cabo la gasificación a mayores temperaturas)	1.11	9.4046	
Agua absorción	1.31	50254.5775	50254.5775
Agua salida	5		6.2507
Cenizas	1.1a		2.3168
Polvo ciclón	1.2a		1.1953
H ₂ S	1.32		0.5843
Metanol	5		32.5460
Acumulación (recirculación)	2.5		119.1161
TOTAL		50416.5176	50416.5869

Los componentes y las corrientes tienen los mismos nombres que los especificados en el anterior diagrama de bloques. El balance de masa fue realizado de acuerdo con el Cálculo 9 de la sección de Cálculos de Muestra. Las composiciones del metanol y del raquis (Biomasa) pueden ser consultadas en los Cuadros 34 y 40 respectivamente. Se considera una concentración de Oxígeno del 100% pero esto depende de la capacidad de separación del concentrador de oxígeno (en la práctica es importante considerar gases inertes como el nitrógeno).

Cuadro 20. Comprobación de balance de masa para las entradas y salidas del proceso operando en equilibrio.

Componente	Corriente	Entradas (kg/h)	Salidas (kg/h)
Biomasa seca y sin cenizas	2.0	23.1058	
Cenizas	2.0	0.8629	
Azufre	2.0	0.1582	
Agua (humedad biomasa)	2.0	5.7764	
Oxígeno	2.11	7.5723	
Moderador (Vapor de agua generado por la caldera para llevar a cabo la gasificación a mayores temperaturas)	2.11	2.3106	
Agua absorción	2.31	12318.0931	12318.0931
Agua salida	5		6.2507
Cenizas	2.1a		0.5653
Polvo ciclón	2.2a		0.2976
H ₂ S	2.32		0.1436
Metanol	5		32.5460
TOTAL		12357.8793	12357.8963

Los componentes y las corrientes tienen los mismos nombres que los especificados en el anterior diagrama de bloques. El balance de masa fue realizado de acuerdo con el Cálculo 9 y con el 17 de la sección de Cálculos de Muestra. Las composiciones del metanol y del raquis (Biomasa) pueden ser consultadas en los Cuadros 34 y 40 respectivamente. Se considera una concentración de Oxígeno del 100% pero esto depende de la capacidad de separación del concentrador de oxígeno (en la práctica es importante considerar gases inertes como el nitrógeno).

Cuadro 21. Rendimiento y velocidad de producción de la planta de producción de biometanol.

Variable	Valor
Velocidad de producción de la planta	32.5460 kg biometanol/h
Rendimiento de producción al arranque	0.2674 kg metanol/kg biomasa
Rendimiento de producción en operación	1.0884 kg metanol/kg biomasa

La planta opera continuamente. La cantidad de metanol producido corresponde a la base de cálculo especificada por la empresa fabricante de combustible en gel con base en su demanda. Consultar el Cálculo 9 y el 17 de la sección de Cálculos de Muestra.

Cuadro 22. Entradas y salidas de calor en los intercambiadores del proceso.

Intercambiador de calor	Entradas (kW)	Salidas (kW)	Flujo másico del fluido de servicio (kg/h)	Corriente (entrada/salida)
Intercambiador de enfriamiento 1		-281.9891	4,404.9141	SAFS1/SAFS1S
Intercambiador de calentamiento 1	67.5372		1,161.0212	SAFS2/SAFS2S
Intercambiador de enfriamiento del reactor PFR		-3.8271	61.4000	SAFS3/SAFS3S
Condensador		-226.1863	2,029.8145	SAFS4/SAFS4S
TOTAL	65.5372	-415.7587	7,657.1498	-
TOTAL (sistema, se asumen los demás equipos y líneas con operación adiabática)	-348.2215			

El fluido de servicio utilizado es agua para todos los casos. Todas las temperaturas de entrada del fluido de servicio para los intercambiadores de enfriamiento son de 25°C; mientras que las de salida, de 80°C. Para el intercambiador de calentamiento la temperatura de entrada del fluido de servicio es de 80°C, y la de salida de 30°C. Consultar el Cálculo 16 de la Sección de Cálculos de Muestra.

Cuadro 23. Listado de los equipos dimensionados como base técnica del proceso a simular.

Equipo	Clasificación de la operación	Parámetros dimensionados
Reactor PFR	Diseño de reactores	Masa de catalizador necesaria: 265.2132 kg Volumen efectivo del reactor: 0.2229 m ³ Radio reactor: 0.2937 m Largo reactor: 0.8224 m Flujo de fluido de servicio: 0.1372 kg/s de agua a 25°C y 1 atm Temperatura de operación: 225 °C Presión de operación: 69.7 Bar
Compresores	Flujo de fluidos	Potencia de salida necesaria total (del arreglo de compresores): 6.1392 kW Potencia del motor: 10 HP 2 compresores de desplazamiento positivo (o de diafragma hidráulicos) isotérmicos, enfriados con agua, arreglo en serie. Razón de compresión=67.7721
Gasificador	Diseño de reactores	Tipo: Gasificador de lecho fluidizado burbujeante Capacidad máxima: 120 m ³ /h de producción de gas de síntesis. Volumen efectivo: 0.2479 m ³ Altura mínima: 5.8277 m Diámetro mínimo: 0.2327 m Temperatura de operación: 800 °C Presión de operación: 1 atm Oxidante: oxígeno o aire (relación de equivalencia de 0.1 a 0.25) Moderador: vapor de agua a 2 atm y 130 °C

Equipo	Clasificación de la operación	Parámetros dimensionados
Ciclón	Manejo de sólidos	Tipo: alta eficiencia Swift Diámetro de entrada: 0.05898 m Tamaño de partícula a remover: 5 micrómetros
Trituradora	Manejo de sólidos	Tipo: picadora de martillos Potencia de salida necesaria mínima: 5.5915 kW Diámetro de entrada aproximado: 50 mm Diámetro de salida requerido: 3 mm
Torre de absorción	Transferencia de masa	Tipo: empacada Empaque utilizado: Anillos de Rasching de 3/4 de pulgada, cerámicos Diámetro: 0.2379 m, Altura: 5.5700 m
Intercambiador de calor ubicado entre el gasificador y la torre de absorción (Intercambiador de enfriamiento 1)	Transferencia de calor	Calor total por transferir: -281.9891 kJ/s Área de transferencia de calor necesaria: 0.01818 m ² (diámetro externo del tubo interno: 0.1414 m, largo: 0.4038 m), Tipo de intercambiador: tubos concéntricos Flujo de agua de servicio necesaria: 1.2236 kg/s
Intercambiador de calor ubicado entre la torre de absorción y el PFR (Intercambiador de calentamiento 1)	Transferencia de calor	Calor total por transferir: 67.5372 kJ/s Área de transferencia de calor necesaria: 0.007660 m ² (diámetro externo del tubo interno: 0.0731 m, largo: 0.3294 m), Tipo de intercambiador: tubos concéntricos Flujo de agua de servicio necesaria: 0.3225 kg/s
Condensador de flujo de salida del PFR	Transferencia de calor	Calor total por transferir: -129.9425 kJ/s Área de transferencia de calor necesaria: 0.009554 m ² (diámetro externo del tubo interno: 0.0415 m, largo: 0.4153 m), Tipo de intercambiador: tubos concéntricos Flujo de agua de servicio necesaria: 0.5638 kg/s

Los parámetros dimensionados permiten cotizar los equipos adecuadamente. Los valores de este Cuadro fueron obtenidos con los cálculos del 1 al 18 de la sección de Cálculos de Muestra.

Cuadro 24. Listado de equipos auxiliares requeridos para el proceso.

Equipo	Demanda dimensionada (máximo requerimiento)	Capacidad cotizada (para suplir demanda calculada)
Concentrador de oxígeno	12.27 m ³ /h=13.19 m ³ /h de oxígeno al 93% molar	Flujo de producción: 15 m ³ /h a una concentración de por lo menos 93% molar de oxígeno a partir del aire de la atmósfera.
Caldera eléctrica	9.4046 kg/h de vapor sobrecalentado a 2 atm y 130°C	Potencia: 1.5 BHP Producción de vapor: 23.52 kg/h a 1 atm Presión de diseño: 150 PSI
Suavizador de agua	9.4046 kg/h de suavizado de agua	Flujo normal de operación 4 galones por minuto. Caída de presión: 8 psi

La capacidad de estos equipos fue dimensionada de acuerdo al balance de masa especificado en la Figura 24.

Cuadro 25. Listado de instrumentos necesarios para la operación de la planta.

Equipo	Instrumentos requeridos	Manómetros	Termocuplas	Rotámetros
Reactor PFR	Presión: manómetro a la entrada y la salida. Temperatura: termocuplas a lo largo del reactor para monitorear su reacción isotérmica. Flujo volumétrico: rotámetro a la entrada.	2	3	1
Compresor	Presión: manómetro a la entrada y la salida. Temperatura: termocuplas a la entrada y la salida del equipo. Flujo volumétrico: rotámetro a la entrada.	2	2	1
Gasificador	Presión: manómetro a la entrada y la salida. Temperatura: termocuplas a lo largo del reactor. Flujo volumétrico: rotámetro a la entrada.	2	3	1

Equipo	Instrumentos requeridos	Manómetros	Termocuplas	Rotámetros
Ciclón	N/A	0	0	0
Trituradora	N/A	0	0	0
Torre de absorción	<p>Presión: manómetro a la entrada y la salida, de las corrientes gaseosa y líquida.</p> <p>Temperatura: termocuplas a la entrada y salida de la torre de absorción.</p> <p>Flujo volumétrico: rotámetro a la entrada de la corriente gaseosa y a la entrada de la corriente líquida.</p>	4	2	2
Intercambiador de calor ubicado entre el gasificador y la torre de absorción	<p>Temperatura: termocuplas a la entrada y salida del fluido de servicio y del de operación.</p> <p>Flujo volumétrico: rotámetros a la entrada y salida del fluido de servicio y del de operación.</p>	0	4	4
Intercambiador de calor ubicado entre la torre de absorción y el PFR	<p>Temperatura: termocuplas a la entrada y salida del fluido de servicio y del de operación.</p> <p>Flujo volumétrico: rotámetros a la entrada y salida del fluido de servicio y del de operación.</p>	0	4	4
Condensador de flujo de salida del PFR	<p>Temperatura: termocuplas a la entrada y salida del fluido de servicio y del de operación.</p> <p>Flujo volumétrico: rotámetros a la entrada y salida del fluido de servicio y del de operación.</p>	0	4	4
Total manómetros:		10		
Total termocuplas:			22	
Total rotámetros:				17

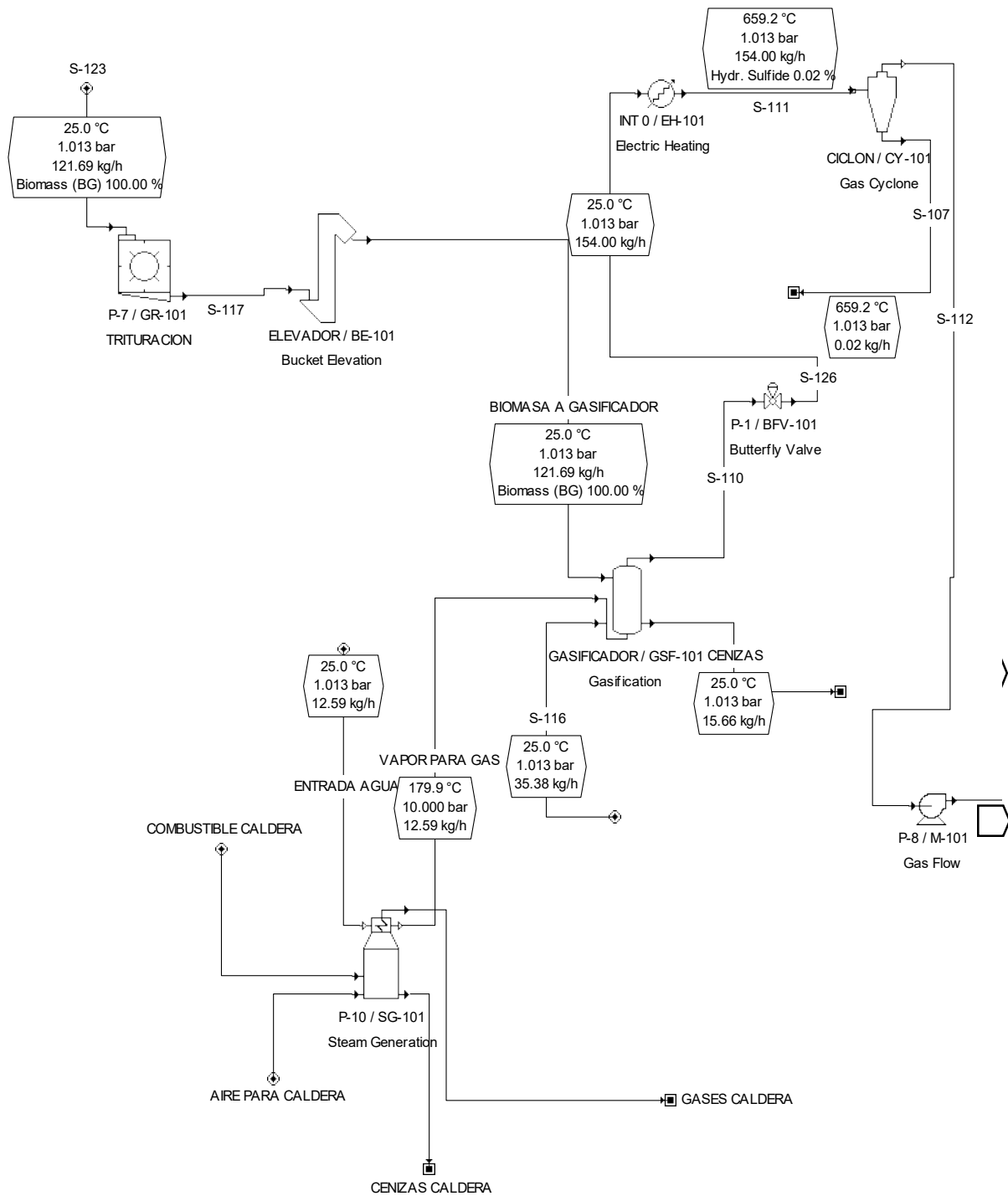
Esta instrumentación corresponde a los equipos principales, para consultar una definición de los diferentes tipos de instrumentos ir a la sección de Glosario.

Cuadro 26. Diámetros y cédulas para las tuberías de cada corriente dimensionada.

Número de corriente	Diámetro nominal tubería (in.)	Tipo de unión	Material	Diámetro interno real (in.)	Diámetro externo real (in.)	Cédula	Presión máxima recomendada (psi)
1.1 y 2.1	2.5	Bridas	Acero al carbono	2.3230	2.8750	80s	4,159
1.11 y 2.11	1.25	Rosca	Acero al carbono	1.2780	1.6600	80s	5,069
1.2 y 2.2	5	Bridas	Acero al carbono	4.8130	5.5630	80s	2,850
1.3 y 2.3	5	Bridas	Acero al carbono	4.8130	5.5630	80s	2,850
1.4 y 2.4	2.5	Bridas	Acero al carbono	2.3230	2.8750	80s	4,159
3	0.375	Rosca	Acero al carbono	0.4230	0.6750	80s	8,140
4	0.5	Rosca	Acero al carbono	0.5460	0.8400	80s	8,140
5	0.125	Rosca	Acero al carbono	0.2150	0.4050	80s	8,140

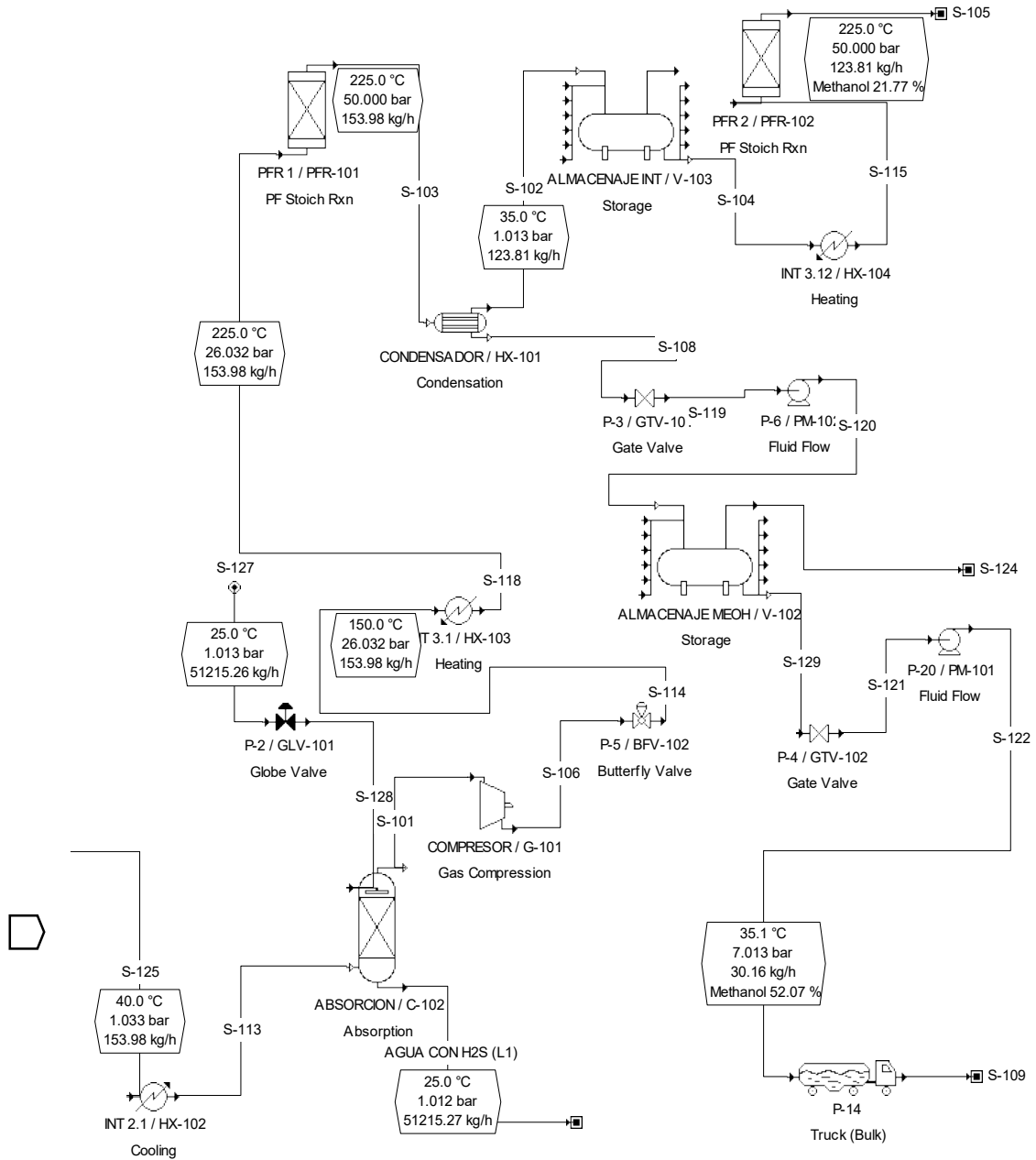
Los tamaños de las tuberías fueron dimensionados fijando una velocidad lineal de flujo de 10 m/s para gases y 1 m/s para líquidos. Consultar el Cálculo 19 de la Sección de Cálculos de Muestra. Se consultó el estándar ANSI/ASME B31.1. La mayor presión dentro del sistema es de 69.7 Bar (equivalentes a 1,010.91 PSI); esto asegura que la tubería seleccionada es apropiada para todo el sistema.

Figura 26. Diagrama de las operaciones simuladas en el programa *SuperPro Designer* (desde la trituration hasta el soplador de entrada a la torre de absorción).



Fuente: captura de pantalla propia realizada en el modelo desarrollado. Para consultar las composiciones y variables de estado de las corrientes especificadas en el diagrama ir al reporte de composiciones de la sección de Anexos.

Figura 27. Diagrama de las operaciones simuladas en el programa *SuperPro Designer* (desde la trituración hasta la torre de absorción hasta a el despacho de metanol).



Fuente: captura de pantalla propia realizada en el modelo desarrollado. Para consultar las composiciones y variables de estado de las corrientes especificadas en el diagrama ir al reporte de composiciones de la sección de Anexos.

Cuadro 27. Listado de válvulas para la operación de la planta, ingresadas al modelo de *SuperPro Designer*.

Corrientes entre las que la válvula está ubicada	Tipo de válvula		
	Válvula de mariposa (Para control de gases)	Válvula de globo (Para control de líquidos)	Válvula de compuerta (Para cerrar o abrir el paso absolutamente)
S110-S126	1		
S-127-S128		1	
S106-S114	1		
S108-S119			1
S129-S121			1
Total	2	1	2

Estas válvulas corresponden al sistema de tuberías del proceso mas no al de los servicios auxiliares. Para consultar una definición más amplia de las válvulas elegidas, consultar la sección de Glosario.

Cuadro 28. Tipos de equipos de flujo de fluidos ingresadas al modelo de simulación de *SuperPro Designer*.

Código dentro del programa	Tipo de equipo	Justificación
P-8	Soplador centrífugo apropiado para bombeo de inflamables	El soplador es utilizado cuando se desea transportar un gas a presiones no mayores de 2 atmósferas (es decir, no es necesario comprimirlo).
P-6	Bomba centrífuga apropiada para bombeo de líquidos inflamables o bomba neumática de doble diafragma	La bomba se utilizará para alimentar un tanque de almacenamiento, por lo que no se necesita una bomba que opere a presiones elevadas. Se debe tomar en consideración que la bomba no produzca chispa para evitar igniciones (antiexplosiva) y así considerar la seguridad industrial.
P-20	Bomba centrífuga apropiada para bombeo de líquidos inflamables o bomba neumática de doble diafragma	La bomba se utilizará para llenar toneles donde se transportará el solvente, por lo que no se necesita una bomba que opere a presiones elevadas. Se debe tomar en consideración que la bomba no produzca chispa para evitar igniciones (antiexplosiva) y así considerar la seguridad industrial.

Debido a que en esta etapa del diseño del proceso no se cuenta con el plano de tubería e instrumentación ni planos aún, no es posible determinar la cabeza total requerida para las máquinas de transporte de fluidos (no se cuenta con los accesorios ni las diferencias de altura de los diferentes operaciones unitarias). Sin embargo, utilizando criterios de selección de equipo se optó por las máquinas más apropiadas para el sistema. Para consultar una definición más amplia de los equipos elegidos, consultar la sección de Glosario.

Cuadro 29. Montos correspondientes a distintos rubros de inversión para el montaje de la planta de biometanol, calculados por *SuperPro Designer*.

Rubro	Costo (\$)	Costo acumulado (\$)
Costo de los equipos	384,000.00	384,000.00
Instalación de los equipos	328,000.00	712,000.00
Tubería	0.00	462,000.00
Instalación eléctrica	153,000.00	287,000.00
Instrumentación	12,000.00	165,000.00
Planos de construcción y servicios	38,000.00	50,000.00
Preparación del terreno	173,000.00	211,000.00
Servicios auxiliares varios	58,000.00	231,000.00
Total planta física		1,586,000.00
Costos de campo	358,000.00	358,000.00
Ingeniería	860,000.00	860,000.00
Costos directos de planta		2,293,000.00
Utilidad del contratista	115,000.00	115,000.00
Contingencia	344,000.00	344,000.00
Costo de capital fijo		2,637,000.00
Costo de terreno		No especificado
Costo de construcción		No especificado
Costo total de capital fijo (Inversión inicial total)		No especificado

Estos valores fueron obtenidos del reporte de análisis económico preliminar desplegado por el sistema *SuperPro Designer* este se puede consultar con mayor profundidad en la sección de Anexos.

Cuadro 30. Indicadores de rentabilidad calculados para el proyecto, calculados por *SuperPro Designer*.

Indicador de rentabilidad	Valor
Producción de metanol	28,158.25 kg/mes
Costo de producción	\$0.4824/kg biometanol producido
Utilidad marginal	\$0.1376/kg (22.19% es el margen bruto sobre sobre precio de venta)
Periodo simple de recuperación de capital	57.33 años
Tasa interna de retorno	-13.86%
Valor presente neto	-\$5,563,690.00

Estos valores fueron obtenidos del reporte de análisis económico preliminar desplegado por el sistema *SuperPro Designer* este se puede consultar con mayor profundidad en la sección de Anexos.

Cuadro 31. Montos correspondientes a distintos rubros de inversión para el montaje de la planta de biometanol, calculados de forma propia.

Rubro	Costo (\$)	Costo acumulado (\$)
Costo de los equipos	370,901.01	370,901.01
Instalación de los equipos	152,069.41	522,970.43
Tubería	127,960.85	650,931.27
Instalación eléctrica	64,907.68	715,838.95
Instrumentación	67,503.98	783,342.94
Planos de construcción y servicios	113,124.81	896,467.74
Preparación del terreno	55,635.15	952,102.90
Servicios auxiliares varios	191,014.02	1,143,116.92
Total planta física		1,143,116.92
Costos de campo	144,651.39	1,287,768.31
Ingeniería	144,651.39	1,432,419.71
Costos directos de planta		1,432,419.71
Utilidad del contratista	48,217.13	1,480,636.84
Contingencia	144,651.39	1,625,288.23
Costo de capital fijo		1,625,288.23
Costo de terreno		139,398.68
Costo de construcción		434,199.01
Costo total de capital fijo (Inversión inicial total)		2,198,885.93

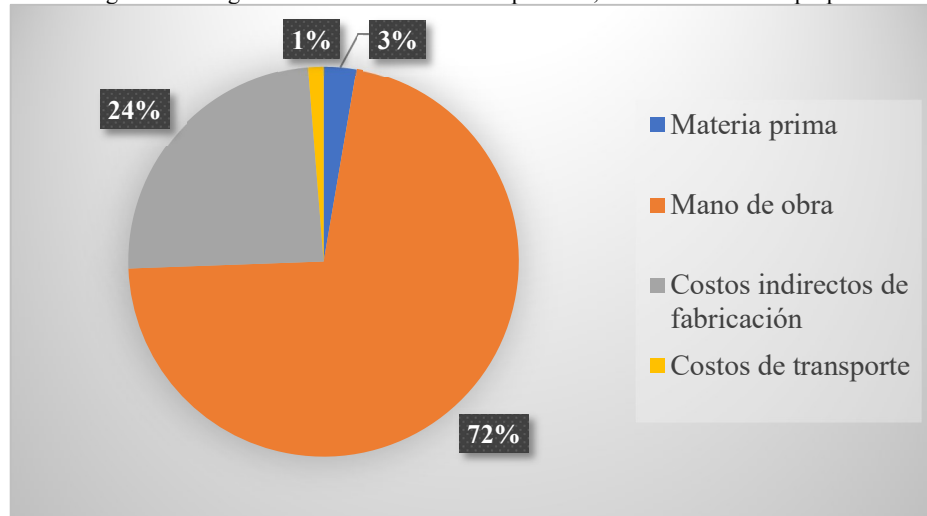
Estos valores fueron calculados con el análisis económico propio, del Cálculo 20 de la sección de Cálculos de Muestra. Para la inversión inicial en instalación eléctrica e instrumentación se tomó en cuenta que las mismas estuvieran aterrizadas para que sean adecuadas para el procesamiento de sólidos y fluidos inflamables, volátiles y/o explosivos multiplicando el factor por 1.4 (también se tomó en consideración lo mismo para obtener un costo de bombas más exacto).

Cuadro 32. Indicadores de rentabilidad calculados para el proyecto, calculados de forma propia.

Indicador de rentabilidad	Valor
Costo de producción	\$0.3252/kg biometanol producido
Utilidad marginal	\$0.2948/kg (47.55% es el margen bruto sobre precio de adquisición actual del metanol)
Tasa mínima aceptable de retorno	9.32% =CPCC (6.32%)+Rentabilidad adicional deseada (2%)+Factor de riesgo (1%)
Periodo simple de recuperación de capital	23.73 años
Tasa interna de retorno	-0.77%
Valor presente neto	-\$1,780,862.99

Estos valores fueron calculados con el análisis económico propio, empleando los Cálculos 21, 22 y 23 de la sección de Cálculos de Muestra.

Figura 28. Desglose del costo del metanol a producir, calculado de forma propia.



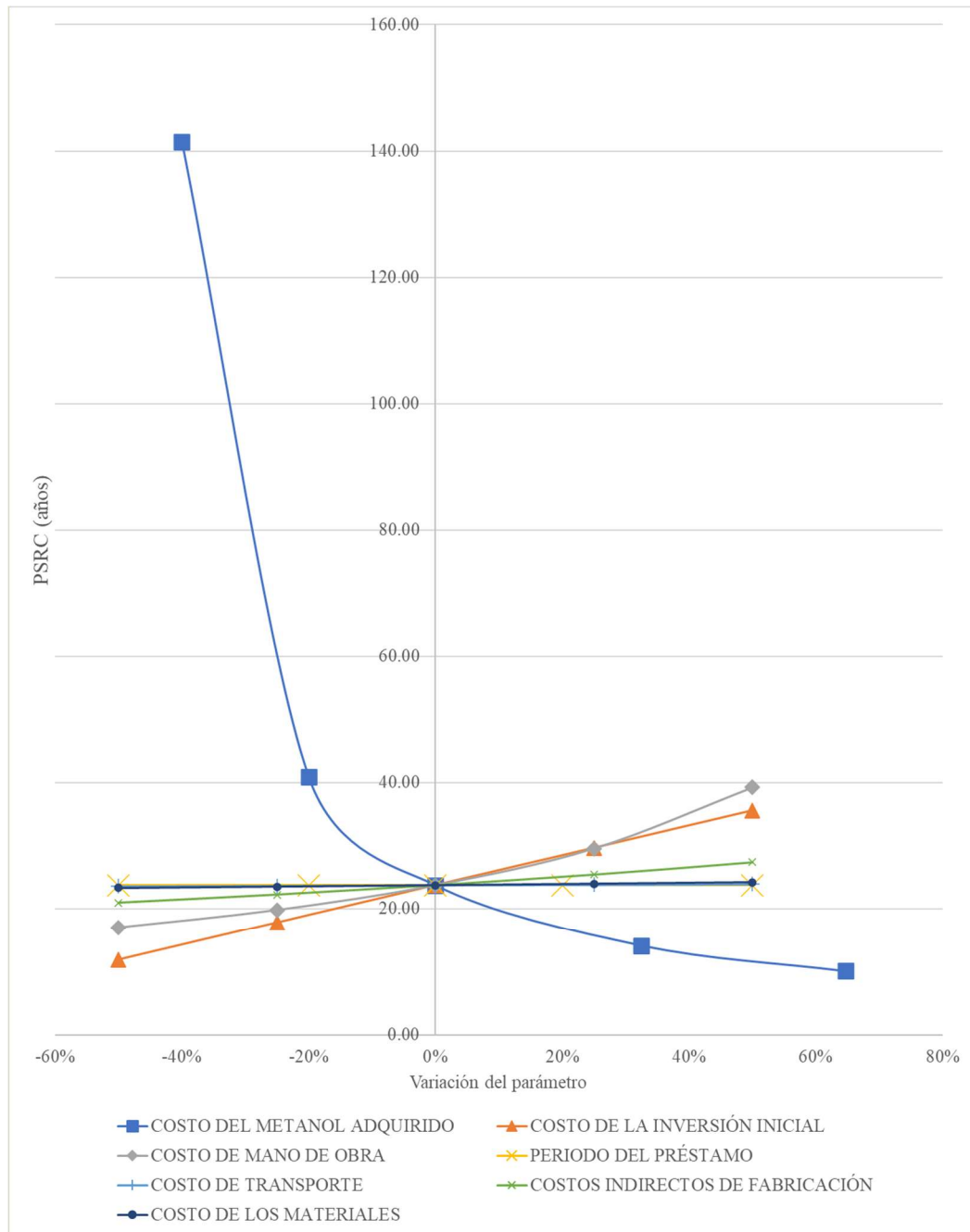
Fuente: elaboración propia. Consultar el Cálculo 21 de la sección de Cálculos de Muestra.

Cuadro 33. Flujos netos de efectivo proyectados para la planta de producción de biometanol, a partir de los cálculos propios.¹

Periodo (año)	Ingresos por venta interna del metanol (\$)	Egresos					Flujo Neto de Efectivo (\$)
		Inversión inicial (\$)	Costos de producción (\$)	Gastos de mantenimiento (\$)	Pago de capital del préstamo (\$)	Pago de intereses bancarios del préstamo (\$)	
0	0.00	2,198,885.93	0.00	0.00	0.00	0.00	-2,198,885.93
1	195,058.86		102,411.79	12,350.92	164,367.07	138,876.60	-222,947.52
2	216,052.95		113,434.31	12,350.92	174,748.12	128,495.55	-212,975.96
3	239,306.61		125,643.19	50,477.95	185,784.81	117,458.86	-240,058.20
4	265,063.05		139,166.10	12,350.92	197,518.55	105,725.12	-189,697.64
5	285,372.54		149,829.19	12,350.92	209,993.37	93,250.30	-180,051.25
6	301,035.26		158,052.59	50,477.95	223,256.07	79,987.60	-210,738.95
7	317,557.65		166,727.34	12,350.92	237,356.41	65,887.26	-164,764.29
8	334,986.86		175,878.21	12,350.92	252,347.30	50,896.37	-156,485.94
9	353,372.68		185,531.32	50,477.95	268,284.98	34,958.69	-185,880.26
10	372,767.61		195,714.24	79,854.91	285,229.24	18,014.43	-206,045.20
11	393,227.04		206,456.06	12,350.92	0.00	0.00	174,420.06
12	414,809.39		217,787.44	50,477.95	0.00	0.00	146,543.99
13	437,576.28		229,740.75	12,350.92	0.00	0.00	195,484.61
14	461,592.75		242,350.11	12,350.92	0.00	0.00	206,891.71
15	486,927.36		255,651.55	50,477.95	0.00	0.00	180,797.85
16	513,652.46		269,683.04	12,350.92	0.00	0.00	231,618.50
17	541,844.38		284,484.64	12,350.92	0.00	0.00	245,008.82
18	571,583.62		300,098.64	50,477.95	0.00	0.00	221,007.03
19	602,955.11		316,569.62	12,350.92	0.00	0.00	274,034.57
20	636,048.42		333,944.60	79,854.91	0.00	0.00	222,248.91
21	670,958.06		352,273.22	117,981.94	0.00	0.00	200,702.91
22	707,783.73		371,607.81	12,350.92	0.00	0.00	323,825.00
23	746,630.59		392,003.58	12,350.92	0.00	0.00	342,276.09
24	787,609.56		413,518.77	50,477.95	0.00	0.00	323,612.83
25	830,837.67		436,214.84	12,350.92	0.00	0.00	382,271.91

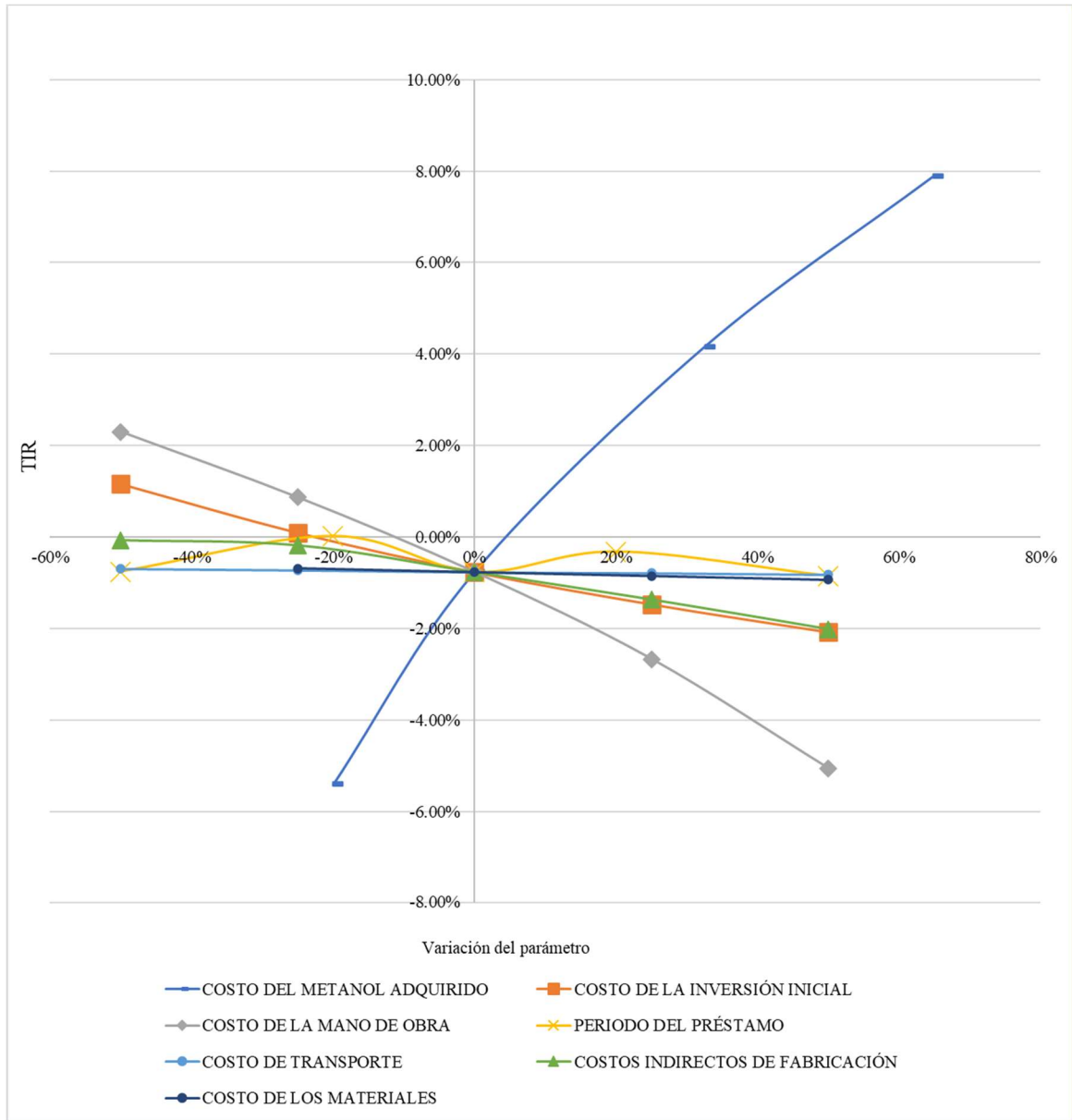
¹ Como se puede revisar en los cálculos de muestra, se optó por un periodo para el préstamo cotizado de 10 años, consultar el Cálculo 23 de la sección de Cálculos de Muestra. La fuente de financiamiento se estableció como un 100% proveniente de préstamo bancario, pues la empresa no cuenta con capital propio asignado para este proyecto aún. Para conseguir un préstamo tendría que acudir a una entidad bancaria y establecer las garantías hipotecarias correspondientes. Esta evaluación financiera, corresponde al rendimiento del proyecto como tal, a partir de la inversión inicial involucrada en su totalidad.

Figura 29. Análisis de sensibilidad para el periodo simple de recuperación de capital (PSRC), a partir de los datos Cuadros 24 y 25.



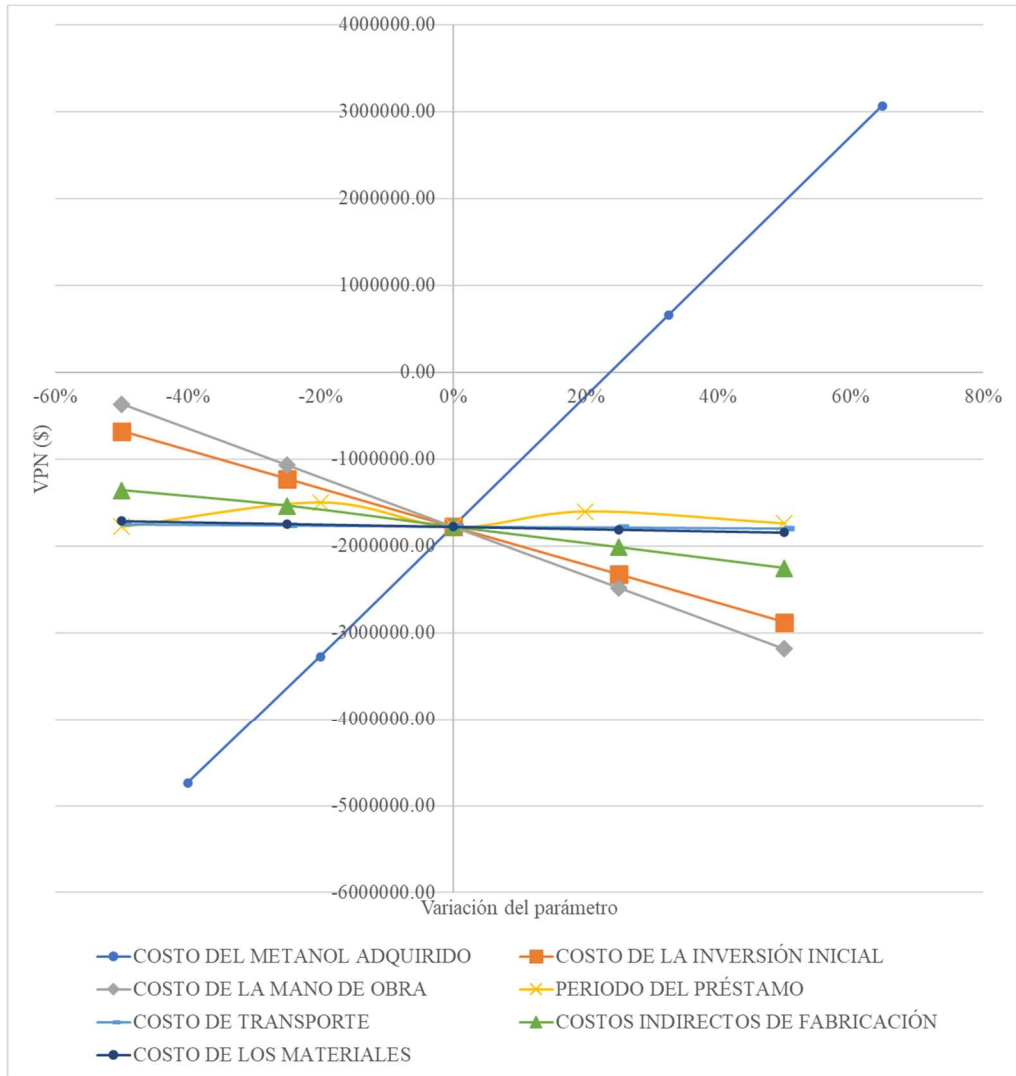
Fuente: elaboración propia. Los indicadores se calcularon de acuerdo con el Cálculo 23 de la sección de Cálculos de Muestra, variando solamente una variable y manteniendo las demás constantes.

Figura 30. Análisis de sensibilidad para la tasa interna de retorno (TIR), a partir de los datos Cuadros 24 y 25.



Fuente: elaboración propia. Los indicadores se calcularon de acuerdo con el Cálculo 23 de la sección de Cálculos de Muestra, variando solamente una variable y manteniendo las demás constantes.

Figura 31. Análisis de sensibilidad para el valor presente neto (VPN), a partir de los datos Cuadros 24 y 25.



Fuente: elaboración propia. Los indicadores se calcularon de acuerdo con el Cálculo 23 de la sección de Cálculos de Muestra, variando solamente una variable y manteniendo las demás constantes.

VIII. DISCUSIÓN

El primer objetivo del trabajo de graduación fue obtener la base técnica del proceso a simular utilizando balances de masa y energía y criterios de selección de equipos. Como se puede observar en los Cuadros 23 y 24, se llevaron a cabo los dimensionamientos de los principales equipos para poder desarrollar el modelo de simulación posteriormente. Para todos los equipos se calcularon los parámetros de operación con la profundidad suficiente para cumplir con los requerimientos técnicos y para poder estimar sus costos adecuadamente. Hay equipos que los proveedores pueden fabricar de forma personalizada a partir de medidas y parámetros de operación específicos, como la torres de absorción y los reactores, y otros equipos que son de catálogo, como los compresores, bombas, trituradoras e intercambiadores de calor. Para los equipos de catálogo, el proceso de dimensionamiento consiste en especificar las propiedades de los flujos de entrada y salida requeridos y/o a especificar una o varias variables de dimensionamiento de los mismos. Además, se llevó a cabo una extensa revisión bibliográfica que también permitió establecer los equipos más apropiados a través de los criterios de selección de equipo correspondientes. A continuación, se analizará la concordancia de los valores calculados y/o especificados para ambos tipos de equipos con respecto a los estándares de la industria. El orden en que se lleva a cabo el análisis corresponde al orden en que se dimensionaron. Todos los diseños y dimensionamientos se realizaron tomando en cuenta el flujo, presión y/o temperaturas máximas requeridos según el balance de masa realizado por el sistema; de esta forma, se aseguró que los equipos funcionaran para la operación del sistema al arranque (mayor demanda y flujos) y ya en equilibrio.

En primer lugar, se llevó a cabo el diseño del reactor PFR de síntesis de metanol. El reactor para la síntesis del biometanol fue elegido de tipo PFR (no CSTR ni STR) por tres razones principales. La primera de ellas fue que para que el proceso de producción sea más rentable se debe trabajar en continuo (descartando al reactor de tipo STR), de esta forma se ahorra en costos de arranque y se disminuyen tiempos muertos en la operación; la segunda razón es que el CSTR presenta mayor dificultad en control de parámetros clave (como la operación isotérmica) y su volumen puede llegar a ser muy grande (lo cual constituye un riesgo por las altas presiones y temperaturas requeridas). La tercera y más importante razón, es que la reacción es de gases por lo que no se puede llevar a cabo en tanques agitados. Este dimensionamiento se realizó de primero para comprender adecuadamente la química detrás del proceso, y para poder determinar la base de cálculo de los equipos que lo anteceden (ya que la base de cálculo con la que se contaba es la demanda de metanol a satisfacer). Se pudo comprobar que el tamaño del reactor PFR era adecuado y concordante con la información disponible en los antecedentes. El volumen efectivo calculado para este equipo fue de 0.2229 m³ con un flujo volumétrico de entrada de 0.007245 m³/s. En la literatura en mención se presenta el diseño de un reactor PFR de 14.25 m³ para un flujo volumétrico de entrada de 1.07 m³/s, esto equivale a un volumen del reactor 64 veces más grande, y un flujo volumétrico 147 veces más grande que los dimensionados para la planta de biometanol analizada en este trabajo de graduación. Si bien, la razón entre 64 y 167 no es exactamente uno (esto implicaría que el peso tiempo calculado para esta trabajo de graduación y el consultado en

la literatura fue el mismo), sí es cercano y bajo el mismo orden de magnitud. Esta variación se puede deber a varios factores. La variación en la densidad del catalizador utilizado, puede causar que al determinar el volumen efectivo para contener la masa de catalizador necesaria exista una diferencia notable pero que no afecta el funcionamiento pues lo que en realidad importa en las reacciones con catalizadores sólidos es que la masa de catalizador sea la calculada para el paso del gas de síntesis a través de los intersticios del mismo. Asimismo, se obtuvo un tiempo de residencia de 31.5372 s, el cual es superior a los 30.7635 s de diseño del reactor. Esto asegura que la velocidad lineal a la que está diseñado el sistema es suficiente para que la reacción se complete. Por su parte, son bastante altos los tiempos de residencia ya que el flujo volumétrico es relativamente bajo y el volumen del reactor es bastante alto. Un aspecto de importancia a tomar en cuenta es que el diseño del reactor PFR se llevó a cabo a partir de la cinética más ampliamente aceptada para modelar la síntesis del metanol (ecuaciones 25 y 26 de la sección de Antecedentes). Como se puede observar en la Figura 6 de la sección de Antecedentes y en la Figura 34 de la sección de datos intermedios, existe concordancia entre la concentración molar de cada sustancia respecto al eje X. En el caso de la Figura 6, el eje X es la distancia axial reducida mientras que en el de la 34, el tiempo; no obstante, ambos valores son directamente proporcionales por lo que el modelo ingresado al software Berkeley Madonna, que se puede consultar en el Cuadro 36 de la sección de Datos originales, corrió exitosamente y permitió obtener los datos necesarios para el diseño del equipo. Además, en la Figura 35 se puede notar que la forma de la curva corresponde a una reacción de este tipo (al no ser una reacción autocatalítica, el inverso de la velocidad de reacción debe ser menor a medida que la concentración es más alta).

Posteriormente, se llevó a cabo un balance de masa para dimensionar el gasificador a partir de la base de cálculo de gas de síntesis necesaria (calculada con anterioridad). Se optó por uno de lecho fluidizado tipo burbujeante, pues según la literatura este es el que mejores rendimientos y mejor relación hidrógeno/monóxido de carbono presenta para la producción de metanol. Asimismo, este reactor permite alimentaciones con tamaño de partícula más grandes y permite una mejor transferencia de calor y de masa. Se utilizó una relación de equivalencia de 0.2, y una relación moderador (vapor de agua)/biomasa base seca de 0.1 kg/kg. Estos dos últimos criterios también corresponden a los parámetros óptimos para la producción de gas de síntesis para la posterior síntesis de metanol. Para el balance mencionado se utilizaron las concentraciones de ceniza, humedad y composición elemental hallados en la literatura. Estos correspondían a raquis de palma africana proveniente de Colombia; en este sentido, se recomienda ahondar en experimentaciones con raquis de palma africana local. Al medir la esfericidad, diámetro de partícula, porosidad y densidades experimentales del raquis triturado disponible localmente se podría tener un dimensionamiento más adecuado para este gasificador. Es importante considerar que el raquis triturado sea lo más homogéneo posible para que se pueda mantener el lecho fluidizado con los mismos parámetros de operación (flujo másico y velocidad mínima de fluidización del vapor de agua y el oxígeno usados para la operación del equipo).

Vale la pena aclarar que si bien la referencia utilizada para el cálculo es adecuada, puede que principalmente existan variaciones entre respecto a la humedad de la biomasa disponible en Guatemala y la de Colombia. Al tener un análisis de humedad correspondiente se podría decidir optar por una operación de secado posterior a la trituración; no obstante, el proveedor del gasificador establece un máximo de 35% de humedad para una operación óptima. Por esta razón, no se considera en este análisis técnico esta operación aún. Sin embargo, según la información del marco teórico, se podría llegar a utilizar un secador rotatorio continuo o uno continuo de lecho fluidizado (estos son de contacto directo, apropiados para sólidos no quebradizos y no susceptibles a descomposición térmica, como el raquis de la palma africana).

Este equipo fue dimensionado utilizando la metodología validada experimentalmente en Brasil y Perú (la cual se puede consultar en la sección de antecedentes). El diámetro mínimo del lecho resultante fue de 0.2327 m y la altura mínima de este fue de 5.8277 m. Por su parte, el volumen de reacción obtenido fue de 0.2479 m³. Se utilizó una metodología de cinética experimental pues los datos de cinética de reacción analíticos son escasos, poco exactos y requieren de programas de simulación muy elaborados. Además, al tener 3 flujos de entrada, en diferentes fases (biomasa sólida, vapor gaseoso y oxígeno gaseoso), se presenta mayor dificultad en el cálculo del flujo volumétrico total entrada. Vale la pena resaltar que para llevar a cabo estos cálculos se utilizaron las mismas variables obtenidas en el balance de masa realizado para este reactor. De esta forma, el dimensionamiento dio como resultado un reactor con dimensiones y condiciones de operación muy similares para los equipos del mismo tipo y capacidad disponibles en el mercado; como se puede observar en el equipo cotizado (en la sección correspondiente en el capítulo de Anexos). El equipo dimensionado y el cotizado tienen un altura similar (5.625 metros para el equipo cotizado), y un diámetro interno parecido. Por su parte, el equipo cotizado requiere un flujo másico de alimentación de biomasa de alrededor de 40 kg/h, mientras que el balance de masa realizado dio como resultado un flujo de biomasa total de 29.75 kg/h. Tanto el equipo cotizado como el dimensionado, están calculados para producir 120 metros cúbicos de gas de síntesis por hora.

Globalmente, su operación es exotérmica, por lo que solamente se requiere aportar calor inicial para superar la energía de activación global (por medio de una cámara de combustión incluida en el equipo); esto implica que los costos indirectos de fabricación para calentar continuamente el equipo son inaplicables. Se utilizó en el modelo de simulación desarrollado posteriormente el método de minimización de energía de Gibbs para la estimación de las concentraciones del gas de síntesis resultante. Como se menciona en la sección de Antecedentes, el número estequiométrico de entrada óptimo para obtener mejores rendimientos para la fabricación de metanol es 2.1; en este sentido, el número estequiométrico obtenido por medio de la corriente de salida del gasificador del modelo de simulación elaborado fue de 0.3308. Como se puede consultar en el Cuadro número 62, las densidades a 225°C y 69.7 Bar (condiciones de operación del reactor PFR) fueron obtenidas corrigiendo por temperatura y presión asumiendo que los gases se comportan con ideales. Esto pudo haber causado que el número estequiométrico calculado fuera bastante menor al óptimo; pero se necesitaría una comprobación experimental para verificar si el gas de síntesis tiene realmente el número estequiométrico adecuado.

Si experimentalmente se llegara a determinar que el número estequiométrico no es cercano a 2.1, se recomendaría analizar la introducción de un reactor intermedio entre el gasificador y la torre de absorción que permita convertir el metano generado en la gasificación en monóxido de carbono e hidrógeno. De esta forma, se podría llegar a aumentar el número estequiométrico para acercarse más al óptimo. Por su parte, otra forma en la que se podrían controlar mejor las concentraciones de entrada al reactor PFR (si llegara a ser necesario según la comprobación experimental) sería experimentar cambiar la razón entre el gas de síntesis fresco y el recirculado del PFR. De esta forma, se podría alimentar más gas de síntesis “fresco” y disminuir la recirculación (o viceversa), esto para cambiar las concentraciones de dióxido de carbono, monóxido de carbono e hidrógeno para operar el reactor PFR con mejores rendimientos. Esta última recomendación se podría llegar a implementar tomando en cuenta que las concentraciones del gas de síntesis “fresco” y el recirculado no son exactamente las mismas, esto debido a que los consumos de estos compuestos reactivos para la síntesis de metanol dentro del reactor no son linealmente proporcionales.

Luego, se llevó a cabo el diseño del ciclón. A partir de información hallada en la literatura, se optó por un ciclón de alta eficiencia tipo Swift. Esto debido a que el fabricante del gasificador dimensionado y cotizado indicó que el tamaño máximo de partícula del polvo producido y suspendido en el gas de síntesis del equipo era menor que 5 micrómetros. Asimismo, a partir de la capacidad máxima de producción del gasificador se utilizó un flujo volumétrico de gas de síntesis máximo de 120 m³/h. El tamaño de partícula y el anterior flujo indican que la selección de equipo fue la más adecuada pues los ciclones de alta eficiencia son más adecuados que los de alta capacidad cuando se requiere separación de partículas muy pequeñas a altas eficiencias con flujos volumétricos bajos.

Posteriormente, se dimensionó la torre de absorción buscando remover un 95% de la concentración de ácido sulfhídrico. Se eligió agua como solvente ya que, a temperatura y presión normal (25 °C y 1 atm), el ácido tiene mejor solubilidad en esta que el dióxido de carbono (como se puede comprobar en los coeficientes de Henry especificados en el Marco Teórico), y a su amplia disponibilidad, bajo costo y baja toxicidad. En este sentido, se puede tomar el sistema como de dos componentes pues los demás componentes del gas son muy poco solubles en agua a esas condiciones (para la absorción de dióxido de carbono se necesitan presiones mayores y temperaturas menores que las de operación utilizadas para el diseño de la torre). La altura de la torre obtenida fue de 5.5700 m y el diámetro de 0.2379 m. Estas medidas sí son manejadas por los proveedores de equipo y entran dentro de los rangos usualmente utilizados para la industria. Se optó por una columna empacada con Anillos de Rasching ya que los mismos permiten mayor transferencia de masa que una columna de platos. Se recomienda analizar si es necesario añadir un sistema de recuperación de solventes (usualmente variando la temperatura para disminuir la solubilidad del soluto), para disminuir la huella hídrica de la planta de fabricación. Esta última sugerencia permitiría reutilizar en esta operación de absorción. Asimismo, si llegara a ser necesario se podría analizar si algún otro solvente puede aumentar la fuerza motriz para la transferencia de masa del gas de síntesis al solvente; como se puede ver en la Figura 37, la curva de equilibrio y la de operación se encuentran muy cerca (aumentando así la cantidad de solvente mínimo requerido para la separación necesaria). Si bien para el proceso de síntesis de biometanol a partir de la biomasa elegida, se obtiene una concentración a nivel de trazas de ácido sulfhídrico, es adecuado dimensionar una torre de absorción que pueda remover adecuadamente hasta flujo de ácido sulfhídrico del 5% m/m en las corrientes de gas síntesis entrantes. Esto permite tener versatilidad en la operación de la planta y poder optar por otras fuentes de biomasa en caso llegaran a surgir alternativas rentables o con mayor disponibilidad ante una eventual escasez del raquis de palma.

Para el dimensionamiento del compresor se puede consultar el Cuadro 65. En el mismo se observa que la caída de presión total fue obtenida a partir del cálculo preliminar de la caída de presión causada por el lecho fijo de catalizador (ubicado dentro del PFR), la caída de presión causada por el cambio de moles (obtenida de los datos de la cinética del software Berkeley Madonna), la presión inicial (atmosférica) y la presión de operación del reactor PFR (máximo de 69.7 Bar). La caída de presión resultante fue de 6,868,700.0000 Pa. El cambio de presión más considerable (aparte del aumento de presión requerido por el proceso) fue la caída de presión por la disminución en el número de moles causado por las reacciones que se llevan a cabo dentro del reactor PFR. Esto concuerda con lo esperado, ya que estequiométricamente se tienen dos moles más en los productos que en los reactivos. Por su parte, la caída de presión correspondiente al lecho fijo de catalizador fue bastante baja (438.5847 Pa) esto indica que es adecuada la relación largo/diámetro utilizada para el cálculo de dimensiones del PFR. Se utilizó la ecuación 22 para su dimensionamiento ya que la compresión se podrá llevar a cabo de forma isotérmica, tomando en cuenta que la relación de compresión es elevada. Se optó por un arreglo en serie de dos compresores de desplazamiento positivo o de diafragma hidráulicos, con operación isotérmica

enfriada con agua. La potencia de salida total de salida del arreglo de compresores debe ser de 6.1392 kW, lo cual implica que el motor debe ser de por lo menos 10 HP. Esto implica que el proveedor debería brindar un equipo con un sistema de refrigeración.

Para el dimensionamiento de la trituradora necesaria se utilizó la Ley de Bond. Vale la pena resaltar que la fuente de biomasa elegida (raquis de palma africana) para el presente análisis fue bastante apropiada pues existe producción de la misma a lo largo del año y no tiene tanta dureza como otras fuentes. Asimismo, se logró garantizar abastecimiento continuo durante todo el año con una empresa procesadora de palma consolidada en el mercado guatemalteco. Con respecto a la palma africana, la literatura presenta al estípite (tronco de la misma) como la fuente que mejor rendimiento para producción de metanol permite alcanzar; sin embargo, en Guatemala la oferta de este subproducto es limitada y estrictamente dependiente del cambio de palmas general en una plantación completa. El hecho que no tenga tanta dureza disminuye en gran medida la potencia de salida necesaria de la trituradora. Utilizando los criterios de selección de equipo establecidos en el marco teórico, se concluyó que una trituradora de impacto presentaba los diámetros de entrada y salida requeridos. Por su parte, para dimensionar la potencia se utilizó la Ley de Bond (como índice se utilizó el de biomasa fibrosa, que es el recurso que más se asemeja a las propiedades físicas del raquis de la palma). La potencia requerida resultó ser de 5.9515 kW, y se logró cotizar un equipo que entrega 15 hp; en este sentido, se cubre la demanda necesaria con un equipo que tiene una baja inversión inicial en comparación a otros tipos de trituradoras para disminuir el tamaño de objetos más duros. Esto permite que no sea necesario operar de forma continua el equipo sino por lotes.

El diagrama de bloques realizado se observa en las Figuras 24 y 25. Cada una de las líneas está claramente identificada y se puede consultar el flujo másico total y las composiciones másicas de cada compuesto. Asimismo, se sintetizan los parámetros de diseño más relevantes de cada equipo en los bloques correspondientes. En los Cuadros 19 y 20, se resumen las entradas y salidas del sistema (con un límite de frontera global) y se comprueba que la suma de ambas es igual tanto para la operación al arranque de la planta como en la operación de la misma tras haber llegado a equilibrio. Es de interés analizar los flujos que se requieren para arrancar la planta, respecto a los flujos ya en operación; se demuestra la importancia en los procesos químicos industriales de recircular los reactivos que no reaccionaron para economizar costos. En este caso, se requiere que el reactor PFR se establezca para poder llegar a recircular el gas de síntesis que no reacciona. Ya que la conversión máxima posible es de alrededor de 40% (consultar Figura 36), se torna económico aprovechar la corriente de reactivos a la entrada del reactor PFR. Esto justifica por qué la operación de la planta se estableció continua. Asimismo, se puede notar que al llegar a operación en equilibrio el rendimiento aumenta de 0.2674 a 1.0884 kg de metanol/kg biomasa. Este último es mayor que uno ya que más allá de la entrada de biomasa, también hay entrada de oxígeno y vapor de agua en la gasificación. Se asume que todo el gas de síntesis se puede llegar a aprovechar para su conversión a metanol; no obstante, se recomienda analizar la implementación de tanques intermedio de almacenamiento de gas de síntesis con diferentes concentraciones y/o la implementación de un sistema que permita versatilidad tanto en las alimentaciones al gasificador como en la relación de recirculación del reactor PFR. Este último sistema permitiría mantener las concentraciones de entrada en el PFR bastante constantes.

Por su parte, se dimensionaron los tres intercambiadores de calor necesarios para el sistema de producción utilizando la estimación de media logarítmica ya que no son intercambiadores de calor con varios pasos sino de tubos concéntricos. Esto simplificó el

dimensionamiento ya que no se necesitó hacerle una corrección a esta media. Las áreas de transferencia de calor requeridas dieron como resultados diámetros externos de tubería interna y largos de intercambiador que permiten su instalación con facilidad en conjunto con el sistema de tuberías. En el Cuadro 22, se puede revisar el balance de energía del sistema completo (asumiendo que todos los demás equipos operan de forma adiabática, exceptuando al PFR que también tiene un sistema de enfriamiento para su operación isotérmica dimensionado previamente). Al sumar las entradas y salidas globales de calor, se obtiene un flujo de calor saliendo del sistema de -348.2215 kW. En este sentido, es recomendable analizar el aprovechamiento de este calor para el precalentamiento de los fluidos de servicio utilizados para calentamiento. Por su parte, se podría utilizar el calor generado en la reacción exotérmica del gasificador para precalentar el agua que se utiliza para calentar el gas de síntesis en el intercambiador de calentamiento 1. De esta forma, se podrían llegar disminuir los costos indirectos de fabricación (principalmente del vapor generador por la caldera eléctrica).

Los equipos auxiliares requeridos en el proceso, se describen en el Cuadro 24. Estos equipos solamente fueron dimensionados a partir de los balances de masa realizados para el gasificador y de los análisis fisicoquímicos del agua disponible en el parque industrial en donde se analiza ubicar la planta de producción. Se optó por un concentrador de oxígeno ya que, si bien el costo del equipo es elevado, es más económico que comprar oxígeno a un proveedor local. Esto se da por dos razones principales: la inversión en un tanque de oxígeno licuado de gran tamaño es bastante elevada y a que el costo del oxígeno en el mercado no hace viable la fabricación rentable de biometanol. El equipo elegido concentra hasta 15 m³/h de oxígeno al 93% molar, lo cual satisface la demanda máxima de oxígeno del sistema. Asimismo, se eligió una caldera eléctrica ya que la demanda de vapor del gasificador es muy baja para optar por una caldera pirotubular de combustión interna. Su producción máxima de vapor es de hasta 23.52 kg/h a las condiciones requeridas en el gasificador, lo cual supera en holgadamente la demanda al arranque del proceso de 9.4046 kg/h. El suavizador de agua también satisface los requerimientos, pues puede suavizar el agua a las concentraciones requeridas por la caldera con los flujos volumétricos necesarios. Por las cantidades de agua caliente que sale del sistema, podría llegar a ser necesario introducir una torre de enfriamiento para poder enfriar y reutilizar la misma. Esta no se consideró para el presente análisis técnico ya que es probable que el agua caliente que sale del sistema pueda llegar a enfriarse casi en su totalidad por medio de intercambio de precalentamiento de otros servicios auxiliares, la necesidad de la implementación de la misma se podría determinar por medio de un análisis termodinámico exergético más profundo del proceso.

No fue necesario el dimensionamiento de una torre de destilación ya que tras condensar los productos gaseosos del PFR en el condensador dimensionado, la concentración del metanol es de 83.89 % m/m (el otro 16.11% es agua). Esto excede la concentración que actualmente la empresa fabricante combustible en gel requiere del alcohol (70%); en todo caso se pueden adecuar las formulaciones, aumentando la cantidad de agua requerida para el proceso de fabricación del combustible.

El segundo objetivo específico de este trabajo de graduación fue el desarrollar un modelo de simulación del proceso de producción de biometanol a partir de biomasa, por medio de software computacional, para la obtención de los parámetros necesarios para un posterior análisis económico. Se cumplió este objetivo a través de la elaboración de un modelo de simulación en SuperPro Designer. Como se puede observar en la sección de anexos, se ingresaron los parámetros de operación y dimensionamientos de los equipos, a partir de los resultados que anteceden a los de este objetivo. Algunas de las dificultades que surgieron en el modelado para poder representar la operación de la planta de manera realista fueron la ausencia de calderas de generación eléctricas,

una discrepancia teórica en la temperatura de salida del gasificador, la imposibilidad de ingresar la cinética utilizada para el dimensionamiento del reactor PFR para la reacción a simular y la imposibilidad de añadir la recirculación del gas de síntesis que no reaccionó a la entrada del PFR.

En primer punto, para representar la operación de la caldera eléctrica, se insertó una caldera de combustión de biodiesel con la capacidad de generación de vapor en las condiciones necesarias para el gasificador. El costo del biodiesel consumido se estableció de forma que no alterara los costos indirectos de fabricación no correspondiendo a la verdadera operación de la planta a simular. Por su parte, a la salida del gasificador modelado se colocó un intercambiador no dimensionado previamente (BH-101) para elevar la temperatura del gas de síntesis de salida a 800 °C (la temperatura de operación aproximada del reactor). Para evitar variaciones incongruentes de la inversión inicial se parametrizó este equipo con un costo cero.

Por su parte, para el modelado del PFR diseñado con anterioridad, se procedió a insertar una operación de reactor PFR con reacciones estequiométricas irreversibles. Si bien se ingresaron las dos ecuaciones que intervienen en la producción de metanol a partir de gas de síntesis, con sus respectivas entalpías de reacción, no se pudo modelar la cinética de forma adecuada. Al modelar las reacciones como irreversibles, se agotaron los reactivos limitantes con demasiada rapidez; esto ocasionó que fuera inviable para el simulador utilizado insertar una recirculación a la salida del condensador HK-101 en dirección a la entrada del reactor PFR 101. Por estas razones, se procedió a ingresar un tanque de almacenamiento intermedio (V-103), otro intercambiador de calor (HK-104) y reactor PFR con los mismos parámetros de reacción (PFR 102) para procesar el gas de síntesis no reaccionado. Esto permitió incrementar y asemejar la producción de la planta a la dimensionada previamente.

Otras variaciones en los parámetros de operación que originó el no poder modelar la recirculación a cabalidad, fue que se tuvieron que mantener las corrientes de ingreso al sistema (biomasa, oxígeno y vapor de agua) correspondientes a los valores de la planta operando al arranque. Esto aumentó considerable el costo de los materiales. Sin embargo, se ingresaron los parámetros económicos al programa de simulación acorde a los costos de mano de obra y costos de energía eléctrica, cotizados en el parque industrial en donde se analiza instalar la planta de este alcohol. Para obtener los parámetros económicos que permitieran llevar a cabo un análisis económico del proyecto también se procedió a añadir el costo de compra de cada equipo (para los equipos cotizados), la potencia de consumo de cada equipo (para los equipos cotizados) y los operarios necesarios por equipo (para los equipos en general). El haber llevado a cabo el dimensionamiento y cotización de los equipos principales permitió elevar el nivel de confiabilidad de los parámetros económicos que pudiera llegar a desplegar el software utilizado para la simulación. También se introdujo el costo de compra de la materia prima y el precio de venta. Se fijó el precio de venta como el precio al que la empresa que analiza este proyecto compra el alcohol de interés a sus proveedores actualmente. De esta forma, se pudo modelar el ahorro marginal proyectado respecto a la situación actual de la empresa si el proyecto se llegara a implementar.

Como se puede consultar en los Cuadros 29 y 30, al correr la simulación se obtuvo una producción anual de metanol de 337,899 kg (equivalente a 28,158.25 kg mensuales) con un costo de producción de \$0.4617/kg. Una de las principales razones por las que el costo de producción desplegado por el modelo es mayor que el calculado posteriormente es la sobreestimación que tiene el modelo en los costos indirectos de fabricación (específicamente la potencia eléctrica consumida por unidad de tiempo). La variación entre la cantidad de metanol establecida como base de cálculo de los equipos dimensionados con anterioridad (23,758.59 kg mensuales) se debe

a los ajustes explicados para poder modelar el reactor PFR de la forma más realista posible. Asimismo, el costo total de los equipos según SuperPro Designer fue de \$384,000, y el costo total de capital fijo estimado fue de \$2,637,000.00. Preliminarmente, el simulador pudo calcular el valor presente neto y la tasa interna de retorno del proyecto; los valores obtenidos fueron de -\$5,563,690.00 y de -13.86% respectivamente. Esto puede ser analizado ya como indicadores de rentabilidad que nos permiten concluir respecto al objetivo específico número 3; sin embargo, se optó por llevar a cabo un análisis económico adicional con métodos convencionales para obtener resultados más concluyentes y representativos. Algunas de las razones por las que se decidió llevar a cabo análisis económicos posteriores a los ya obtenidos son las siguientes: generalización de los factores a utilizar para la estimación del costo los diversos detalles involucrados en el montaje de una planta de producción e la imposibilidad de ingresar un costo del terreno y del metro cuadrado de construcción (con los valores correspondientes a la industria inmobiliaria de Guatemala).

El tercer objetivo consistió en llevar a cabo un análisis económico con tres indicadores de rentabilidad: periodo simple de recuperación de capital, tasa interna de retorno y valor presente neto. Del cumplimiento del objetivo 1 y 2, se obtuvieron los parámetros económicos necesarios para llevar a cabo el análisis a profundidad. Los equipos principales fueron dimensionados cotizados con posibles proveedores. Por su parte, se obtuvo el costo estimado de los equipos secundarios por medio de otras fuentes de estimación (por ejemplo, las bombas, el soplador, los intercambiadores de calor y las válvulas fueron cotizadas con el estimador del modelo de simulación desarrollado). En el Marco Teórico se describen los tipos de análisis económicos para estimación de costo. Además, en la sección de antecedentes se hace referencia a una estimación inicial preliminar realizada con estimadores del Manual del Ingeniero Químico de Perry.

La estimación preliminar de los Antecedentes se puede clasificar como tipo 5, ya que solo permite conocer los órdenes de magnitud en los que se encuentra la inversión inicial para un proyecto, mas no se puede usar como referencia para concluir sobre la factibilidad económica del mismo. Vale la pena tomar en cuenta que esta estimación tiene un rango de aplicación para plantas de fabricación de metanol mucho más grandes y que utilizan gas natural como materia prima (no biomasa). En este sentido, se puede usar como una referencia, pero no como un indicador concluyente. El tipo de estudio elegido para la estimación de costos y rentabilidad según la clasificación de la AACE adecuado para cumplir este objetivo es el tipo 4. El mismo también es llamado como estudio de factibilidad (o prefactibilidad económica), y requiere un 15% de documentación desarrollada para estimar con un rango de exactitud de entre -30 y 50% la inversión inicial y los costos involucrados. Este es el tipo más adecuado ya que permite tener certeza en la rentabilidad de un proyecto. Si este estudio económico tipo 4 llegara a tener resultados de rentabilidad satisfactorios, se recomendaría seguir con los estudios tipo 3, 2 y 1 para tener una mejor planificación del proyecto; no obstante, si no se considerara rentable no se recomienda proseguir (por lo que los diagramas de tubería e instrumentación, planos y cotizaciones mucho más detalladas no se desarrollan en este tipo de estudio para no trabajarlos sin que lleguen a utilizarse).

Un aspecto importante a considerar en el análisis económico realizado es que los antecedentes indican que las plantas de biometanol son afectas al fenómeno de economía de escala. Según la fuente consultada en la sección de Antecedentes, para la década de los ochenta se consideraba que el mínimo para que una planta de biometanol opere con una rentabilidad aceptable es produciendo 300,000 toneladas métricas anualmente. No obstante, esta estimación corresponde a una década en la que la tecnología de los equipos estaba menos desarrollada y a países desarrollados con diferentes costos indirectos de fabricación (y menor disponibilidad de biomasa a bajo costo por su desaprovechamiento).

En este sentido, se llevaron a cabo los cálculos correspondientes para obtener el costo de producción del biometanol y así determinar la rentabilidad del proyecto, dando como resultado \$0.3252 por kg producido. Esto representa un margen bruto sobre el precio de venta de 47.55%. Al comparar este margen con el margen promedio de los últimos cuatro años de dos empresas líderes en la producción de metanol (el cual se puede consultar en la sección de Antecedentes), se puede concluir que los costos de producción sí son competitivos pues se obtuvo un margen mayor que el 28.83% y el 15.56% de las empresas en mención. En este sentido, a nivel de costos de producción que el proyecto sí puede llegar a tener una operación rentable. Vale la pena tomar en cuenta que para los cálculos de los indicadores de rentabilidad se utilizó el margen bruto de operación (y no el neto) pues los gastos operativos de esta planta son mínimos, considerando que es una planta que físicamente se encontraría en otra ubicación pero que formaría parte legal y contablemente de la empresa de fabricación de combustible en gel. Asimismo, no se consideraron deducciones fiscales pues la empresa incluiría esta fabricación de biometanol en sus costos de producción y no tiene proyectado llegar a venderlo a clientes externos.

Con este costo de producción se calcularon los flujos netos de efectivo a 25 años. La inversión inicial para la compra de los equipos fue de \$358,901.01, mientras que el costo total de capital fijo (incluyendo costo del terreno y la construcción cotizados) fue de \$2,198,885.93. El costo de los equipos fue bastante similar a lo proyectado por SuperPro Designer ya que la mayoría de los equipos en el modelo de simulación pudieron parametrizarse acorde a cotizaciones realizadas. Por su parte el costo total de capital fijo, fue \$500,000 mayor en los resultados del modelo de simulación que en el calculado de forma propia. Esta variación se debe principalmente a que (como se puede observar en la sección de Antecedentes) para los cálculos propios, se utilizaron factores específicos para el cálculo de los rubros involucrados en la inversión inicial total (Cuadro 31 de la sección de Resultados); estos factores corresponden a una planta de procesamiento montadas desde cero de sólidos (biomasa) y fluidos (gases y líquidos). Se puede afirmar que se genera mayor exactitud en el cálculo propio de costo de capital fijo total pues se hicieron los cálculos acordes al tipo de industria específica y se tomaron en cuenta los costos de terreno y construcción con datos cotizados reales del parque industrial en donde se analiza montar la operación de la planta.

Se proyectó un crecimiento en la producción anual del 5% por 4 años, ya que se determinó que el reactor PFR es el cuello de botella. Esto debido a que su dimensionamiento se llevó a cabo tomando en cuenta el flujo volumétrico de entrada (el cual es el mismo estando o no la operación en arranque); en el caso de los equipos que lo anteceden el dimensionamiento se llevó a cabo tomando en cuenta flujos de operación máximos del sistema al arranque (incluso algunos equipos como el gasificador y la torre de absorción tienen mayor capacidad de producción que la requerida en el arranque). Aún así se cotizó un PFR más grande con las mismas proporciones de diámetro y largo para aprovechar la inversión inicial; este volumen permitió el crecimiento anual especificado anteriormente. Los indicadores de rentabilidad obtenidos son un periodo simple de recuperación de capital de 23.73 años, una tasa interna de retorno de -0.77% y un valor presente neto de -\$1,780,862.99. Al analizar estos resultados, se puede concluir que el proyecto no cumple con los parámetros de rentabilidad cuantitativos para ser catalogado como rentable y viable (la tasa interna de retorno es inferior al 3% de TMAR-CPCC y el VPN es negativo). Además, al analizar el Cuadro 33 de los flujos netos de efectivo se puede notar que en los primeros 10 años se tiene un FNE negativo. Eso es un indicador de nula rentabilidad pues, más allá de tener un rendimiento financiero pobre, se cae en el riesgo de incumplir el pago del préstamo (lo cual puede traer consigo sanciones financieras por parte de las entidades bancarias).

Es relevante considerar también factores cualitativos de planeación estratégica, para determinar si un proyecto vale la pena. La empresa ha reportado mínimos y máximos históricos del precio de adquisición del metanol que oscilan entre \$0.37 y \$1.02 por kg. Esto debido a la volatilidad del precio de este, la cual es causada directamente por su dependencia del precio del gas natural y la demanda ocasional que puede llegar a suceder por encarecimientos del diésel (en 2008 se dio el máximo histórico de \$1.02 por la subida del precio del petróleo que aumentó la demanda de metanol para producir biodiésel; y en 2020 un decremento notable al mínimo histórico por la baja mundial en la demanda originada por la COVID-19). Por esta razón, se procedió a analizar el desglose de costos de la Figura 28, para así determinar cuáles variables eran las indicadas para elaborar un análisis de sensibilidad de los tres indicadores de rentabilidad usados para la evaluación del proyecto. De esta forma, se pudo determinar en qué escenarios pudiera llegar a ser rentable el proyecto. Dos objetivos que se buscaron lograr por medio de la elección adecuada de las variables a variar para realizar los análisis mencionados son determinar si esta planta pudiera llegar a ser rentable si la inversión inicial baja lo suficiente, y analizar si a medida que algunos factores contribuyentes al costo de producción bajan la rentabilidad del proyecto incrementa. Vale la pena tomar en cuenta que la rentabilidad adicional al CPPC del 2% y el factor de riesgo del 1%, para obtener la TMAR calculada, fueron fijadas conscientemente a valores bajos pues se pondera bastante la integración vertical que la empresa podría llegar a tener al ser autosuficiente y no tanto la rentabilidad a corto plazo del proyecto. Un factor cualitativo que no se puede monetizar con facilidad pero debe ser considerado para el análisis de los resultados, es el riesgo de salida que representa tener que cerrar operaciones de una planta de este tipo (por la alta especificidad de los equipos).

Los últimos dos puntos mencionados se establecieron como criterios que permitan concluir si en efecto la producción de biometanol para este caso en particular es susceptible a la economía de escala (como mencionan los Antecedentes, para planta de producción similares). Las variables elegidas para los análisis de sensibilidad son el costo del metanol adquirido por la empresa, costo de la mano de obra, costo de transporte, costo de la inversión inicial, periodo del préstamo y los costos indirectos de fabricación. Estos análisis se pueden consultar en las Figuras 29, 30 y 31. A continuación, se discuten los análisis para las 7 variables, si la TIR es menor que 3% y el VPN es negativo, no se considera rentable el proyecto. Asimismo, el periodo de recuperación pasa a tener una relevancia secundaria, tomando en cuenta que es más importante analizar si con las variaciones realizadas puede llegar a cumplirse con el pago de las obligaciones financieras referentes al préstamo bancario. Por su parte, este último indicador de rentabilidad brinda una idea de la recuperación del capital solamente sin tomar en cuenta los intereses bancarios.

Ya que la mano de obra contribuye un 72% de los costos de producción, se llevaron a cabo análisis de sensibilidad respecto a la variación del costo de esta. Al disminuir en un 50% el costo de mano de obra por hora se obtuvieron una TIR de 2.30% y un VPN negativo. Por su parte, al aumentarla en un 50%, una TIR de -5.06% y un VPN negativo. Esto indica que la disminución en el costo de la mano de obra en un 50% es un escenario que podría llegar a generar rentabilidad al combinarse con otra variación que aumente la misma (como una disminución de la inversión inicial o un aumento en el costo del metanol adquirido). Asimismo, combinando una disminución en un 25% del costo de la mano de obra con algún otro escenario en donde se concluya rentabilidad sí podría llegar a ser recomendable echar a andar el proyecto. Esto permite concluir que esta planta es afecta a las economías de escala (el crecimiento en la producción de la planta no es lineal directamente proporcional respecto a los costos de mano de obra ya que muchos equipos están automatizados y su operación requiere un número fijo de empleados sin importar su capacidad). Un factor importante a tomar en consideración es que el costo de la mano de obra se encarece al operar continuamente, pues el sueldo mínimo es más alto en jornadas mixtas y nocturnas que en

la diurna. No obstante, es importante considerar que es inviable operar por lotes por las características técnicas del proceso.

Por su parte, se llevó a cabo el análisis de sensibilidad cambiando el CIF (ya que el mismo es la segunda fuente más alta de costo con un 24%). Disminuyendo este costo en un 50% o aumentándolo en un 50% se obtuvieron tasas internas de retorno menores que el 3% y valores presentes netos negativos. En este sentido, también se puede concluir que la variación del CIF por sí sola tampoco puede generar rentabilidad mínima. Los equipos que más energía eléctrica consumen son el compresor, el concentrador de oxígeno y la trituradora, por lo que es conveniente operarlos de una forma eficiente por medio de la minimización de tiempos muertos. Además, es importante considerar una estrategia de arranque de equipos que disminuya los picos de voltaje que puedan aumentar el costo de la energía eléctrica.

Se puede concluir que el costo de la biomasa permite generar rentabilidad marginal, pues a penas representa un 3%. En este sentido, se puede concluir también que la fuente de biomasa sí permite economizar los costos de producción para tener competitividad respecto a estrategias de producción de metanol convencionales. Tomando en cuenta el acelerado aumento de las plantaciones de palma africana en el país y su disponibilidad a lo largo de todo el año, se puede asegurar con bastante certeza que se contará con un abastecimiento del raquis por lo que este factor no es causante principal de los problemas de rentabilidad del proyecto a nivel de PSRC, TIR y VPN. Esto se puede verificar con el análisis de sensibilidad llevado a cabo para el costo de los materiales, en los que también se obtienen tasas internas de retorno menores que 3% y valores presentes netos negativos en todos los casos.

El análisis de sensibilidad llevado a cabo para los costos de transporte se realizó aún tomando en cuenta que a penas este rubro contribuye un 1% al costo de producción. Esto debido a que se desea concluir que la ubicación de la planta fue óptima, considerando la ubicación de la planta de procesamiento de palma en La Gomera, Escuintla y la planta de fabricación de combustible en gel en Mixco, Guatemala. La variación de este parámetro en un incremento o decremento del 50% casi no causa variación alguna en los tres indicadores financieros; en este sentido, se concluye que la estrategia de colocar la planta lo más cercano posible a la fuente de biomasa es adecuada. En los indicadores de rentabilidad obtenidos por este análisis de sensibilidad se obtienen tasas internas de retorno menores que 3% y valores presentes netos negativos en todos los casos. Si bien la distancia entre el parque industrial donde se analiza poner la planta de biometanol y la planta de producción de combustible en gel es de 32.7 km; y la distancia entre el parque industrial y la planta de procesamiento de palma en La Gomera es de alrededor de 85.1 km, se obtuvo un costo bajo de transporte. Aunque usualmente se recomienda colocar la planta más cerca de la fuente de biomasa que del lugar donde se usará el metanol, no es aplicable para este caso particular pues la forma de movilizar el metanol producido es con toneles (los cuales no permiten estiba, y dejan espacio muerto en el furgón, mientras que el raquis de palma aprovecha todo el espacio al ser estibado en costales).

A continuación, se analizaron los efectos de la variación de otros factores financieros que no estaban ligados directamente a los costos de fabricación. Estos fueron el periodo del préstamo, la inversión inicial y el precio adquirido del metanol por la empresa. Al variar la duración del préstamo a 5 y 15 años no se obtuvieron en ninguno de los dos casos tasas internas de retornos mayores que 3% ni valores presentes netos positivos. Es indiscutible, que además si llegara a haber un aumento de rentabilidad aumentando el periodo del préstamo a más que 15 años (haciendo que se diluya más el pago de capital), sería cuestionable concluir como rentable tal eventual escenario pues el pago de intereses crecería desmedidamente haciendo que el valor

presente también baje. Esto permite concluir que la variación del periodo del préstamo tampoco genera escenarios de rentabilidad por sí sola.

Al variar la inversión disminuir y aumentar la inversión inicial en un 50%, se genera un escenario de que casi alcanza la rentabilidad requerida por la empresa. Este se da cuando baja la inversión inicial, pues se obtiene una TIR del 1.17% y un valor presente neto de \$-677,672.52. En este caso específico, se puede concluir dos cosas. En primer lugar, la disminución de la inversión inicial en un 50% no genera rentabilidad por sí sola, pero podría hacerlo al combinarla con otro escenario que sí la genere. Además, se puede demostrar nuevamente que esta planta de biometanol analizada también es afecta a economías de escala. En muchos casos, el aumento en la capacidad cotizada de los equipos crece en mayor proporción que el costo de estos (no siguen una tendencia lineal).

Por último, se generó un escenario de rentabilidad más al llevar a cabo el análisis de sensibilidad cambiando los valores del precio del metanol adquirido por la empresa al mínimo y máximo histórico de los registros de compras de la empresa. Este se dio al aumentar el precio del metanol en un 33% y en un 65%. Por su parte, se obtuvieron una TIR del 4.16% y un valor presente neto de \$653.776.81, para el aumento de 33%. Asimismo, se obtuvieron una TIR del 7.88% y un valor presente neto de \$3,068.178.52, para el aumento de 65%. Se concluye que este proyecto se tornaría mucho más rentable si los precios de los combustibles fósiles (y del metanol convencional) suben aceleradamente y se mantienen en un rango de variación cuyo límite inferior sea superior a \$0.82 por kilogramo.

En conclusión, son solo dos los escenarios que generan rentabilidad por sí solos (aumento del precio del metanol adquirido en un 33% y/o 65%). Además, en ningún escenario se tienen flujos netos de efectivo positivos en todos los primeros diez años para asegurar que se podrán pagar las cuotas del préstamo. Para lograr cumplir con el pago de la deuda se tendrían que combinar varios escenarios que generen rentabilidad, lo cual es poco probable y genera mucho riesgo de incumplimiento para la empresa. En conclusión, no se recomienda llevar a cabo este proyecto bajo las condiciones actuales.

IX. CONCLUSIONES

1. Se obtuvo la base técnica de las operaciones unitarias involucradas en el proceso de fabricación de biometanol, utilizando los balances de masa y energía del diagrama de bloques de la Figura 24 y la Figura 25 de la sección de Resultados, y los criterios de selección de equipo especificados en el Marco Teórico y en los Antecedentes. Las entradas y salidas totales del sistema al arranque son de 50,416.6 kg/h, mientras que operando en equilibrio son de 12,357.9 .kg/h. La capacidad de producción de la planta es de 32.5460 kg de biometanol por hora, con rendimientos de 0.2674 kg biometanol/kg biomasa, al arranque; y de 1.0884 kg biometanol/kg biomasa, operando en equilibrio. Todos los equipos fueron dimensionados con la profundidad suficiente para cumplir los requerimiento técnicos y poder estimar sus costos adecuadamente.

2. Se dimensionó un reactor PFR de lecho fijo de catalizador con un volumen de 0.2229 m³. Las condiciones de operación de este son 225°C y una presión de entre 50 y 69.7 Bar. Además, se dimensionó un gasificador de lecho fluidizado burbujeante con un volumen mínimo de 0.2479 m³, con una operación a presión atmosférica y a una temperatura de 800°C.

3. Se eligió un arreglo de dos compresores de desplazamiento positivo o de diafragma hidráulicos en serie por la elevador razón de compresión requerida (67.7721). Su potencia de salida necesaria es de 6.1392 kW. Los intercambiadores de calor dimensionados fueron de tipo de tubos concéntricos. El intercambiador de tubo concéntrico de enfriamiento 1 requiere un área de 0.01818 m²; el intercambiador de calor de calentamiento 1 requiere un área de transferencia de calor de 0.007660 m²; y el condensador necesita un área de transferencia de 0.009554 m². Los calores de cada intercambiador, los flujos máscicos del agua de servicio y las temperaturas de entrada y salida de esta se especifican en el Cuadro 22. La torre de absorción diseñada fue empacada con Anillos de Rasching de ¾ de pulgada y el solvente elegido fue agua. La altura requerida para el empaque de 5.5700 m y un diámetro del mismo es de 0.2379 m.

4. El ciclón elegido para la separación de polvos fue de Alta Eficiencia de Swift con un diámetro de entrada es de 0.05898 m. La trituradora seleccionada fue una picadora de martillos con la capacidad de disminuir el tamaño de partícula de entrada de 50 mm a uno de 3 mm en la salida. La potencia de salida requerida para la misma es de 5.5915 kW

5. Se desarrolló un modelo de simulación del proceso de producción de biometanol acorde a los equipos dimensionados, y los balances de masa y energía correspondientes, utilizando el *software SuperPro Designer*. La parametrización del modelo se puede consultar en la sección de Metodología y su interfaz se puede consultar en las Figuras 26 y 27. A partir del mismo, se obtuvieron diversos parámetros económicos que permitieron evaluar económicamente el proceso. Se obtuvieron un análisis económico preliminar, y un balance de masa y energía, que se pueden consultar en la sección de Resultados y Anexos. Los indicadores de rentabilidad preliminares tuvieron valores de 57.33 años para el periodo simple de recuperación de capital, de -13.86% para la tasa interna de retorno, y de -\$5,563,690.00 para el valor presente neto.

5. Se realizó un análisis económico posterior que permitió tener una visión más amplia por medio de análisis de sensibilidad y la consideración de factores de estimación de costos más apropiados para el proceso de producción analizado. Este análisis es tipo 4 según clasificación de estudios de la AACE. Para obtener la inversión inicial de este se utilizaron cotizaciones directas con posibles proveedores y algunas estimaciones de costo brindadas por *SuperPro Designer*. El costo total de capital fijo fue de \$2,198,885.93, incluyendo el costo de construcción y del terreno cotizado en el parque industrial donde se analiza instalar la planta.

6. El costo de producción del biometanol calculado fue de \$0.3252 por kg producido. Esto arroja un margen bruto sobre precio de venta de 47.55%. Esto permite concluir que a nivel marginal, el costo de producción es competitivo pues este margen es superior a los márgenes brutos que presentan algunas empresas que fabrican metanol y cotizan en la bolsa (consultar sección de Antecedentes). La principal fuente de costo fue la mano de obra con un 72%, para consultar las demás fuentes de costo consultar la Figura 28. El periodo simple de recuperación de capital fue de 23.73 años tomando en cuenta el costo total de capital fijo, el precio de adquisición actual del metanol y el costo de producción.

7. Se calcularon los flujos netos de efectivo del proyecto, con una vida de operación de 25 años, un periodo del préstamo de 10 años y el costo total de capital fijo mencionado con anterioridad. Además, se fijó una TMAR del 9.32%. La tasa interna de retorno obtenida fue de -0.77% y el valor presente neto de -\$1,780,862.99. Para los años del 1 al 10 los flujos netos fueron negativos, indicando un alto riesgo de incumplimiento del pago del préstamo. Se concluye que no es rentable el proyecto bajo los parámetros establecidos ya que la TIR es menor que la TMAR, y el VPN es negativo.

8. Se realizaron siete análisis de sensibilidad para el periodo simple de recuperación de capital, tasa interna de retorno y valor presente neto (Figuras 29, 30 y 31). Solamente bajo dos escenarios se obtuvieron resultados de rentabilidad para la TIR y el VPN. Estos escenarios son el aumento del precio del metanol adquirido actualmente en un 33% y en un 65%. Para la disminución del costo de la mano de obra en un 25% y en un 50%, y para la disminución de la inversión inicial en un 25% y en un 50% se obtuvieron indicadores de rentabilidad muy cercanos a los requeridos por la empresa (la TIR fue positiva pero no mayor que la TMAR y los VPN's fueron negativos para estos 4 casos). En ninguno de todos los flujos netos de efectivo correspondientes a estos análisis se obtuvieron valores positivos durante todos los primeros 10 años, indicando riesgo de incumplimiento de deuda.

X. RECOMENDACIONES

1. Llevar a cabo un análisis de composición elemental y de humedad para el raquis de palma africana disponible localmente para comparar principalmente el porcentaje de humedad de la biomasa que se puede comprar al posible proveedor contactado (si el porcentaje de humedad supera el 35% se sugiere añadir una operación adicional de secado posterior a la trituración). Asimismo, es recomendable analizar experimentalmente las composiciones del gas de síntesis producido utilizando raquis de palma africana local como biomasa combustible.
2. Durante la eventual producción, analizar periódicamente la composición elemental y el contenido de humedad del raquis que se pueda llegar a consumir para la producción de biometanol, para observar si existe variabilidad relevante al respecto que pueda llegar a ocasionar desviaciones en la calidad del alcohol obtenido. En este sentido, es recomendable añadir tanques *buffer* (entre la torre de absorción y el compresor) de gas de síntesis con las concentraciones más adecuadas para la producción de biometanol (número estequiométrico cercano a 2.1) para poder garantizar que el reactor PFR opere con gas de síntesis adecuado para la producción del solvente.
3. Estudiar experimentalmente la esfericidad, densidad, diámetro de partícula (por medio de trituración y tamizado) y porosidad del raquis triturado para poder determinar a qué velocidades debe ser soplado el vapor de agua y el oxígeno para poder fluidizar el raquis triturado de la forma más homogénea y apropiada posible, dentro del gasificador de lecho fluidizado.
4. Evaluar la implementación de un sistema que permita versatilidad tanto en la producción del gasificador como en la relación de recirculación del reactor PFR. Esto permitiría modificar las concentraciones de entrada a la conveniencia del sistema, ya que los consumos de los reactivos en el reactor PFR no son proporcionales linealmente.
5. Analizar la viabilidad de introducir un sistema de tratamiento para el agua utilizada en la columna de absorción de ácido sulfhídrico. De esta forma se podría analizar si al reutilizar la misma, disminuye la huella hídrica de la planta y los costos de operación de esta.
6. Realizar un análisis termodinámico y exergético² del proceso para evaluar el aprovechamiento del calor producido en el gasificador y en el reactor PFR. Este calor se podría aprovechar para precalentar fluidos de servicio que se requieren para calentar el gas en el intercambiador de calor de calentamiento 1. De esta forma, se podrían disminuir los

² Consultar sección de Glosario para una definición de Análisis Exergético.

costos indirectos de fabricación. Además, se sugiere analizar la necesidad de implementar una torre de enfriamiento para poder reutilizar el agua que fluye a través de los intercambiadores de enfriamiento.

7. Actualizar las cotizaciones de equipos directamente con proveedores tomando en consideración los siguientes aspectos: que los equipos sean apropiados para la producción de alcohol metílico (un líquido altamente combustible, que debe ser producido considerando la salud y seguridad ocupacional minimizando el riesgo de incendio y explosión), y que haya transcurrido tiempo suficiente para que los altos niveles de inflación causados por la COVID-19 (que han afectado tanto al costo de equipos como al costo del flete y el seguro) hayan bajado nuevamente.

8. Estudiar la elevación de la producción de la planta de biometanol a escalas superiores para venderle a clientes externos. De esta forma, se podría disminuir la inversión inicial de la planta (respecto a su capacidad de producción) y disminuir los costos de mano de obra, haciendo que el proyecto aumente su rentabilidad, de acuerdo con los análisis de sensibilidad presentados en la sección de Resultados y Anexos.

XI. BIBLIOGRAFÍA

- [1] Alegría, P. 2017. *Instalación y puesta en marcha de un gasificador de lecho fluidizado (Tesis de pregrado en Ingeniería Mecánico-Eléctrica)*. Universidad de Piura, Facultad de Ingeniería. Programa Académico de Ingeniería Mecánico-Eléctrica. Piura, Perú.
- [2] Banks, J, & Sokolowski, J. 2021. *Modeling and Simulation Fundamentals*. 1a. Ed. Estados Unidos: Wiley.
- [3] Blank, L., & Tarquin, A. 2012. *Ingeniería Económica 7ª*. Ed. Ciudad de México: Mc Graw Hill.
- [4] Bussche, K., & Froment, G. 1996. *A Steady-State Kinetic Model for Methanol Synthesis and the Water Gas Shift Reaction on a Commercial Cu/ZnO/Al₂O₃Catalyst*. *Journal Of Catalysis*, 161(1), 1-10. doi: 10.1006/jcat.1996.0156
- [5] *Carbon Recycling International (CRI)*. 2019, *Curbing Carbon Emmisions with Green Methanol*, extraído el 07/01/2021 de: <https://www.thechemicalengineer.com/features/curbing-carbon-emissions-with-green-methanol/>
- [6] Chen, Lei, *et al.* 2011. «Optimization of Methanol Yield from a Lurgi Reactor». *Chemical Engineering Technology* XXXIV (5). 817-822.
- [7] Cujia, Gabriel, & Bula, Antonio. 2010. *POTENCIAL OBTENCIÓN DE GAS DE SÍNTESIS PARA LA PRODUCCIÓN DE METANOL A PARTIR DE LA GASIFICACIÓN DE RESIDUOS DE PALMA AFRICANA*. *Interciencia*, 35(2),106-112.[fecha de Consulta 14 de Marzo de 2021]. ISSN: 0378-1844. Disponible en: <https://www.redalyc.org/articulo.oa?id=339/33913150005>
- [8] Da Rossa, A. V. 2009. *Renewable Energy Processes*, 2ª. Ed. San Diego: Elsevier.

- [9] Echeverri, C. 2005. «Diseño óptimo de ciclones», *Revista de Ingenierías Universidad de Medellín*, V (9) 123-129.
- [10] Elvers, B., & Ullmann, F. 2012. *Ullmann's encyclopedia of industrial chemistry*. Weinheim: VCH.
- [11] Gallerani, N. 2019. *The Cost Estimating Series: Capital Cost Estimate Class*, extraído el 09/09/2021 de: <https://www.processengineer.com/capital-cost-estimate-classes/>
- [12] Ghosh, T. K., & Prelas, M. A. 2011. *Energy Resources and Systems* (Vol. 2). Missouri: Springer.
- [13] Gitman, L; Zutter, C. 2012. *Principios de Administración Financiera* 12ª. Ed. México: Pearson Educación.
- [14] Grepalma, *Global demand and yields*, extraído el 09/09/2021 de: <https://www.grepalma.org/en/uses-of-palm-oil/global-demand-and-yields/>
- [15] Hitoshi Nakagawa, Masayasu Sakai, Toshirou Harada, Toshimitsu Ichinose, Keiji Takeno, Shinji Matsumoto, Makoto Kobayashi, Keigo Matsumoto y Kenichi Yakushido. 2011. *Biomethanol Production from Forage Grasses, Trees, and Crop Residues*, Biofuel's Engineering Process Technology, Dr. Marco Aurelio Dos Santos Bernardes (Ed.), ISBN: 978-953-307-480-1, InTech, Disponible en: <http://www.intechopen.com/books/biofuel-s-engineering-process-technology/biomethanol-production-from-forage-grasses-trees-and-crop-residues>
- [16] INE. 2020. *Encuesta nacional agropecuaria*. Instituto Nacional de Estadística. Guatemala. 121 páginas.
- [17] Karittha, I; Phan, A; Arpornwichanop, A. 2020. *Bio-methanol production from oil palm residues: A thermodynamic analysis*, Chulankorn University.

- [18] Köng, A. 2018. *Parte 8: Transporte y medida de fluidos*, Universidad del Valle de Guatemala.
- [19] Köng, A. 2019. *Parte 7: Flujo de calor en Fluidos*, Universidad del Valle de Guatemala.
- [20] Kristoferson, L; Bokalders, V. 1986. *Produccion of biomass engine fuels*, Elsevier.
- [21] Leib, T., et al. 2008. *Perry's chemical engineers' handbook*, 9a. ed. Nueva York: McGraw-Hill.
- [22] Levenspiel, O. 1999. *Chemical reaction engineering* 3a ed. Nueva Delhi: John Wiley and Sons.
- [23] Lücking, L. 2017. *Methanol production from Syngas (Maestría)*. Delft University of Technology.
- [24] McCabe, W., & Smith, J. 1978. *Operaciones básicas de Ingeniería Química*. Barcelona: Editorial Reverte, S.A.
- [25] Mejía, M. 2012. *Elaboración de tableros aglomerados auto-adheridos a partir de fibra de raquis de palma africana (Maestría)*. Escuela Politécnica Nacional.
- [26] MEM. 2020. *Precios combustibles nacionales*, extraído el 05/09/2021 de: <https://mem.gob.gt/que-hacemos/hidrocarburos/comercializacion-downstream/precios-combustible-nacionales/>
- [27] Methanol Institute. 2021. *Applications*, extraído el 13 de marzo del 2021 de: <https://www.methanol.org/applications/>

- [28] MMSA. 2021. *MMSA Supply and Demand Forecasts*, extraído el 21/08/2021 de: <https://www.methanolmsa.com/>
- [29] Sander, R. 2015. *Compilation of Henry's law constants (version 4.0) for water as a solvent*, extraído el 28/09/2021 de: <https://acp.copernicus.org/articles/15/4399/2015/#:~:text=According%20to%20Henry%27s%20law%2C%20the%20equilibrium%20ratio%20between,constants%20for%204632%20species%2C%20collected%20from%20689%20references.>
- [30] SIB. 2021. *Tasa promedio ponderada de cartera de créditos por actividad económica, moneda extranjera*, extraído el 05/09/2021 de: <https://www.sib.gob.gt/ConsultaDinamica/?cons=21>
- [31] Sinnott, R & Towler, G. 2008. *Chemical Engineering Design: Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design*. 1a. Ed. Estados Unidos: Elsevier.
- [32] Smith, J., *Et al.* 2007. *Introducción a la termodinámica en ingeniería química*. 7ª. Ed. México: Mc. Graw-Hill Interamericana.
- [33] Taherzadeh, Mohammad. 2019. *Sustainable Resource Recovery and Zero Waste Approaches*, 1a. ed. Estados Unidos: Elsevier.
- [34] The Engineering Toolbox. 2021. *Gas densities*. Extraído el 14/09/2021 de: https://www.engineeringtoolbox.com/gas-density-d_158.html
- [35] Treybal, R. 2000. *Operaciones de transferencia de masa*, 2ª ed. México: McGraw-Hill Interamericana.
- [36] Wallas. 2012. *Chemical Process Equipment*, 3a. ed. Estados Unidos: Elsevier.

[37] Yahoo Finanzas. 2021. *Methanex Corporation (MEOH)*, extraído el 11/09/2021 de:
<https://es-us.finanzas.yahoo.com/quote/MEOH/financials?p=MEOH>

[38] Yahoo Finanzas. 2021. *Methanol Chemicals Company*, extraído el 11/09/2021 de:
<https://es-us.finanzas.yahoo.com/quote/2001.SR/financials?p=2001.SR>

XII. ANEXOS

A. Datos originales

Cuadro 34. Base de cálculo del proceso de producción de biometanol a dimensionar.

Base de cálculo mensual (metros cúbicos de metanol)	Concentración mínima del metanol (% m/m)	Restricciones internas del producto requerido	Densidad del metanol puro	Peso molecular del metanol
30	70	El metanol producido no debe tener trazas de compuestos orgánicos y/o inorgánicos ácidos ni sólidos suspendidos.	0.792 g/mL	32.0419 kg/kmol

Base de cálculo brindada por la empresa, de acuerdo con los requerimientos de su proceso de producción actual.

Cuadro 35. Condiciones de operación del reactor PFR de síntesis de metanol.

Temperatura (°C)	Presión (Bar)	Conversión del reactivo limitante (Monóxido de carbono)
225	69.70	30%

Fuente: (Chen, *et al*, 2011). Consultar sección de Antecedentes.

Cuadro 36. Código utilizado en *Berkeley Madonna* para la obtención de las concentraciones respecto al tiempo de los compuestos involucrados en la reacción de síntesis de metanol.

Código ingresado al sistema <i>Berkeley Madonna</i>
<pre> METHOD RK4 STARTTIME=0 STOPTIME=600 DT=0.1 {Type Equations Here.} RXN1C=(kMeOH*CO2*H2)*(1- (1/KpMeOH)*(CH3OH*H2O/(CO2*H2^3)))/((1+kb*H2^0.5+kc*H2O+ka*(H2O/H2))^3) RXN2C=(kRWGS*CO2)*(1- (1/KpRWGS)*(CO*H2O/(CO2*H2)))/((1+ka*(H2O/H2)+kb*H2^0.5+kc*H2O))) NUM1=(kMeOH*CO2*H2)*(1-(1/KpMeOH)*(CH3OH*H2O/(CO2*H2^3))) DEM1=((1+kb*H2^0.5+kc*H2O+ka*(H2O/H2))^3) NUM2=(1*CO2)*(1-(1/KpRWGS)*(CO*H2O/(CO2*H2))) DEM2=(1+ka*(H2O/H2)+kb*H2^0.5+kc*H2O) RXN1=NUM1/DEM1 RXN2=NUM2/DEM2 T=498.15 P=69.7 R=8.314 ka=3453.38 kb=0.499*EXP(17197/(T*R)) kc=6.62E-11*EXP(124119/(T*R)) kMeOH=1.07*EXP(36696/(T*R)) kRWGS=1.22*EXP(-94765/(T*R)) KpMeOH=10^(3066/T-10.592) KpRWGS=10^(-2073/T+2.029) INIT CO2=0.03*P INIT H2=0.82*P INIT H2O=0.00*P INIT CO=0.04*P INIT CH3OH=0.00*P INIT INERT=0.11*P d/dt(CO2)=(-RXN1)-RXN2 d/dt(H2)=-3*RXN1-RXN2 d/dt(H2O)=(RXN1)+RXN2 d/dt(CO)=+RXN2 d/dt(CH3OH)=(RXN1) d/dt(INERT)=0 </pre>

Fuente: elaboración propia utilizando el manual de usuario disponible en el programa *Berkeley Madonna*.

Cuadro 37. Coeficientes para el cálculo del calor específico para los compuestos en estado líquido analizados en el sistema.

Coeficiente	Agua (líquida)	Metanol (líquido)
C1	276,370	105,580
C2	-2,090.1	-362.23
C3	8.125	0.9379
C4	-0.014116	0
C5	0.0000093701	0

Fuente: (Leib, *Et al*, 2008). Consultar sección correspondiente del Manual del Ingeniero Químico de Perry.

Cuadro 38. Coeficientes para el cálculo de la densidad para el agua.

Coeficiente	Valor
C1	5.459
C2	0.30542
C3	647.13
C4	0.081

Fuente: (Leib, *et al*, 2008). Consultar sección correspondiente del Manual del Ingeniero Químico de Perry.

Cuadro 39. Características de los polvos en el gas de síntesis del gasificador cotizado.

Característica	Valor
Concentración de polvos	50-100 mg/m ³ de gas de síntesis producido
Tamaño máximo de partícula	5 ±0.5 micrómetros

Fuente: consulta directa al proveedor del gasificador de lecho fluidizado dimensionado.

Cuadro 40. Composición elemental base seca del raquis de palma africana.

Elemento	Composición (±0.005 % m/m)	Peso molecular (kg/kmol)
Carbono	48.80	12.01
Hidrógeno	7.33	1.0079
Oxígeno	36.30	15.999
Azufre	0.68	32.065
Cenizas	3.60	-

Fuente: (Bula y Cujía, 2010). Consultar sección correspondiente en Antecedentes.

Cuadro 41. Parámetros de funcionamiento del gasificador de lecho fluidizado utilizados.

Parámetro de funcionamiento	Valor
Relación de equivalencia	0.20
Relación moderador/biomasa	0.1 kg biomasa seca con cenizas y azufre/kg
Contenido de humedad	20±0.5 kg biomasa seca con cenizas y azufre/kg

Fuente de la relación moderador/biomasa y razón de equivalencia: (Bula y Cujía, 2010). Consultar sección de Marco Teórico y Antecedentes correspondiente a gasificación. El contenido de humedad se fijó como un valor aproximado según conversaciones con el posible proveedor.

Cuadro 42. Parámetros de operación de la trituradora de biomasa dimensionada.

Parámetro de funcionamiento	Valor
Índice de Bond utilizado	12.00
Tamaño de partícula alimentación	50 ± 0.5 mm
Tamaño de partícula necesario para la alimentación del gasificador cotizado	3± 0.5 mm
Masa a triturar	2.778 ton/h

Fuente del Índice de Bond: (Wallas, SF). El mismo fue elegido de esta fuente ya que hace referencia a sólidos con poca dureza y similares a biomasa fibrosa. El tamaño de partícula de alimentación fue medido experimentalmente, el de alimentación fue consultado directamente con el proveedor del equipo. La masa para triturar fue calculada a partir del balance de masa realizado, considerando una operación por lotes.

Cuadro 43. Parámetros de operación del ciclón dimensionado.

Parámetro de funcionamiento	Valor
Velocidad lineal de flujo del fluido en la entrada	12.2 m/s
Densidad de bulo de las partículas (no aireadas)	900 kg/m ³

Fuente velocidad de dimensionamiento del ciclón: (Echeverri, 2005). Densidad de las partículas obtenida de conversaciones directas con el proveedor del gasificador dimensionado.

Cuadro 44. Parámetros necesarios para dimensionar el compresor.

Parámetro de dimensionamiento	Valor
Diámetro del catalizador	0.0054±0.00005 m
Altura del catalizador	0.0052±0.00005 m
Densidad del catalizador	1,190±0.5 kg/m ³
Porosidad del catalizador	0.285±0.0005
Viscosidad del fluido	0.000042 Pa/s
Largo del lecho	(Se obtiene del cálculo del largo del reactor)
Factor de forma	1
Densidad del fluido	1.3907 kg/m ³
Presión a alcanzar	69.7 Bar
Presión de entrada	1.0135 Bar

Fuentes: las medidas y otras variables del catalizador fueron consultadas con proveedores y se pueden consultar en la sección de Antecedentes. El largo del lecho proviene del largo del PFR dimensionado. Se calculó la densidad del fluido modelándolo como gas ideal. El factor de forma se asume 1 por la similitud del ancho y el largo del catalizador. La viscosidad del fluido utilizada fue la del aire a esas condiciones por la poca disponibilidad del gas de síntesis.

Cuadro 45. Parámetros de operación de la torre de absorción dimensionada.

Parámetro de funcionamiento	Valor
Porcentaje de remoción del H ₂ S deseado	95%
Cantidad de veces que se usa el mínimo de solvente	1.2
Coefficiente de Henry para el sistema de H ₂ S y agua	545 atm/(fracción molar)
Presión de operación	1 atm
Fracción molar de agua en la fase gaseosa (se asume saturación)	0.02171
Empaque a utilizar	Anillos de Rasching de ¾ de pulgada, cerámicos
Caída de presión definida para el empaque	400 Pa/m

Fuente del mínimo de solvente, presión de operación y empaque a utilizar: (Treybal, 2000). La fracción molar de agua en el aire fue obtenida asumiendo saturación del sistema de la curva psicrométrica correspondiente. La caída de presión fue elegida pues es una de las más usuales según la fuente consultada (Treybal, 2000).

Cuadro 46. Propiedades del empaque a utilizar para la torre de absorción, y propiedades de los compuestos del sistema de interés.

Característica	Valor
Cf	255
J	1
Gc	1
Difusividad del H2S en el aire	0.0000139 m ² /s
Difusividad del CO2 en agua	1.77E-09 m ² /s
Tensión superficial del agua	0.07275 N/m
ε	0.73
m	31.215
n	0
p	-0.244

Fuente: (Treybal, 2000).

Cuadro 47. Parámetros de operación utilizados para el dimensionamiento del intercambiador de enfriamiento ubicado entre la salida del gasificador y la entrada a la torre de absorción.

Parámetro de funcionamiento	Valor
Tipo de intercambiador	Tubos concéntricos
Presión de operación	1.0135 bar
Flujo molar fluido de proceso	0.01064 kmol/s
Temperatura de entrada fluido de proceso	1073.15 K
Temperatura de salida fluido de proceso	298.15 K
Temperatura de entrada fluido de servicio	298.15 K
Temperatura de salida fluido de servicio	353.15 K
Coefficiente global de transferencia de calor (máximo del intervalo hallado en temperatura para la aplicación)	60±0.5 W/(m ² *K)

Fuente del coeficiente global de transferencia de calor: (Köng, 2019).

Cuadro 48. Parámetros de operación utilizados para el dimensionamiento del intercambiador de enfriamiento ubicado entre la torre de absorción y el PFR.

Parámetro de funcionamiento	Valor
Tipo de intercambiador	Tubos concéntricos
Presión de operación	1.0135 bar
Flujo molar fluido de proceso	0.01064 kmol/s
Temperatura de entrada fluido de proceso	298.15 K
Temperatura de salida fluido de proceso	498.15 K
Temperatura de entrada fluido de servicio	353.15 K
Temperatura de salida fluido de servicio	303.15 K
Coeficiente global de transferencia de calor (máximo del intervalo hallado en temperatura para la aplicación)	170±0.5 W/(m ² *K)

Fuente del coeficiente global de transferencia de calor: (Köng, 2019).

Cuadro 49. Parámetros de operación utilizados para el dimensionamiento del condensador ubicado después del PFR.

Parámetro de funcionamiento	Valor
Tipo de intercambiador	Tubos concéntricos
Presión de operación	1.0135 bar
Flujo molar fluido de proceso	0.01064 kmol/s
Temperatura de entrada fluido de proceso	498.15 K
Temperatura de salida fluido de proceso	298.15 K
Temperatura de entrada fluido de servicio	298.15 K
Temperatura de salida fluido de servicio	353.15 K
Coeficiente global de transferencia de calor (máximo del intervalo hallado en temperatura para la aplicación)	255±0.5 W/(m ² *K)

Fuente del coeficiente global de transferencia de calor: (Köng, 2019).

Cuadro 50. Parámetros necesarios para el dimensionamiento del gasificador.

Parámetro	Valor
Viscosidad aproximada del gas de síntesis	0.0000174 kg/(m*s)
Factor de seguridad (Fseg)	1
Eficiencia media del gasificador (emg)	0.5580
Poder calorífico inferior agua (HLV)	2441.7±0.5
Poder calorífico superior biomasa (HHVd)	19,130±0.5 kJ/kg
Temperatura media del lecho	800 °C
Capacidad volumétrica máxima (Qvbmax)	120 m ³ /h
Potencia térmica (Ed)	80 kW
LHVg	4.2±0.5 MJ/m ³

Fuente: (Estremadoyro, 2015). Obtenido del trabajo de graduación del Ing. Mecánico Industrial Estremadoyro de Perú.

Cuadro 51. Velocidades lineales de flujo definidas para las diferentes corrientes del proceso.

Tipo de fluido	Velocidad lineal deseada (m/s)
Gas	10.00
Líquido	1.00

Estas velocidades fueron definidas de acuerdo a los estándares industriales para el dimensionamiento de tuberías establecidos en la sección de Metodología.

Cuadro 52. Temperaturas y presiones de las diferentes corrientes dimensionadas en el proceso.

Corriente	Temperatura (K)	Presión (Bar)
1.1 y 2.1	298.1500	1.0135
1.2 y 2.2	1073.1500	1.0135
1.3 y 2.3	1073.1500	1.0135
1.4 y 2.4	298.1500	1.0135
3	498.1500	69.7000
4	498.1500	69.7000
5	298.1500	1.0135

Fuente: elaboración propia, se utilizaron estos valores para dimensionar la tubería.

Cuadro 53. Densidades de los gases que componen el gas de síntesis asumiendo idealidad a condiciones normales (20° y 1 atm).

Compuesto	Densidad a condiciones normales (kg/m ³)
Monóxido de carbono	1.1650
Dióxido de carbono	1.8420
Hidrógeno	0.08990
Metano	0.6680
Agua	0.8040

Fuente: (The Engineering Toolbox, 2021).

Cuadro 54. Coeficientes para el cálculo de los calores específicos de los compuestos gaseosos analizados en el proceso.

Compuesto	C1	C2	C3	C4	C5
Monóxido de carbono	29110.00	8770.00	3085.10	8460.00	1538.20
Dióxido de carbono	29370.00	34540.00	1428.00	26400.00	588.00
Hidrógeno	27620.00	9560.00	2466.00	3760.00	567.60
Agua	33360.00	26790.00	2610.50	8900.00	1169.00
Metanol	39250.00	87900.00	1916.50	53650.00	896.70

Fuente: (Leib, *et al*, 2008).

Cuadro 55. Coeficientes para el cálculo de los calores latentes de vaporización de los compuestos que condensan en el condensador dimensionado.

Compuesto	C1	C2	C4	C4	Temperatura normal de ebullición (Kelvin)	Temperatura crítica (Kelvin)
Agua	0.6591	52390000.0000	0.3682	0.0000	337.8500	512.6000
Metanol	0.5766	52053000.0000	0.3199	0.2120	373.1500	647.1000

Fuente: (Leib, *et al*, 2008).

Cuadro 56. Cotizaciones de los equipos dimensionados para la operación de la planta.

Equipo	Costo aproximado DDP (\$)	Empresa que cotiza y/o fuente de estimación de costo
Gasificador (Incluye elevador de cangilones)	82,481.61	HaiQi International, China
Reactor PFR	13,718.80	Borui, China
Catalizador PFR (Aluminio, Cobre y Zinc)	27,000.00	Kapsom, China
Compresor	8,258.06	MHEE ÍNDICE CHEMICAL ENGEERING
Caldera	17,897.60	SIDASA, Guatemala (marca Fulton)
Suavizador agua de la caldera	1,251.61	SIDASA, Guatemala (marca Culligan)

Equipo	Costo aproximado DDP (\$)	Empresa que cotiza y/o fuente de estimación de costo
Intercambiadores de calor	24,000.00	SUPERPPRO DESIGNER COST ESTIMATOR
Torre de absorción	16,526.55	PERRY ÍNDICE DE MARSHAL Y SWIFT
Concentrador de oxígeno	50,921.61	Suzhou Nate Cloud Purification Equipment, China
Condensador	36,000.00	SUPERPPRO DESIGNER COST ESTIMATOR
Trituradora	1,845.16	PROINAGRO
Ciclón	3,000.00	SUPERPPRO DESIGNER COST ESTIMATOR
Válvulas de compuerta (3)	2,000.00	SUPERPPRO DESIGNER COST ESTIMATOR
Válvulas de mariposa (2)	5,000.00	SUPERPPRO DESIGNER COST ESTIMATOR
Válvula de globo (1)	10,000.00	SUPERPPRO DESIGNER COST ESTIMATOR
Bombas centrífugas (3)	30,000.00	SUPERPPRO DESIGNER COST ESTIMATOR
Tanque horizontal	25,000.00	SUPERPRO DESIGNER COST ESTIMATOR
Ventilador para torre de absorción	4,000.00	SUPERPPRO DESIGNER COST ESTIMATOR

TOTAL= 358,901.01

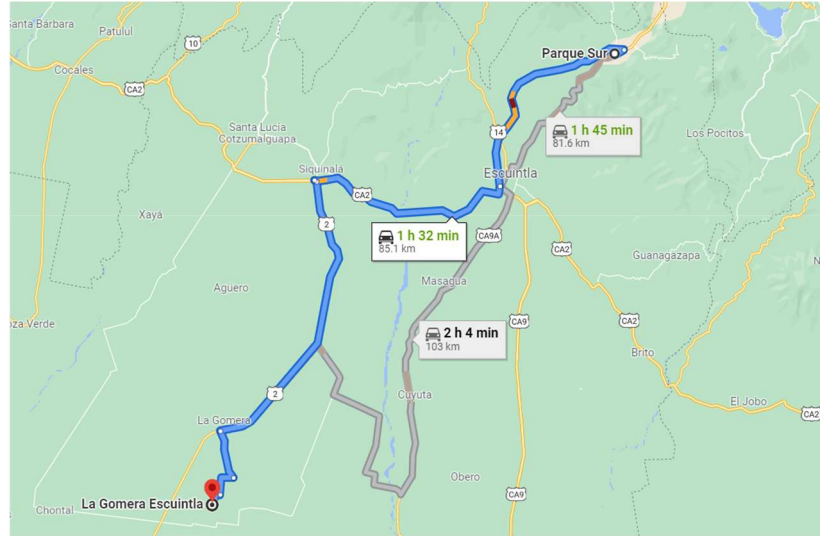
Los métodos de estimación del costo de cada equipo fueron elegidos según la importancia del equipo. Los principales equipos fueron cotizados directamente con los posibles proveedores, mientras que los de equipos secundarios fueron cotizados con metodologías de estimación de costo confiables.

Cuadro 57. Variables de interés para el análisis económico.

Variable de interés	Valor
Tipo de cambio utilizado para el análisis	Q7.75/\$1.00
Inflación anual promedio de Guatemala utilizada	5.49%
Sueldo mínimo no agrícola por hora para el 2021 (ponderación de las 3 jornadas, 8 horas cada jornada) para Guatemala	Diurna: Q11.67/h; Mixta: Q13.27/h; Nocturna: Q15.48/h; Ponderación: Q13.47/ hora; Bonificación Incentivo: Q250.00 mensuales.
Días de trabajo por año	365 días continuos
Factor para tomar en cuenta las prestaciones de la mano de obra	1.4322
Tasa de interés nominal anual según SIB para industrial no agrícolas, tasa de interés activa para préstamos en dólares de entre 1 y 5 millones, para plazos comunes.	6.14% (SIB, 2021)
Periodo del préstamo	10 años
Precio cotizado por Las Palmas para el raquis de palma africana	\$12.00/tm
Costo de energía eléctrica	\$0.1118/ kWh
Cuota mensual de mantenimiento del parque industrial	\$0.10/m ² de terreno
Área del terreno cotizado	1,019.91 m ²
Precio del terreno	\$136.68/m ²
Precio de construcción	\$425.72/m ²
Precio del metanol adquirido actualmente por la empresa que analiza este proyecto	\$0.62/kg
Distancia de planta Las Palmas, La Gomera, Escuintla a parque industrial Parque Sur, Escuintla, Guatemala	82 km
Distancia de parque industrial Parque Sur, Escuintla, Guatemala a planta de fabricación de combustible en gel en Mixco, Guatemala	33 km
Rendimiento combustible flotilla	30 km/galón
Precio del galón de combustible diésel	Q23.10/galón (MEM, 2021)
Factor de corrección del costo para instalación de energía eléctrica e instrumentación, y para el costo de las bombas	1.40
Factor para el cálculo del gasto anual en mantenimiento para todas las máquinas	3% de la inversión inicial en maquinaria

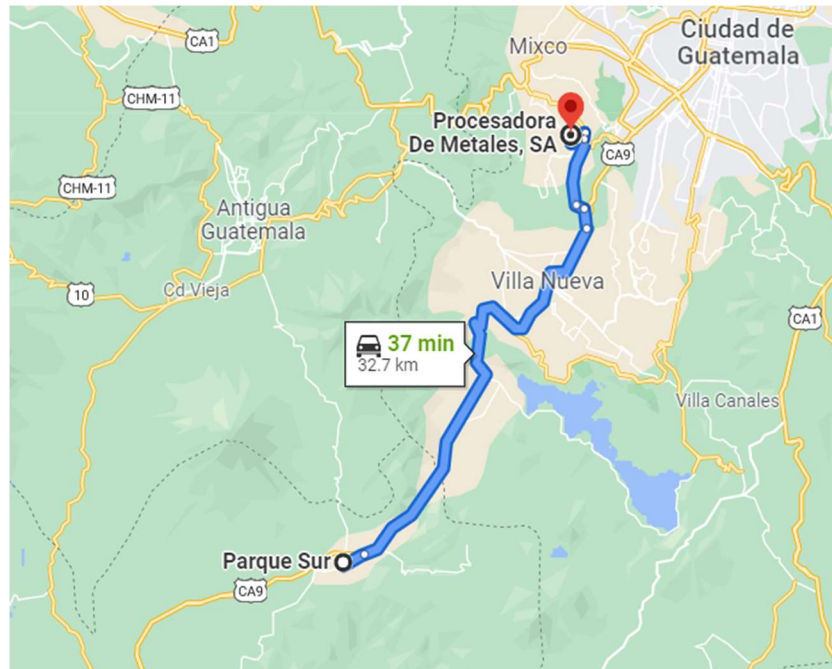
Todos las variables de distancias referentes al costo de transporte fueron fijadas consultando la ruta intermedia en cuestión de distancia en *Google Maps*. Las medidas del lote, costos de energía eléctrica y costos de mantenimiento del parque industrial fueron consultadas directamente con la empresa de bienes raíces. En las demás celdas, se coloca la fuente de consulta si aplica. La tasa de cambio fue fijada según observación de la misma en la tasa del Banco de Guatemala a lo largo del año 2021.

Figura 32. Mapa de los recorridos posibles entre la planta de Las Palmas en la Gomera, Escuintla y el parque industrial Parque Sur en Escuintla, Guatemala.



Fuente: Google Maps.

Figura 33. Mapa de los recorridos posibles entre el parque industrial Parque Sur en Escuintla, Guatemala y la planta de fabricación de combustible en Mixco, Guatemala.



Fuente: Google Maps.

Cuadro 58. Potencia de consumo, porcentaje de utilización continua y operarios asignados para cada equipo.

Equipo	Potencia de consumo (kW)	Porcentaje de operación por hora	Operario/s
Gasificador (Incluye elevador de cangilones)	1.9	100.00%	0.75
Reactor PFR	1.9	100.00%	1.00
Catalizador PFR (Aluminio, Cobre y Zinc)	0	100.00%	0.00
Compresor	7.457	100.00%	0.25
Caldera	15	33.33%	0.25
Suavizador agua de la caldera	0.03	33.33%	0.00
Intercambiadores de calor	0	100.00%	0.00
Torre de absorción	0	100.00%	0.50
Concentrador de oxígeno	27.56	33.33%	0.00
Condensador	0	100.00%	0.00
Trituradora	11.1855	25.00%	0.25
Ciclón	0	100%	0.00
Válvulas de compuerta (3)	0	100%	0.00
Válvulas de mariposa (2)	0	100%	0.00
Válvula de globo (1)	0	100%	0.00
Bombas centrífugas (3)	0.7457	100%	0.00
Tanque horizontal	0	100%	0.00
Ventilador para torre de absorción	0.7457	100%	0.00

**22.9932 kW (considerando
porcentaje de operación de cada
equipo)**

TOTAL=

3 operarios

La potencia de consumo fue conseguida a partir de consultar con los posibles proveedores contactados, y referencias de las otras fuentes de estimación de costo usadas. La cantidad de operarios fue fijada a partir de estimaciones cualitativas de la cantidad de personal necesario; la empresa indica que llegaría a reubicar a un Ingeniero Químico ya contratado en esta planta en caso de que se llegara a montar la planta.

B. Cálculos de muestra

Cálculo 1. Determinación de la cantidad de gas de síntesis a producir para satisfacer la demanda del PFR.

→ Primero, se procedió a determinar el flujo volumétrico en metros cúbicos por segundo de metanol requeridos para satisfacer la demanda.

$$(Ec. 40) \quad Q = \frac{n \text{ m}^3}{1 \text{ mes}} * \frac{12 \text{ meses}}{1 \text{ año}} * \frac{1 \text{ año}}{365 \text{ días}} * \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ hora}} * \frac{1 \text{ hora}}{3600 \text{ segundos}}$$

Sustituyendo valores del Cuadro 34 en la anterior ecuación:

$$\frac{30 \text{ m}^3}{1 \text{ mes}} * \frac{12 \text{ meses}}{1 \text{ año}} * \frac{1 \text{ año}}{365 \text{ días}} * \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ horas}} * \frac{1 \text{ hora}}{3600 \text{ segundos}} = 0.00001142 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

→ Luego, se calculó el flujo molar de metanol a la salida necesario.

$$(Ec. 41) \quad \text{Flujo molar a la salida de metanol} = Q * \frac{\rho}{PM}$$

En donde ρ y PM son la densidad a condiciones normales y el peso molecular respectivamente del alcohol metílico. Sustituyendo valores del Cuadro 34 en la anterior ecuación:

$$\begin{aligned} \text{Flujo molar a la salida de metanol} &= 0.00001142 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} * \frac{792 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{32.0419 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}} \\ &= 0.0002822 \frac{\text{kmol}}{\text{s}} \end{aligned}$$

→ Luego, se calculó el flujo molar total a la salida necesario (utilizando la fracción molar de salida obtenida de la cinética de reacción).

$$(Ec. 42) \quad \text{Flujo molar total de salida del PFR} = \frac{\text{Flujo molar de salida del metanol}}{\text{Fracción molar del metanol en la salida}}$$

Sustituyendo valores obtenidos de la en la anterior ecuación, la cinética de reacción se puede consultar en la Figura 34:

$$\begin{aligned} \text{Flujo molar total de salida del PFR} &= \frac{0.00028288 \frac{\text{kmol metanol}}{\text{s}}}{0.02580} \\ &= 0.01094 \frac{\text{kmol totales}}{\text{s}} \end{aligned}$$

➔ A continuación, se procedió a calcular el flujo volumétrico de gas de síntesis a la entrada del reactor, utilizando el cambio de moles y utilizando la ley de los gases ideales.

(Ec. 43) $\text{Cambio de moles} = \text{Moles de salida metanol} * \text{Cambio de moles según las reacciones del PFR}$

Sustituyendo valores en la anterior ecuación, estos valores fueron obtenidos utilizando la cinética de la Figura 34:

$$\text{Cambio de moles} = 0.0002822 \frac{\text{kmol}}{\text{s}} * 2 = 0.0005643 \frac{\text{kmol}}{\text{s}}$$

(Ec. 44) $\text{Flujo molar de entrada total del PFR (FMET)} = \text{Flujo molar de salida del PFR} + \text{cambio de moles}$

Sustituyendo valores en la anterior ecuación, estos valores fueron obtenidos utilizando la cinética de la Figura 34:

$$\text{FMET} = (0.01094 + 0.0005643) \frac{\text{kmol totales}}{\text{s}} = 0.01150 \frac{\text{kmol totales}}{\text{s}}$$

(Ec. 45) $\text{Flujo volumétrico total a la entrada (FVTE)} = \frac{\text{FMET} * R * T}{P}$

En donde:

R= constante de los gases ideales ($\text{m}^3 * \text{Pa} / (\text{kmol} * \text{K})$).

R= temperatura de operación del reactor (K).

P=presión de operación del reactor (Pa).

Sustituyendo valores del Cuadro 35 y el FVTE obtenido con anterioridad en la anterior ecuación:

$$FVTE = \frac{0.01150 \frac{\text{kmol totales}}{\text{s}} * 8,314 \frac{\text{m}^3 * \text{Pa}}{\text{kmol} * \text{K}} * (225 + 273.15) \text{K}}{69.7 * 100,000 \text{ Pa}} = 0.007245 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

Cálculo 2: determinación del volumen del reactor PFR.

Se utilizaron las ecuaciones (2), (3) y (4) para la obtención del volumen.

$$(Ec. 46) \quad \tau' = \frac{V}{v_0} = \frac{VC_{ao}}{F_{ao}} = C_{ao} \int_0^{X_{af}} \frac{dX_a}{-r_a}$$

Esta última integral se resolvió de forma gráfica utilizando Microsoft Excel. Para lograrlo se hizo la sumatoria de las multiplicaciones de la diferencia instantáneas de concentración del monóxido de carbono y el promedio de dos puntos del valor de $-1/r_a$. A continuación se presenta, un ejemplo del cálculo instantáneo (del intervalo de 0 a 0.1 s):

$$r_a = \frac{\text{Concentración Metanol a 0.1 s} - \text{concentración Metanol a 0 s}}{\text{Tiempo final} - \text{tiempo inicial}}$$

Sustituyendo valores en la anterior ecuación, los valores de concentración fueron obtenidos de la cinética de la Figura 34:

$$r_a = \frac{0.002140 - 0}{(0.1 - 0) \text{ s}} = 0.0001083 \frac{\text{mol}}{\text{s} * \text{kg cat}}$$

$$\frac{1}{-r_a} = \frac{1}{0.0001083 \frac{\text{mol}}{\text{s} * \text{kg cat}}} = 9,234.84 \frac{\text{s} * \text{kg cat}}{\text{mol}}$$

$$(Ec. 47) \quad \frac{\Delta x}{-r_a} = \frac{\frac{1}{-r_{a1}} + \frac{1}{-r_{a2}}}{2} * (\text{Concentración CO a 0.1 s} - \text{concentración CO a 0 s})$$

Sustituyendo los anteriores valores en la anterior ecuación:

$$\begin{aligned} \frac{\Delta x}{-r_a} &= (9,234.84 + 9302.67) \frac{\text{s} * \text{kgcat}}{\text{mol}} * (0.034369 - 0.034367) \frac{\text{moles CO}}{\text{moles totales}} \\ &= 0.01790 \end{aligned}$$

*Se procedió a calcular el valor de $dx/-ra$ para todos los demás instantes de la misma forma, y se hizo la sumatoria para obtener el valor de peso tiempo a la conversión deseada.

$$(Ec. 48) \quad \sum_{i=x_i}^{x_f} \frac{\Delta x}{-ra} = \tau'$$

Sustituyendo los anteriores valores en la anterior ecuación:

$$\sum_{i=0.03437}^{0.02488} \frac{\Delta x}{-ra} = 36.608.52 \frac{kg * s}{m^3} = \tau'$$

$$(Ec. 49) \quad \text{Masa de catalizador necesaria} = \tau' * FVTE$$

Sustituyendo el valor del peso tiempo y del FVTE calculados anteriormente en la anterior ecuación:

$$\text{Masa de catalizador necesaria} = 36,608.52 \frac{kg * s}{m^3} * 0.007245 \frac{m^3}{s} = 265.21 kg$$

$$(Ec. 50) \quad \text{Volumen del reactor} = \frac{\text{Masa de catalizador necesaria}}{\text{Densidad del catalizador}}$$

Sustituyendo valores de la masa calculada anteriormente y la densidad del catalizador (disponible en el Cuadro 18) en la anterior ecuación:

$$\text{Volumen del reactor} = 265.21 kg * \frac{1 m^3}{1,190 kg} = 0.2230 m^3$$

Cálculo 3: determinación de las dimensiones del reactor PFR, tiempos de residencia y velocidad lineal de flujo esperada.

➔ Primero, se determinó el radio del reactor PFR:

$$(Ec. 51) \quad Radio \text{ PFR} = \left(\frac{Volumen \text{ del reactor}}{Relaci3n \frac{largo}{radio} * \Pi} \right)^{\frac{1}{3}}$$

Sustituyendo el volumen calculado y la relaci3n largo/radio disponible en la secci3n correspondiente del Marco Te3rico en la anterior ecuaci3n:

$$Radio \text{ PFR} = \left(\frac{0.2230 \text{ m}^3}{2.8 * \Pi} \right)^{\frac{1}{3}} = 0.2937 \text{ m}$$

→ Posteriormente, se procedi3 a calcular el largo del PFR:

$$(Ec. 52) \quad Largo \text{ PFR} = Radio \text{ PFR} * Relaci3n \frac{largo}{radio}$$

Sustituyendo valores en la anterior ecuaci3n:

$$Largo \text{ PFR} = 0.2937 \text{ m} * 2.8 = 0.8224$$

→ Por 3ltimo, se procedi3 a calcular el 3rea, tiempo de residencia y la velocidad lineal de flujo esperada.

$$(Ec. 53) \quad 3rea = \Pi * (Radio \text{ PFR})^2$$

Sustituyendo el radio calculado anteriormente en la anterior ecuaci3n:

$$3rea = \Pi * (0.2937 \text{ m})^2 = 0.2710 \text{ m}^2$$

$$(Ec. 54) \quad \text{Velocidad lineal de flujo} = \frac{\frac{FVTE+FVTS}{2}}{\text{Área}}$$

*En donde FVTS es el flujo volumétrico total de salida que se calcula de la misma forma que en el cálculo 1.

Sustituyendo los valores calculados anteriormente en la anterior ecuación:

$$\text{Velocidad lineal de flujo} = \frac{\left(\frac{0.007245 + 0.006889}{2}\right) m^3}{0.2710 m^2} = 0.02608 \frac{m}{s}$$

$$(Ec. 55) \quad \text{Tiempo de residencia de operación} = \frac{\text{Largo del reactor}}{\text{Velocidad lineal de flujo}}$$

Sustituyendo los valores calculados anteriormente en la anterior ecuación:

$$\text{Tiempo de residencia de operación} = \frac{0.8224 m}{0.02608 \frac{m}{s}} = 31.5372 s$$

$$(Ec. 56) \quad \text{Tiempo de residencia necesario} = \frac{\tau * \text{Volumen del reactor}}{\text{Masa de catalizador necesaria}}$$

Sustituyendo los valores en la anterior ecuación:

$$\text{Tiempo de residencia necesario} = \frac{36,608.52 \frac{kg * s}{m^3} * 0.2230 m^3}{261.21 kg \text{ catalizador}} = 30.7635 s$$

Cálculo 4: determinación del flujo volumétrico de agua de enfriamiento necesaria para la operación isotérmica del reactor PFR.

→ Primero, se calculó el promedio de velocidad de reacción para las dos reacciones que se llevan a cabo paralelamente en el reactor PFR. Para lograrlo se utilizó Microsoft Excel, y los datos de la cinética obtenidos con Berkley Madonna.

$$(Ec. 57) \quad \textit{Velocidad de reacción promedio para la reacción 1} = \frac{(\sum_{i=0}^n RXN1)}{n}$$

*En donde n es el número de velocidad de reacción sumadas.

Sustituyendo valores en la anterior ecuación, estos valores se obtuvieron usando la cinética de la Figura 34:

$$\textit{Velocidad de reacción promedio para la reacción 1} = 0.6853 \frac{\textit{mol}}{\textit{s}}$$

*Se calculó de la misma forma la velocidad de reacción promedio para la reacción 2.

→ Posteriormente, se multiplicó la velocidad de reacción promedio por la entalpía de reacción correspondiente.

$$(Ec. 58) \quad \textit{Calor generador por la reacción 1 (Q1)} = \textit{Velocidad de reacción promedio para la reacción 1} * \textit{Entalpía de reacción 1}$$

Sustituyendo la velocidad de reacción promedio calculada y el calor de la reacción disponible en el Marco Teórico en la anterior ecuación:

$$Q1 = 0.6853 \frac{\textit{mol}}{\textit{s}} * \frac{-40.9\textit{kJ}}{\textit{kmol}} = -28.03 \textit{ kJ}$$

*Se calculó el calor generador por la reacción 2 (Q2) de la misma forma.

→ A continuación, se sumaron ambos calores de reacción pues las reacciones se dan paralelamente.

$$(Ec. 59) \quad Q_{total} = Q1 + Q2$$

Sustituyendo los calores obtenidos con anterioridad en la anterior ecuación:

$$Q_{total} = -28.03kJ - 3.58 kJ = -31.61 kJ$$

➔ Posteriormente, se calculó el calor específico y la densidad promedio del agua, a sus temperaturas de entrada y salida establecida del intercambiador.

$$(Ec. 60) \quad \text{Calor específico del agua a la entrada} = C1 + C2 * T + C3 * T^2 + C4 * T^3 + C5 * T^4$$

Sustituyendo valores en la anterior ecuación (para todos los intercambiadores de calor de enfriamiento se fijó una temperatura de entrada del fluido de servicio de 25°C y de salida de 80°C, para el de calentamiento viceversa). Los coeficientes se obtienen del Cuadro 54:

$$\begin{aligned} \text{Calor específico del agua a la entrada} \\ &= 276,370 - 2,090.1 * 298.15K + 8.125 * (298.15K)^2 - 0.014116 \\ &* (298.15 K)^3 + 0.0000093701 * (298.15 K)^5 = 75,384.20 \frac{J}{kmol * k} \end{aligned}$$

➔ Convertimos el anterior valor a unidades de masa:

$$(Ec. 61) \quad \text{Calor específico del agua en unidades de masa} = \frac{\text{Calor específico del agua}}{\text{Peso molecular}}$$

Sustituyendo valores en la anterior ecuación:

$$\begin{aligned} \text{Calor específico del agua en unidades de masa} &= \frac{\left(75,384.20 \frac{J}{kmol * K}\right)}{18.015 \frac{kmol}{kg}} \\ &= 4,184.52 \frac{J}{kg * K} \end{aligned}$$

*El calor específico a la temperatura de salida de 80°C se calculó de la misma forma.

➔ Luego, se calculó la densidad del agua:

$$(Ec. 62) \quad \text{Densidad del agua} = \left(\frac{C1}{C2}\right)^{1+\left(1-\frac{T}{C3}\right)^{C4}}$$

Sustituyendo valores del Cuadro 38 en la anterior ecuación:

$$\text{Densidad del agua} = \left(\frac{5.459}{0.30542} \right)^{1 + \left(1 - \frac{298.15}{647.13} \right)^{0.081}} = 0.9950 \frac{g}{mL}$$

*Se calculó de la misma forma la densidad del agua a la temperatura de salida de 80°C.

➔ A continuación, se calculó el promedio del calor específico y la densidad del agua a las temperaturas de entrada y de salida, y se procedió a hacer el balance de energía correspondiente que permite despejar el flujo másico de agua requerido para la operación isotérmica del PFR.

$$(Ec. 63) \quad \text{Flujo másico de agua requerido} = \frac{Q_{total}}{C_p \text{ prom} * \Delta T}$$

Sustituyendo los valores calculados en la anterior ecuación:

$$\text{Flujo másico de agua requerido} = \frac{31.6084 \frac{kJ}{s}}{4.1902 \frac{kJ}{kg * K} * (80 - 25)^{\circ}C} = 0.1372 \text{ kg/s}$$

➔ Por último, se calculó el flujo volumétrico con la densidad promedio calculada anteriormente.

$$(Ec. 64) \quad \text{Flujo volumétrico de agua requerido} = \frac{\text{Flujo másico de agua requerido}}{\text{Densidad promedio}}$$

Sustituyendo los valores obtenidos previamente en la anterior ecuación:

$$\text{Flujo volumétrico de agua requerido} = \frac{0.1372 \frac{kg}{s}}{0.9873 \frac{kg}{L}} = 0.1389 \frac{L}{s}$$

Cálculo 5: determinación de la caída de presión generada por el lecho fijo de catalizador del PFR.

Sustituyendo los valores del Cuadro 18 en la ecuación (10), y despejando para la caída de presión:

$$\Delta P_{\text{lecho fijo}} = \left(150 * \left(\frac{(1 - 0.285)^2}{(0.285)^3} \right) * \frac{4.20e - 05 \frac{Pa}{s} * 0.02608 \frac{m}{s}}{0.0054 m * 1^2} + 1.75 * \left(\frac{1 - 0.285}{0.285^3} \right) * \frac{1.39 \frac{kg}{m^3} * 0.02608 \frac{m^2}{s}}{0.0054 m * 1 * (0.285)^3} \right) * \frac{0.8224 m}{1} = 438.5749 Pa$$

Cálculo 6: Obtención de la caída de presión total, necesaria para el dimensionamiento del compresor previo a la entrada del PFR.

- ➔ Para este cálculo, se tomaron en cuenta las siguientes fuentes de variación en esta parte del sistema: cambio de número de moles, caída de presión por el lecho fijo y el aumento de presión requerido por el sistema.

(Ec. 65) $\Delta P_{\text{cambio no. de moles}} = (\text{Presión inicial del sistema}) - (\text{Presión total del sistema a la conversión requerida})$

Sustituyendo los valores en la anterior ecuación (obtenidos de la cinética de la Figura 34):

$$\Delta P_{\text{cambio no. de moles}} = 6,875,208 Pa - 6,574,737 Pa = 236,797.014 Pa$$

*Se utilizaron los datos de presión respecto al tiempo que desplegó el programa Berkley Madonna.

- ➔ A continuación, se calculó el cambio de presión total requerido para el dimensionamiento del compresor de la siguiente forma:

(Ec. 66) $\Delta P_{\text{total}} = \Delta P_{\text{presión requerido}} - \Delta P_{\text{cambio no. de moles}} - \Delta P_{\text{lecho fijo}}$

*En donde ΔP lecho fijo es la caída de presión requerida por el sistema que inicialmente se encuentra a 1.0135 bar y debe alcanzar 69.7 bar dentro del PFR.

Sustituyendo los valores calculados en la anterior ecuación, y las condiciones de operación del Cuadro 35:

$$\begin{aligned}\Delta P_{total} &= (6,970,000 - 101,350) Pa - 236,797.014 Pa - 438.5749 Pa \\ &= 6,632,341.56 Pa\end{aligned}$$

→ Por último, se calculó la potencia requerida del compresor de la siguiente forma (usando la ecuación número 20):

$$(Ec. 67) \quad P_b = \frac{0.371 \cdot T_a \cdot q_0}{\eta} * \ln\left(\frac{P_b}{P_a}\right)$$

Sustituyendo valores del Cuadro 52 en la anterior ecuación:

$$P_b = \frac{\left(0.371 * 298.15 K * 0.007245 \frac{m^3}{s} * \frac{273.15 K}{298.15 K}\right)}{0.5} * \ln\left(\frac{6,632,341.56 Pa}{101,350 Pa}\right) = 6.1392 kW$$

*Se corrige por temperatura el flujo volumétrico de entrada para que sea a 0°C.

Cálculo 7: dimensionamiento del ciclón para la eliminación de polvos.

→ Primero, se calculó el diámetro tangencial de entrada al ciclón, tomando en cuenta el flujo volumétrico de gas de síntesis máximo a tratar y estableciendo una velocidad de 12.2 m/s.

$$(Ec. 68) \quad D_c = \left(\frac{\left(\frac{\text{Flujo volumétrico máximo de entrada}}{12.2 \frac{m}{s}} \right)}{\pi * 4} \right)^{0.5}$$

Sustituyendo el flujo máximo de 120 m/h (del reactor cotizado) en la anterior ecuación:

$$D_c = \left(\frac{\left(\frac{120 \frac{m^3}{h} * \frac{1 h}{3600 s}}{12.2 \frac{m}{s}} \right)^{0.5}}{\pi * 4} \right) = 0.05898 m$$

→ Posteriormente, se eligió un ciclón de alta eficiencia ya que el tamaño de partícula del polvo producido es de alrededor de 5 micrómetros según el proveedor. Se dimensionaron todas las demás medidas del ciclón utilizando las proporciones presentadas en la sección de ciclones del Marco Teórico de este documento.

Cálculo 8: determinación de la base de cálculo del gasificador operando al arranque de la planta (sin recirculación de gas de síntesis de la salida del condensador al PFR).

*Debido a que los datos de cinética de las reacciones involucradas en este reactor son muy escasos y específicos para ciertas materias primas, se procedió a utilizar el programa de *SuperPro Designer* con la función de cálculo de concentraciones de salida de los productos a través de minimización de energía libre de Gibbs.

→ Se partió de la base de cálculo de flujo molar de gas de síntesis de entrada al reactor de PFR necesario para satisfacer la producción necesaria de metanol. A continuación, se utilizaron las fracciones molares de cada uno de los compuestos para obtener los moles de cada compuesto.

(Ec. 69) $Flujo\ molar\ CO = Flujo\ Molar\ Total\ a\ la\ Entrada * Fracción\ molar\ de\ CO$

Sustituyendo valores de la concentración (los cuales se pueden consultar en el Reporte de Composiciones de la sección de Anexos) en la anterior ecuación:

$$Flujo\ molar\ CO = 0.007245 \frac{kmol}{h} * 0.0354 = 1.3897 kmol/h$$

*Se calcularon los flujos molares de los demás compuestos de la misma forma.

➔ Luego, se obtuvieron los flujos másicos de cada compuesto, multiplicando el flujo molar de cada compuesto por su peso molecular.

$$(Ec. 70) \quad \text{Flujo másico CO} = \text{Flujo molar CO} * \text{Peso Molecular CO}$$

Sustituyendo valores en la anterior ecuación:

$$\text{Flujo másico CO} = 1.3897 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} * 28.01 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} = 38.93 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

*Se procedió a repetir el anterior cálculo con todos los demás compuestos, y se sumaron para obtener el flujo másico total de entrada al PFR requerido.

$$(Ec. 71) \quad \text{Flujo másico de entrada al PFR} = \sum_{i=0}^n \text{Flujo molar compuesto } n * \text{Peso molecular compuesto } n$$

$$\text{Flujo másico de entrada al PFR} = 157.91 \text{ kg/h}$$

*Se realizó el mismo procedimiento con el flujo de salida del PFR para verificar que hubiera conservación de la masa. Se tomó el valor más grande de flujo másico.

Cálculo 9: balance de masa y energía para establecer el funcionamiento del reactor de gasificación.

➔ Primero, se procedió a calcular la fórmula molecular y el peso molecular promedio de la biomasa (raquis de palma africana) a alimentar al gasificador, a partir de su composición elemental de carbono, hidrógeno, oxígeno y azufre.

$$(Ec. 72) \quad \text{Kilomoles por kg de biomasa} = \sum_{i=0}^n \% \text{másico compuesto } n * \text{PM compuesto } n$$

Sustituyendo los valores del Cuadro 14 se obtiene:

$$\text{Kilomoles por kg de biomasa} = 13.6259$$

→ Posteriormente, se calculó la fracción molar de cada uno de los elementos.

$$\text{(Ec. 73) Fracción molar Carbono} = \frac{\text{Kilomoles carbono por kg de biomasa}}{\text{Kilomoles por kg de biomasa}}$$

Sustituyendo los valores calculados previamente en la anterior ecuación:

$$\text{Fracción molar Carbono} = \frac{4.06328 \text{ kilomoles}}{13.6259 \text{ kilomoles totales}} = 0.2982$$

*Se calculó la fracción molar del hidrógeno, el oxígeno y el azufre de la misma manera. Todos se multiplicaron por 100 para obtener el porcentaje molar.

→ A continuación, se estableció un mínimo común denominador para todas las fracciones molares, con el cual el número de moles del hidrógeno fuera 2.

$$\text{(Ec. 74) } 2 = \frac{\text{Porcentaje molar del hidrógeno}}{\text{Mínimo común denominador}}$$

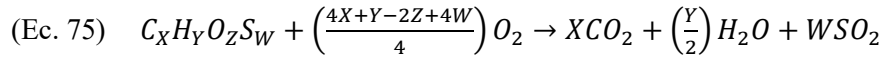
Sustituyendo los valores calculados en la anterior ecuación, y despejando para el mínimo común denominador:

$$\text{Mínimo común denominador} = \frac{53.37}{2} = 26.68$$

*Se dividieron todos los demás porcentajes molares, dentro de 26.68 para obtener la fórmula molecular aproximada del raquis de palma africana:

$$\frac{C_{29.82}}{26.68} H_{\frac{53.37}{26.68}} O_{\frac{16.65}{26.68}} S_{\frac{0.16}{26.68}} = C_{1.12} H_{2.00} O_{0.6241} S_{0.005834}$$

→ Se calculó el peso molecular promedio de la biomasa, utilizando la fórmula molecular anterior.



$$(Ec. 76) \quad PM \text{ promedio biomasa} = X * PMC + Y * PMH + Z * PMO + W * PMS$$

Sustituyendo los valores calculados previamente en la anterior ecuación:

$$\begin{aligned} PM \text{ promedio biomasa} &= 12.01 * 1.12 + 1.0079 * 2 + 15.999 * 0.6241 + 32.065 * 0.005834 \\ &= 25.6132 \frac{kg}{kmol} \end{aligned}$$

➔ Después, se calculó la razón estequiométrica de oxígeno para una combustión completa de la biomasa utilizada.

$$(Ec. 77) \quad Demanda estequiométrica de oxígeno = \left(\frac{4X+Y-2Z+4W}{4} \right)$$

Sustituyendo los valores calculados previamente en la anterior ecuación:

$$\begin{aligned} Demanda estequiométrica de oxígeno (DEO) &= \left(\frac{4 * 1.12 + 2.00 - 2 * 0.6241 + 4 * 0.005834}{4} \right) \\ &= 1.3112 \text{ kmol Oxígeno Bimolecular por kmol de biomasa} \end{aligned}$$

➔ Utilizando, la demanda estequiométrica de oxígeno se procedió a calcular la demanda real de oxígeno:

$$(Ec. 78) \quad Demanda de oxígeno al arranque (DOA) = DEO * Razón de equivalencia * \text{ kmol de biomasa entrante}$$

Sustituyendo DEO y la razón de equivalencia que se puede consultar en la sección correspondiente a Gasificación en el Marco Teórico en la anterior ecuación:

$$\begin{aligned}
 & \text{Demanda de oxígeno al arranque} \\
 & = 1.3112 \text{ kmol Oxígeno Bimolecular por kmol de biomasa} * 0.2 \\
 & * 31.998 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} * 94.0465 \text{ kg biomasa seca} * \left(\frac{1}{25.6132 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}} \right) \\
 & = 30.8213 \frac{\text{kg}}{\text{h}}
 \end{aligned}$$

*Se calculó de la misma forma la demanda de oxígeno ya operando en equilibrio (DOE).

Luego, se utilizó la densidad del oxígeno a condiciones normales (20°C y 1 atm) para dimensionar la demanda del concentrador de oxígeno:

$$\text{(Ec. 79) } \text{Demanda volumétrica de oxígeno} = \text{DOE} * \left(\frac{1}{\text{densidad del oxígeno}} \right)$$

Sustituyendo valores en la anterior ecuación:

$$\text{Demanda volumétrica de oxígeno} = 7.5723 \frac{\text{kg}}{\text{h}} * \left(\frac{1}{0.754 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \right) = 10.0428 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

➔ Luego, se prosiguió a calcular la biomasa de entrada en base seca, sin azufre y sin cenizas necesaria para poder producir el gas de síntesis.

$$\text{(Ec. 80) } \text{Masa biomasa pura} = \frac{\text{(Flujo másico de entrada al PFR)}}{\left(1 + \frac{\text{DEO} * \text{PM O}_2 * \text{RE}}{\text{PM biomasa}} + \frac{\text{Relación moderador}}{\text{biomasa}} + \frac{\% \text{W azufre}}{100\% - \% \text{W azufre}} * \text{RE} + \frac{\% \text{W humedad}}{100\% - \% \text{W humedad}} \right)}$$

*En donde:

RE= razón de equivalencia (porcentaje respecto a la cantidad estequiométrica de oxígeno alimentada).

Sustituyendo los valores calculados y los del Cuadro 40 en la anterior ecuación:

$$\begin{aligned}
 & \text{Masa biomasa pura} \\
 &= \frac{157.91 \text{ kg/h}}{\left(1 + \frac{1.3112 * 31.998 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} * 0.2}{25.6132 \text{ kg/kmol}} + 0.1 + \frac{0.68}{100 - 0.68} * 0.2 + \frac{20}{100 - 20} \right)} \\
 &= 94.0465 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

→ Se procedió a determinar la masa de entrada de cenizas, azufre y agua utilizando la masa biomasa pura, y la relación másica entre la misma y los compuestos de interés.

$$\text{(Ec. 81) } \text{Masa cenizas} = \text{Masa biomasa pura} * \frac{\%_w^{\text{cenizas}}}{100\% - \%_w^{\text{cenizas}}}$$

Sustituyendo los valores obtenidos previamente en la anterior ecuación:

$$\text{Masa cenizas} = 94.0465 * \frac{3.6\%}{100\% - 3.6\%} = 3.5121 \text{ kg cenizas}$$

*Para calcular la masa de entrada de azufre se repitió este procedimiento.

→ Se llevó a cabo el cálculo de flujo de entrada de vapor de agua, utilizando la razón de 0.1 kg de moderador por kg de biomasa alimentados.

$$\text{(Ec. 82) } \text{Masa vapor de agua} = \text{Flujo de biomasa total} * \text{Relación másica} \frac{\text{moderador}}{\text{biomasa total}}$$

Sustituyendo valores en la anterior ecuación:

$$\text{Masa vapor de agua} = 94.0465 \frac{\text{kg}}{\text{h}} * 0.1 = 9.4046 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

- ➔ Tras haber corrido el modelo de simulación de *SuperPro Designer* con los valores calculados, se calcularon las fracciones volumétricas de compuestos que conforman el gas de síntesis, a partir de las fracciones másicas estimadas por el simulador. A partir de las densidades de los componentes del gas en condiciones normales, se calcularon las fracciones volumétricas corrigiendo por temperatura y presión.

$$(Ec. 83) \quad \text{Densidad a } T \text{ y } P \text{ de interés compuesto } n = \text{Densidad a condiciones normales} * \frac{P \text{ operación}}{P \text{ atmosférica}} * \frac{293.15 \text{ K}}{T \text{ operación del reactor (K)}}$$

Sustituyendo los valores del Cuadro 53 en la anterior ecuación:

$$\begin{aligned} \text{Densidad a } T \text{ y } P \text{ de operación del reactor } CO &= 1.165 \frac{kg}{m^3} * \frac{69.7 \text{ Bar}}{1.0135 \text{ Bar}} * \frac{293.15 \text{ K}}{498.15 \text{ K}} \\ &= 47.1714 \frac{kg}{m^3} \end{aligned}$$

*La densidad de los demás gases (dióxido de carbono, hidrógeno y metano) fue calculada de la misma forma.

$$(Ec. 84) \quad \% \text{Fracción volumétrica del gas } n = \frac{\text{Flujo másico } n * \text{Densidad } n}{\sum_{i=0}^n \text{Flujo másico } n * \text{densidad } n}$$

Sustituyendo valores en la anterior ecuación (obtenidos del balance de masa y de la densidad obtenida en el cálculo previo):

$$\% \text{Fracción volumétrica del gas } CO = \frac{\left(63.9000 \frac{kg}{h}\right) * 47.1717 \frac{kg}{m^3}}{\frac{3.8954 \text{ m}^3}{h}} = 34.7754\% \text{ v/v}$$

*Se calcularon las fracciones volumétricas de los demás gases (dióxido de carbono, hidrógeno y metano) de la misma forma.

- ➔ Por último, se determinó el número estequiométrico obtenido en la corriente de salida, tras ingresar los parámetros necesarios al simulador de la operación de gasificador del programa *SuperPro Designer* (a continuación, se sustituyen valores en la ecuación 39):

$$\text{Número estequiométrico} = \frac{(40.34 - 21.67)\% v/v}{(34.78 + 21.67)\% v/v} = 0.33$$

Cálculo 10: dimensionamiento de la trituradora necesaria para la disminución del tamaño de partícula del raquis a alimentar.

- ➔ Para determinar la potencia necesaria para la trituración del raquis de palma africana se utilizó la ecuación (5).

$$(Ec. 85) \quad W = 10 * \text{Índice de Bond} * \left(\left(\frac{1}{\sqrt{P_{80}}} \right) - \left(\frac{1}{\sqrt{F_{80}}} \right) \right)$$

Sustituyendo valores del Cuadro 39 y el 42 en la anterior ecuación:

$$W = 10 * 12.00 * \left(\left(\frac{1}{\sqrt{3 \text{ mm}}} \right) - \left(\frac{1}{\sqrt{50 \text{ mm}}} \right) \right) = 2.0678 \frac{kWh}{\text{ton molida}}$$

- ➔ A continuación, se multiplicó W por el flujo másico a triturar en toneladas cortas por hora.

$$(Ec. 86) \quad \text{Potencia de salida de la trituradora} = W * \text{Flujo másico biomasa} \left(\frac{\text{ton}}{\text{h}} \right)$$

$$\begin{aligned} &\text{Potencia de salida de la trituradora} \\ &= 2.0678 \frac{kWh}{\text{ton molida}} * 29.7451 \frac{kg}{h} * \frac{1 \text{ tm}}{1000 \text{ kg}} * \frac{1.1 \text{ ton}}{1 \text{ tm} * 100} = 5.5915 \text{ kW} \end{aligned}$$

Cálculo 11: determinación de la cantidad de agua a utilizar en la torre de absorción para remoción de ácido sulfhídrico del gas de síntesis producido.

→ Primero, se determinó la curva de equilibrio para el sistema de H₂S y agua.

Se supone que la corriente de gas de síntesis a lavar entrará saturada de vapor de agua. Por lo tanto:

$$(Ec. 87) \quad y_{H_2O} = \frac{\text{Presión de vapor del agua a temperatura de operación}}{\text{Presión de operación}}$$

Sustituyendo los valores del Cuadro 45 en la anterior ecuación:

$$y_{H_2O} = \frac{16.5 \text{ mmHg}}{760 \text{ mmHg}} = 0.022$$

Se procedió a definir las concentraciones como relaciones molares en lugar de fracciones molares:

$$(Ec. 88) \quad X = \frac{x_{H_2S}}{1-x_{H_2S}}$$

$$(Ec. 89) \quad Y = \frac{y_{H_2S}}{1-y_{H_2S}-y_{H_2O}}$$

Asimismo, se define la curva de equilibrio como:

$$(Ec. 90) \quad y_{H_2S} = \left(\text{Coeficiente de Henry en } \frac{\text{mol}}{\text{atm} \cdot \text{L}} \right) * x_{H_2S}$$

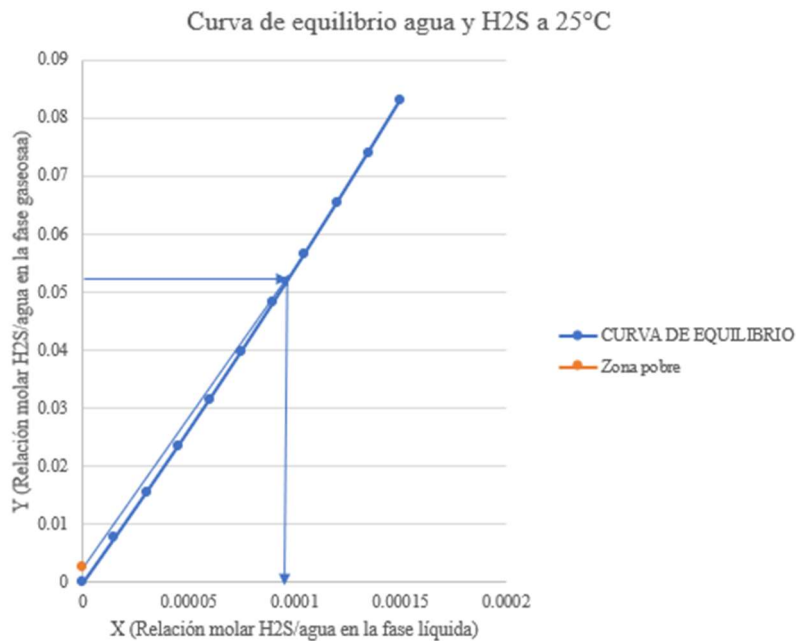
Sustituyendo los valores del Cuadro 45 en la anterior ecuación:

$$y_{H_2S} = 542x_{H_2S}$$

→ Se despejaron los valores de x_{H_2S} y y_{H_2S} de las ecuaciones definidas para la obtención de la relación molar, para sustituirlos en la anterior ecuación de la curva de equilibrio.

$$(Ec. 91) \quad Y = \frac{542}{0.978-(541+0.022)*X}$$

- Tras haber obtenido la curva de equilibrio, se procedió a llevar a cabo el método gráfico de obtención de la relación de L2/G1 mínimo.



- Se procedió a calcular la pendiente de la curva de operación al mínimo:

$$(Ec. 92) \quad \left(\frac{L2}{G1}\right)_{min} = \frac{Y1-Y2}{X2-X1}$$

*En donde X y Y son las relaciones molares de ácido sulfhídrico, en el agua y el gas de síntesis respectivamente.

Sustituyendo valores en la anterior ecuación:

$$\left(\frac{L2}{G1}\right)_{min} = \frac{0.05263 - 0.002632}{0.0001 - 0} = 500 \frac{\text{kmol de agua}}{\text{kmol de gas de entrada inerte}}$$

- Se multiplicó la anterior relación mínima por el factor al que se desea operar la torre (1.2 veces el mínimo):

$$(Ec. 93) \quad \left(\frac{L2}{G1}\right) = \left(\frac{L2}{G1}\right)_{min} * \text{Factor de operación de la torre}$$

Sustituyendo los valores obtenidos y el del Cuadro 45 en la anterior ecuación:

$$\begin{aligned} \left(\frac{L2}{G1}\right) &= 500 \frac{\text{kmol de agua}}{\text{kmol de gas de entrada interte}} * 1.2 \\ &= 600 \frac{\text{kmol de agua}}{\text{kmol de gas de entrada interte}} \end{aligned}$$

Cálculo 12: determinación del área de sección transversal de la torre de absorción.

➔ Primero, se determinó el valor de la siguiente expresión:

$$(Ec. 94) \quad \frac{Ls}{Gs} * \left(\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g}\right)^{0.5} = \text{abscisa gráfico de Eckert}$$

Sustituyendo los valores del Cuadro 45 en la anterior ecuación:

$$\begin{aligned} 600 \frac{\text{kmol de agua}}{\text{kmol de gas de entrada interte}} * \left(\frac{1.3907 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{994.9945 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} - 1.3907 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}\right)^{0.5} \\ = \text{abscisa gráfico de Eckert} = 31.5049 \end{aligned}$$

*Se definió el valor de caída de presión a utilizar 400 Pa/m y se leyó en la ordenada del gráfico de Eckert para determinación de flux de operación.

$$\text{Ordenada gráfico de Eckert (OE)} = 0.09$$

*Ya que se trabajó con unidades del sistema internacional, se procedió a trabajar con los valores de cf, J y gc correspondientes y se despejó para el flux de gas de la ordenada anteriormente encontrada.

$$(Ec. 95) \quad G' = \left((OE) * \frac{\rho g * (\rho_l - \rho) * g c}{C_f * \mu^{0.1} * J} \right)^{0.5}$$

Sustituyendo el valor de OE obtenido previamente y los valores del Cuadro 45 en la anterior ecuación:

$$G' = \left((0.09) * \frac{1.3907 \frac{kg}{m^3} * \left(994.9945 \frac{kg}{m^3} - 1.3907 \frac{kg}{m^3} \right) * 1}{255 * 0.001 \frac{kg}{m * s}^{0.1} * 1} \right)^{0.5} = 0.9864 \frac{kg}{m^2 * s}$$

→ Por último, se procedió con el cálculo del área y el diámetro de la torre.

$$(Ec. 96) \quad \text{Área} = \frac{\text{Flujo másico de gas de síntesis}}{G'}$$

Sustituyendo valores en la anterior ecuación (ambos valores obtenidos del balance de masa realizado para el proceso):

$$\text{Área de sección transversal} = \frac{\left(158.4280 \frac{kg}{h} * \frac{1 h}{3600 s} \right)}{0.9864 \frac{kg}{m^2 * s}} = 0.04445 m^2$$

$$(Ec. 97) \quad \text{Diámetro} = \left(\frac{\text{Área de sección transversal} * 4}{\pi} \right)^{0.5}$$

Sustituyendo el área obtenida en la anterior ecuación:

$$\text{Diámetro} = \left(\frac{0.04445 m^2 * 4}{\pi} \right)^{0.5} = 0.2379 m$$

Cálculo 13: cálculo de los coeficientes globales de transferencia de masa de la torre de absorción.

→ Primero, se calculó el Número de Schimidt para la fase gaseosa y la líquida.

$$(Ec. 98) \quad ScG = \frac{\mu g}{\rho g * Dab}$$

*En donde Dab es la difusividad del soluto en la fase gaseosa.

Sustituyendo los valores del Cuadro 45 en la anterior ecuación:

$$ScG = \frac{\left(0.0000174 \frac{kg}{m * s}\right)}{1.3907 \frac{kg}{m^3} * 0.0000139 \frac{m^2}{s}} = 0.9001$$

*Se llevó el cálculo de la ScL de la misma forma.

→ Posteriormente, se llevan los cálculos detallados en la tabla 6.5 del libro de Operaciones de Transferencia de Masa de Treybal.

*Se definió el uso de anillos Rasching de cerámica de $\frac{3}{4}$ in. Estos tienen un valor de $d_s = 0.001905$ m.

$$(Ec. 99) \quad \beta = 1.508 * d_s^{0.376}$$

Sustituyendo los valores del Cuadro 46 en la anterior ecuación:

$$\beta = 1.508 * 0.0725m^{0.376} = 0.3860$$

$$(Ec. 100) \quad \varphi_{lsw} = \frac{0.000247}{dS^{1.21}}$$

Sustituyendo los valores del Cuadro 46 en la anterior ecuación:

$$\varphi_{lsw} = \frac{0.000247}{0.02667 \text{ m}^{1.21}} = 0.01982$$

$$(Ec. 101) \quad \varphi_{ltw} = \frac{(2.09e-6) * (737.5 * L')^\beta}{dS^2}$$

Sustituyendo los valores del Cuadro 46 en la anterior ecuación:

$$\varphi_{ltw} = \frac{(2.09e - 6) * \left(737.5 * 375.8486 \frac{kg}{(m^2 * s)}\right)^{0.3860}}{0.02667^2} = 0.3711$$

$$(Ec. 102) \quad \varphi_{low} = \varphi_{ltw} - \varphi_{lsw}$$

Sustituyendo los valores calculados previamente en la anterior ecuación:

$$\varphi_{low} = 0.3711 - 0.01982 = 0.3513$$

$$(Ec. 103) \quad H = \frac{975.7 * L'^{0.57} * \mu l^{0.13}}{\rho_l^{0.84} * (2.024 * L'^{0.43} - 1)} * \left(\frac{\sigma}{0.073}\right)^{0.1757 - .262 \log(L')}$$

*Se utilizó el anterior valor de H ya que la viscosidad del agua es menor que 0.012 kg/(m*s).

*En donde σ es la tensión superficial del agua.

Sustituyendo los valores obtenidos en los cálculos previos en la anterior ecuación:

$$H = \frac{975.7 * 375.8486 \frac{kg}{m^2 * s}^{0.57} * 0.001 \frac{kg}{m * s}^{0.13}}{0.9950 \frac{kg}{m^3} * \left(2.024 * 375.8486 \frac{kg}{m^2 * s}^{0.43} - 1 \right) * \left(\frac{0.07275 \frac{N}{m}}{0.073} \right)^{0.1757 - 0.262 \log\left(375.8486 \frac{kg}{m^2 * s} \right)}} = 1.4237$$

→ Ahora se procede a calcular φ_{ls} , φ_{lt} , φ_{lo} , ϵ y ϵ_{lo} .

$$(Ec. 104) \quad \varphi_{ls} = \frac{0.0486 * \mu_l^{0.02} * \sigma^{0.99}}{d_s^{1.21} * \rho_l^{0.37}}$$

Sustituyendo valores en la anterior ecuación:

$$\varphi_{ls} = \frac{0.0486 * \left(0.01 \frac{kg}{m * s} \right)^{0.02} * 0.07275 \frac{N}{m}^{0.99}}{0.02667^{1.21} * 0.9950 \frac{kg}{m^3}^{0.37}} = 0.01973$$

$$(Ec. 105) \quad \varphi_{lo} = H * \varphi_{low}$$

Sustituyendo los valores del Cuadro 46 en la anterior ecuación:

$$\varphi_{lo} = 1.4232 * 0.3509 = 0.5001$$

$$(Ec. 106) \quad \varphi_{lt} = \varphi_{ls} + \varphi_{lo}$$

Sustituyendo valores calculados previamente en la anterior ecuación:

$$\varphi_{lt} = 0.01973 + 0.5001 = 0.5198$$

$$(Ec. 107) \quad \epsilon_{lo} = \epsilon - \varphi_{lt}$$

*En donde ϵ es la retención estática del empaque (0.73 para el elegido).

Sustituyendo valores en la anterior ecuación (la retención se obtiene del Cuadro 46):

$$\epsilon_{lo} = 0.73 - 0.5198 = 0.2102$$

➔ Ahora se procedió a calcular a_{aw} y a_a :

$$(Ec. 108) \quad a_{aw} = m * \left(\frac{808 * G'}{\rho_g^{0.5}} \right)^n * L^p$$

*En donde m, n y p son valores específicos del empaque obtenidos de la tabla 6.4 de Operaciones de Transferencia de Masa de Treybal.

Sustituyendo los valores del Cuadro 46 en la anterior ecuación:

$$a_{aw} = 31.215 * \left(\frac{808 * 0.9635 \frac{kg}{m^2 * s}}{1.3907 \frac{kg}{m^3}} \right)^0 * 375.8969 \frac{kg}{m^2 * s}^{-0.244} = 7.3462 \frac{m^2}{m^3}$$

$$(Ec. 109) \quad a_a = a_{aw} * \frac{\varphi_{lo}}{\varphi_{low}}$$

Sustituyendo valores calculados previamente en la anterior ecuación:

$$a_a = 7.3462 \frac{m^2}{m^3} * \frac{0.5001}{0.3513} = 10.4518 \frac{m^2}{m^3}$$

➔ Luego, se procedió a calcular el valor de F_g , kl , C_{prom} y Fl .

$$(Ec. 110) \quad F_g = \frac{1.193 * G}{Sc_g^{\frac{2}{3}}} * \left(\frac{ds * G'}{\mu_o * (1 - \epsilon_{lo})} \right)^{-0.36}$$

Sustituyendo valores calculados previamente en la anterior ecuación:

$$F_g = \frac{1.193 * 0.02831 \frac{kmol}{m^2 * s}}{0.9001^{\frac{2}{3}}} * \left(\frac{0.02667 m * 0.9865 \frac{kg}{m^2 * s}}{0.0000174 \frac{kg}{m * s} * (1 - 0.2102)} \right)^{-0.36} = 0.002405 \frac{kmol}{m^2 * s}$$

$$(Ec. 111) \quad kl = 25.1 * \frac{Dl}{ds} * \left(\frac{ds * L'}{\mu_l} \right)^{0.45} * Sc_l^{0.5}$$

Sustituyendo valores calculados previamente en la anterior ecuación:

$$kl = 25.1 * \frac{1.77 E - 09}{0.02667 m} * \left(\frac{0.02667 m * 376.8969 \frac{kg}{m^2 * s}}{0.001 \frac{kg}{m * s_l}} \right)^{0.45} * 567.8139^{0.5}$$

$$= 0.002510 \frac{kmol}{m^2 * s} * \Delta C_{prom}$$

$$(Ec. 112) C_{prom} = \left(\rho_l * \frac{L}{L'} \right)$$

Sustituyendo valores calculados previamente en la anterior ecuación:

$$C_{prom} = \left(994.99 \frac{kg}{m^3} \right) * \frac{20.9210 \frac{kmol}{m^2 * s}}{0.9865 \frac{kg}{m^2 * s}} = 55.2306 \frac{kmol}{m^3}$$

Cálculo 14: obtención de Htg, Htl y Htgo.

$$(Ec. 113) H_{tg} = \frac{G}{(F_g * a_a)}$$

Sustituyendo valores calculados previamente en la anterior ecuación:

$$H_{tg} = \frac{0.02831 \frac{kmol}{m^2 * s}}{0.002405 \frac{kmol}{m^2 * s} * 10.4518 \frac{m^2}{m^3}} = 1.1266 m$$

$$(Ec. 114) \quad H_{tl} = \frac{L}{(F_L * a_a)}$$

$$H_{tl} = \frac{20.9210 \frac{kmol}{m^2 * s}}{0.1385 \frac{kmol}{m^2 * s} * 10.4518 \frac{m^2}{m^3}} = 0.7219 \text{ m}$$

$$(Ec. 115) \quad H_{tog} = H_{tg} + m * \frac{G}{L} * H_{tl}$$

*En donde, m es la pendiente de la curva de equilibrio.

Sustituyendo valores calculados previamente en la anterior ecuación:

$$H_{tog} = 1.1266 \text{ m} + 607.6653 * \frac{0.02831}{20.9210} * 0.7219 \text{ m} = 1.7202 \text{ m}$$

Cálculo 15: determinación de N_{tog} y de la altura de la torre.

➔ Para la determinación de N_{tog} , se integró gráficamente la curva de $1/(Y-Y^*)$ vs Y . Este cálculo se puede hacer así ya que la solución de H₂S es diluida.

$$(Ec. 116) \quad N_{tog} = \int \frac{1}{Y-Y^*} dY = 3.2381$$

➔ Por último, se procedió a calcular la altura de la torre de la siguiente forma.

(Ec. 117) $Altura = N_{tog} * H_{tog}$

Sustituyendo valores calculados previamente en la anterior ecuación:

$$Altura = 3.2381 * 1.7194 \text{ m} = 5.5700 \text{ m}$$

Cálculo 16: dimensionamiento de los intercambiadores de calor involucrados en el proceso.

➔ Primero, se procedió con el cálculo del calor específico para cada uno de los componentes a la entrada y la salida de cada una de las corrientes que estaban conectadas a un intercambiador de calor.

(Ec. 118) $Calor\ específico\ promedio\ del\ compuesto\ n\ (CEn) = (C1 + C2 * Te + C3 * Te^2 + C4 * Te^3 + C5 * Te^4) + (C1 + C2 * Ts + C3 * Ts^2 + C4 * Ts^3 + C5 * Ts^4) * 0.5$

Sustituyendo valores del Cuadro 37 en la anterior ecuación:

$$\begin{aligned} CE_{CO} &= ((29,110 + 8,770 * 498.15 \text{ K} + 3,085.1 * (498.15 \text{ K})^2 + 8,460 * (498.15 \text{ K})^3 \\ &\quad + 1,538.2 * (498.15 \text{ K})^4) \\ &\quad + (29,110 + 8,770 * 298.15 \text{ K} + 3,085.1 * (298.15 \text{ K})^2 + 8,460 \\ &\quad * (298.15 \text{ K})^3 + 1,538.2 * (298.15 \text{ K})^4)) * 0.5 \\ &= 29,461.7626 \frac{J}{kmol * k} \end{aligned}$$

*Se calculó el calor específico de todos los demás compuestos de la misma forma.

➔ Posteriormente, se procedió a calcular el calor específico promedio de la corriente.

$$(Ec. 119) \text{ Calor específico promedio de la corriente (CEPCn)} = \sum_0^n CEn * \text{Fracción molar } n$$

Sustituyendo valores calculados previamente en la anterior ecuación:

:

$$\begin{aligned} \text{Calor específico promedio de la corriente del condensador} \\ &= 0.0248 * 29,461.8 \left(\frac{J}{(kmol * k)} \right) + 0.0226 * 40,951.6 \left(\frac{J}{(kmol * k)} \right) \\ &+ 0.8016 * 29,045.4 \left(\frac{J}{(kmol * k)} \right) + 0.009 * 34,390.1 \left(\frac{J}{(kmol * k)} \right) \\ &+ 0.0263 * 51,8213.2 \left(\frac{J}{(kmol * k)} \right) + 0.1158 * 35,696.4 \left(\frac{J}{(kmol * k)} \right) \\ &= 30,741.5 \left(\frac{J}{(kmol * k)} \right) \end{aligned}$$

➔ Se llevó a cabo el cálculo del calor latente, de la corriente del condensador.

$$(Ec. 120) \text{ Calor latente} = C1 * (1 - T_R)^{C2+C3*T_R+C4*T_R^2}$$

*En donde Tr es la temperatura reducida del fluido, definida como el cociente entre la temperatura de operación y la temperatura crítica del mismo.

Sustituyendo valores del Cuadro 55 en la anterior ecuación:

$$\text{Calor latente}_{MetOH} = 52,390,000 * (1 - 0.6591)^{0.3682} = 35,250,552.2 \frac{J}{kmol}$$

*Para el metanol C3 y C4 valen cero.

$$(Ec. 121) \text{ Calor latente a transferir}_{MetOH} = \text{Calor latente}_{MetOH} * \text{Flujo molar de la corriente} * \text{Fracción molar MetOH}$$

Sustituyendo valores calculados previamente en la anterior ecuación:

$$\begin{aligned} \text{Calor latente a transferir}_{MetOH} &= 35,250,552.2 \frac{J}{kmol} * 0.01073 \frac{kmol}{s} * 0.0263 \\ &= 9,946.4646 \frac{J}{s} \end{aligned}$$

*Se calculó de la misma forma el calor latente a transferir del agua.

(Ec. 122) *Calor latente a transferir total para el condensador =*
Calor latente a transferir_{MetOH} + Calor latente a transferir_{H2O}

Sustituyendo valores calculados previamente en la anterior ecuación:

$$\begin{aligned} \text{Calor latente a transferir total para el condensador} &= 9,946.4646 \frac{J}{s} + 50,694.5832 \frac{J}{s} \\ &= 60,641.0478 \frac{J}{s} \end{aligned}$$

➔ Se procedió con el cálculo de LMTD (media logarítmica de la temperatura).

(Ec. 123) $LMTD = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln\left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}\right)}$

*En donde:

ΔT =acercamientos en la entrada y salida del intercambiador.

Sustituyendo del Cuadro 49 valores en la anterior ecuación:

$$LMTD_{condensador} = \frac{(353.15 - 498.15)K - (353.15 - 298.15)K}{\ln\left(\frac{abs\left(\frac{(353.15 - 498.15)K}{(353.15 - 298.15)K}\right)}\right)} = 92.8409 K$$

→ Posteriormente, se llevó a cabo el balance de energía, para la obtención del área necesaria de transferencia de calor.

$$(Ec. 124) \quad A = \frac{n_h c p_h (T_{ha} - T_{hb}) + n_h \cdot \lambda}{U \cdot LMTD}$$

Sustituyendo valores calculados previamente en la anterior ecuación y los del Cuadro 49:

$$A = \frac{\left(\left(0.01073 \frac{kmol}{s} \right) * 30,741.5 \left(\frac{J}{(kmol * K)} \right) * (498.15 - 298.15)K + 60,641.05 \frac{J}{s} \right)}{255 \frac{W}{m^2 * K} * 92.8409 K}$$

$$= 0.005489 m^2$$

*Se calcularon todos los intercambiadores de la misma forma (si no hay cambio de fase, solo se contempló el calor sensible para el dimensionamiento).

→ Por último, se determinó el largo y diámetro de los intercambiadores de tubos concéntricos fijando una relación largo y radio y despejando el área.

$$(Ec. 125) \quad \text{Diámetro externo tubería interna} = \left(\frac{A}{L * \Pi} \right)^{0.5}$$

*La definición de la relación L/D del intercambiador de enfriamiento 1 y del de calentamiento 1, se fijó para que el diámetro externo de la tubería interna de los tubos concéntricos fuera igual que el diámetro externo dimensionado para la tubería correspondiente (consultar cálculo 18).

Sustituyendo valores calculados previamente en la anterior ecuación:

$$\text{Diámetro externo tubería interna intercambiador de enfriamiento 1}$$

$$= \left(\frac{0.01815 m^2}{2.86 * \Pi} \right)^{0.5} * \frac{100 cm}{1 m} * \frac{(1 in.)}{2.54 cm} = 5.563 in.$$

Cálculo 17: determinación de la base de cálculo del gasificador operando en equilibrio (con recirculación de gas de síntesis sin reaccionar de la salida del condensador al PFR).

(Ec. 126) *Base de cálculo de gas de síntesis en equilibrio = Condensados posteriores*

Sustituyendo valores en la anterior ecuación (se obtuvo del balance de masa del proceso disponible en la sección de Resultados):

$$\text{Base de cálculo de gas de síntesis en equilibrio} = 38.80 \frac{kg}{h}$$

*Para obtener los flujos de cenizas, azufre, humedad y oxígeno se llevó a cabo nuevamente el cálculo 9 pero con esta base de cálculo.

Cálculo 18. Dimensionamiento del gasificador de lecho fluidizado.

→ Para este dimensionamiento fue necesario calcular la velocidad mínima de fluidización de la biomasa.

Sustituyendo valores del Cuadro 50 en la ecuación (29):

$$\begin{aligned} & \text{Velocidad mínima de fluidización (u}_{min}) \\ & = \left(\frac{(0.003 \text{ m}) * (1,100 - 1.3907) \left(\frac{kg}{m^3}\right) * 9.81 \frac{m}{s^2}}{24.5 * 1.3907 \frac{kg}{m^3}} \right)^{0.5} = 0.9741 \frac{m}{s} \end{aligned}$$

→ Se procedió a calcular la potencia térmica del gasificador:

$$(Ec. 127) \quad Et = Ed * Fseg$$

En donde:

Ed=Potencia térmica de operación del gasificador

Fseg= factor de seguridad (de entre 0.6 y 1)

Sustituyendo valores del Cuadro 50 en la anterior ecuación:

$$Et = 80 \text{ kW} * 1 = 80 \text{ kW}$$

→ Posteriormente, se calcularon una serie de variables intermedias requeridas para el dimensionamiento.

$$(Ec. 128) \quad Vg1 = \frac{Et}{1000 * LHVg} * 3600$$

Sustituyendo valores del Cuadro 50 en la anterior ecuación:

$$Vg1 = \frac{80 \text{ kW}}{1000 * 4.2 \frac{\text{MJ}}{\text{m}^3}} * 3600 = 68.5714 \frac{\text{nm}^3}{\text{h}}$$

$$(Ec. 129) \quad mch = (HHVd - hlv * (m + 0.09 * Hd)) * m$$

En donde:

m= relación másica de agua respecto a la biomasa

Sustituyendo valores del Cuadro 50 en la anterior ecuación:

$$mch = \left(19,130 \frac{kJ}{kg} - 2,441.7 * (0.5580 + 0.09 * 5.74) \right) * 0.2 * 3600 = 29.7451 \frac{kg}{h}$$

➔ Se llevó a cabo la determinación del flujo volumétrico esperado:

$$(Ec. 130) \quad Va = 0.0889 * (\text{Fracción másica } C + 0.375 * \text{Fracción másica } S) + 0.265 * \text{Fracción másica } H - 0.033 * \text{Fracción másica } O_2$$

Sustituyendo valores del Cuadro 40 en la anterior ecuación:

$$\begin{aligned} Va &= 0.0889 * (0.488 + 0.375 * 0.0068) + 0.265 * 0.0574 - 0.033 * 0.363 \\ &= \frac{5.1055 \text{ m}^3 \text{ normales}}{kg} \end{aligned}$$

$$(Ec. 131) \quad Var = Va * mch * Fa$$

Sustituyendo valores del Cuadro 50 y calculados previamente en la anterior ecuación:

$$Var = \frac{5.1055 \text{ m}^3 \text{ normales}}{kg} * 29.7451 \frac{kg}{h} * 0.25 = 0.01055 \frac{\text{m}^3 \text{ normales}}{s}$$

➔ Luego se corrigió el anterior flujo volumétrico por temperatura.

$$(Ec. 132) \quad Varc = Var * \frac{T+27.15}{273.15}$$

Sustituyendo el valor de Var calculado previamente y la T de Cuadro 50 en la anterior ecuación:

$$Varc = 0.01055 \frac{\text{m}^3 \text{ normales}}{s} * \frac{800 + 273.15}{273.15} = 0.04143 \frac{\text{m}^3 \text{ normales}}{s}$$

→ Después, se pudo determinar el área de sección transversal mínima del lecho fluidizado.

$$(Ec. 133) \quad A_{lmin} = \frac{Varc}{Umin}$$

Sustituyendo valores calculados previamente en la anterior ecuación:

$$A_{lmin} = 0.04143 \frac{(m^3 normales)}{s} * 0.9741 \frac{m}{s} = 0.04253 m^2$$

→ Por último, se realizaron los cálculos del diámetro (D_{min}) y altura (H_{min}) mínimos del gasificador de lecho fluidizado.

$$(Ec. 134) \quad D_{min} = \left(4 * \frac{A_{lmin}}{\Pi}\right)^{0.5}$$

Sustituyendo valores calculados previamente en la anterior ecuación:

$$D_{min} = \left(4 * \frac{0.04253 m^2}{\Pi}\right)^{0.5} = 0.2327 m$$

$$(Ec. 135) \quad H_{min} = 3600 * \frac{mc}{A_{lmin} * Qmax}$$

Sustituyendo valores calculados previamente en la anterior ecuación:

$$H_{min} = 3600 * \frac{0.02305 \frac{kg}{s}}{0.1187 m^2 * 120 \frac{m^3}{h}} = 5.8277 m$$

→ De esta forma, fue posible el cálculo del volumen mínimo del gasificador.

$$V_{gas} = A_{tmin} * H_{min}$$

Sustituyendo valores calculados previamente en la anterior ecuación:

$$V_{gas} = 0.2327 \text{ m}^2 * 5.8277 \text{ m} = 0.2479 \text{ m}^3$$

Cálculo 19: determinación de los diámetros y chapas de las tuberías a utilizar en el proceso de producción de biometanol.

➔ Primero, se calculó el flujo volumétrico de cada tubería, utilizando la densidad y el flujo másico.

$$(Ec. 136) \text{ Flujo volumétrico corriente} = \frac{\text{Flujo másico}}{\text{Densidad}}$$

$$(Ec. 137) \text{ Densidad} = \sum_{i=0}^n (\text{Densidad del fluido } n \text{ corregida por temperatura y densidad}) * \text{Fracción másica fluido } n)$$

Sustituyendo valores en las anterior ecuación:

$$\begin{aligned} \text{Densidad promedio del gas de síntesis} \\ &= (0.4916 * 1.165 + 0.4204 * 1.842 + 0.0310 * 0.0899 + 0.0533 \\ &* 0.668) \left(\frac{kg}{m^3} \right) = 1.3909 \frac{kg}{m^3} \end{aligned}$$

Sustituyendo valores del Cuadro 52 en la ecuación 136:

$$\text{Flujo volumétrico corriente 1.2} = \frac{159.6233 \frac{kg}{h}}{1.3909 \frac{kg}{m^3}} = 114.7655 \frac{m^3}{h}$$

➔ Posteriormente, se calculó el diámetro interno necesario para la tubería fijando una velocidad lineal de flujo apropiada.

$$(Ec. 138) \text{ Área interna de la tubería} = \frac{\text{Flujo volumétrico}}{\text{Velocidad lineal de flujo}}$$

Sustituyendo valores calculados previamente en la anterior ecuación:

$$\text{Área interna de la tubería 1.1} = \frac{116.4721 \frac{m^3}{h}}{10 \frac{m}{s} * \frac{3,600 s}{1 h}} = 0.003235 m^2$$

➔ Por último, se llevó a cabo la determinación del diámetro interno necesario para la tubería.

$$(Ec. 139) \text{ Diámetro interno tubería} = \left(\frac{4 * \text{Área interna tubería}}{\pi} \right)^{0.5}$$

Sustituyendo valores calculados previamente en la anterior ecuación:

$$\text{Diámetro interno tubería 1.1} = \left(\frac{4 * 0.003235 m^2}{\pi} \right)^{0.5} * \frac{100 cm}{1 m} * \frac{1 in.}{2.54 cm} = 2.5269 in.$$

*Se calcularon todos los diámetros internos de tubería de la misma forma.

Cálculo 20: estimación de la inversión inicial para montar la planta de biometanol.

➔ Primero, se procedió a calcular del costo del equipo n ya importado a Guatemala.

$$(Ec. 140) \text{ Costo del equipo n ya colocado en Guatemala} = \text{Costo del equipo EXW} + \text{gastos de importación} + \text{tarifa de envío} + \text{seguro}$$

Sustituyendo valores del Cuadro 56 (y de las cotizaciones disponibles en la sección de Anexos) en la anterior ecuación:

Costo del gasificador ya colocado en Guatemala

$$\begin{aligned} &= \$63,492 + \$1,428 + \$16,880 + \$90 + \$65 + \$75 + \frac{Q3,250 + Q250}{\frac{Q7.75}{\$1}} \\ &= \$82,481.61 \end{aligned}$$

*Se calculó este costo de la misma forma, para los equipos cotizados en el extranjero. Si el equipo se cotizó localmente no es necesario hacer este cálculo. Se cotizó con una empresa de transporte internacional la importación de los diversos equipos a partir de cotizaciones de los equipos dimensionados en las que los proveedores especificaban los incoterms correspondientes.

➔ Luego, se determinó de la inversión inicial correspondiente a los equipos ya colocados en Guatemala.

(Ec. 141) *Inversión inicial de equipos* = $\sum_{i=0}^n$ *Costo del equipo n ya colocado en Guatemala.*

Sustituyendo valores calculados previamente en la anterior ecuación:

$$\begin{aligned} &\textit{Inversión inicial de equipos} \\ &= \$(82,481.61 + 13,718.80 + 27,000.00 + 8,258.06 + 17,897.60 \\ &+ 1,251.61 + 24,000.00 + 16,526.55 + 50,921.61 + 36,000 + 1,845.16 \\ &+ 3,000.00 + 2,000.00 + 5,000.00 + 10,000.00 + 42,000.00 + 25,000.00 \\ &+ 4,000.00) = \$370,901.01 \end{aligned}$$

➔ A continuación, se llevó a cabo la estimación de la inversión inicial correspondiente a diferentes detalles a contemplar para la instalación de una planta.

$$\begin{aligned} &\textit{Inversión inicial para detalle n} = \textit{Inversión inicial de equipos} * \\ &\textit{Factor de estimación detalle n} \end{aligned}$$

Sustituyendo valores del Cuadro 9 en la anterior ecuación y la inversión inicial de equipos calculada con anterioridad:

$$\textit{Inversión inicial para instalación de equipos} = \$370,901.01 * 0.41 = \$152,069.41$$

➔ Después, se determinó la inversión inicial total de detalles a contemplar para la instalación de la planta de biometanol.

$$(Ec. 142) \text{ Inversión total de detalles} = \sum_{i=0}^n \text{Inversión inicial detalle } n = \text{Inversión inicial de equipos} * \text{Factor de estimación de detalles global}$$

Sustituyendo valores calculados previamente en la anterior ecuación y el factor del Cuadro 9:

$$\text{Inversión inicial detallada} = \$370,901.01 * 4.382 = \$1,625,288.23$$

➔ Acto seguido, se calculó el costo de construcción a partir del terreno cotizado.

$$(Ec. 143) \text{ Costo de construcción} = \text{Área del terreno (m}^2\text{)} * \text{Costo de construcción por } \left(\frac{\text{Q}}{\text{m}^2}\right)$$

Sustituyendo valores del Cuadro 57 en la anterior ecuación:

$$\text{Costo de construcción} = 1,019.91 \text{ m}^2 * \frac{\$425.72}{\text{m}^2} = \$434,199.01$$

➔ Por último, se procedió a estimar el costo de capital total involucrado en la instalación de la planta de biometanol.

$$(Ec. 144) \text{ Costo de capital total} = \text{Inversión inicial detallada} + \text{Costo total del terreno} + \text{Costo total de construcción}$$

Sustituyendo valores calculados previamente en la anterior ecuación y del Cuadro 57:

$$\text{Costo de capital total} = \$1,625,288.23 + \$139,398.68 + \$434,199.01 = \$2,198,885.93$$

Cálculo 21: determinación del costo de fabricación para el biometanol.

→ Primero, se procedió con el cálculo de los costos de los materiales.

$$(Ec. 145) \text{ Costo de los materiales} = \sum_{i=0}^n \text{Costo de material } n * \text{Flujo másico de entrada material por hora } n$$

Sustituyendo valores del Cuadro 57 y 58 en la anterior ecuación:

$$\text{Costo de los materiales} = \frac{\$0.012}{\text{kg raquis}} * 23.11 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = \frac{\$0.2848}{\text{h}}$$

*La materia prima solo consiste en raquis, el agua se tomó como un servicio auxiliar ya incluido en el pago de mantenimiento del parque industrial.

→ Luego, se llevó a cabo el cálculo de los costos indirectos de fabricación.

$$(Ec. 146) \text{ Costos indirectos de fabricación (CIF) equipo } n = \text{Potencia consumida equipo } n \text{ (kW)} * \% \text{ de utilización del equipo de forma continua} * \text{Costo de energía eléctrica} \left(\frac{\$}{\text{kWh}} \right)$$

Sustituyendo valores del Cuadro 57 y 58 en la anterior ecuación:

$$\begin{aligned} \text{Costos indirectos de fabricación (CIF) gasificador} &= 1.9 \text{ kW} * 100\% * \frac{\$0.1118}{\text{kWh}} \\ &= \frac{\$0.2124}{\text{h}} \end{aligned}$$

*Se calculó el CIF para cada equipo de la misma forma.

➔ Con los datos de CIF por cada equipo, se procedió a calcular el CIF total.

$$(Ec. 147) \text{ CIF total} = \sum_{i=0}^n \text{CIF equipo } n$$

Sustituyendo valores calculados previamente en la anterior ecuación:

$$\text{CIF total} = \frac{\$2.5726}{h}$$

➔ Posteriormente, se calculó el costo de mano de obra para el equipo n.

$$(Ec. 148) \text{ Costo de mano de obra equipo } n = (\text{Operarios por equipo } n * \\ \% \text{utilización del equipo } n \text{ de forma continua} * \\ \text{suelo ordinario por hora no agrícola} * \text{factor de prestaciones})$$

Sustituyendo valores del Cuadro 57 y 58 en la anterior ecuación:

$$\begin{aligned} \text{Costo de mano de obra del PFR} &= 1 * 100\% * \left(\frac{Q13.47}{\frac{Q7.75}{\$1}} * 1.4322 + \frac{Q250}{\frac{Q7.75}{\$1}} * \frac{12}{365 * 24} \right) \\ &= \frac{\$2.53}{h} \end{aligned}$$

*Se calculó el costo de mano de obra de la misma forma para todos los demás equipos.

➔ Con los datos obtenidos en el anterior cálculo, se procedió con la determinación del costo de mano de obra total.

$$(Ec. 149) \text{ Costo de mano de obra total} = \sum_{i=0}^n (\text{Costo de mano de obra equipo } n)$$

Sustituyendo valores obtenidos previamente en la anterior ecuación:

$$\text{Costo de mano de obra total} = \frac{\$7.6022}{h}$$

➔ Después, se llevó a cabo el cálculo de costos de transporte.

$$(Ec. 150) \text{ Distancia total recorrida semanalmente} = \text{Distancia Las Palmas} - \text{Parque Sur} + \text{Distancia Parque Sur} - \text{planta de fabricación combustible en gel}$$

Sustituyendo valores del Cuadro 57 en la anterior ecuación:

$$\text{Distancia total recorrida semanalmente (DTRS)} = 82 \text{ km} * 2 + 33\text{km} * 2 = 230 \text{ km}$$

$$(Ec. 151) \text{ Costo de transporte} = \frac{\left(\frac{DTRS}{\text{Rendimiento combustible}} * \text{Viajes por semana} * \text{Costo de combustible} \right)}{\text{Horas en una semana}}$$

Sustituyendo valores del Cuadro 57 en la anterior ecuación:

$$\text{Costo de transporte} = \frac{\left(\frac{230 \text{ km}}{30 \frac{\text{km}}{\text{galón}}} * 1 * \frac{\$2.9806}{\text{galón}} \right)}{168 \text{ horas}} = \frac{\$0.1360}{h}$$

➔ Por último, se llevó a cabo la determinación del costo de fabricación del biometanol.

$$(Ec. 152) \text{ Costo de fabricación biometanol} = \frac{(\text{Costo de los materiales} + \text{Cost indirectos de fabricación} + \text{Costos de mano de obra} + \text{Costo de transporte}) \left(\frac{\$}{h} \right)}{\text{Cantidad de metanol producida por hora} \left(\frac{\text{kg}}{h} \right)}$$

Sustituyendo valores obtenidos previamente en la anterior ecuación:

$$\begin{aligned} \text{Costo de fabricación biometanol} &= \frac{(0.2848 + 2.5726 + 7.60 + 0.1360) \left(\frac{\$}{h}\right)}{32.5460 \frac{kg}{h}} \\ &= \frac{\$0.3252}{kg \text{ biometanol}} \end{aligned}$$

➔ Adicionalmente, se calculó el porcentaje de utilidad respecto al precio de venta.

$$\% \text{ de utilidad} = \frac{\text{Precio de venta} - \text{costo}}{\text{Precio de venta}}$$

Sustituyendo valores obtenidos previamente en la anterior ecuación:

$$\% \text{ de utilidad} = \frac{\$0.6200 - \$0.3252}{\$0.62} = 47.5484\%$$

Cálculo 22: determinación de la TMAR para el proyecto.

➔ Primero, se calculó la tasa de interés anual efectiva a partir de la tasa de interés anual nominal capitalizada mensualmente.

$$(Ec. 153) \text{ TI efectiva} = \left(1 + \frac{\text{TI nominal}}{12}\right)^{12} - 1$$

Sustituyendo valores del Cuadro 57 en la anterior ecuación:

$$\text{TI efectiva} = \left(1 + \frac{0.0614}{12}\right)^{12} - 1 = 0.0632 = 6.32\%$$

➔ Luego, se procedió con el cálculo del costo promedio ponderado de capital.

$$(Ec. 154) \text{ CPPC} = \text{Porcentaje de capital propio} * \text{Tasa de rendimiento} + \text{Porcentaje de deuda bancaria} * \text{Tasa de interés efectiva anual}$$

Sustituyendo valores del Cuadro 57 en la anterior ecuación:

$$\text{CPPC} = 0\% * 7\% + 100\% * 6.32\% = 6.32\% \text{ anual efectivo}$$

➔ A continuación, se prosiguió con el establecimiento y cálculo de una tasa mínima aceptable de retorno (TMAR).

$$(Ec. 155) \text{ TMAR} = \text{CPPC} + \text{Rentabilidad adicional deseada} + \text{Riesgo}$$

Sustituyendo valores obtenidos previamente en la anterior ecuación:

$$\text{TMAR} = 6.32\% + 2\% + 1\% = 9.32\%$$

*Se estableció un 2% adicional de rentabilidad requerida, pues ese proyecto genera mucho valor a nivel estratégico y cualitativo para la empresa.

Cálculo 23: cálculo de los flujos netos de efectivo para el periodo cero y los posteriores.

➔ Después, se llevó a cabo el cálculo de los flujos netos de efectivo por periodo.

$$(Ec. 156) \text{ FNE periodo } 0 = \text{Ingresos} - \text{Egresos (Inversión inicial)}$$

Sustituyendo valores obtenidos previamente en la anterior ecuación:

$$FNE \text{ periodo } 0 = \$0.00 - \$2,198,885.93 = -\$2,198,885.93$$

(Ec. 157)
$$\text{Ingresos periodo } n = \text{Demanda estimada año } n * \text{precio de adquisición actual del metanol} * (1 + \text{inflación anual})^n * (1 + \text{crecimiento en la demanda anual})^n$$

*El factor de crecimiento en la demanda, solo se toma en consideración si n es menor que $n \text{ max}$ (el número de años en que la planta puede crecer al mismo ritmo que el crecimiento anual esperado, según la capacidad de producción de la misma). Se fijó el PFR como el cuello de botella de la planta de producción de metanol pues este tiene la menor capacidad de producción.

→ Para el cálculo de $n \text{ max}$ se resolvió se despejó la variable de interés de la siguiente ecuación.

(Ec. 158)
$$(1 + 0.05)^{n \text{ max}} = \frac{\text{Volumen del reactor PFR de la planta}}{\text{Volumen requerido para satisfacer la demanda actual}} - 100\%$$

$$(1 + 0.05)^{n \text{ max}} = \frac{0.5000 \text{ m}^3}{0.2229 \text{ m}^3} - 100\%$$

$$n \text{ max} = 4.42$$

Sustituyendo valores obtenidos previamente en la anterior ecuación:

$$\text{Ingresos periodo } 1 = 284,040 \text{ kg} * \frac{\$0.62}{\text{kg}} * (1 + 0.0549)^1 * (1 + 0.05)^1 = \$195,058.86$$

→ El cálculo de los egresos consideró cuatro rubros: costos de producción, costos de mantenimiento, pago de capital del préstamo y pago de intereses bancarios correspondientes al préstamo. No se tomó en cuenta pago de impuestos, pues no se proyecta venta externa del biometanol sino su uso como materia prima para procesos internos ya establecidos.

$$(Ec. 159) \text{ Costos de producción} = \text{Producción anual (kg)} * \text{Costo biometanol} \left(\frac{\$}{kg}\right) * (1 + \text{inflación anual})^n * (1 + \text{crecimiento en la demanda anual})^n$$

*Se aplicó el mismo criterio para la aplicación del factor de crecimiento en la demanda anual ($n < n_{max}$).

Sustituyendo valores obtenidos previamente en la anterior ecuación:

$$\begin{aligned} \text{Costos de producción periodo 1} &= 284,040 \text{ kg} * \frac{\$0.3252}{kg} * (1 + 0.0549)^1 * (1 + 0.05)^1 \\ &= \$102,411.79 \end{aligned}$$

*Se calcularon los costos de producción de los siguientes periodos de la misma forma.

$$(123) \quad \text{Gastos de mantenimiento} = \text{Gasto de mantenimiento mensual} \left(\frac{\$}{m^2}\right) * \text{Área terreno (m}^2\text{)} * 12 + \text{Inversión inicial en equipos} * \text{Factor de mantenimiento anual}$$

Sustituyendo valores del Cuadro 57 en la anterior ecuación:

$$\begin{aligned} \text{Gasto de mantenimiento periodo 1} \\ &= 0.10 \left(\frac{\$}{m^2}\right) * 1,019.91 (m^2) * 12 + \$370,901.01 * 0.03 = \$12,350.92 \end{aligned}$$

*Si el periodo es un múltiplo de 3, sumar \$27,000 por renovación de catalizador del PFR y si es múltiplo de 10, \$46,657.13 referentes a reemplazo de instrumentación de equipos.

Pago de capital del préstamo = Anualidad del préstamo (obtenida en Excel, ingresando a la función anualidad la tasa de interés del 6.32%, el periodo de 10 años y

la inversión inicial a prestar) – Intereses del año

Sustituyendo valores obtenidos previamente en la anterior ecuación y el periodo del préstamo del Cuadro 57:

$$\text{Pago de capital del préstamo año 1} = -\$303,243.67 + \$138,876.60 = -\$164,367.07$$

*Se siguió la misma metodología del año 0 al 10, tomando el saldo final de cada año como el inicial del siguiente.

$$\text{(Ec. 160) } \text{Pago de intereses bancarios del préstamo} = \text{Saldo final pendiente de pago} * \text{Tasa de interés efectiva}$$

Sustituyendo valores obtenidos previamente en la anterior ecuación:

$$\text{Pago de intereses bancarios del préstamo} = \$2,198,885.93 * 0.062 = \$138,876.60$$

*Se siguió la misma metodología del año 0 al 10, tomando el saldo final de cada año como el inicial del siguiente.

$$\text{(Ec. 161) } \text{Egresos periodo } n = \text{Costo de producción} + \text{Costo de mantenimiento} + \text{Pago de capital del préstamo} + \text{Pago de intereses bancarios del préstamo}$$

Sustituyendo valores obtenidos previamente en la anterior ecuación:

$$\begin{aligned} \text{Egresos periodo 1} &= \$102,411.79 + \$12,350.92 + \$164,367.07 + \$138,876.60 \\ &= \$418,006.38 \end{aligned}$$

➔ Posteriormente, se calculó el flujo neto de efectivo.

$$\text{(Ec. 162) } \text{FNE periodo } n = \text{Ingresos periodo } n - \text{Egresos periodo } n$$

Sustituyendo valores obtenidos previamente en la anterior ecuación:

$$\text{FNE periodo 1} = \$102,411.79 - \$418,006.38 = -\$222,947.52$$

*Se calcularon los flujos netos de efectivo posteriores de la misma forma.

→ Posteriormente, se utilizó *Microsoft Excel* para la determinación de la tasa interna de retorno (usando los FNE's del 0 al 25) y el valor presente neto del proyecto (usando los FNE's del 1 al 25, y sumando el FNE del año 0).

$$TIR = -0.77\%$$

$$VPN = -\$1,780,862.99$$

→ El periodo simple de recuperación de capital se calculó de la siguiente forma.

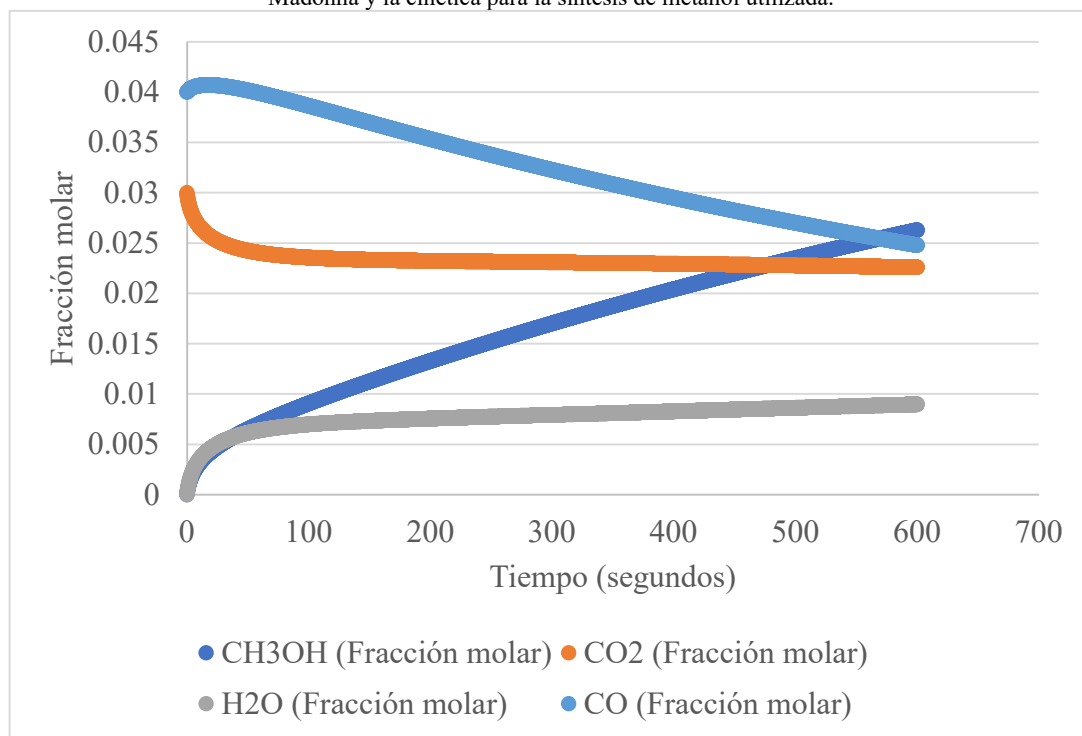
$$(Ec. 163) \text{ Periodo simple de recuperación de capital} = \frac{\text{Costo total de capital}}{\text{Ingresos por venta interna metanol año 1} - \text{Cos de producción año 1}}$$

Sustituyendo valores en la anterior ecuación:

$$\text{Periodo simple de recuperación de capital} = \frac{\$2,198,885.93}{\$195,058.86 - \$102,411.79} = 23.73 \text{ años}$$

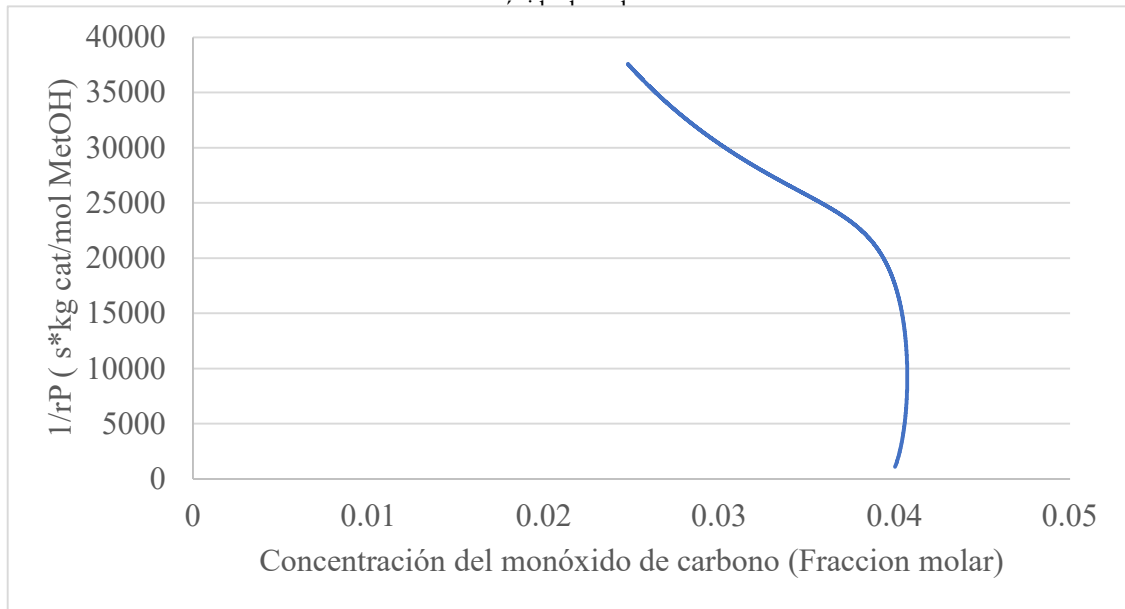
C. Datos intermedios

Figura 34. Fracciones molares respecto al tiempo para la formación de metanol obtenidas de la corrida del Berkeley Madonna y la cinética para la síntesis de metanol utilizada.



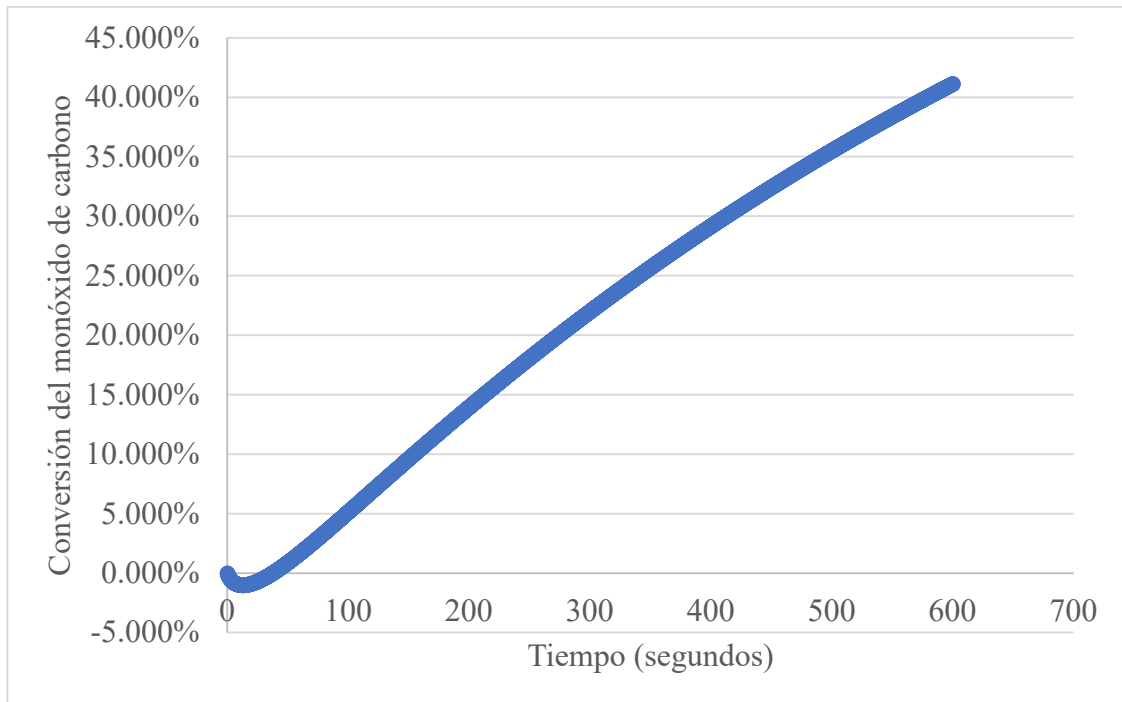
Fuente: elaboración propia con los datos obtenidos al ingresar el código en Berkeley Madonna, correrlo y exportarlo.

Figura 35. Gráfico del inverso de la velocidad de reacción del metanol negativo vs. la concentración molar de



Fuente: elaboración propia con los datos obtenidos al ingresar el código en Berkeley Madonna, correrlo y exportarlo. Datos obtenidos utilizando el cálculo 2.

Figura 36. Conversión del monóxido de carbono respecto al tiempo en el PFR.



Fuente: elaboración propia con los datos obtenidos al ingresar el código en Berkeley Madonna, correrlo y exportarlo.

Cuadro 59. Parámetros de operación calculados para el reactor PFR de síntesis de metanol.

Parámetro	Valor
Flujo molar de metanol a 25°C a producir según demanda especificada	0.0002822 kmol/s
Flujo molar a 25°C de salida total del PFR	0.1094 kmol/s
Cambio de moles entre la entrada y la salida del PFR	0.0005643 kmol/s
Flujo molar de entrada total al PFR	0.0115 kmol/s
Flujo volumétrico de gas de síntesis en la entrada del PFR	0.007245 m ³ /s
Peso tiempo obtenido	36,608 kg*s/m ³
Masa de catalizador necesaria	265.21 kg
Tiempo de residencia necesario	30.7635 s
Tiempo de residencia de operación	31.5372 s
Caída de presión según <i>Berkeley Madonna</i>	236,797.014 Pa

Datos obtenidos con el Cálculo 2 de la sección de Cálculos de Muestra.

Cuadro 60. Componentes de entrada al gasificador al arranque y con el sistema en equilibrio.

Componente	Flujo necesario al arranque (kg/h)	Flujo necesario con el sistema en equilibrio (kg/h)
Biomasa base seca sin cenizas	94.0465	23.1058
Cenizas	3.5121	0.8629
Humedad biomasa	23.5116	5.7764
Oxígeno	30.8213	7.5723
Moderador (vapor de agua)	9.4046	2.3106

Datos obtenidos con el Cálculo 8 y el 9 de la sección de Cálculos de Muestra.

Cuadro 61. Variables de composición de la biomasa alimentada (raquis de palma africana).

Variable	Valor
Fórmula molecular aproximada	C _{1.12} H _{2.00} O _{0.6241} S _{0.005834}
Peso molecular promedio	25.6132 kg/kmol

Datos obtenidos con el Cálculo 8 y el 9 de la sección de Cálculos de Muestra.

Cuadro 62. Densidades de los gases que componen el gas de síntesis corregidas por temperatura y presión a la entrada del PFR.

Compuesto	Densidad corregida (kg/m ³)
Monóxido de carbono	47.1714
Dióxido de carbono	74.5835
Hidrógeno	3.6401
Metano	27.0477

Datos obtenidos con el Cálculo 9 de la sección de Cálculos de Muestra.

Cuadro 63. Bases de cálculos, fracciones volumétricas y número estequiométrico del gas de síntesis modelado en *SuperPro Designer*.

Compuesto	Flujo volumétrico (m ³ /h)	Fracción volumétrica (%)
Monóxido de carbono	1.3546	34.7754%
Dióxido de carbono	0.8440	21.6672%
Hidrógeno	1.5714	40.3398%
Metano	0.1253	3.2175%
TOTAL	3.8954	100.0000%
Número estequiométrico	0.3308	

Datos obtenidos con el Cálculo 9 de la sección de Cálculos de Muestra.

Cuadro 64. Dimensiones del ciclón de Alta Eficiencia tipo Swift.

Parte del ciclón	Medida (m)
Dc	0.05898
a	0.02595
b	0.01239
S	0.02949
Ds	0.02359
h	0.08257
z	0.14745
H	0.23003
B	0.02359
Dc	0.05898

Datos obtenidos con el Cálculo 7 de la sección de Cálculos de Muestra.

Cuadro 65. Parámetros de operación intermedios para el dimensionamiento del compresor.

Parámetro	Valor
Cambio de presión según la Ecuación de Ergun	533.3128 Pa/m
Cambio de presión por el lecho fijo	438.5847 Pa
Cambio de presión por cambio de moles	-236,797.0140 Pa
Cambio de presión total	6,868,700.0000 Pa
Flujo volumétrico	0.007245 m ³ /s

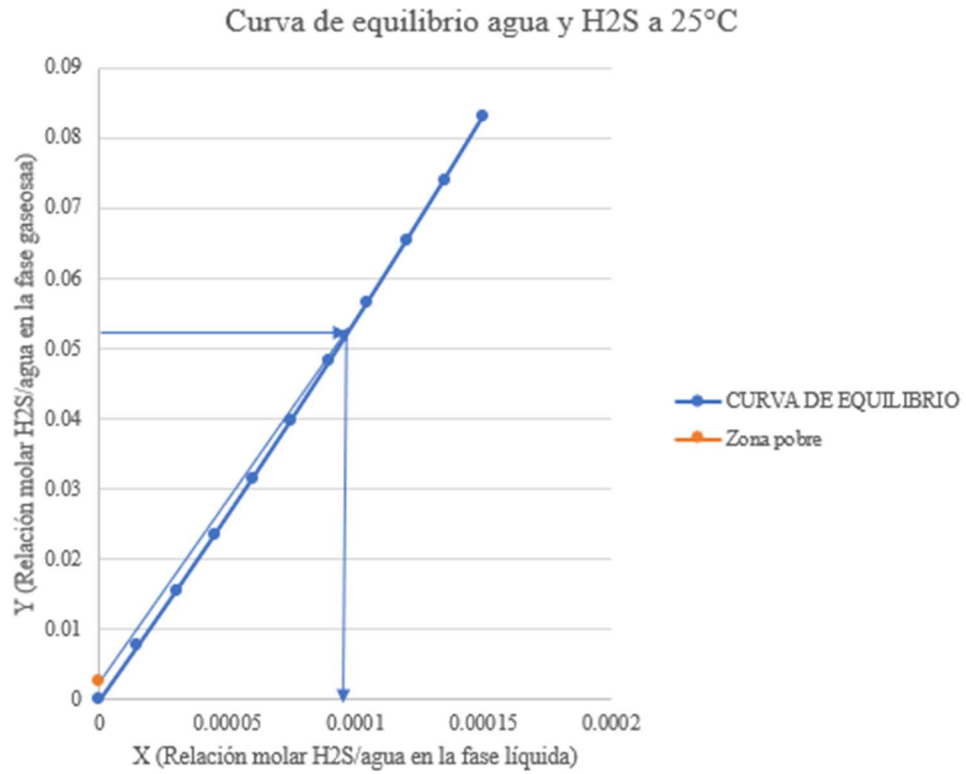
Datos obtenidos con el Cálculo 6 de la sección de Cálculos de Muestra.

Cuadro 66. Parámetros de operación intermedios para el dimensionamiento de la torre de absorción.

Parámetro	Valor
L2/G1 mínimo	500 kmol de agua/ kmol de gas de entrada inerte
L2/G1 de operación	600 kmol de agua/ kmol de gas de entrada inerte
G'	0.9865 kg/(m ² *s)
G' promedio	0.9647 kg/(m ² *s)
L' promedio	376.8969 kg/(m ² *s)
G promedio	0.02831 kg/(m ² *s)
L promedio	20.9210 kg/(m ² *s)
Número de Schimdt para el gas	0.9001
Número de Schimdt para el líquido	567.8139
ds	0.02667
B	0.38600
φ _{lsw}	0.01982
φ _{ltw}	0.37108
φ _{low}	0.35126
H	1.4237
φ _{lo}	0.5001
φ _{ls}	0.0197
φ _{lt}	0.5198
ε _{lo}	0.2102
a _{AW}	7.3412 m ² /m ³
a _A	10.4518 m ² /m ³
F _g	0.002405 kmol/(m ² *s)
kl	0.002510 kmol/(m ² *s)*DeltaC
C _{prom}	55.2306 kmol/m ³
F _l	0.1387 kmol/(m ² *s)
H _{tg}	1.1266 m
H _{tl}	0.7219 m
Pendiente de la curva de equilibrio	607.6653
H _{tog}	1.7202 m
N _{tog}	3.2381

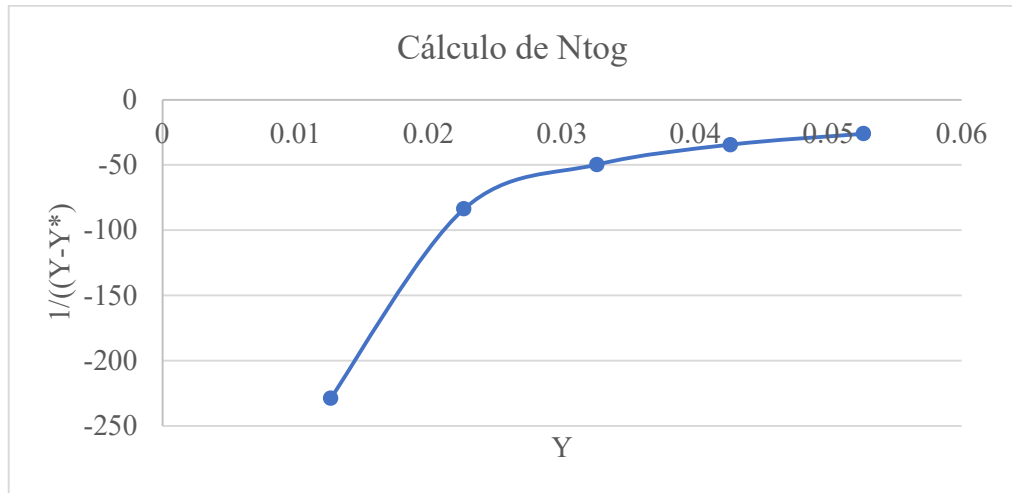
Datos obtenidos con el Cálculo 11, 12 13, 14 y el 15 de la sección de Cálculos de Muestra.

Figura 37. Curva de equilibrio con las curvas utilizadas para la determinación del flujo de solvente mínimo.



Fuente: elaboración propia con los datos de equilibrio del ácido sulfhídrico en agua, y el método gráfico especificado en Operaciones de Transferencia de Masa de Treybal.

Figura 38. Determinación gráfica del N_{tog} de la columna de absorción.



Fuente: elaboración propia utilizando el cálculo 15 de la sección de Cálculos de Muestra.

Cuadro 67. Parámetros de dimensionamiento intermedios para los intercambiadores de calor.

Intercambiador de calor	Cp promedio (J/(kmol*k)	Calor total por transferir (kJ/s)	LMTD (k)	Flujo requerido de agua de servicio (kg/s)	Relación Largo/diámetro
Intercambiador de enfriamiento 1 (Ubicado entre el gasificador y la torre de absorción)	34,151.0567	-281.9891	258.5619	1.2236	2.8559
Intercambiador de calentamiento 1 (Ubicado entre la torre de absorción y el PFR)	31,694.0507	67.5372	51.8621	0.3225	4.5089
Condensador 1 (Ubicado a la salida del PFR)	30,741.4590	-129.9425	92.8409	0.5951	10.0000

Datos obtenidos con el Cálculo 16 de la sección de Cálculos de Muestra.

Cuadro 68. Datos intermedios calculados para el dimensionamiento del gasificador.

Parámetro	Valor obtenido
Potencia térmica de operación (Et)	80 kW
Flujo volumétrico de operación (Vg1)	68.5714 m ³ normales/h
Poder calorífico del gas tomando en cuenta la humedad (LHVt)	17,351.3107 kJ/kg
Flujo másico estimado	29.7451 kg/h
Densidad aproximada (Va)	5.1055 m ³ /kg
Var	0.01055 m ³ normales/s
Var corregido por temperatura	0.04143 m ³ normales/s
Área transversal del lecho	0.04253 m ²
Diámetro mínimo de lecho	0.2327 m
Altura mínima de lecho	5.8277 m
Volumen gasificador	0.2479 m ³

Datos obtenidos con el Cálculo 17 y el 18 de la sección de Cálculos de Muestra.

Cuadro 69. Densidades promedio de fluido, flujos volumétricos y dimensiones de las tuberías dimensionadas en el proceso.

Corriente/s	Densidad promedio (kg/m ³)	Flujo volumétrico máximo (m ³ /h)	Área de sección transversal (m ²)	Diámetro interno requerido (m)	Diámetro interno requerido (in.)
1.1 y 2.1	1.4208	113.9757	0.0032	0.0635	2.4996
1.2 y 2.2	0.3947	404.3706	0.0112	0.1196	4.7083
1.3 y 2.3	0.3947	401.3426	0.0111	0.1191	4.6906
1.4 y 2.4	1.4208	111.1412	0.0031	0.0627	2.4684
3	58.4825	2.7002	0.0001	0.0098	0.3847
4	34.8780	4.5276	0.0001	0.0127	0.4982
5	822.9953	0.0471	0.000001	0.0041	0.1608

Datos obtenidos con el Cálculo 19 de la sección de Cálculos de Muestra.

Cuadro 70. Costos de energía eléctrica y de mano de obra por hora para cada equipo.

Equipo	Costo de energía eléctrica (\$/hora)	Costo de mano de obra (\$/h)
Gasificador (Incluye elevador de cangilones)	0.2124	1.9005
Reactor PFR	0.2124	2.5341
Catalizador PFR (Aluminio, Cobre y Zinc)	0.0000	0.0000
Compresor	0.6862	0.6335
Caldera	0.5589	0.6335
Suavizador agua de la caldera	0.0011	0.0000
Intercambiadores de calor	0.0000	0.0000
Torre de absorción	0.0000	1.2670
Concentrador de oxígeno	1.0268	0.0000
Condensador	0.0000	0.0000
Trituradora	0.3126	0.6335
Ciclón	0.0000	0.0000
Válvulas de compuerta (3)	0.0000	0.0000
Válvulas de mariposa (2)	0.0000	0.0000
Válvula de globo (1)	0.0000	0.0000
Bombas centrífugas (3)	0.0833	0.0000
Tanque horizontal	0.0000	0.0000
Ventilador para torre de absorción	0.0833	0.0000
TOTAL=	2.4908	7.6022

Datos obtenidos con el Cálculo 21 de la sección de Cálculos de Muestra. Se asumió una potencia de 0.5 HP para las 2 bombas centrífugas y una potencia de 1 HP para el ventilador de la torre de absorción.

Cuadro 71. Desglose de los detalles necesarios para obtener la inversión inicial total.

Detalles	Factor 1 (Mínimo)	Factor 2 (Máximo)	Factor promedio	Costo (\$)	Costo acumulado (\$)
Costo de los equipos	1	1	1	370,901.01	370,901.01
Instalación de los equipos	0.39	0.43	0.41	152,069.41	522,970.43
Tubería	0.3	0.39	0.345	127,960.85	650,931.27
Instalación eléctrica	0.112	0.238	0.245	64,907.68	715,838.95
Instrumentación	0.182	0.182	0.2548	67,503.98	783,342.94
Planos de construcción y servicios	0.26	0.35	0.305	113,124.81	896,467.74
Preparación del terreno	0.08	0.22	0.15	55,635.15	952,102.90
Servicios auxiliares varios	0.48	0.55	0.515	191,014.02	1,143,116.92
Total planta física	3.082				1,143,116.92
Costos de campo	0.35	0.43	0.39	144,651.39	1,287,768.31
Ingeniería	0.35	0.43	0.39	144,651.39	1,432,419.71
Costos directos de planta	3.862				1,432,419.71
Utilidad del contratista	0.09	0.17	0.13	48,217.13	1,480,636.84
Contingencia	0.39	0.39	0.39	144,651.39	1,625,288.23
Costo de capital fijo	4.382				1,625,288.23

Datos obtenidos con el Cálculo 20 de la sección de Cálculos de Muestra.

Cuadro 72. Composición del costo de fabricación de biometanol proyectado.

Rubro	Costo por hora	Costo por año
Materia prima	\$ 0.28	\$ 2,495.11
Mano de obra	\$ 7.59	\$ 66,495.15
Costos indirectos de fabricación	\$ 2.57	\$ 22,536.02
Costos de transporte de planta Escuintla a Mixco	\$ 0.1360	\$ 1,191.55
Costo total	\$ 10.58	\$ 92,717.82
Kilogramos de metanol producido por hora	32.5460	284040
Costo del kg de metanol producido	\$ 0.3252	

Datos obtenidos con el Cálculo 21 de la sección de Cálculos de Muestra.

Cuadro 73. Estructura del costo promedio ponderado de capital y de la tasa mínima aceptable de retorno.

Fuente de financiamiento	%	Monto	Tasa de interés anual simple	Tasa de interés anual compuesta
Capital propio	0	\$-	7.00%	7.00%
Préstamo bancario	100	\$2,109,694.03	6.14%	6.32%
Periodo del préstamo (años)			10	
CPPC			6.32%	
Rentabilidad adicional deseada			2.00%	
Riesgo			1.00%	
TMAR			9.32%	

Datos obtenidos con el Cálculo 22 de la sección de Cálculos de Muestra.

Cuadro 74. Análisis de sensibilidad del costo de metanol adquirido en la tasa interna de retorno y el valor presente neto.

Variación	Costo del metanol adquirido (\$)	PSRC	TIR	VPN (\$)
-40%	0.3746	141.51	N/A	-4,737,631.05
-20%	0.4960	40.92	-5.41%	-3,273,049.14
0%	0.6200	23.73	-0.77%	-1,780,862.99
33%	0.8215	14.08	4.16%	653,776.81
65%	1.0216	10.04	7.88%	3,068,178.52

Los 3 valores de los indicadores de rentabilidad, cuya variación se analiza al cambiar estructuralmente una variable, se calcularon de la misma forma en que se especifica en los Cálculo 21 y 23, utilizando el programa Microsoft Excel.

Cuadro 75. Análisis de sensibilidad de la inversión inicial en el periodo simple de recuperación de capital, TIR y VPN.

Variación	Inversión inicial (\$)	PSRC	TIR	VPN (\$)
-50%	1,054,847.01	11.85	1.17%	-677,672.52
-25%	1,582,270.52	17.78	0.10%	-1,227,393.98
0%	2,109,694.03	23.73	-0.77%	-1,780,862.99
25%	2,637,117.53	29.64	-1.47%	-2,326,836.95
50%	3,164,541.04	35.56	-2.08%	-2,876,558.45

Los 3 valores de los indicadores de rentabilidad, cuya variación se analiza al cambiar estructuradamente una variable, se calcularon de la misma forma en que se especifica en los Cálculo 21 y 23, utilizando el programa Microsoft Excel.

Cuadro 76. Análisis de sensibilidad de la mano de obra en el periodo simple de recuperación de capital, TIR y VPN.

Variación	Costo de mano de obra por hora (\$)	PSRC	TIR	VPN (\$)
-50%	3.7954	16.99	2.30%	-370,262.58
-25%	5.6931	19.79	0.87%	-1,073,299.36
0%	7.5908	23.73	-0.77%	-1,780,862.99
25%	9.4885	29.55	-2.67%	-2,480,152.25
50%	11.3862	39.23	-5.06%	-3,183,968.37

Los 3 valores de los indicadores de rentabilidad, cuya variación se analiza al cambiar estructuradamente una variable, se calcularon de la misma forma en que se especifica en los Cálculo 21 y 23, utilizando el programa Microsoft Excel.

Cuadro 77. Análisis de sensibilidad del costo de transporte en el periodo simple de recuperación de capital, TIR y VPN.

Variación	Costo de transporte (\$)	PSRC	TIR	VPN (\$)
-50%	0.0680	23.54	-0.69%	-1,751,905.61
-25%	0.1020	23.62	-0.72%	-1,764,120.90
0%	0.1360	23.73	-0.77%	-1,780,862.99
25%	0.1700	23.79	-0.79%	-1,789,330.75
50%	0.2040	23.88	-0.82%	-1,802,325.33

Los 3 valores de los indicadores de rentabilidad, cuya variación se analiza al cambiar estructuradamente una variable, se calcularon de la misma forma en que se especifica en los Cálculo 21 y 23, utilizando el programa Microsoft Excel.

Cuadro 78. Análisis de sensibilidad de la duración del préstamo en el periodo simple de recuperación de capital, TIR y VPN.

Variación	Periodo del préstamo	PSRC	TIR	VPN (\$)
-50%	5.0000	23.73	-0.76%	-1,777,115.49
-20%	8.0000	23.73	-0.13%	-1,601,210.45
0%	10.0000	23.73	-0.77%	-1,780,862.99
20%	12.0000	23.73	-0.49%	-1,706,821.28
50%	15.0000	23.73	-1.05%	-1,846,471.58

Los 3 valores de los indicadores de rentabilidad, cuya variación se analiza al cambiar estructuradamente una variable, se calcularon de la misma forma en que se especifica en los Cálculo 21 y 23, utilizando el programa *Microsoft Excel*.

Cuadro 79. Análisis de sensibilidad del CIF el periodo simple de recuperación de capital, TIR y VPN.

Variación	CIF (\$)	PSRC	TIR	VPN (\$)
-50%	1.2863	20.91	-0.29%	-1,472,414.83
-25%	1.9295	22.22	-0.18%	-1,538,325.95
0%	2.5726	23.73	-0.77%	-1,780,862.99
25%	3.2158	25.41	-1.36%	-2,015,125.67
50%	3.8589	27.38	-2.01%	-2,253,915.16

Los 3 valores de los indicadores de rentabilidad, cuya variación se analiza al cambiar estructuradamente una variable, se calcularon de la misma forma en que se especifica en los Cálculo 21 y 23, utilizando el programa *Microsoft Excel*.

Cuadro 80. Análisis de sensibilidad del costo de los materiales el periodo simple de recuperación de capital, TIR y VPN.

Variación	Costo de materiales (\$)	PSRC	TIR	VPN (\$)
-50%	0.1386	23.30	-0.60%	-1,714,356.68
-25%	0.2080	23.51	-0.68%	-1,747,609.84
0%	0.2773	23.73	-0.77%	-1,780,862.99
25%	0.3466	23.96	-0.85%	-1,814,116.15
50%	0.4159	24.19	-0.93%	-1,847,369.31

Los 3 valores de los indicadores de rentabilidad, cuya variación se analiza al cambiar estructuradamente una variable, se calcularon de la misma forma en que se especifica en los Cálculo 21 y 23, utilizando el programa *Microsoft Excel*.

D. Cotizaciones, planos y documentos varios brindados por los posibles proveedores contactados

Figura 39. Cotización del PFR de 0.5 metros cúbicos.



Weihai Borui Chemical Machinery Co., Ltd.

Add: Bei guan Industrial Area, Weihai, China
Tel: 86-13963136952 Fax: 86-631-5780299

To: José Pablo | jprg@fuegoinstantaneo.com

From: Sandra Chang/ Borui, sales01@breactor.com | www.breactor.com

Brand: BORUI

Date: 2021/7/27

Project: 500L High Pressure Reactor /Specification:

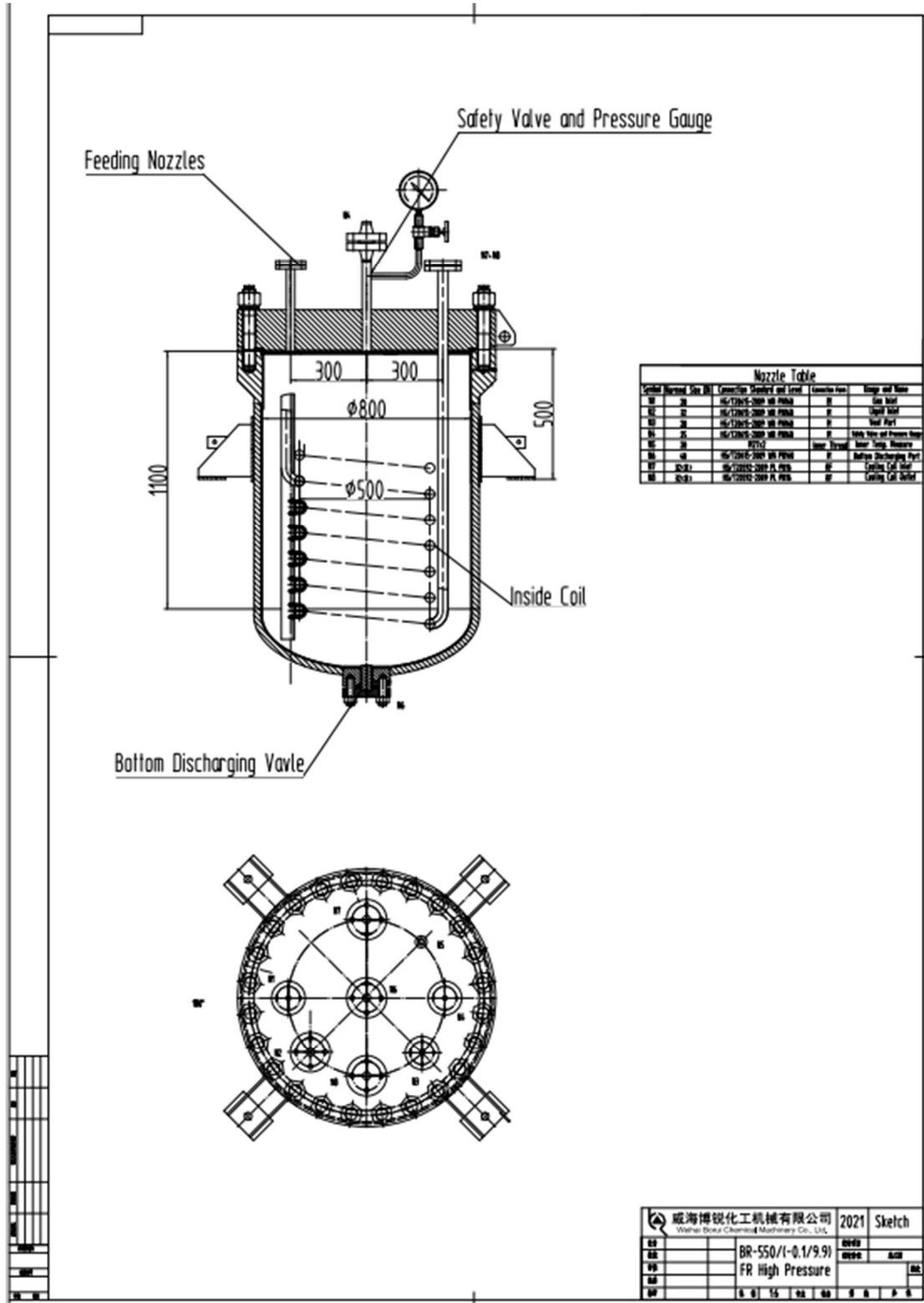
Full Volume	530L
Design Pressure	90 Bar
Max. working Pressure	80 Bar
Design Temperature	250 °C
Working Temperature	230 °C
Material	Clad plate Q345R+316L, all parts contact with the liquid is 316L stainless steel
Cooling	Inside Coil to circulate cold water.
Nozzles & Valves	1. Liquid feeding nozzle 2. Solid feeding Port with Cover 3. Inner pressure sensor 4. Rupture Disc and Pressure Gauge 5. Vent Port 6. Bottom Discharge Port 7. Gas Inlet Port 8. Inside coil inlet/outlet. (including nozzle flange and Rupture Disc)
Structure	Reactor design lugs to fix on platform, with flat head and elliptic bottom head. Top head with needing nozzles, bottom discharging, inside coil to cool down the reactor.
Packing	Plywood packing for export
Inside and Outside Surface Treatment	Inside surface is nice polishing, outside with paint.
Unit price FOB Qingdao Port	USD11,910.00

Remarks:

1. Delivery time: 60-70 days after receive the down payment.
2. Quotation valid time is 30 days, after 30 days please confirm the price again.
3. Payment: T/T, 40% down payment, pay balanced before shipment.
4. The price needs to be update if customer change the specification of reactor
5. Guarantee period: 12 months since delivery.
6. We will make detailed drawing for you to confirm the nozzles and the structure after confirm the order.

Fuente: cotización obtenida tras contactar a posibles proveedores y especificar los requerimientos técnicos del equipo.

Figura 40. Plano del reactor según la ficha técnica enviada al posible proveedor.



Fuente: plano obtenido tras contactar a posibles proveedores y especificar los requerimientos técnicos del equipo.

Figura 41. Cotización del gasificador de lecho fluidizado cotizado según dimensionamiento del mismo.



Henan Haiqi Environmental Protection Technology Co.,Ltd
 Add: No.59, Hexie South Road, Liangyuan District, Shangqiu, Henan, China

Gasifier Specification	Model	HQ-LR1300	Qty
	Fuel feeding bin	1880*1580*3310m m	1 set
	Gasifier body	Dia1300*5625	1 set
	Fuel feeding screw	Ø159	1 set
	Airlock	9L	1 set
	Blower	PXG550	1 set
	Relief valve	Ø200	1 set
	Gas pipe	Matched	1 set
	Gas outlet pipes&fittings	Matched	1 set
	Electric Control	frequency control	1 set
	Sawdust consumption	40-60kg/hr	
	Syngas output	80-120m3/hr	

Fuente: especificaciones técnicas obtenidas tras contactar a posibles proveedores y especificar los requerimientos técnicos del equipo.



Henan Haiqi Environmental Protection Technology Co.,Ltd
 Add: No.59, Hexie South Road, Liangyuan District, Shangqiu, Henan, China

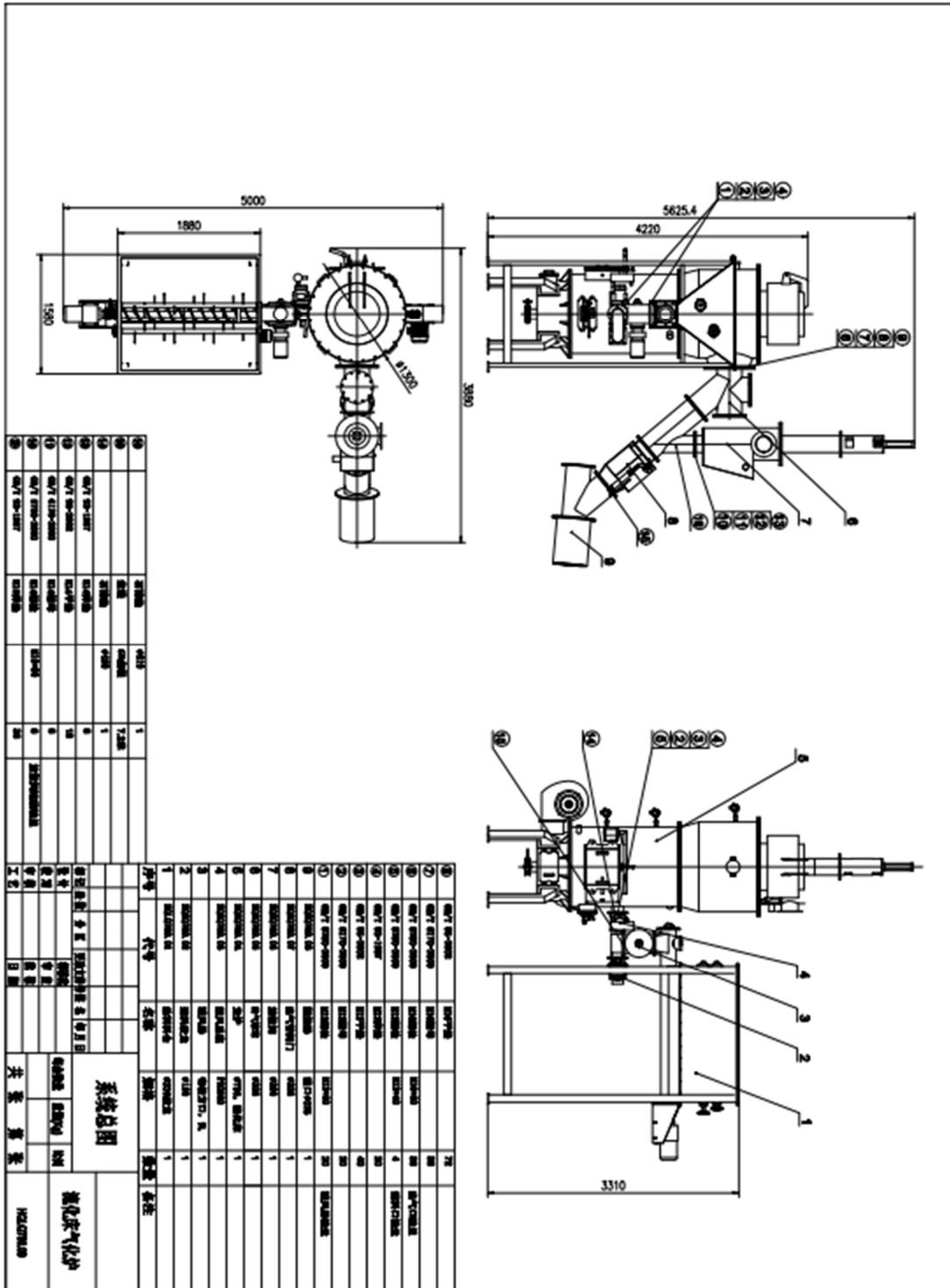
Machine Description	Qty	Unit Price	Amount
Fluidized bed gasifier HQ-LR1300 (including fuel bin, gasifier, control cabinet)	1 Set	USD 63,492	USD 63,492
Inland freight to loading port and port charges			USD 1,428
Total amount	USD 64,920 FOB Lianyungang, China		
Payment terms	T/T 40% deposit, balance 60% should be paid before shipment		
Delivery Time	30 working days after receiving 40% deposit		
Valid Time	Within 30 days		
Loading	1 x 40'HQ containers (estimated)		
Certification	CE, ISO9001, SGS		

Installation
If the buyer requires the seller to install the equipment on site, the Seller will send one or two persons to install. The buyer shall provide interpreter and bear the following cost: visa charges, round air tickets, eating, accommodation and transportation at buyer's country. Wage for one person is 150 USD/day.
The Buyer is in charge of unloading the machine, putting the machine in place, providing electricity; If the above mentioned points are well prepared, normally it will need 15 days for us to finish the installation and training work.
Our engineer will provide free training to make sure safe operation on the equipment

After-sale service
1.1 The Seller warrants that the machine will be of high-class quality of the material and free from defects in material and workmanship for a period of twelve (12) months from final performance acceptance. The Seller shall repair or replace at his own cost if any equipment or parts found to be defective during the guarantee period. If repair is caused by our machine itself, we will take responsible and the Buyer no needs to pay any money; If repair is caused by operator's improper use, we will not take responsible. We can provide technical communication and guidance at any time by telephone or mail.
1.2 The guarantee for replaced parts which have been supplied during the guarantee period is also twelve (12) months.
1.3 Guarantee lifetime maintenance.

Fuente: cotización obtenida tras contactar a posibles proveedores y especificar los requerimientos técnicos del equipo.

Figura 42. Plano del gasificador de lecho fluidizado enviado por el posible proveedor.



Fuente: plano obtenido tras contactar a posibles proveedores y especificar los requerimientos técnicos del equipo.

Figura 43. Cotización de la caldera eléctrica dimensionada para el proceso.



SERVICIOS INDUSTRIALES Y AGRÍCOLAS, S.A.

MQ20-Q4-001

Guatemala, 30 julio 2021

10 Calle 0-52, Zona 9
Guatemala, Guatemala, C.A. 01009
Tel.: (502) 2323-5555 Fax: (502) 2334-
7149/50
E-mail: info@sidasa.net

Señores
PROCESADORA DE METALES S.A.
8 ave C 13-30 Zona 8 Mixco
Tel: 2479-5181
Guatemala.

Atn.: Sr Jose Pablo Rodriguez

Estimados Señores:

De acuerdo a su solicitud, tenemos el agrado de cotizarles lo siguiente:

RENLÓN I:

UNA Caldera de vapor marca **FULTON eléctrica**, modelo **FBL-15**, de diseño vertical, tipo paquete, con las siguientes características:

- Capacidad nominal de **1.5 BHP**
- Producción de vapor de **23.52 kg/h** (51.74 lb/h)@ 1 atm snm
- Presión de diseño: 150 PSI (10.5 bar)
- Presión máxima de trabajo: 135 PSI (9.5 bar)
- Especificaciones eléctricas: 240 Voltios / 3 Fases / 60 Hertz
- Amperaje en conexión 240V 35 Amp
- Capacidad térmica: 50,212 Btu/hr
- Conexión de la salida de vapor en 3/4 pulgadas
- Conexión de la entrada de agua 3/4 pulgadas
- Elementos eléctricos: Uno de de 15 kw

EL EQUIPO INCLUYE:

- Aislante de alta temperatura para el cuerpo de la caldera
- Manómetro y termómetro
- Electrodo para el arranque y paro de la bomba
- Válvula de seguridad
- Control de presión.
- Control de presión máxima con re-set manual.
- Válvula de purga de fondo y de alimentación de agua.
- Cámara de presión ASME con 5 años de garantía.





SERVICIOS INDUSTRIALES Y AGRÍCOLAS, S.A.

10 Calle 0-52, Zona 9
Guatemala, Guatemala, C.A. 01009
Tel.: (502) 2323-5555 Fax: (502) 2334-
7149/50
E-mail: info@sidasa.net

MQ20-Q4-001

La caldera es construida y certificada de acuerdo al código **ASME**, registrada en el **NATIONAL BOARD OF BOILER AND PRESSURE VESSEL INSPECTORS**, listada en **UNDERWRITERS LABORATORIES** como caldera completa tipo paquete, y aprobada por **CSA**. La caldera es montada y probada en fábrica con todos sus accesorios y conexiones previo a su despacho.

SUB TOTAL

USD\$10,990.00

RENLÓN II:

UN Sistema de alimentación de agua marca **FULTON**, modelo **VT-30**, para la caldera modelo **FBL-12**, con las siguientes características:

- Tanque de condensados con capacidad de 43 galones, fabricado de lámina de acero, de diseño vertical y montado sobre cuatro patas estructurales de acero.
- Bomba para alimentación de agua a la caldera, acoplada a un motor de 0.5 hp, montada sobre una base de acero que está soldada a las patas del tanque de condensados.
- **Arrancador para la bomba.**
- Válvula de flote para control del suministro de agua de reposición.
- Filtro instalado en la línea de succión de la bomba de agua para eliminación de impurezas del agua de suministro de la caldera.
- Mirilla de nivel con su juego de válvulas y protector para instalarse en el tanque de condensados.
- Especificaciones eléctricas: **230 Voltios / 3 Fases / 60 Hertz**

SUB TOTAL

USD\$ 4,990.00

TOTAL	\$15,980.00
(+) 12 % DE IVA	\$1,917.60
TOTAL PUESTO EN SUS BODEGAS	\$17,897.60

(sobre el transporte, no incluye instalación)

IMPORTANTE:

El emitir una orden de compra con base en esta cotización, implica la completa aceptación de las cantidades, precios, especificaciones técnicas de los equipos y sus componentes, tiempo de entrega, forma de pago y condiciones generales descritas en la misma, las cuales no pueden ser cambiadas posteriormente a su aceptación y aprobación.

Indicar el voltaje exacto disponible es indispensable para la fabricación de las resistencias y evitar así que se quemen prematuramente.

Página 2 | 3

Fuente: cotización obtenida tras contactar a posibles proveedores y especificar los requerimientos técnicos del equipo.



SERVICIOS INDUSTRIALES Y AGRÍCOLAS, S.A.

10 Calle 0-52, Zona 9
Guatemala, Guatemala, C.A. 01009
Tel.: (502) 2323-5555 Fax: (502) 2334-
7149/50
E-mail: info@sidasa.net

MQ20-Q4-001

En esta oferta no se incluye ningún tipo de seguro para nuestro personal ni para terceros, tampoco incluye cursos de seguridad, firma de un contrato, otras fianzas y/ o capacitación del personal, tanto de SIDASA como del CLIENTE. De ser requerido alguno de estos puntos, se podrá cotizar el valor de lo solicitado.

La posterior cancelación de la orden de compra emitida esta sujeta a un cobro o a la pérdida del anticipo recibido de acuerdo a la política del proveedor de los equipos.

El precio cotizado no incluye el valor de la instalación del equipo, ni la descarga del mismo a su lugar de instalación final. Estos servicios podrán ser cotizados por separado por la División de Servicios de **SIDASA**, a solicitud del cliente.

Para garantizar el buen funcionamiento del equipo, personal de la división de servicios de **SIDASA** realizará el arranque del mismo, sin costo adicional, siempre y cuando se cumplan las siguientes condiciones:

- La instalación del equipo (en caso no haya sido solicitada y efectuada por **SIDASA**) deberá estar de acuerdo a los requisitos de fábrica, especificaciones establecidas y normas de ley. En caso contrario, **SIDASA** reportará las modificaciones o correcciones que deberá hacer el instalador previo al arranque.
- Se avise con 5 días de anticipación a la División de Servicios para programar el trabajo.
- Se cuente con el personal capacitado por parte del comprador para recibir las instrucciones generales de operación y funcionamiento durante del arranque.

TIEMPO DE ENTREGA:

De 8 a 9 semanas ex-fábrica a confirmar por el fabricante al momento de recibir el anticipo, más 4 semanas de fletes terrestres y marítimos a Guatemala.

VALIDEZ DE LA OFERTA: 30 Días.

FORMA DE PAGO:

60% con la orden
40% con la entrega

Sin otro particular, y en espera de sus noticias, nos suscribimos.


Atentamente,

Ing. Gilbert Lanfur
División de Maquinaria

Ing. Sergio Cabrera
Gerente Div. de Maquinaria

Página 3 | 3

Figura 44. Cotización de suavizador de agua para la caldera, según los análisis fisicoquímicos del agua del parque industrial.

 **SIDASA**
SERVICIOS INDUSTRIALES Y AGRICOLAS, S. A.

10 Calle 0-52, Zona 9
Guatemala, Guatemala, C.A. 01009
Tel.: (502) 2323-5555 Fax: (502) 2334-7149/50
e-mail: info@sidasa.net
Web: www.sidasa.net

Guatemala, 3 de agosto de 2021
EN21-E1-085

Señores
FUEGO INSTANTANEO, S.A.
8A Calle 13-30 Z.8 Mixco
Tel: 3050-5659
e-mail: jprg@fuegoinstantaneo.com
Mixco, Guatemala

Atn: Sr. Jose Pablo Rodriguez

De acuerdo a su solicitud, tenemos el agrado de cotizarle lo siguiente:

UN (01) Suavizador , marca **CULLIGAN**, modelo **MEDALLIST** (41836), para agua de reposición de caldera no mayor a 50 BHP, con las siguientes características:

- Flujo normal de operación: 4 gpm con una caída de presión de 8 psi
- Flujo pico: 5.4 gpm con una caída de presión de 12 psi
- Tanque de tratamiento de 8" de diámetro X 51" de altura, fabricado de fibra de vidrio, y adaptadores de entrada y salida de 3/4".
- Volumen de resina: 0.7 pies cúbicos
- Tanque de salmuera de 160 lbs.
- Tiempo estimado de regeneración: 70 minutos
- Regeneración automática iniciada por temporizador
- Especificaciones eléctricas: 120 VAC / 60 Hz / 1 fase



CONDICIONES DE OPERACION:

- Rango de presión: 25 psig mínimo – 120 psi máximo;
- pH: 6.0 – 9.5
- Temperatura del agua a tratar: 40 F mínimo a 120 F máximo
- Turbidez: 5 NTU máximo
- Dureza indicada 7 gpg.

TOTAL PUESTO EN SUS INSTALACIONES ESCUINTLA

(equipos montados en vehículo / transporte / contenedor,
descarga e instalación no incluidas - incluye IVA)

Q 9.700.00

Visite nuestra página en Internet: www.sidasa.net

Fuente: cotización obtenida tras contactar a posibles proveedores y especificar los requerimientos técnicos del equipo.



SERVICIOS INDUSTRIALES Y AGRICOLAS, S. A.

10 Calle 0-52, Zona 9
Guatemala, Guatemala, C.A. 01009
Tel.: (502) 2323-5555 Fax: (502) 2334-7149/50
e-mail: info@sidasa.net
Web: www.sidasa.net

Página 2
EN21-E1-085

FORMA DE PAGO:

100% con la entrega del equipo.

TIEMPO DE ENTREGA DE LOS EQUIPOS:

Inmediato, salvo venta previa.

VALIDEZ DE LA OFERTA:

30 días.

ANEXOS:

#1 – Condiciones generales de venta y observaciones importantes

OBSERVACIONES IMPORTANTES:

1. Los equipos se entregan montados sobre el vehículo de transporte. La descarga, el movimiento y la colocación de los equipos en su lugar final de instalación podrán ser cotizados por separado por la División de Servicios de SIDASA, a solicitud del cliente.
2. El emitir una orden de compra con base en esta cotización, implica la completa aceptación de las cantidades, precios, especificaciones técnicas de los equipos y sus componentes, tiempo de entrega, forma de pago y condiciones generales descritas en la misma, las cuales no pueden ser cambiadas posteriormente a su aceptación y aprobación. La posterior cancelación de la orden de compra emitida está sujeta a un cobro o a la pérdida del anticipo recibido, de acuerdo a la política del proveedor de los equipos.
3. Para garantizar el buen funcionamiento del equipo, personal de la División de Servicios de SIDASA realizará el arranque del mismo sin costo adicional, siempre y cuando se cumplan las siguientes condiciones:
 - a) La instalación del equipo (plomería y electricidad en caso no haya sido solicitada y efectuada por SIDASA) deberá estar de acuerdo a los requisitos de fábrica, especificaciones establecidas y normas de ley. En caso contrario, SIDASA reportará las modificaciones o correcciones que deberá hacer el instalador previo al arranque.
 - b) Se avise por escrito con 6 días hábiles de anticipación a la División de Servicios para programar el servicio de arranque. En caso la instalación no haya sido contratada y realizada por la División de Servicios de SIDASA, el cliente se compromete a enviar todas las fotografías, información del grado de avance y especificaciones de la instalación solicitadas por el personal técnico de SIDASA previo al arranque de los equipos, para determinar si el servicio de puesta en marcha se puede realizar con las condiciones existentes.

Visite nuestra página en Internet: www.sidasa.net

Fuente: cotización obtenida tras contactar a posibles proveedores y especificar los requerimientos técnicos del equipo.



SERVICIOS INDUSTRIALES Y AGRICOLAS, S. A.

10 Calle 0-52, Zona 9
Guatemala, Guatemala, C.A. 01009
Tel.: (502) 2323-5555 Fax: (502) 2334-7149/50
e-mail: info@sidasa.net
Web: www.sidasa.net

Página 3
EN21-E1-085

c) Se facturará por separado cualquier visita y modificación no prevista por causas ajenas a SIDASA. El precio cotizado incluye el valor de una sola visita de inspección para la evaluación de la instalación de los equipos previo al arranque de los mismos.

Sin otro particular, y en espera de poder servirles muy pronto, nos suscribimos.

Atentamente,

Ing. José Pablo Borrayo
División de Energía

Ing. Stefan Resenhoft
Gerente de División

Visite nuestra página en Internet: www.sidasa.net


Fuente: cotización obtenida tras contactar a posibles proveedores y especificar los requerimientos técnicos del equipo.

Figura 45. Cotización del concentrador de oxígeno dimensionado.

 Suzhou Nate Cloud Purification Equipment Co.Ltd Add:No.8 Yunxin Road, Xushuguan Development Zone, SND, SuZhou, JiuangSu, China Contact : Beika Ye Phone: +86-15962208797 Email: beika@szntyd.com Website: http://www.nateyunduan.com						
Quotation for PSA Oxygen Generator 15Nm³/h Model NTF015						
Quotation Date: 4 th August,2021						
NO.	Pictures	Description	Specifications	Quantity	EXW price (USD)	Remarks
1		Screw Air Compressor	Brand: Hanbell, Model: AE6-18A Flow Rate: 3m ³ /min Pressure: 0.8Mpa Power:18.5Kw 380V 50Hz	1 Set	26562	Full fill 3 cylinders(40 L) per hour, Full fill 72 cylinders 24 hours. with a pressure of 150 bars.
2		Refrigeration Dryer	Brand: Boly Model: BL0030 Flow rate:3.8 m3/min, Dew point:-40°C Power:0.56Kw 220V 50Hz	1 Set		
3		Air Filters	Brand: Nate Cloud Model:NTC/T/A/F-24 Flow Rate: 3.8 m3/min, 4- Grade air filters, remove water, oil, dust, bacteria and odor in the gas, the residual content of oil vapor does not exceed0.003mg/m3 (21°C), 0.003ppm (w).	1 Set		
5		Activated Carbon Filter	Filter out oil mist and hydrocarbons as small as 0.01um to reach the lowest residual oil content of only 0.003ppm.	1 Set		
4		Oxygen generator	Oxygen purity: 93±3%, Oxygen flow rate: 15Nm ³ /h, Power:1Kw 220v 50Hz Including: Siemens PLC system, 7-inch LCD touch screen, 304 stainless steel pneumatic connection pipeline, molecular sieve service life 8-10 years	1 Set		
5		Air Storage Tank	Compressed Air Storage Tank, Capacity: 1000L, Working Pressure:0.8Mpa. Material: carbon steel, with safety valve, Pressure gauge, Automatic Condensate Drain	1 Set		
6		Oxygen Storage Tank	Oxygen Storage Tank, Capacity:1000L, Working Pressure:0.8Mpa. Material: carbon steel, with safety valve, Pressure gauge, Automatic Condensate Drain	1 Set		
7		Oil Free Booster	Brand: Japeng, Model: WWY15/4-150 Flow Rate : 15Nm ³ /h Air cooling, filling pressure 15MPa. Power: 7.5KW, 380V 50Hz	1 Set	9375	
8		Cylinder filling ramp	304 stainless steel material, with pressure.Meter, valve, working pressure 15MPa,	1 Set		
Total (EXW delivery)					35937	
Oxygen Purity: 93%±3% Altitude: ≤500 meters 380V50hz 3P						

Fuente: cotización obtenida tras contactar a posibles proveedores y especificar los requerimientos técnicos del equipo.

Figura 46. Cotización del raquis de palma africana brindada por el posible proveedor.



INDUSTRIA DE JABONES Y DETERGENTES
LAS PALMAS S.A.

9na avenida 19-61 zona 10, Guatemala, Edificio Zenit, Nivel 10
+502 2387-0300
www.laspalmas.com.gt

Guatemala, 1 de septiembre 2021

Señores:
Fuego Instantánea (PROMESA)
Guatemala Ciudad

Estimados señores:

Por medio de la presente y de acuerdo a su gentil solicitud, me permito presentarles la siguiente cotización:


25 toneladas métricas de Raquis de Palma	Precio: \$12.00 IVA incluido la tonelada métrica
	Condiciones de pago: Contado
	Entrega de Producto: Planta Las Palmas, La Gomera, Escuintla
Esta cotización está vigente hasta: 30 de septiembre 2021	

Esperando poder servirte, quedo a sus órdenes para cualquier duda al respecto.
Atentamente,

Licenciado Orlando Solórzano
Gerente General

Fuente: cotización obtenida tras contactar a posibles proveedores y especificar los requerimientos técnicos del equipo.

Figura 47. Cotización de la chipeadora para triturar el raquis de palma africana según el dimensionamiento realizado.



PRODUCTOS INDUSTRIALES Y AGROPECUARIOS

Guatemala, 03 de Septiembre del 2021.

Señores:
José Pablo Rodríguez. Fuego instantáneo (PROMESA.)
 Atención
 Presente

	Item	Código	Descripción	Cantidad	P. Unidad	P. Total
<p>Términos y condiciones.</p> <p>Entrega: Inmediata.</p> <p>Lugar entrega: A convenir.</p> <p>Forma pago: A convenir.</p>	1	5-D	<p>Picadora y molino JF5-D combinada con motor a gasolina Hiforce o Branco.</p> <p>Alta resistencia y durabilidad. Una excelente capacidad productiva.</p> <p>Mejora la alimentación del ganado triturando granos o mazorcas de maíz, picando caña de azúcar, pasto, raíces y otros forrajes verdes y secos.</p> <p>Picado: 2 toneladas por hora. Molido: 8 a 12qq por hora. JF5D trae 2 cuchillas, 16 martillos y 5 zarandas.</p> <p>Potencia de 15 HP.</p>	1	Q. 14,300.00	Q. 14,300.00
PRECIOS INCLUYEN IVA.					TOTAL Q. 14	

Atentamente:







Ing. Edgar Rafael Quintana Andrade

37554302

7ma. Calle 13-20 El campanero, zona
 8 de Mixco, Guatemala, CA Tel.
 37554302


Fuente: cotización obtenida tras contactar a posibles proveedores y especificar los requerimientos técnicos del equipo.

Figura 48. Cotización de la torre de absorción de ácido sulfhídrico del gas de síntesis.³

XICHENG EP LTD							
Sales Manager :Ruby Lai Skype:Ruby Lai Tel:+8618028775170							
Address of XiCheng: Shengtai An heavy industrial park B area, Loucun, Gongming town, Baoan Dist, Shenzhen, Guangdong, China							
PROFORMA INVOICE							
Invoice No.:XiCheng2021090962	Date:2021-9-9						
Seller: XICHENG EP LTD	Buyer:Jose Pablo Rodríguez						
Contact:Ruby Lai	Contact: Jose Pablo Rodríguez						
By TT							
Beneficiary Bank Name: THE AGRICULTURAL BANK OF CHINA SHENZHEN BRANCH MINGCHENG SUBBRANCH Beneficiary Bank Address: NO.5008 EAST SHENNAN RD SHENZHEN CHINA Swift code: ABOCCNBJ410 Beneficiary Name: XICHENG EP LTD. Beneficiary Account Number: 41020900040021120							
	Pay	Trade Term					
	TT	EXW					
No.	Model name	Description	Picture	Qty (pc)	Unit Price (US\$)	Amount (US\$)	Remarks
1	Washing tower	φ800*4200		1	US\$1,399	US\$1,399	1. PP material, thickness 8mm
2	FRP FAN	4KW		1	US\$1,354	US\$1,354	1.PP material,3.75kw
3	Pump	0.75KW		1	US\$269	US\$269	1. PP material, 0.75kw
4	Activated carbon	1150*870*1700		1	US\$920	US\$920	1.PP material, thickness 8mm
5	Connecting pipe			1	US\$320	US\$320	1.PP material, thickness 6mm 2.Connection pipe between devices + fan coming out of chimney (5m)
6	Automatic Dosing system	0.5m3, PH800 0-60L/h		1	US\$1,100	US\$1,100	1.pp material,thickness 8mm 2.HG406 electrode 3.PH detector,dosing pump 4.dosing bucket with dia.800×H1000mm
SubTotal						\$5,362.0	
Shipment						\$0.0	
Total						\$5,362.0	
1,100% advanced PAYMENT and balance before shipment							
2,7-15 days after receiving deposit.							
3,Buyer should pay the TT fee							

³ Este costo de equipo no fue utilizado para las estimaciones económicas ya que el posible proveedor estaba en proceso de envío de una nueva propuesta con las medidas de la torre dimensionadas.

Figura 49. Cotización del terreno cotizado en el parque industrial Parque Sur.



PARQUE SUR
COMPLEJO INDUSTRIAL

ID PAD **C7-17**

Terreno Comercial/Industrial

Fecha: 06 de Agosto 2021

Nombre del Cliente/Empresa: Fuego Instantáneo

Código	Fronte (m)	Fondo (m)	Área (m2)	Área (vs2)
C7	26.080	39.107	1,059.944	1,516.939
Total Varas			1,516.939	

Precio por vara cuadrada	\$90.00
	7.7600
Q	1,059,430.10


Forma de Pago

Precio de Lista	Q 1,059,430.10
Reserva (10%)	Q 105,943.01
Firma PCV (10%)	Q 105,943.01
Contra Escrituración (80%)	Q 847,544.08
(IVA)	Q 88,992.13
Timbres	Q 9,534.87
Precio de Venta (Con Impuestos)	Q 1,157,957.10

Forma de Pago y Escrituración

No.	Concepto	Mes	Monto
1	Reserva 10%	ago-21	Q 105,943.01
2	Firma PCV 10%	sep-21	Q 105,943.01
3	Contra Escrituración	oct-21	Q 847,544.08
4	IVA y Timbres	oct-21	Q 98,527.00

Esquema Ubicación del Terreno



Notas:

Los terrenos se entregan urbanizados, con servicios de agua potable, drenajes y alumbrado público. El cliente gestiona su acometida eléctrica.

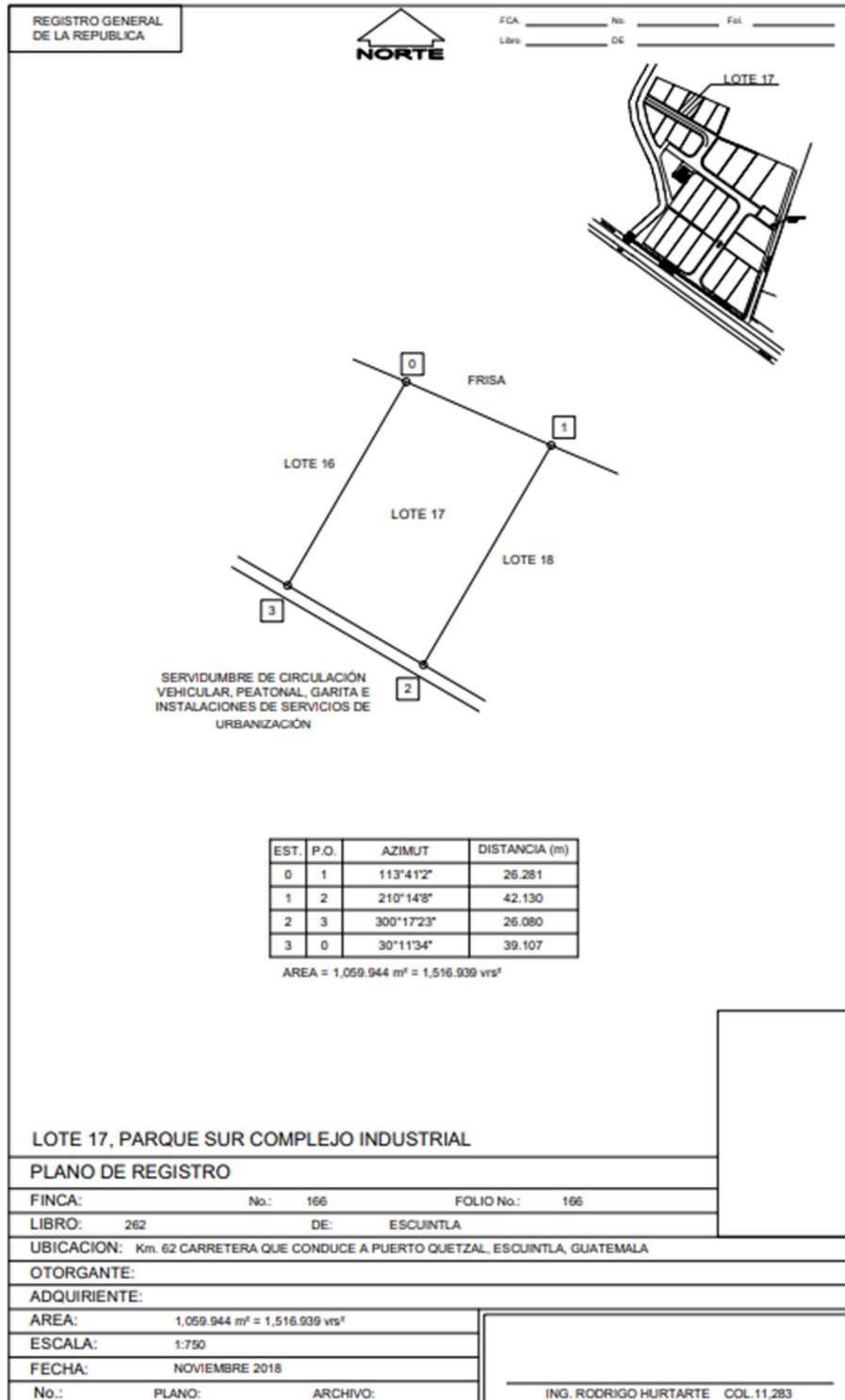
El desarrollo cuenta con pozo propio para el suministro de agua. Medida Paja por terreno.

Se estima un mantenimiento mensual aproximado de \$0.10 por m2 en propiedad.

Guatemala Agosto 2021

Fuente: cotización obtenida tras contactar a una empresa de bienes raíces que a su vez presentó la propuesta económica del parque industrial.

Figura 50. Plano del lote cotizado en el parque industrial Parque Sur.



Fuente: plano del lote del parque industrial brindado por la empresa de bienes raíces.

Figura 51. Análisis fisicoquímico del agua disponible en el parque industrial Parque Sur.



9ª. Avenida 3-08 zona 2 Colonia Alvarado, Mixco, Guatemala
 E-mail: informacion@ecoquimsa.com.gt
 Página Web: ecoquimsa.com
 PBX: (502) 2322 3600

Guatemala, 26 de julio de 2021

Licenciada
 Karla Cienfuegos
Almacenes, Fincas y Servicios, S.A.
 Presente

Estimada Lic. Cienfuegos:

Se muestra a continuación los resultados de análisis de su muestra tomada en Complejo Industrial Parque Sur en el Chorro a la par de tanque elevado, consignados en el informe con número de lote 21-2743. Estos resultados se comparan con los límites máximos aceptables y permisibles de la norma COGUANOR NTG 29 001 – Agua para consumo humano (Agua potable).

Análisis	Dimensional	Resultados	LMA	LMP
Cloro Residual (in-situ)	mg/L - Cl ₂	< 0.10	0.5	1
Cloruros	mg/L - Cl ⁻	13.5	100	250
Color	u Pt-Co	2	5	35
Conductividad	μS/cm @ 25°C	372.0	750	1,500
Nitratos	mg/L - NO ₃ ⁻	3.81	---	50
Nitritos	mg/L - NO ₂ ⁻	< 0.009	---	3
Olor	---	No rechazable	No rechazable	No rechazable
pH	---	7.96	7.0 - 7.5	6.5 - 8.5
Sulfatos	mg/L - SO ₄ ²⁻	9	100	250
Turbiedad	UNT	1.0	5.0	15
Coliformes totales	NMP/100mL	< 1.1	---	< 1.1
<u>Escherichia coli</u>	NMP/100mL	< 1.1	---	< 1.1
Calcio	mg/L - Ca	10.54	75	150
Hierro	mg/L - Fe	0.140	0.3	---
Magnesio	mg/L - Mg	11.10	50	100
Manganeso	mg/L - Mn	0.024	0.1	0.4
Dureza	mg/L - CaCO ₃	72.04	100	500

Fuente: análisis fisicoquímico brindado por la empresa de bienes raíces.

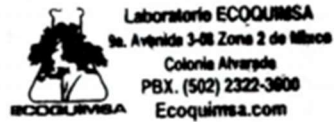


9ª. Avenida 3-08 zona 2 Colonia Alvarado, Mixco, Guatemala
E-mail: informacion@ecoquimsa.com.gt
Página Web: ecoquimsa.com
PBX: (502) 2322 3600

Le manifestamos que, al comparar los resultados de los parámetros fisicoquímicos y microbiológicos analizados con la norma COGUANOR NTG 29 001, todos los parámetros cumplen con la norma nacional vigente.

Sin otro particular, le reiteramos que para ECOQUIMSA es un gusto atenderles.

Atentamente,



Laboratorio ECOQUIMSA



Fuente: análisis fisicoquímico brindado por la empresa de bienes raíces.

Figura 52. Cotización de los costos de importación del gasificador desde China a Guatemala.



OV: E2021080235

Guatemala, 24 de agosto de 2021

Cliente Fuego Instantaneo
Atención Jose Pablo Rodriguez

Es un gusto para Asesoría Integral de Transporte, S.A. hacerle llegar la tarifa solicitada para el servicio:

FCL	LIANYUNGANG	Puerto quetzal	Flete Maritimo Port To Door 1*40 hc
-----	-------------	----------------	--

DESCRIPCIÓN	MONTO USD+IVA
FCL Puerto a Puerto	\$ 16,880.00
Tramite de Importacion	\$ 90.00
Manejo en Origen	\$ 65.00
BL	\$ 75.00

POL: Lianyungang

POD: Puerto Quetzal

Carrier : COSCO

Tarifa Valida hasta el 4 de septiembre / Tarifa FOB No incluye gastos en Origen / tarifas de Asia estan en constante aumento

GASTOS LOCALES

DESCRIPCIÓN	MONTO GTQ + IVA
Flete de Puerto Quetzal a Ciudad Guatemala	Q 3,250.00
Manejo en destino	Q 250.00

Tarifas en Quetzales No incluyen IVA

☑ Costos aplican por contenedor

NOTAS:

☑ Tarifas en dólares NO incluyen IVA, al tipo de cambio del Banco Industrial

☑ Los tiempos de transito son aproximados

☑ Tarifas no incluye gastos portuarios en destino

☑ No incluye costo por sobrepeso * Flete de Puerto a Ciudad Guatemala brinda 3 dias libres USD 100+iva por cada dia adicional

Pricing:
Emely Juárez
Comercialgt4@aitgt.net
+502 2492-5116

Vendedor:
Rodrigo Barreda
rbp@aitgt.net
+502 2492-5111

Fuente: cotización de los gastos de importación de un equipo traído desde Asia.

Figura 53. Cotización de los costos de importación del concentrador de oxígeno desde China hasta Guatemala.



OV: E2021080223

Guatemala, 24 de agosto de 2021

Cliente Fuego Instantaneo
Atención Jose Pablo Rodriguez

Es un gusto para Asesoría Integral de Transporte, S.A. hacerle llegar la tarifa solicitada para el servicio:

FCL	Jiangsu	Puerto quetzal	Flete Maritimo Door To Door
			1*20 STD

DESCRIPCIÓN	MONTO USD+IVA
FCL DOOR TO PORT	\$ 12,130.00
Gastos en Origen	\$ 1,698.00
Tramite de Importacion	\$ 90.00
Custodio de Puerto a Ciudad Guatemala	\$ 80.00
Gastos Portuarios aproximados	\$ 410.00
Manejo en Origen	\$ 50.00
BL	\$ 75.00

POL: Shanghai

POD: Puerto Quetzal

Carrier: EMC

Tarifa valida hasta el 31 de Agosto de 2021

Gastos en Origen Incluye(THC,DOC,Booking fee,VGM,Customs clearance ,Pick up fee:

Handling fee,Telex release HBL fee:

GASTOS LOCALES

DESCRIPCIÓN	MONTO GTQ + IVA
Flete de Puerto Quetzal a Ciudad Guatemala	Q 3,250.00
Manejo en destino	Q 250.00

Tarifas en Quetzales No incluyen IVA

☒ Costos aplican por contenedor

NOTAS:

☒ Tarifas en dólares NO incluyen IVA, al tipo de cambio del Banco Industrial

☒ Los tiempos de transito son aproximados

☒ Tarifas no incluye gastos portuarios en destino

☒ No incluye costo por sobrepeso

Pricing:

Emely Juárez

Comercialgt4@aitgt.net

+502 2492-5116

Vendedor:

Rodrigo Barrera

rbp@aitgt.net

+502 2492-5111

Fuente: cotización de los gastos de importación de un equipo traído desde Asia.

Figura 54. Cotización de los costos de importación del PFR desde China hasta Guatemala.



OV: 2021080

Guatemala, 23 de agosto de 2021

Cliente FUEGO INSTANTANEO
Atención Jose Pablo Rodriguez

Es un gusto para Asesoría Integral de Transporte, S.A. hacerle llegar la tarifa solicitada para el servicio:

LCL	Qingdao	Guatemala	consolidado Maritimo
1 bulto	2,500 kg	4.32 cbm	FOB

DESCRIPCIÓN	MONTO USD + IVA	MONTO USD CON IVA
LCL Qingdao a Guatemala	\$ 1,200.00	\$ 1,344.00
BL	\$ 65.00	\$ 72.80
Locales (desconsolidacion)	\$ 150.00	\$ 168.00
Rayos x	\$ 25.00	\$ 28.00
Entrega en Guatemala Ciudad	\$ 85.00	\$ 95.20
Tramite de Importacion e Guatemala	\$ 90.00	\$ 100.80

Tarifas de Asia estan en contante aumento por lo que estan sujetas a cambios

Tarifa valida hasta el 31 de Agosto de 2021

Tarifas FOB

No incluye Gastos en Origen. Tramite de Importacion , inspecciones, revisiones

Tarifa aplica para carga General y remontable

Tarifa Sujejeta a recargos en Origen por sobrepeso

Tarifa en dólares de la última columna incluye IVA, al tipo de cambio del Banco Industrial

- Tarifa no aplica para carga Peligrosa de ser carga peligrosa se requiere hoja de seguridad para revisión de tarifa.

- No incluye seguro (valor FOB + valor flete + 10% gastos Admón., * 0.85%) con un mínimo de USD 90.00

- Si su mercadería sale de puerto de origen posterior a esta fecha deberá solicitar actualización de tarifa. – Las tarifas de ASIA tienen tendencia al alza

- Tarifa sujeta a recargo de impuestos correspondientes

- Tarifas sujetas a cambio sin previo aviso • Cotización basada en datos proporcionados.

- Cotización sujeta a variaciones a re pesaje o verificación de medidas del producto.

- Tarifa no incluye re empaque, impuestos almacenajes demoras en origen y destino

- Tiempos de tránsito aproximados, sujetos a condiciones externas, revisiones sat, maga, daia, otros

- El empaque debe cumplir con los requisitos de transporte de su mercadería

- Tarifa para carga general, seca, no peligrosa, apilable.

- Tarifa no incluye costo por almacenajes en Origen o en destino

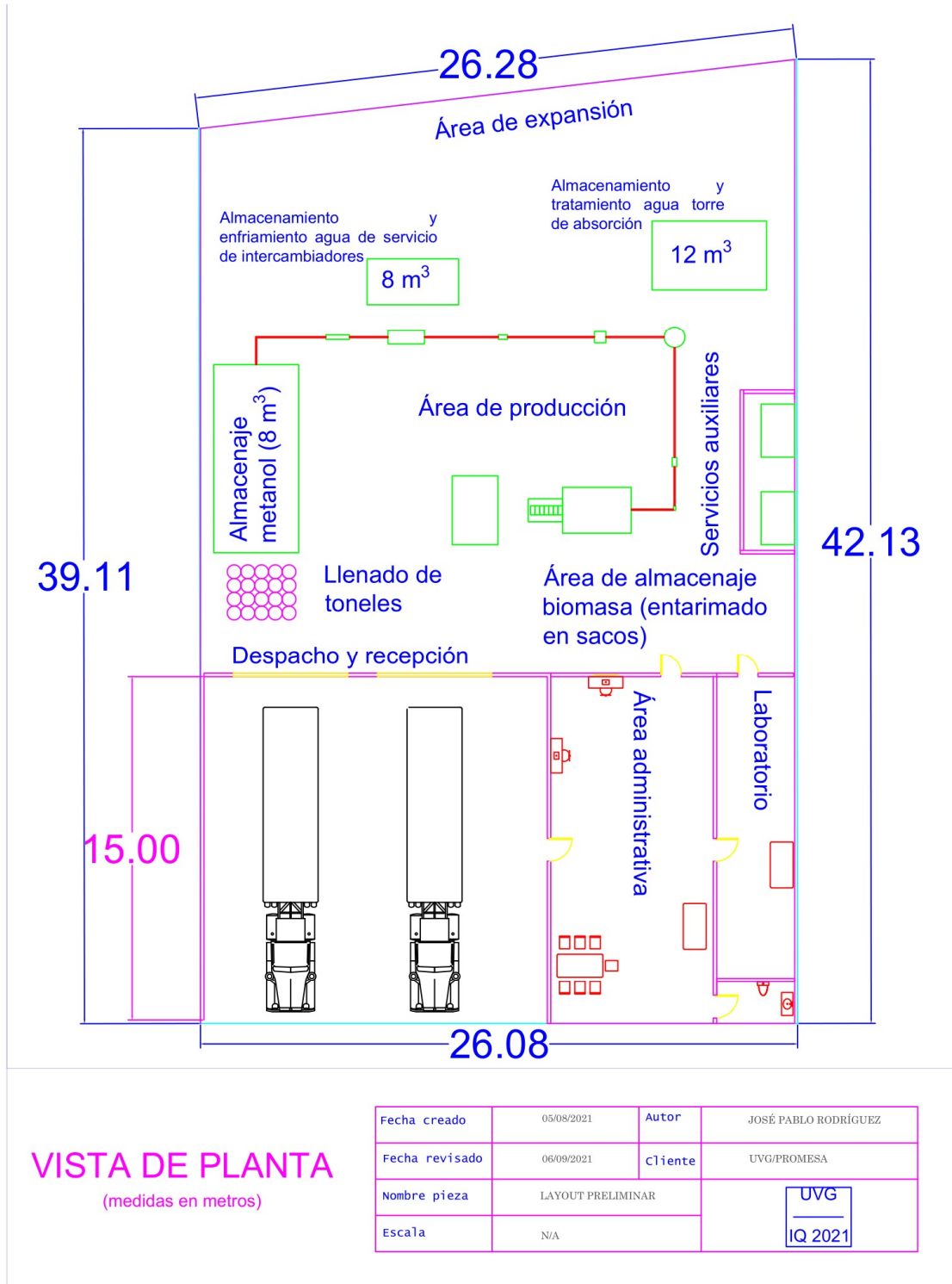
- Tarifas no incluyen costo por revisiones o permisos

Pricing:
Emely Juárez
Comercialgt4@aitgt.net
+502 2492-5116

Vendedor:
Rodrigo Barreda
rbp@aitgt.net
+502 2492-5111

Fuente: cotización de los gastos de importación de un equipo traído desde Asia.

E. *Layout* preliminar propuesto para la planta (tomando en cuenta las dimensiones del terreno cotizado).



VISTA DE PLANTA
(medidas en metros)

Fecha creado	05/08/2021	Autor	JOSÉ PABLO RODRÍGUEZ
Fecha revisado	06/09/2021	cliente	UVG/PROMESA
Nombre pieza	LAYOUT PRELIMINAR		
Escala	N/A		

F. Fichas técnicas elaboradas

FLUIDIZED BED GASIFIER TECHINICAL SPECIFICATIONS SHEET

Buyer's information:

Name: Procesadora de Metales, S.A. from Guatemala.

Country: Guatemala, Central America

Website: www.fuegoinstantaneo.com

1) Site condition

The plant will be located in Escuintla, Guatemala, Central America. Its climate is tropical, with warm temperatures, and a lot of humidity. The SynGas will be produced from biomass (specifically African Oil Palm Subproducts). The plant will be roofed, and with a hot air extraction system.

2) Technical requirements

Fluidized bed cross sectional area	0.04253 m ²
Fluidized bed diameter	0.2327 m
Fluidized bed height	5.8277 m
Gasifier's minimum effective volume	0.2479 m ³
Gasifier's biomass feed	29.7451 kg/h
Operation pressure	1 atm
Operation temperature	800 °C
Feed mechanism	Bucket elevator
Oxidant	Air or pure oxygen
Stoichiometric ratio	0.1-0.3
Moderator's feed ratio	0.1 kg of water vapor per 1 kg of biomass.
SynGas production rate	120 m ³ /h

3) Elemental composition of the biomass available for the gasifier's operation

Biomass source	Carbon (% m/m)	Hydrogen (% m/m)	Nitrogen (% m/m)	Sulfur (% m/m)	Oxygen (% m/m)	Ash (% m/m)
Rachis from African Palm	48.8	7.33	0	0.68	36.3	3.60

4) International Standards, Codes and Regulations

All the specific permits and taxes related to imports, are enlisted in the websites of the Tax Authority, and in the website of the Energy and Mines Ministry, of Guatemala.

[Catálogo de Permisos No Arancelarios – Portal SAT](#)

[MEM – Ministerio de Energía y Minas](#)

Fuente: elaboración propia utilizando las medidas del lote cotizado en el parque industrial de interés.

H2S ABSORPTION TOWER

TECHINICAL SPECIFICATIONS SHEET

Buyer's information

Name: Procesadora de Metales, S.A. from Guatemala.

Country: Guatemala, Central America

Website: www.fuegoinstantaneo.com

1) Site condition

The plant will be located in Escuintla, Guatemala, Central America. Its climate is tropical, with warm temperatures, and a lot of humidity. The SynGas will be produced from biomass (specifically African Oil Palm Subproducts). The plant will be roofed, and with a hot air extraction system. The SynGas produced has a maximum H2S concentration of 5% m/m.

2) Technical requirements

Filling	Ceramic Rasching rings (diameter=0.75 in)
Filling tower diameter	0.2405 m
Filling tower height	5.5674 m
SynGas inlet flow rate (25°C and 1 atm)	160.0922 kg/h
H2S inlet maximum concentration	5.0000% m/m
H2S desired removal	95%
Solvent used	Water
Water minimum inlet flow rate (25°C and 1 atm)	11.7552 kg/s
Operation flow rate ratio	$1.2 = \frac{\text{Operation flow rate}}{\text{Minimum flow rate}}$
Pressure drop	400 Pa/m

3) International Standards, Codes and Regulations:

All the specific permits and taxes related to imports, are enlisted in the websites of the Tax Authority, and in the website of the Energy and Mines Ministry, of Guatemala.

[Catálogo de Permisos No Arancelarios – Portal SAT](#)

[MEM – Ministerio de Energía y Minas](#)

Fuente: elaboración propia utilizando las medidas del lote cotizado en el parque industrial de interés.

PFR TECHNICAL SPECIFICATIONS SHEET

Buyer's information

Name: Procesadora de Metales, S.A. from Guatemala.

Country: Guatemala, Central America

Website: www.fuegoinstantaneo.com

1) Site condition

The plant will be located in Escuintla, Guatemala, Central America. Its climate is tropical, with warm temperatures, and a lot of humidity. The SynGas will be produced from biomass (specifically African Oil Palm Subproducts). The plant will be roofed, and with a hot air extraction system.

2) Technical requirements

→ PFR for methanol synthesis from SynGas:

Maximum methanol production capacity: 45 m³ of methanol at 25°C and 1 atm per month.

Characteristic	Specification for the required PFR
Reactor type	Shell-and-tube
Catalyst location	Tubes
Volume	0.5 m ³
Diameter	0.8 m
Length	1.1 m
PFR material	316 L Stainless Steel
Thermodynamic condition	Isothermal
Insulation	Not needed because there is continuous cooling, but for the outside of the PFR it is preferable.
Catalyst needed mass	150 kg
Catalyst type	Copper and Zinc
Catalyst density	1,190 kg/m ³
Catalyst porosity	0.285
Operation pressure	50-80 bar
Operation temperature	175-250 °C

Fuente: elaboración propia utilizando las medidas del lote cotizado en el parque industrial de interés.

→ Inlet and outlet coolant flows:

Characteristic	Specification for the required PFR
Required cooling rate	23.78 kW
Coolant location	Shell
Water inlet temperature	25 °C
Water outlet temperature	80 °C
Water inlet and outlet pressure	1 atm
Water calculated mass flow	0.1060 kg/s

→ Inlet and outlet SynGas flows and concentrations:

Characteristic	Specification for the required PFR
Molar inlet flow	71.60 kmol/h
Molar outlet flow	64.04 kmol/h
Mass inlet flow	271.82 kg/h
Mass outlet flow	271.85 kg/h
Volumetric inlet flow	0.0113 m ³ /s
Volumetric outlet flow	0.0113 m ³ /s

SynGas concentration requirements:

$$[SN] = \frac{([H_2] - [CO_2])}{[CO] + [CO_2]} = \text{slightly above 2}$$

[] are in volumetric percent.

3) International Standards, Codes and Regulations:

All the specific permits and taxes related to imports, are enlisted in the websites of the Tax Authority, and in the website of the Energy and Mines Ministry, of Guatemala.

[Catálogo de Permisos No Arancelarios – Portal SAT](#)

[MEM – Ministerio de Energía y Minas](#)

Fuente: elaboración propia utilizando las medidas del lote cotizado en el parque industrial de interés.

G. Reporte de análisis económico preliminar desplegado por el simulador *SuperPro Designer* a partir de los parámetros ingresados.⁴

Cash Flow Analysis Report
for *SIMULADOR METANOL JPRG V14*

1. CASH FLOW ANALYSIS (thousand \$)

Year	Capital Investment	Debt Finance	Sales Revenues	Operating Cost	Gross Profit	Loan Payments	Depreciation	Taxable Income	Taxes	Net Profit	Net Cash Flow
0	- 2,637	2,637	0	0	0	0					-2637
1	0	0	209	163	46	437	0	0	0	0	-391
2	0	0	209	163	46	437	0	0	0	0	-391
3	0	0	209	163	46	437	0	0	0	- 505	-391
4	0	0	209	163	46	437	0	0	0	- 391	-391
5	0	0	209	163	46	437	0	0	0	- 391	-391
6	0	0	209	163	46	437	0	0	0	- 391	-391
7	0	0	209	163	46	437	0	0	0	- 391	-391
8	0	0	209	163	46	437	0	0	0	- 391	-391
9	0	0	209	163	46	437	0	0	0	- 391	-391
10	0	0	209	163	46	437	0	0	0	- 391	-391
11	0	0	209	163	46	0	0	0	0	- 391	46
12	0	0	209	163	46	0	0	0	0	- 391	46
13	0	0	209	163	46	0	0	46	0	46	46
14	0	0	209	163	46	0	0	46	0	46	46
15	0	0	209	163	46	0	0	46	0	46	46
16	0	0	209	163	46	0	0	46	0	46	46
17	0	0	209	163	46	0	0	46	0	46	46
18	0	0	209	163	46	0	0	46	0	46	46
19	0	0	209	163	46	0	0	46	0	46	46
20	0	0	209	163	46	0	0	46	0	46	46
21	0	0	209	163	46	0	0	46	0	46	46
22	0	0	209	163	46	0	0	46	0	46	46
23	0	0	209	163	46	0	0	46	0	46	46
24	0	0	209	163	46	0	0	46	0	46	46
25	146	0	209	163	46	0	0	46	0	46	46

⁴ Tomar en consideración que IRR hace referencia a TIR y NPV a VPN. El *return on investment* es un valor que considera el retorno de la inversión durante los 25 años completos, no año con año como lo hace la TIR.

Economic Evaluation Report
for *SIMULADOR METANOL JPRG V14*

1. EXECUTIVE SUMMARY (2021 prices)

Total Capital Investment	✔	2,783,000 \$
Capital Investment Charged to This Project	✔	2,783,000 \$
Operating Cost	✔	163,000 \$/yr
Main Revenue	✔	77,000 \$/yr
Other Revenues	✔	132,379 \$/yr
Total Revenues	✔	209,000 \$/yr
Cost Basis Annual Rate	✔	124,385 kg MP/yr
Unit Production Cost	✔	1.31 \$/kg MP
Net Unit Production Cost	✔	1.31 \$/kg MP
Unit Production Revenue	✔	1.68 \$/kg MP
Gross Margin	✔	22.17 %
Return On Investment	✔	1.67 %
Payback Time	✔	57.33 years
IRR (After Taxes)	✔	-13.86%
NPV (at 3.0% Interest)	✔	-5,563,690.00 \$

MP = Flow of Component 'Methanol' in Stream 'S-109'

2. MAJOR EQUIPMENT SPECIFICATION AND FOB COST (2021 prices)

Quantity/ Standby/ Staggered	Name	Description	Unit Cost (\$)	Cost (\$)
1 / 0 / 0	GSF-101	Gasifier Fuel Throughput = 121.69 kg/h	65,000	65,000
1 / 0 / 0	HX-101	Condenser Condensation Area = 1.71 m ²	36,000	36,000
1 / 0 / 0	GR-101	Grinder Rated Throughput = 121.69 kg/h	77,000	77,000
1 / 0 / 0	PFR-101	Plug Flow Reactor Vessel Volume = 79.82 L	12,000	12,000
1 / 0 / 0	CY-101	Cyclone Rated Throughput = 593752.41 L/h	3,000	3,000
1 / 0 / 0	SG-101	Steam Generator Throughput = 12.59 kg/h	18,000	18,000
1 / 0 / 0	G-101	Centrifugal Compressor Compressor Power = 33.25 kW	8,000	8,000
1 / 0 / 0	HX-102	Heat Exchanger Heat Exchange Area = 0.80 m ²	8,000	8,000
1 / 0 / 0	HX-103	Heat Exchanger Heat Exchange Area = 0.71 m ²	8,000	8,000
1 / 0 / 0	HX-104	Heat Exchanger Heat Exchange Area = 0.53 m ²	8,000	8,000
1 / 0 / 0	PM-101	Centrifugal Pump Pump Power = 0.01 kW	10,000	10,000
1 / 0 / 0	V-102	Horizontal Tank Vessel Volume = 38.58 L	25,000	25,000
1 / 0 / 0	BFV-101	Butterfly Valve Valve Diameter = 4.50 cm	3,000	3,000
1 / 0 / 0	GLV-101	Globe Valve Valve Diameter = 32.96 cm	10,000	10,000
1 / 0 / 0	GTV-101	Gate Valve Valve Diameter = 5.00 cm	1,000	1,000
1 / 0 / 0	GTV-102	Gate Valve Valve Diameter = 5.00 cm	1,000	1,000
1 / 0 / 0	BFV-102	Butterfly Valve Valve Diameter = 2.05 cm	2,000	2,000
1 / 0 / 0	PM-102	Centrifugal Pump Pump Power = 0.00 kW	10,000	10,000
1 / 0 / 0	M-101	Centrifugal Fan Rated Throughput = 593707.40 L/h	4,000	4,000
		Unlisted Equipment		77,000
			TOTAL	384,000

3. FIXED CAPITAL ESTIMATE SUMMARY (2021 prices in \$)

3A. Total Plant Direct Cost (TPDC) (physical cost)

1. Equipment Purchase Cost	✔	384,000
2. Installation	✔	328,000
3. Process Piping	✔	134,000
4. Instrumentation	✔	153,000
5. Insulation	✔	12,000
6. Electrical	✔	38,000
7. Buildings	✔	173,000
8. Yard Improvement	✔	58,000
9. Auxiliary Facilities	✔	153,000
TPDC	✔	1,433,000

3B. Total Plant Indirect Cost (TPIC)

10. Engineering	✔	358,000
11. Construction	✔	502,000
TPIC	✔	860,000

3C. Total Plant Cost (TPC = TPDC+TPIC)

TPC	✔	2,293,000
------------	---	------------------

3D. Contractor's Fee & Contingency (CFC)

12. Contractor's Fee	✔	115,000
13. Contingency	✔	229,000
CFC = 12+13	✔	344,000

3E. Direct Fixed Capital Cost (DFC = TPC+CFC)

DFC	✔	2,637,000
------------	---	------------------

4. LABOR COST - PROCESS SUMMARY

Labor Type	Unit Cost (\$/h)	Annual Amount (h)	Annual Cost (\$)	%
Operator	2.11	42,994	90,890	100.00
TOTAL		42,994	90,890	100.00

5. MATERIALS COST - PROCESS SUMMARY

Bulk Material	Unit Cost (\$)	Annual Amount		Annual Cost (\$)	%
Air	0.00	93,914	kg	0	0.00
BioDiesel	0.00	6,201	kg	0	0.00
Biomass (BG)	12.00	964	MT	11,565	100.00
Oxygen	0.00	280,210	kg	0	0.00
Water	0.00	404,182	m3(STP)	0	0.00
TOTAL				11,565	100.00

NOTE: Bulk material consumption amount includes material used as:
 - Raw Material
 - Cleaning Agent
 - Heat Transfer Agent (if utilities are included in the operating cost)

6. VARIOUS CONSUMABLES COST (2021 prices) - PROCESS SUMMARY

THE CONSUMABLES COST IS ZERO.

7. WASTE TREATMENT/DISPOSAL COST (2021 prices) - PROCESS SUMMARY

THE WASTE TREATMENT/DISPOSAL COST HAS BEEN EXCLUDED FROM THE OPERATING COST ESTIMATION. PLEASE CHECK Preferences->Operating Cost Options.

8. UTILITIES COST (2021 prices) - PROCESS SUMMARY

Utility	Unit Cost (\$)	Annual Amount	Ref. Units	Annual Cost (\$)	%
Std Power	0.12	418,745	kW-h	50,249	100.00
High Voltage	0.00	737,146	kW-h	0	0.00
Steam (High P)	0.00	228	MT	0	0.00
Cooling Water	0.00	130,252	MT	0	0.00
Chilled Water	0.00	2,015	MT	0	0.00
TOTAL				50,249	100.00

9. ANNUAL OPERATING COST (2021 prices) - PROCESS SUMMARY

Cost Item		\$	%
Raw Materials		12,000	7.09
Labor-Dependent		91,000	55.74
Facility-Dependent		0	0.00
Consumables		0	0.00
Utilities		50,000	30.82
Transportation	✔	10,000	6.35
Advertising/Selling	✔	0	0.00
Running Royalties	✔	0	0.00
Failed Product Disposal	✔	0	0.00
TOTAL	✔	163,000	100.00

10. PROFITABILITY ANALYSIS (2021 prices)

A.	Direct Fixed Capital	✔	2,637,000 \$
B.	Working Capital	✔	14,000 \$
C.	Startup Cost	✔	132,000 \$
D.	Up-Front R&D	✔	0 \$
E.	Up-Front Royalties	✔	0 \$
F.	Total Investment (A+B+C+D+E)	✔	2,783,000 \$
G.	Investment Charged to This Project	✔	2,783,000 \$
H.	Revenue/Savings Rates		
	Methanol in 'S-105' (Revenue)	✔	213,514 kg Methanol/yr
	Methanol in 'S-109' (Main Revenue)	✔	124,385 kg Methanol/yr
I.	Revenue/Savings Price		
	Methanol in 'S-105' (Revenue)	✔	0.62 \$/kg Methanol
	Methanol in 'S-109' (Main Revenue)	✔	0.62 \$/kg Methanol
J.	Revenues/Savings		
	Methanol in 'S-105' (Revenue)	✔	132,379 \$/yr
	Methanol in 'S-109' (Main Revenue)	✔	77,119 \$/yr
✔ 1	Total Revenues	✔	209,497 \$/yr
✔ 2	Total Savings	✔	0 \$/yr
K.	Annual Operating Cost (AOC)		
✔ 1	Actual AOC	✔	163,000 \$/yr
✔ 2	Net AOC (K1-J2)	✔	163,000 \$/yr
L.	Unit Production Cost /Revenue		
	Unit Production Cost	✔	1.31 \$/kg MP
	Net Unit Production Cost	✔	1.31 \$/kg MP
	Unit Production Revenue	✔	1.68 \$/kg MP
M.	Gross Profit (J-K)	✔	46,000 \$/yr
N.	Taxes (0%)	✔	0 \$/yr
O.	Net Profit (M-N + Depreciation)	✔	46,000 \$/yr

H. Reporte de composiciones por flujo desplegado por el modelo de simulación *SuperPro Desginer*⁵

Materials & Streams Report for SIMULADOR METANOL JPRG V14

1. OVERALL PROCESS DATA

Annual Operating Time	7,920.00 h
Unit Production Ref. Rate	124,385.22 kg MP/yr
Operating Days per Year	330.00

MP = Flow of Component 'Methanol' in Stream 'S-109'

2.1 STARTING MATERIAL REQUIREMENTS (per Section)

Section	Starting Material	Active Product	Amount Needed (kg Sin/kg MP)	Molar Yield (%)	Mass Yield (%)	Gross Mass Yield (%)
Main Section	(none)	(none)	0.00	Unknown	Unknown	Unknown

Sin = Section Starting Material, Aout = Section Active Product

2.2 BULK MATERIALS (Entire Process)

Material	kg/yr	kg/h	kg/kg MP
Air	93,914	11.86	0.76
BioDiesel	6,201	0.78	0.05
Biomass (BG)	963,785	121.69	7.75
Oxygen	280,210	35.38	2.25
Water	405,724,572	51,227.85	3,261.84
TOTAL	407,068,681	51,397.56	3,272.65

⁵ El programa de simulación es capaz de llevar a cabo el balance de masa y energía, tras haber establecido la producción de metanol como base de cálculo y tras parametrizar cada uno de los equipos según los dimensionamientos realizados previamente. No es exactamente igual al balance de masa realizado de forma propia (consultar cálculo de muestra número 9) por las variaciones que hubo que introducir al modelo (no recirculación al PFR sino adición de un PFR adicional, entre otras). Consultar sección D de Metodología. Se puede verificar en la sección 4 de este reporte que las entradas globales son prácticamente iguales a las salidas globales.

2.3 BULK MATERIALS (per Section)

SECTIONS IN: Main Branch

Main Section

Material		kg/yr	kg/h	kg/kg MP
Air	✔	93,914	11.86	0.76
BioDiesel	✔	6,201	0.78	0.05
Biomass (BG)	✔	963,785	121.69	7.75
Oxygen	✔	280,210	35.38	2.25
Water	✔	405,724,572	51,227.85	3,261.84
TOTAL	✔	407,068,681	51,397.56	3,272.65

2.4 BULK MATERIALS (per Material)

Air

Air	% Total	kg/yr	kg/h	kg/kg MP
Main Section (Main Branch)				
P-10	100.00	93,914	11.86	0.76
TOTAL	100.00	93,914	11.86	0.76

BioDiesel

BioDiesel	% Total	kg/yr	kg/h	kg/kg MP
Main Section (Main Branch)				
P-10	100.00	6,201	0.78	0.05
TOTAL	100.00	6,201	0.78	0.05

Biomass (BG)

Biomass (BG)	% Total	kg/yr	kg/h	kg/kg MP
Main Section (Main Branch)				
P-7	100.00	963,785	121.69	7.75
TOTAL	100.00	963,785	121.69	7.75

Oxygen

Oxygen	% Total	kg/yr	kg/h	kg/kg MP
Main Section (Main Branch)				
GASIFICADOR	100.00	280,210	35.38	2.25
TOTAL	100.00	280,210	35.38	2.25

Water

Water	% Total	kg/yr	kg/h	kg/kg MP
Main Section (Main Branch)				
P-10	0.02	99,713	12.59	0.80
P-2	99.98	405,624,859	51,215.26	3,261.04
TOTAL	100.00	405,724,572	51,227.85	3,261.84

2.5 BULK MATERIALS: SECTION TOTALS (kg/kg MP)

Raw Material	Main Section
Air	0.76
BioDiesel	0.05
Biomass (BG)	7.75
Oxygen	2.25
Water	3,261.84
TOTAL	3,272.65

2.6 BULK MATERIALS: SECTION TOTALS (kg/h)

Raw Material	Main Section
Air	11.86
BioDiesel	0.78
Biomass (BG)	121.69
Oxygen	35.38
Water	51,227.85
TOTAL	51,397.56

2.7 BULK MATERIALS: SECTION TOTALS (kg/yr)

Raw Material	Main Section
Air	93,914
BioDiesel	6,201
Biomass (BG)	963,785
Oxygen	280,210
Water	405,724,572
TOTAL	407,068,681

3. STREAM DETAILS

Stream Name	ENTRADA AGUA	COMBUSTIBLE CALDERA	AIRE PARA CALDERA	GASES CALDERA
Source	INPUT	INPUT	INPUT	P-10
Destination	P-10	P-10	P-10	OUTPUT
Stream Properties				
Activity (U/ml)	0.00	0.00	0.00	0.00
Temperature (°C)	25.00	25.00	25.00	20.00
Pressure (bar)	1.01	1.01	1.01	1.01
Density (g/L)	994.70	873.90	1.18	1.36
Total Enthalpy (kW-h)	0.37	0.01	0.08	0.23
Specific Enthalpy (kcal/kg)	25.11	10.07	6.05	15.95
Heat Capacity (kcal/kg-°C)	1.00	0.40	0.24	0.29
Component Flowrates (kg/h)				
BioDiesel	0.00	0.78	0.00	0.00
Carb. Dioxide	0.00	0.00	0.00	2.33
Nitrogen	0.00	0.00	9.10	9.10
Oxygen	0.00	0.00	2.76	0.25
Sulfur Dioxide	0.00	0.00	0.00	0.00
Water	12.59	0.00	0.00	0.92
TOTAL (kg/h)	12.59	0.78	11.86	12.60
TOTAL (L/h)	12.66	0.90	10,055.68	9,275.56

Stream Name	VAPOR PARA GAS	CENIZAS CALDERA	S-123	S-117
Source	P-10	P-10	INPUT	P-7
Destination	GASIFICADOR	OUTPUT	P-7	ELEVADOR
Stream Properties				
Activity (U/ml)	0.00	0.00	0.00	0.00
Temperature (°C)	179.89	302.32	25.00	25.00
Pressure (bar)	10.00	1.01	1.01	1.01
Density (g/L)	4.78	4.24	1,050.00	1,050.00
Total Enthalpy (kW-h)	9.71	0.01	3.53	3.53
Specific Enthalpy (kcal/kg)	663.75	151.57	24.99	24.99
Heat Capacity (kcal/kg-°C)	0.46	0.00	1.00	1.00
Component Flowrates (kg/h)				
Ash	0.00	0.04	0.00	0.00
Biomass (BG)	0.00	0.00	121.69	121.69
Water	12.59	0.00	0.00	0.00
TOTAL (kg/h)	12.59	0.04	121.69	121.69
TOTAL (L/h)	2,632.42	10.04	115.90	115.90

Stream Name	BIOMASA A GASIFICADOR	S-116	S-110	CENIZAS GASIFICADOR
Source	ELEVADOR	INPUT	GASIFICADOR	GASIFICADOR
Destination	GASIFICADOR	GASIFICADOR	P-1	OUTPUT
Stream Properties				
Activity (U/ml)	0.00	0.00	0.00	0.00
Temperature (°C)	25.00	25.00	25.00	25.00
Pressure (bar)	1.01	1.01	1.01	1.01
Density (g/L)	1,050.00	1.31	0.93	2,302.11
Total Enthalpy (kW-h)	3.53	0.22	5.95	0.08
Specific Enthalpy (kcal/kg)	24.99	5.47	33.24	4.16
Heat Capacity (kcal/kg-°C)	1.00	0.22	0.44	0.17
Component Flowrates (kg/h)				
Ash	0.00	0.00	0.00	0.58
Biomass (BG)	121.69	0.00	0.00	0.00
Carb. Dioxide	0.00	0.00	62.95	0.00
Carbon	0.00	0.00	0.00	15.07
Carbon Monoxide	0.00	0.00	63.90	0.00
Hydr. Sulfide	0.00	0.00	0.03	0.00
Hydrogen	0.00	0.00	5.72	0.00
Methane	0.00	0.00	3.39	0.00
Oxygen	0.00	35.38	0.00	0.00
Water	0.00	0.00	18.03	0.00
TOTAL (kg/h)	121.69	35.38	154.00	15.66
TOTAL (L/h)	115.90	27,050.20	165,401.89	6.80

Stream Name	S-126	S-111	S-112	S-107
Source	P-1	INT 0	CICLON	CICLON
Destination	INT 0	CICLON	P-8	OUTPUT
Stream Properties				
Activity (U/ml)	0.00	0.00	0.00	0.00
Temperature (°C)	25.00	659.20	659.20	659.20
Pressure (bar)	1.01	1.01	1.01	1.01
Density (g/L)	0.93	0.26	0.26	0.45
Total Enthalpy (kW-h)	5.95	65.77	65.77	0.01
Specific Enthalpy (kcal/kg)	33.24	367.48	367.49	290.78
Heat Capacity (kcal/kg-°C)	0.44	0.45	0.45	0.31
Component Flowrates (kg/h)				
Carb. Dioxide	62.95	62.95	62.95	0.00
Carbon Monoxide	63.90	63.90	63.90	0.00
Hydr. Sulfide	0.03	0.03	0.01	0.02
Hydrogen	5.72	5.72	5.72	0.00
Methane	3.39	3.39	3.39	0.00
Water	18.03	18.03	18.03	0.00
TOTAL (kg/h)	154.00	154.00	153.98	0.02
TOTAL (L/h)	165,401.89	593,752.41	593,707.40	45.00

Stream Name	S-125	S-113	S-127	S-128
Source	P-8	INT 2.1	INPUT	P-2
Destination	INT 2.1	ABSORCION	P-2	ABSORCION
Stream Properties				
Activity (U/ml)	0.00	0.00	0.00	0.00
Temperature (°C)	40.00	25.00	25.00	25.00
Pressure (bar)	1.03	1.03	1.01	1.01
Density (g/L)	0.90	0.95	994.70	994.70
Total Enthalpy (kW-h)	7.14	5.95	1,494.57	1,494.57
Specific Enthalpy (kcal/kg)	39.87	33.23	25.11	25.11
Heat Capacity (kcal/kg-°C)	0.44	0.44	1.00	1.00
Component Flowrates (kg/h)				
Carb. Dioxide	62.95	62.95	0.00	0.00
Carbon Monoxide	63.90	63.90	0.00	0.00
Hydr. Sulfide	0.01	0.01	0.00	0.00
Hydrogen	5.72	5.72	0.00	0.00
Methane	3.39	3.39	0.00	0.00
Water	18.03	18.03	51,215.26	51,215.26
TOTAL (kg/h)	153.98	153.98	51,215.26	51,215.26
TOTAL (L/h)	170,345.38	162,186.54	51,487.92	51,487.92

Stream Name	S-101	AGUA CON H2S (L1)	S-106	S-114
Source	ABSORCION	ABSORCION	COMPRESOR	P-5
Destination	COMPRESOR	OUTPUT	P-5	INT 3.1
Stream Properties				
Activity (U/ml)	0.00	0.00	0.00	0.00
Temperature (°C)	25.00	25.00	150.00	150.00
Pressure (bar)	1.03	1.01	26.03	26.03
Density (g/L)	0.95	994.63	14.68	14.68
Total Enthalpy (kW-h)	5.95	1,494.57	27.09	27.09
Specific Enthalpy (kcal/kg)	33.23	25.11	151.35	151.35
Heat Capacity (kcal/kg-°C)	0.44	1.00	0.39	0.39
Component Flowrates (kg/h)				
Carb. Dioxide	62.95	0.00	62.95	62.95
Carbon Monoxide	63.90	0.00	63.90	63.90
Hydr. Sulfide	0.00	0.01	0.00	0.00
Hydrogen	5.72	0.00	5.72	5.72
Methane	3.39	0.00	3.39	3.39
Water	18.03	51,215.26	18.03	18.03
TOTAL (kg/h)	153.98	51,215.27	153.98	153.98
TOTAL (L/h)	162,182.53	51,492.02	10,487.37	10,487.78
Stream Name	S-118	S-103	S-102	S-108
Source	INT 3.1	PFR 1	CONDENSADOR	CONDENSADOR
Destination	PFR 1	CONDENSADOR	ALMACENAJE INT	P-3
Stream Properties				
Activity (U/ml)	0.00	0.00	0.00	0.00
Temperature (°C)	225.00	225.00	35.00	35.00
Pressure (bar)	26.03	50.00	1.01	1.01
Density (g/L)	12.47	31.82	1.08	868.69
Total Enthalpy (kW-h)	32.44	41.23	13.15	0.98
Specific Enthalpy (kcal/kg)	181.27	230.39	91.40	27.92
Heat Capacity (kcal/kg-°C)	0.40	0.36	0.30	0.80
Component Flowrates (kg/h)				
Carb. Dioxide	62.95	64.77	64.77	0.00
Carbon Monoxide	63.90	35.86	35.86	0.00
Hydr. Sulfide	0.00	0.00	0.00	0.00
Hydrogen	5.72	1.93	1.93	0.00
Methane	3.39	3.39	3.39	0.00
Methanol	0.00	30.74	15.04	15.71
Water	18.03	17.28	2.83	14.46
TOTAL (kg/h)	153.98	153.98	123.81	30.16
TOTAL (L/h)	12,346.65	4,838.72	115,014.01	34.72

Stream Name	S-119	S-120	S-129	S-121
Source	P-3	P-6	ALMACENAJE MEOH	P-4
Destination	P-6	ALMACENAJE MEOH	P-4	P-20
Stream Properties				
Activity (U/ml)	0.00	0.00	0.00	0.00
Temperature (°C)	35.00	35.02	35.02	35.02
Pressure (bar)	1.01	2.01	2.01	2.01
Density (g/L)	868.67	868.67	868.67	868.67
Total Enthalpy (kW-h)	0.98	0.98	0.98	0.98
Specific Enthalpy (kcal/kg)	27.92	27.93	27.93	27.93
Heat Capacity (kcal/kg-°C)	0.80	0.80	0.80	0.80
Component Flowrates (kg/h)				
Hydr. Sulfide	0.00	0.00	0.00	0.00
Methanol	15.71	15.71	15.71	15.71
Water	14.46	14.46	14.46	14.46
TOTAL (kg/h)	30.16	30.16	30.16	30.16
TOTAL (L/h)	34.72	34.72	34.72	34.72
Stream Name	S-122	S-109	S-104	S-115
Source	P-20	P-14	ALMACENAJE INT	INT 3.12
Destination	P-14	OUTPUT	INT 3.12	PFR 2
Stream Properties				
Activity (U/ml)	0.00	0.00	0.00	0.00
Temperature (°C)	35.09	35.09	77.79	225.00
Pressure (bar)	7.01	7.01	1.01	1.01
Density (g/L)	868.62	868.62	0.98	0.67
Total Enthalpy (kW-h)	0.98	0.98	13.15	21.86
Specific Enthalpy (kcal/kg)	27.99	27.99	91.40	151.92
Heat Capacity (kcal/kg-°C)	0.80	0.80	0.32	0.34
Component Flowrates (kg/h)				
Carb. Dioxide	0.00	0.00	64.77	64.77
Carbon Monoxide	0.00	0.00	35.86	35.86
Hydr. Sulfide	0.00	0.00	0.00	0.00
Hydrogen	0.00	0.00	1.93	1.93
Methane	0.00	0.00	3.39	3.39
Methanol	15.71	15.71	15.04	15.04
Water	14.46	14.46	2.83	2.83
TOTAL (kg/h)	30.16	30.16	123.81	123.81
TOTAL (L/h)	34.73	34.73	126,472.52	185,929.67

Stream Name	S-105
Source	PFR 2
Destination	OUTPUT
Stream Properties	
Activity (U/ml)	0.00
Temperature (°C)	225.00
Pressure (bar)	50.00
Density (g/L)	39.29
Total Enthalpy (kW-h)	27.50
Specific Enthalpy (kcal/kg)	191.11
Heat Capacity (kcal/kg-°C)	0.31
Component Flowrates (kg/h)	
Carb. Dioxide	55.30
Carbon Monoxide	31.47
Hydr. Sulfide	0.00
Methane	3.39
Methanol	26.96
Water	6.70
TOTAL (kg/h)	123.81
TOTAL (L/h)	3,151.43

4. OVERALL COMPONENT BALANCE (kg/yr)

COMPONENT	IN	OUT	IN-OUT
Ash	0	4,963	- 4,963
BioDiesel	6,201	0	6,201
Biomass (BG)	963,785	0	963,785
Carb. Dioxide	0	456,435	- 456,435
Carbon	0	119,374	- 119,374
Carbon Monoxide	0	249,214	- 249,214
Hydr. Sulfide	0	205	- 205
Methane	0	26,810	- 26,810
Methanol	0	337,899	- 337,899
Nitrogen	72,043	72,047	- 4
Oxygen	302,081	1,988	300,092
Sulfur Dioxide	0	22	- 22
Water	405,724,572	405,799,730	- 75,158
TOTAL	407,068,681	407,068,688	6

I. Análisis de sensibilidad⁶

Cuadro 81. Flujos netos de efectivo correspondientes al escenario de un costo de adquisición del metanol 40% menor al actual (mínimo histórico).

Periodo (año)	Ingresos por venta interna del metanol (\$)	Egresos					Flujo Neto de Efectivo (\$)
		Inversión inicial (\$)	Costos de producción (\$)	Gastos de mantenimiento (\$)	Pago de capital del préstamo (\$)	Pago de intereses bancarios del préstamo (\$)	
0	0.00	2,198,885.93	0.00	0.00	0.00	0.00	-2,198,885.93
1	117,852.93		102,314.06	12,350.92	164,367.07	138,876.60	-300,055.72
2	130,537.38		113,326.06	12,350.92	174,748.12	128,495.55	-298,383.27
3	144,587.04		125,523.29	50,477.95	185,784.81	117,458.86	-334,657.87
4	160,148.87		139,033.29	12,350.92	197,518.55	105,725.12	-294,479.01
5	172,419.69		149,686.21	12,350.92	209,993.37	93,250.30	-292,861.11
6	181,882.98		157,901.77	50,477.95	223,256.07	79,987.60	-329,740.41
7	191,865.66		166,568.24	12,350.92	237,356.41	65,887.26	-290,297.17
8	202,396.25		175,710.37	12,350.92	252,347.30	50,896.37	-288,908.71
9	213,504.81		185,354.27	50,477.95	268,284.98	34,958.69	-325,571.08
10	225,223.06		195,527.47	79,854.91	285,229.24	18,014.43	-353,402.99
11	237,584.48		206,259.04	12,350.92	0.00	0.00	18,974.52
12	250,624.35		217,579.61	50,477.95	0.00	0.00	-17,433.21
13	264,379.92		229,521.51	12,350.92	0.00	0.00	22,507.49
14	278,890.46		242,118.84	12,350.92	0.00	0.00	24,420.70
15	294,197.42		255,407.59	50,477.95	0.00	0.00	-11,688.12
16	310,344.51		269,425.68	12,350.92	0.00	0.00	28,567.91
17	327,377.83		284,213.17	12,350.92	0.00	0.00	30,813.74
18	345,346.03		299,812.26	50,477.95	0.00	0.00	-4,944.18
19	364,300.41		316,267.52	12,350.92	0.00	0.00	35,681.97
20	384,295.12		333,625.93	79,854.91	0.00	0.00	-29,185.72
21	405,387.23		351,937.05	117,981.94	0.00	0.00	-64,531.76
22	427,636.99		371,253.19	12,350.92	0.00	0.00	44,032.88
23	451,107.93		391,629.50	12,350.92	0.00	0.00	47,127.51
24	475,867.08		413,124.16	50,477.95	0.00	0.00	12,264.97
25	501,985.15		435,798.56	12,350.92	0.00	0.00	53,835.67

Fuente: elaboración propia siguiendo la misma metodología del Cálculo 23 de la sección de Cálculos de Muestra (variando solo la variable especificada y manteniendo las demás constantes).

⁶ Para los costos de mantenimiento se consideró lo siguiente: compra de catalizador cada tres años, renovación estimada de instrumentación cada 10 años y mantenimiento mensual parque industrial (incluyendo gastos fijos de área administrativa). No se consideró pago de impuestos pues no hay clientes externos en la empresa. Estas consideraciones aplican a todos los Cuadros de esta sección. Al variar la variable especificada en cada caso las demás se mantuvieron constantes bajo las condiciones base actuales analizadas (es decir, *Ceteris Paribus*).

Cuadro 82. Flujos netos de efectivo correspondientes al escenario de un costo de adquisición del metanol 20% menor al actual.

Periodo (año)	Ingresos por venta interna del metanol (\$)	Egresos					Flujo Neto de Efectivo (\$)
		Inversión inicial (\$)	Costos de producción (\$)	Gastos de mantenimiento (\$)	Pago de capital del préstamo (\$)	Pago de intereses bancarios del préstamo (\$)	
0	0.00	2,198,885.93	0.00	0.00	0.00	0.00	-2,198,885.93
1	156,047.09		102,314.06	12,350.92	164,367.07	138,876.60	-261,861.56
2	172,842.36		113,326.06	12,350.92	174,748.12	128,495.55	-256,078.29
3	191,445.29		125,523.29	50,477.95	185,784.81	117,458.86	-287,799.62
4	212,050.44		139,033.29	12,350.92	197,518.55	105,725.12	-242,577.44
5	228,298.03		149,686.21	12,350.92	209,993.37	93,250.30	-236,982.77
6	240,828.21		157,901.77	50,477.95	223,256.07	79,987.60	-270,795.18
7	254,046.12		166,568.24	12,350.92	237,356.41	65,887.26	-228,116.71
8	267,989.49		175,710.37	12,350.92	252,347.30	50,896.37	-223,315.47
9	282,698.15		185,354.27	50,477.95	268,284.98	34,958.69	-256,377.74
10	298,214.09		195,527.47	79,854.91	285,229.24	18,014.43	-280,411.96
11	314,581.63		206,259.04	12,350.92	0.00	0.00	95,971.67
12	331,847.51		217,579.61	50,477.95	0.00	0.00	63,789.95
13	350,061.03		229,521.51	12,350.92	0.00	0.00	108,188.60
14	369,274.20		242,118.84	12,350.92	0.00	0.00	114,804.44
15	389,541.89		255,407.58	50,477.95	0.00	0.00	83,656.36
16	410,921.97		269,425.68	12,350.92	0.00	0.00	129,145.37
17	433,475.51		284,213.16	12,350.92	0.00	0.00	136,911.43
18	457,266.90		299,812.26	50,477.95	0.00	0.00	106,976.69
19	482,364.08		316,267.52	12,350.92	0.00	0.00	153,745.64
20	508,838.73		333,625.92	79,854.91	0.00	0.00	95,357.90
21	536,766.45		351,937.05	117,981.94	0.00	0.00	66,847.46
22	566,226.99		371,253.19	12,350.92	0.00	0.00	182,622.88
23	597,304.47		391,629.49	12,350.92	0.00	0.00	193,324.06
24	630,087.65		413,124.16	50,477.95	0.00	0.00	166,485.54
25	664,670.13		435,798.56	12,350.92	0.00	0.00	216,520.65

Fuente: elaboración propia siguiendo la misma metodología del Cálculo 23 de la sección de Cálculos de Muestra (variando solo la variable especificada y manteniendo las demás constantes).

Cuadro 83. Flujos netos de efectivo correspondientes al escenario de un costo de adquisición del metanol 32.5% mayor al actual (máximo histórico).

Periodo (año)	Ingresos por venta interna del metanol (\$)	Egresos					Flujo Neto de Efectivo (\$)
		Inversión inicial (\$)	Costos de producción (\$)	Gastos de mantenimiento (\$)	Pago de capital del préstamo (\$)	Pago de intereses bancarios del préstamo (\$)	
0	0.00	2,198,885.93	0.00	0.00	0.00	0.00	-2,198,885.93
1	258,453.00		102,314.06	12,350.92	164,367.07	138,876.60	-159,455.65
2	286,270.15		113,326.06	12,350.92	174,748.12	128,495.55	-142,650.50
3	317,081.26		125,523.29	50,477.95	185,784.81	117,458.86	-162,163.65
4	351,208.54		139,033.29	12,350.92	197,518.55	105,725.12	-103,419.34
5	378,118.61		149,686.21	12,350.92	209,993.37	93,250.30	-87,162.19
6	398,871.73		157,901.77	50,477.95	223,256.07	79,987.60	-112,751.66
7	420,763.88		166,568.24	12,350.92	237,356.41	65,887.26	-61,398.95
8	443,857.59		175,710.37	12,350.92	252,347.30	50,896.37	-47,447.37
9	468,218.81		185,354.27	50,477.95	268,284.98	34,958.69	-70,857.08
10	493,917.09		195,527.47	79,854.91	285,229.24	18,014.43	-84,708.96
11	521,025.83		206,259.04	12,350.92	0.00	0.00	302,415.87
12	549,622.44		217,579.61	50,477.95	0.00	0.00	281,564.88
13	579,788.58		229,521.51	12,350.92	0.00	0.00	337,916.15
14	611,610.39		242,118.84	12,350.92	0.00	0.00	357,140.63
15	645,178.75		255,407.58	50,477.95	0.00	0.00	339,293.22
16	680,589.52		269,425.68	12,350.92	0.00	0.00	398,812.92
17	717,943.81		284,213.16	12,350.92	0.00	0.00	421,379.73
18	757,348.30		299,812.26	50,477.95	0.00	0.00	407,058.09
19	798,915.51		316,267.52	12,350.92	0.00	0.00	470,297.07
20	842,764.15		333,625.92	79,854.91	0.00	0.00	429,283.32
21	889,019.44		351,937.05	117,981.94	0.00	0.00	419,100.45
22	937,813.45		371,253.19	12,350.92	0.00	0.00	554,209.34
23	989,285.53		391,629.49	12,350.92	0.00	0.00	585,305.12
24	1,043,582.66		413,124.16	50,477.95	0.00	0.00	579,980.55
25	1,100,859.91		435,798.56	12,350.92	0.00	0.00	652,710.43

Fuente: elaboración propia siguiendo la misma metodología del Cálculo 23 de la sección de Cálculos de Muestra (variando solo la variable especificada y manteniendo las demás constantes).

Cuadro 84. Flujos netos de efectivo correspondientes al escenario de un costo de adquisición del metanol 65% mayor al actual (máximo histórico).

Periodo (año)	Ingresos por venta interna del metanol (\$)	Egresos					Flujo Neto de Efectivo (\$)
		Inversión inicial (\$)	Costos de producción (\$)	Gastos de mantenimiento (\$)	Pago de capital del préstamo (\$)	Pago de intereses bancarios del préstamo (\$)	
0	0.00	2,198,885.93		0.00	0.00	0.00	-2,198,885.93
1	321,417.08		102,314.06	12,350.92	164,367.07	138,876.60	-96,491.57
2	356,011.03		113,326.06	12,350.92	174,748.12	128,495.55	-72,909.62
3	394,328.30		125,523.29	50,477.95	185,784.81	117,458.86	-84,916.61
4	436,769.65		139,033.29	12,350.92	197,518.55	105,725.12	-17,858.23
5	470,235.52		149,686.21	12,350.92	209,993.37	93,250.30	4,954.72
6	496,044.49		157,901.77	50,477.95	223,256.07	79,987.60	-15,578.90
7	523,269.99		166,568.24	12,350.92	237,356.41	65,887.26	41,107.16
8	551,989.77		175,710.37	12,350.92	252,347.30	50,896.37	60,684.81
9	582,285.84		185,354.27	50,477.95	268,284.98	34,958.69	43,209.95
10	614,244.72		195,527.47	79,854.91	285,229.24	18,014.43	35,618.67
11	647,957.67		206,259.04	12,350.92	0.00	0.00	429,347.71
12	683,520.95		217,579.61	50,477.95	0.00	0.00	415,463.39
13	721,036.14		229,521.51	12,350.92	0.00	0.00	479,163.71
14	760,610.35		242,118.84	12,350.92	0.00	0.00	506,140.59
15	802,356.61		255,407.59	50,477.95	0.00	0.00	496,471.07
16	846,394.11		269,425.68	12,350.92	0.00	0.00	564,617.51
17	892,848.62		284,213.17	12,350.92	0.00	0.00	596,284.53
18	941,852.80		299,812.26	50,477.95	0.00	0.00	591,562.59
19	993,546.58		316,267.52	12,350.92	0.00	0.00	664,928.14
20	1,048,077.59		333,625.93	79,854.91	0.00	0.00	634,596.75
21	1,105,601.54		351,937.05	117,981.94	0.00	0.00	635,682.55
22	1,166,282.70		371,253.19	12,350.92	0.00	0.00	782,678.59
23	1,230,294.37		391,629.50	12,350.92	0.00	0.00	826,313.95
24	1,297,819.32		413,124.16	50,477.95	0.00	0.00	834,217.21
25	1,369,050.40		435,798.56	12,350.92	0.00	0.00	920,900.92

Fuente: elaboración propia siguiendo la misma metodología del Cálculo 23 de la sección de Cálculos de Muestra (variando solo la variable especificada y manteniendo las demás constantes).

Cuadro 85. Flujos netos de efectivo correspondientes al escenario de un costo de capital total 50% menor al actual.

Periodo (año)	Ingresos por venta interna del metanol (\$)	Egresos					Flujo Neto de Efectivo (\$)
		Inversión inicial (\$)	Costos de producción (\$)	Gastos de mantenimiento (\$)	Pago de capital del préstamo (\$)	Pago de intereses bancarios del préstamo (\$)	
0	0.00	1,099,442.96		0.00	0.00	0.00	-1,099,442.96
1	195,058.86		102,314.06	12,350.92	164,367.07	138,876.60	-222,849.79
2	216,052.95		113,326.06	12,350.92	174,748.12	128,495.55	-212,867.70
3	239,306.61		125,523.29	50,477.95	185,784.81	117,458.86	-239,938.30
4	265,063.05		139,033.29	12,350.92	197,518.55	105,725.12	-189,564.83
5	285,372.54		149,686.21	12,350.92	209,993.37	93,250.30	-179,908.26
6	301,035.26		157,901.77	50,477.95	223,256.07	79,987.60	-210,588.13
7	317,557.65		166,568.24	12,350.92	237,356.41	65,887.26	-164,605.18
8	334,986.86		175,710.37	12,350.92	252,347.30	50,896.37	-156,318.10
9	353,372.68		185,354.27	50,477.95	268,284.98	34,958.69	-185,703.21
10	372,767.61		195,527.47	79,854.91	285,229.24	18,014.43	-205,858.44
11	393,227.04		206,259.04	12,350.92	0.00	0.00	174,617.08
12	414,809.39		217,579.61	50,477.95	0.00	0.00	146,751.83
13	437,576.28		229,521.51	12,350.92	0.00	0.00	195,703.85
14	461,592.75		242,118.84	12,350.92	0.00	0.00	207,122.99
15	486,927.36		255,407.59	50,477.95	0.00	0.00	181,041.82
16	513,652.46		269,425.68	12,350.92	0.00	0.00	231,875.86
17	541,844.38		284,213.17	12,350.92	0.00	0.00	245,280.29
18	571,583.62		299,812.26	50,477.95	0.00	0.00	221,293.41
19	602,955.11		316,267.52	12,350.92	0.00	0.00	274,336.67
20	636,048.42		333,625.93	79,854.91	0.00	0.00	222,567.58
21	670,958.06		351,937.05	117,981.94	0.00	0.00	201,039.07
22	707,783.73		371,253.19	12,350.92	0.00	0.00	324,179.62
23	746,630.59		391,629.50	12,350.92	0.00	0.00	342,650.17
24	787,609.56		413,124.16	50,477.95	0.00	0.00	324,007.45
25	830,837.67		435,798.56	12,350.92	0.00	0.00	382,688.19

Fuente: elaboración propia siguiendo la misma metodología del Cálculo 23 de la sección de Cálculos de Muestra (variando solo la variable especificada y manteniendo las demás constantes).

Cuadro 86. Flujos netos de efectivo correspondientes al escenario de un costo de capital total 25% menor al actual.

Periodo (año)	Ingresos por venta interna del metanol (\$)	Egresos					Flujo Neto de Efectivo (\$)
		Inversión inicial (\$)	Costos de producción (\$)	Gastos de mantenimiento (\$)	Pago de capital del préstamo (\$)	Pago de intereses bancarios del préstamo (\$)	
0	0.00	1,649,164.45		0.00	0.00	0.00	-1,649,164.45
1	195,058.86		102,314.06	12,350.92	164,367.07	138,876.60	-222,849.79
2	216,052.95		113,326.06	12,350.92	174,748.12	128,495.55	-212,867.70
3	239,306.61		125,523.29	50,477.95	185,784.81	117,458.86	-239,938.30
4	265,063.05		139,033.29	12,350.92	197,518.55	105,725.12	-189,564.83
5	285,372.54		149,686.21	12,350.92	209,993.37	93,250.30	-179,908.26
6	301,035.26		157,901.77	50,477.95	223,256.07	79,987.60	-210,588.13
7	317,557.65		166,568.24	12,350.92	237,356.41	65,887.26	-164,605.18
8	334,986.86		175,710.37	12,350.92	252,347.30	50,896.37	-156,318.10
9	353,372.68		185,354.27	50,477.95	268,284.98	34,958.69	-185,703.21
10	372,767.61		195,527.47	79,854.91	285,229.24	18,014.43	-205,858.44
11	393,227.04		206,259.04	12,350.92	0.00	0.00	174,617.08
12	414,809.39		217,579.61	50,477.95	0.00	0.00	146,751.83
13	437,576.28		229,521.51	12,350.92	0.00	0.00	195,703.85
14	461,592.75		242,118.84	12,350.92	0.00	0.00	207,122.99
15	486,927.36		255,407.58	50,477.95	0.00	0.00	181,041.83
16	513,652.46		269,425.68	12,350.92	0.00	0.00	231,875.86
17	541,844.38		284,213.16	12,350.92	0.00	0.00	245,280.30
18	571,583.62		299,812.26	50,477.95	0.00	0.00	221,293.41
19	602,955.11		316,267.52	12,350.92	0.00	0.00	274,336.67
20	636,048.42		333,625.92	79,854.91	0.00	0.00	222,567.59
21	670,958.06		351,937.05	117,981.94	0.00	0.00	201,039.07
22	707,783.73		371,253.19	12,350.92	0.00	0.00	324,179.62
23	746,630.59		391,629.49	12,350.92	0.00	0.00	342,650.18
24	787,609.56		413,124.16	50,477.95	0.00	0.00	324,007.45
25	830,837.67		435,798.56	12,350.92	0.00	0.00	382,688.19

Fuente: elaboración propia siguiendo la misma metodología del Cálculo 23 de la sección de Cálculos de Muestra (variando solo la variable especificada y manteniendo las demás constantes).

Cuadro 87. Flujos netos de efectivo correspondientes al escenario de un costo de capital total 25% mayor al actual.

Periodo (año)	Ingresos por venta interna del metanol (\$)	Egresos					Flujo Neto de Efectivo (\$)
		Inversión inicial (\$)	Costos de producción (\$)	Gastos de mantenimiento (\$)	Pago de capital del préstamo (\$)	Pago de intereses bancarios del préstamo (\$)	
0	0.00	2,748,607.41		0.00	0.00	0.00	-2,748,607.41
1	195,058.86		102,314.06	12,350.92	164,367.07	138,876.60	-222,849.79
2	216,052.95		113,326.06	12,350.92	174,748.12	128,495.55	-212,867.70
3	239,306.61		125,523.29	50,477.95	185,784.81	117,458.86	-239,938.30
4	265,063.05		139,033.29	12,350.92	197,518.55	105,725.12	-189,564.83
5	285,372.54		149,686.21	12,350.92	209,993.37	93,250.30	-179,908.26
6	301,035.26		157,901.77	50,477.95	223,256.07	79,987.60	-210,588.13
7	317,557.65		166,568.24	12,350.92	237,356.41	65,887.26	-164,605.18
8	334,986.86		175,710.37	12,350.92	252,347.30	50,896.37	-156,318.10
9	353,372.68		185,354.27	50,477.95	268,284.98	34,958.69	-185,703.21
10	372,767.61		195,527.47	79,854.91	285,229.24	18,014.43	-205,858.44
11	393,227.04		206,259.04	12,350.92	0.00	0.00	174,617.08
12	414,809.39		217,579.61	50,477.95	0.00	0.00	146,751.83
13	437,576.28		229,521.51	12,350.92	0.00	0.00	195,703.85
14	461,592.75		242,118.84	12,350.92	0.00	0.00	207,122.99
15	486,927.36		255,407.58	50,477.95	0.00	0.00	181,041.83
16	513,652.46		269,425.68	12,350.92	0.00	0.00	231,875.86
17	541,844.38		284,213.16	12,350.92	0.00	0.00	245,280.30
18	571,583.62		299,812.26	50,477.95	0.00	0.00	221,293.41
19	602,955.11		316,267.52	12,350.92	0.00	0.00	274,336.67
20	636,048.42		333,625.92	79,854.91	0.00	0.00	222,567.59
21	670,958.06		351,937.05	117,981.94	0.00	0.00	201,039.07
22	707,783.73		371,253.19	12,350.92	0.00	0.00	324,179.62
23	746,630.59		391,629.49	12,350.92	0.00	0.00	342,650.18
24	787,609.56		413,124.16	50,477.95	0.00	0.00	324,007.45
25	830,837.67		435,798.56	12,350.92	0.00	0.00	382,688.19

Fuente: elaboración propia siguiendo la misma metodología del Cálculo 23 de la sección de Cálculos de Muestra (variando solo la variable especificada y manteniendo las demás constantes).

Cuadro 88. Flujos netos de efectivo correspondientes al escenario de un costo de capital total 50% mayor al actual.

Periodo (año)	Ingresos por venta interna del metanol (\$)	Egresos					Flujo Neto de Efectivo (\$)
		Inversión inicial (\$)	Costos de producción (\$)	Gastos de mantenimiento (\$)	Pago de capital del préstamo (\$)	Pago de intereses bancarios del préstamo (\$)	
0	0.00	3,298,328.89		0.00	0.00	0.00	-3,298,328.89
1	195,058.86		102,314.06	12,350.92	164,367.07	138,876.60	-222,849.79
2	216,052.95		113,326.06	12,350.92	174,748.12	128,495.55	-212,867.70
3	239,306.61		125,523.29	50,477.95	185,784.81	117,458.86	-239,938.30
4	265,063.05		139,033.29	12,350.92	197,518.55	105,725.12	-189,564.83
5	285,372.54		149,686.21	12,350.92	209,993.37	93,250.30	-179,908.26
6	301,035.26		157,901.77	50,477.95	223,256.07	79,987.60	-210,588.13
7	317,557.65		166,568.24	12,350.92	237,356.41	65,887.26	-164,605.18
8	334,986.86		175,710.37	12,350.92	252,347.30	50,896.37	-156,318.10
9	353,372.68		185,354.27	50,477.95	268,284.98	34,958.69	-185,703.21
10	372,767.61		195,527.47	79,854.91	285,229.24	18,014.43	-205,858.44
11	393,227.04		206,259.04	12,350.92	0.00	0.00	174,617.08
12	414,809.39		217,579.61	50,477.95	0.00	0.00	146,751.83
13	437,576.28		229,521.51	12,350.92	0.00	0.00	195,703.85
14	461,592.75		242,118.84	12,350.92	0.00	0.00	207,122.99
15	486,927.36		255,407.59	50,477.95	0.00	0.00	181,041.82
16	513,652.46		269,425.68	12,350.92	0.00	0.00	231,875.86
17	541,844.38		284,213.17	12,350.92	0.00	0.00	245,280.29
18	571,583.62		299,812.26	50,477.95	0.00	0.00	221,293.41
19	602,955.11		316,267.52	12,350.92	0.00	0.00	274,336.67
20	636,048.42		333,625.93	79,854.91	0.00	0.00	222,567.58
21	670,958.06		351,937.05	117,981.94	0.00	0.00	201,039.07
22	707,783.73		371,253.19	12,350.92	0.00	0.00	324,179.62
23	746,630.59		391,629.50	12,350.92	0.00	0.00	342,650.17
24	787,609.56		413,124.16	50,477.95	0.00	0.00	324,007.45
25	830,837.67		435,798.56	12,350.92	0.00	0.00	382,688.19

Fuente: elaboración propia siguiendo la misma metodología del Cálculo 23 de la sección de Cálculos de Muestra (variando solo la variable especificada y manteniendo las demás constantes).

Cuadro 89. Flujos netos de efectivo correspondientes al escenario de un costo de mano de obra 50% menor al actual.

Periodo (año)	Ingresos por venta interna del metanol (\$)	Egresos					Flujo Neto de Efectivo (\$)
		Inversión inicial (\$)	Costos de producción (\$)	Gastos de mantenimiento (\$)	Pago de capital del préstamo (\$)	Pago de intereses bancarios del préstamo (\$)	
0	0.00	2,198,885.93		0.00	0.00	0.00	-2,198,885.93
1	195,058.86		65,625.38	12,350.92	164,367.07	138,876.60	-186,161.11
2	216,052.95		72,688.61	12,350.92	174,748.12	128,495.55	-172,230.25
3	239,306.61		80,512.04	50,477.95	185,784.81	117,458.86	-194,927.05
4	265,063.05		89,177.51	12,350.92	197,518.55	105,725.12	-139,709.05
5	285,372.54		96,010.41	12,350.92	209,993.37	93,250.30	-126,232.46
6	301,035.26		101,279.96	50,477.95	223,256.07	79,987.60	-153,966.32
7	317,557.65		106,838.73	12,350.92	237,356.41	65,887.26	-104,875.67
8	334,986.86		112,702.60	12,350.92	252,347.30	50,896.37	-93,310.33
9	353,372.68		118,888.30	50,477.95	268,284.98	34,958.69	-119,237.24
10	372,767.61		125,413.51	79,854.91	285,229.24	18,014.43	-135,744.48
11	393,227.04		132,296.86	12,350.92	0.00	0.00	248,579.26
12	414,809.39		139,558.00	50,477.95	0.00	0.00	224,773.44
13	437,576.28		147,217.67	12,350.92	0.00	0.00	278,007.69
14	461,592.75		155,297.74	12,350.92	0.00	0.00	293,944.09
15	486,927.36		163,821.28	50,477.95	0.00	0.00	272,628.13
16	513,652.46		172,812.65	12,350.92	0.00	0.00	328,488.89
17	541,844.38		182,297.51	12,350.92	0.00	0.00	347,195.95
18	571,583.62		192,302.94	50,477.95	0.00	0.00	328,802.73
19	602,955.11		202,857.53	12,350.92	0.00	0.00	387,746.66
20	636,048.42		213,991.40	79,854.91	0.00	0.00	342,202.11
21	670,958.06		225,736.37	117,981.94	0.00	0.00	327,239.75
22	707,783.73		238,125.95	12,350.92	0.00	0.00	457,306.86
23	746,630.59		251,195.54	12,350.92	0.00	0.00	483,084.13
24	787,609.56		264,982.46	50,477.95	0.00	0.00	472,149.15
25	830,837.67		279,526.08	12,350.92	0.00	0.00	538,960.67

Fuente: elaboración propia siguiendo la misma metodología del Cálculo 23 de la sección de Cálculos de Muestra (variando solo la variable especificada y manteniendo las demás constantes).

Cuadro 90. Flujos netos de efectivo correspondientes al escenario de un costo de mano de obra 25% menor al actual.

Periodo (año)	Ingresos por venta interna del metanol (\$)	Egresos					Flujo Neto de Efectivo (\$)
		Inversión inicial (\$)	Costos de producción (\$)	Gastos de mantenimiento (\$)	Pago de capital del préstamo (\$)	Pago de intereses bancarios del préstamo (\$)	
0	0.00	2,198,885.93		0.00	0.00	0.00	-2,198,885.93
1	195,058.86		83,959.56	12,350.92	164,367.07	138,876.60	-204,495.29
2	216,052.95		92,996.08	12,350.92	174,748.12	128,495.55	-192,537.72
3	239,306.61		103,005.20	50,477.95	185,784.81	117,458.86	-217,420.21
4	265,063.05		114,091.59	12,350.92	197,518.55	105,725.12	-164,623.13
5	285,372.54		122,833.44	12,350.92	209,993.37	93,250.30	-153,055.49
6	301,035.26		129,575.18	50,477.95	223,256.07	79,987.60	-182,261.54
7	317,557.65		136,686.94	12,350.92	237,356.41	65,887.26	-134,723.88
8	334,986.86		144,189.03	12,350.92	252,347.30	50,896.37	-124,796.76
9	353,372.68		152,102.88	50,477.95	268,284.98	34,958.69	-152,451.82
10	372,767.61		160,451.07	79,854.91	285,229.24	18,014.43	-170,782.04
11	393,227.04		169,257.46	12,350.92	0.00	0.00	211,618.66
12	414,809.39		178,547.19	50,477.95	0.00	0.00	185,784.25
13	437,576.28		188,346.79	12,350.92	0.00	0.00	236,878.57
14	461,592.75		198,684.24	12,350.92	0.00	0.00	250,557.59
15	486,927.36		209,589.07	50,477.95	0.00	0.00	226,860.34
16	513,652.46		221,092.41	12,350.92	0.00	0.00	280,209.13
17	541,844.38		233,227.11	12,350.92	0.00	0.00	296,266.35
18	571,583.62		246,027.82	50,477.95	0.00	0.00	275,077.85
19	602,955.11		259,531.11	12,350.92	0.00	0.00	331,073.08
20	636,048.42		273,775.53	79,854.91	0.00	0.00	282,417.98
21	670,958.06		288,801.75	117,981.94	0.00	0.00	264,174.37
22	707,783.73		304,652.70	12,350.92	0.00	0.00	390,780.11
23	746,630.59		321,373.62	12,350.92	0.00	0.00	412,906.05
24	787,609.56		339,012.28	50,477.95	0.00	0.00	398,119.33
25	830,837.67		357,619.04	12,350.92	0.00	0.00	460,867.71

Fuente: elaboración propia siguiendo la misma metodología del Cálculo 23 de la sección de Cálculos de Muestra (variando solo la variable especificada y manteniendo las demás constantes).

Cuadro 91. Flujos netos de efectivo correspondientes al escenario de un costo de mano de obra 25% mayor al actual.

Periodo (año)	Ingresos por venta interna del metanol (\$)	Egresos					Flujo Neto de Efectivo (\$)
		Inversión inicial (\$)	Costos de producción (\$)	Gastos de mantenimiento (\$)	Pago de capital del préstamo (\$)	Pago de intereses bancarios del préstamo (\$)	
0	0.00	2,198,885.93		0.00	0.00	0.00	-2,198,885.93
1	195,058.86		120,648.23	12,350.92	164,367.07	138,876.60	-241,183.96
2	216,052.95		133,633.54	12,350.92	174,748.12	128,495.55	-233,175.18
3	239,306.61		148,016.44	50,477.95	185,784.81	117,458.86	-262,431.45
4	265,063.05		163,947.37	12,350.92	197,518.55	105,725.12	-214,478.91
5	285,372.54		176,509.24	12,350.92	209,993.37	93,250.30	-206,731.29
6	301,035.26		186,196.99	50,477.95	223,256.07	79,987.60	-238,883.35
7	317,557.65		196,416.45	12,350.92	237,356.41	65,887.26	-194,453.39
8	334,986.86		207,196.80	12,350.92	252,347.30	50,896.37	-187,804.53
9	353,372.68		218,568.84	50,477.95	268,284.98	34,958.69	-218,917.78
10	372,767.61		230,565.04	79,854.91	285,229.24	18,014.43	-240,896.01
11	393,227.04		243,219.64	12,350.92	0.00	0.00	137,656.48
12	414,809.39		256,568.80	50,477.95	0.00	0.00	107,762.64
13	437,576.28		270,650.63	12,350.92	0.00	0.00	154,574.73
14	461,592.75		285,505.35	12,350.92	0.00	0.00	163,736.48
15	486,927.36		301,175.37	50,477.95	0.00	0.00	135,274.04
16	513,652.46		317,705.44	12,350.92	0.00	0.00	183,596.10
17	541,844.38		335,142.77	12,350.92	0.00	0.00	194,350.69
18	571,583.62		353,537.15	50,477.95	0.00	0.00	167,568.52
19	602,955.11		372,941.10	12,350.92	0.00	0.00	217,663.09
20	636,048.42		393,410.05	79,854.91	0.00	0.00	162,783.46
21	670,958.06		415,002.44	117,981.94	0.00	0.00	137,973.68
22	707,783.73		437,779.93	12,350.92	0.00	0.00	257,652.88
23	746,630.59		461,807.58	12,350.92	0.00	0.00	272,472.09
24	787,609.56		487,153.98	50,477.95	0.00	0.00	249,977.63
25	830,837.67		513,891.52	12,350.92	0.00	0.00	304,595.23

Fuente: elaboración propia siguiendo la misma metodología del Cálculo 23 de la sección de Cálculos de Muestra (variando solo la variable especificada y manteniendo las demás constantes).

Cuadro 92. Flujos netos de efectivo correspondientes al escenario de un costo de mano de obra 50% mayor al actual.

Periodo (año)	Ingresos por venta interna del metanol (\$)	Egresos					Flujo Neto de Efectivo (\$)
		Inversión inicial (\$)	Costos de producción (\$)	Gastos de mantenimiento (\$)	Pago de capital del préstamo (\$)	Pago de intereses bancarios del préstamo (\$)	
0	0.00	2,198,885.93		0.00	0.00	0.00	-2,198,885.93
1	195,058.86		139,002.73	12,350.92	164,367.07	138,876.60	-259,538.46
2	216,052.95		153,963.52	12,350.92	174,748.12	128,495.55	-253,505.16
3	239,306.61		170,534.53	50,477.95	185,784.81	117,458.86	-284,949.54
4	265,063.05		188,889.07	12,350.92	197,518.55	105,725.12	-239,420.61
5	285,372.54		203,362.01	12,350.92	209,993.37	93,250.30	-233,584.06
6	301,035.26		214,523.57	50,477.95	223,256.07	79,987.60	-267,209.93
7	317,557.65		226,297.74	12,350.92	237,356.41	65,887.26	-224,334.68
8	334,986.86		238,718.14	12,350.92	252,347.30	50,896.37	-219,325.87
9	353,372.68		251,820.23	50,477.95	268,284.98	34,958.69	-252,169.17
10	372,767.61		265,641.44	79,854.91	285,229.24	18,014.43	-275,972.41
11	393,227.04		280,221.22	12,350.92	0.00	0.00	100,654.90
12	414,809.39		295,601.22	50,477.95	0.00	0.00	68,730.22
13	437,576.28		311,825.35	12,350.92	0.00	0.00	113,400.01
14	461,592.75		328,939.95	12,350.92	0.00	0.00	120,301.88
15	486,927.36		346,993.89	50,477.95	0.00	0.00	89,455.52
16	513,652.46		366,038.72	12,350.92	0.00	0.00	135,262.82
17	541,844.38		386,128.82	12,350.92	0.00	0.00	143,364.64
18	571,583.62		407,321.58	50,477.95	0.00	0.00	113,784.09
19	602,955.11		429,677.51	12,350.92	0.00	0.00	160,926.68
20	636,048.42		453,260.45	79,854.91	0.00	0.00	102,933.06
21	670,958.06		478,137.74	117,981.94	0.00	0.00	74,838.38
22	707,783.73		504,380.43	12,350.92	0.00	0.00	191,052.38
23	746,630.59		532,063.45	12,350.92	0.00	0.00	202,216.22
24	787,609.56		561,265.86	50,477.95	0.00	0.00	175,865.75
25	830,837.67		592,071.05	12,350.92	0.00	0.00	226,415.70

Fuente: elaboración propia siguiendo la misma metodología del Cálculo 23 de la sección de Cálculos de Muestra (variando solo la variable especificada y manteniendo las demás constantes).

Cuadro 93. Flujos netos de efectivo correspondientes al escenario de un costo de transporte 50% menor al actual.

Periodo (año)	Ingresos por venta interna del metanol (\$)	Egresos					Flujo Neto de Efectivo (\$)
		Inversión inicial (\$)	Costos de producción (\$)	Gastos de mantenimiento (\$)	Pago de capital del préstamo (\$)	Pago de intereses bancarios del préstamo (\$)	
0	0.00	2,198,885.93		0.00	0.00	0.00	-2,198,885.93
1	195,058.86		101,656.62	12,350.92	164,367.07	138,876.60	-222,192.35
2	216,052.95		112,597.87	12,350.92	174,748.12	128,495.55	-212,139.51
3	239,306.61		124,716.72	50,477.95	185,784.81	117,458.86	-239,131.73
4	265,063.05		138,139.91	12,350.92	197,518.55	105,725.12	-188,671.45
5	285,372.54		148,724.37	12,350.92	209,993.37	93,250.30	-178,946.42
6	301,035.26		156,887.14	50,477.95	223,256.07	79,987.60	-209,573.50
7	317,557.65		165,497.92	12,350.92	237,356.41	65,887.26	-163,534.86
8	334,986.86		174,581.31	12,350.92	252,347.30	50,896.37	-155,189.04
9	353,372.68		184,163.24	50,477.95	268,284.98	34,958.69	-184,512.18
10	372,767.61		194,271.08	79,854.91	285,229.24	18,014.43	-204,602.05
11	393,227.04		204,933.69	12,350.92	0.00	0.00	175,942.43
12	414,809.39		216,181.51	50,477.95	0.00	0.00	148,149.93
13	437,576.28		228,046.68	12,350.92	0.00	0.00	197,178.68
14	461,592.75		240,563.07	12,350.92	0.00	0.00	208,678.76
15	486,927.36		253,766.42	50,477.95	0.00	0.00	182,682.99
16	513,652.46		267,694.44	12,350.92	0.00	0.00	233,607.10
17	541,844.38		282,386.91	12,350.92	0.00	0.00	247,106.55
18	571,583.62		297,885.77	50,477.95	0.00	0.00	223,219.90
19	602,955.11		314,235.29	12,350.92	0.00	0.00	276,368.90
20	636,048.42		331,482.16	79,854.91	0.00	0.00	224,711.35
21	670,958.06		349,675.62	117,981.94	0.00	0.00	203,300.50
22	707,783.73		368,867.64	12,350.92	0.00	0.00	326,565.17
23	746,630.59		389,113.01	12,350.92	0.00	0.00	345,166.66
24	787,609.56		410,469.56	50,477.95	0.00	0.00	326,662.05
25	830,837.67		432,998.26	12,350.92	0.00	0.00	385,488.49

Fuente: elaboración propia siguiendo la misma metodología del Cálculo 23 de la sección de Cálculos de Muestra (variando solo la variable especificada y manteniendo las demás constantes).

Cuadro 94. Flujos netos de efectivo correspondientes al escenario de un costo de transporte 25% menor al actual.

Periodo (año)	Ingresos por venta interna del metanol (\$)	Egresos					Flujo Neto de Efectivo (\$)
		Inversión inicial (\$)	Costos de producción (\$)	Gastos de mantenimiento (\$)	Pago de capital del préstamo (\$)	Pago de intereses bancarios del préstamo (\$)	
0	0.00	2,198,885.93		0.00	0.00	0.00	-2,198,885.93
1	195,058.86		101,975.18	12,350.92	164,367.07	138,876.60	-222,510.91
2	216,052.95		112,950.71	12,350.92	174,748.12	128,495.55	-212,492.35
3	239,306.61		125,107.54	50,477.95	185,784.81	117,458.86	-239,522.55
4	265,063.05		138,572.79	12,350.92	197,518.55	105,725.12	-189,104.33
5	285,372.54		149,190.42	12,350.92	209,993.37	93,250.30	-179,412.47
6	301,035.26		157,378.77	50,477.95	223,256.07	79,987.60	-210,065.13
7	317,557.65		166,016.54	12,350.92	237,356.41	65,887.26	-164,053.48
8	334,986.86		175,128.39	12,350.92	252,347.30	50,896.37	-155,736.12
9	353,372.68		184,740.35	50,477.95	268,284.98	34,958.69	-185,089.29
10	372,767.61		194,879.86	79,854.91	285,229.24	18,014.43	-205,210.83
11	393,227.04		205,575.88	12,350.92	0.00	0.00	175,300.24
12	414,809.39		216,858.95	50,477.95	0.00	0.00	147,472.49
13	437,576.28		228,761.30	12,350.92	0.00	0.00	196,464.06
14	461,592.75		241,316.91	12,350.92	0.00	0.00	207,924.92
15	486,927.36		254,561.64	50,477.95	0.00	0.00	181,887.77
16	513,652.46		268,533.30	12,350.92	0.00	0.00	232,768.24
17	541,844.38		283,271.81	12,350.92	0.00	0.00	246,221.65
18	571,583.62		298,819.24	50,477.95	0.00	0.00	222,286.43
19	602,955.11		315,219.99	12,350.92	0.00	0.00	275,384.20
20	636,048.42		332,520.91	79,854.91	0.00	0.00	223,672.60
21	670,958.06		350,771.38	117,981.94	0.00	0.00	202,204.74
22	707,783.73		370,023.54	12,350.92	0.00	0.00	325,409.27
23	746,630.59		390,332.36	12,350.92	0.00	0.00	343,947.31
24	787,609.56		411,755.83	50,477.95	0.00	0.00	325,375.78
25	830,837.67		434,355.13	12,350.92	0.00	0.00	384,131.62

Fuente: elaboración propia siguiendo la misma metodología del Cálculo 23 de la sección de Cálculos de Muestra (variando solo la variable especificada y manteniendo las demás constantes).

Cuadro 95. Flujos netos de efectivo correspondientes al escenario de un costo de transporte 25% mayor al actual.

Periodo (año)	Ingresos por venta interna del metanol (\$)	Egresos					Flujo Neto de Efectivo (\$)
		Inversión inicial (\$)	Costos de producción (\$)	Gastos de mantenimiento (\$)	Pago de capital del préstamo (\$)	Pago de intereses bancarios del préstamo (\$)	
0	0.00	2,198,885.93		0.00	0.00	0.00	-2,198,885.93
1	195,058.86		102,632.61	12,350.92	164,367.07	138,876.60	-223,168.34
2	216,052.95		113,678.91	12,350.92	174,748.12	128,495.55	-213,220.55
3	239,306.61		125,914.11	50,477.95	185,784.81	117,458.86	-240,329.12
4	265,063.05		139,466.17	12,350.92	197,518.55	105,725.12	-189,997.71
5	285,372.54		150,152.26	12,350.92	209,993.37	93,250.30	-180,374.31
6	301,035.26		158,393.40	50,477.95	223,256.07	79,987.60	-211,079.76
7	317,557.65		167,086.85	12,350.92	237,356.41	65,887.26	-165,123.79
8	334,986.86		176,257.45	12,350.92	252,347.30	50,896.37	-156,865.18
9	353,372.68		185,931.37	50,477.95	268,284.98	34,958.69	-186,280.31
10	372,767.61		196,136.25	79,854.91	285,229.24	18,014.43	-206,467.22
11	393,227.04		206,901.23	12,350.92	0.00	0.00	173,974.89
12	414,809.39		218,257.05	50,477.95	0.00	0.00	146,074.39
13	437,576.28		230,236.13	12,350.92	0.00	0.00	194,989.23
14	461,592.75		242,872.68	12,350.92	0.00	0.00	206,369.15
15	486,927.36		256,202.80	50,477.95	0.00	0.00	180,246.61
16	513,652.46		270,264.54	12,350.92	0.00	0.00	231,037.00
17	541,844.38		285,098.07	12,350.92	0.00	0.00	244,395.39
18	571,583.62		300,745.73	50,477.95	0.00	0.00	220,359.94
19	602,955.11		317,252.22	12,350.92	0.00	0.00	273,351.97
20	636,048.42		334,664.68	79,854.91	0.00	0.00	221,528.83
21	670,958.06		353,032.81	117,981.94	0.00	0.00	199,943.31
22	707,783.73		372,409.09	12,350.92	0.00	0.00	323,023.72
23	746,630.59		392,848.84	12,350.92	0.00	0.00	341,430.83
24	787,609.56		414,410.43	50,477.95	0.00	0.00	322,721.18
25	830,837.67		437,155.43	12,350.92	0.00	0.00	381,331.32

Fuente: elaboración propia siguiendo la misma metodología del Cálculo 23 de la sección de Cálculos de Muestra (variando solo la variable especificada y manteniendo las demás constantes).

Cuadro 96. Flujos netos de efectivo correspondientes al escenario de un costo de transporte 50% mayor al actual.

Periodo (año)	Ingresos por venta interna del metanol (\$)	Egresos					Flujo Neto de Efectivo (\$)
		Inversión inicial (\$)	Costos de producción (\$)	Gastos de mantenimiento (\$)	Pago de capital del préstamo (\$)	Pago de intereses bancarios del préstamo (\$)	
0	0.00	2,198,885.93		0.00	0.00	0.00	-2,198,885.93
1	195,058.86		102,971.49	12,350.92	164,367.07	138,876.60	-223,507.22
2	216,052.95		114,054.26	12,350.92	174,748.12	128,495.55	-213,595.90
3	239,306.61		126,329.86	50,477.95	185,784.81	117,458.86	-240,744.87
4	265,063.05		139,926.67	12,350.92	197,518.55	105,725.12	-190,458.21
5	285,372.54		150,648.04	12,350.92	209,993.37	93,250.30	-180,870.09
6	301,035.26		158,916.39	50,477.95	223,256.07	79,987.60	-211,602.75
7	317,557.65		167,638.55	12,350.92	237,356.41	65,887.26	-165,675.49
8	334,986.86		176,839.43	12,350.92	252,347.30	50,896.37	-157,447.16
9	353,372.68		186,545.29	50,477.95	268,284.98	34,958.69	-186,894.23
10	372,767.61		196,783.87	79,854.91	285,229.24	18,014.43	-207,114.84
11	393,227.04		207,584.39	12,350.92	0.00	0.00	173,291.73
12	414,809.39		218,977.70	50,477.95	0.00	0.00	145,353.74
13	437,576.28		230,996.34	12,350.92	0.00	0.00	194,229.02
14	461,592.75		243,674.62	12,350.92	0.00	0.00	205,567.21
15	486,927.36		257,048.75	50,477.95	0.00	0.00	179,400.66
16	513,652.46		271,156.92	12,350.92	0.00	0.00	230,144.62
17	541,844.38		286,039.43	12,350.92	0.00	0.00	243,454.03
18	571,583.62		301,738.76	50,477.95	0.00	0.00	219,366.91
19	602,955.11		318,299.75	12,350.92	0.00	0.00	272,304.44
20	636,048.42		335,769.70	79,854.91	0.00	0.00	220,423.81
21	670,958.06		354,198.48	117,981.94	0.00	0.00	198,777.64
22	707,783.73		373,638.74	12,350.92	0.00	0.00	321,794.07
23	746,630.59		394,145.98	12,350.92	0.00	0.00	340,133.69
24	787,609.56		415,778.76	50,477.95	0.00	0.00	321,352.85
25	830,837.67		438,598.86	12,350.92	0.00	0.00	379,887.89

Fuente: elaboración propia siguiendo la misma metodología del Cálculo 23 de la sección de Cálculos de Muestra (variando solo la variable especificada y manteniendo las demás constantes).

Cuadro 97. Flujos netos de efectivo correspondientes al escenario de un periodo de préstamo 50% menor al actual.

Periodo (año)	Ingresos por venta interna del metanol (\$)	Egresos					Flujo Neto de Efectivo (\$)
		Inversión inicial (\$)	Costos de producción (\$)	Gastos de mantenimiento (\$)	Pago de capital del préstamo (\$)	Pago de intereses bancarios del préstamo (\$)	
0	0.00	2,198,885.93		0.00	0.00	0.00	-2,198,885.93
1	195,058.86		102,314.06	12,350.92	164,367.07	138,876.60	-222,849.79
2	216,052.95		113,326.06	12,350.92	174,748.12	128,495.55	-212,867.70
3	239,306.61		125,523.29	50,477.95	185,784.81	117,458.86	-239,938.30
4	265,063.05		139,033.29	12,350.92	197,518.55	105,725.12	-189,564.83
5	285,372.54		149,686.21	12,350.92	209,993.37	93,250.30	-179,908.26
6	301,035.26		157,901.77	50,477.95	223,256.07	79,987.60	-210,588.13
7	317,557.65		166,568.24	12,350.92	237,356.41	65,887.26	-164,605.18
8	334,986.86		175,710.37	12,350.92	252,347.30	50,896.37	-156,318.10
9	353,372.68		185,354.27	50,477.95	268,284.98	34,958.69	-185,703.21
10	372,767.61		195,527.47	79,854.91	285,229.24	18,014.43	-205,858.44
11	393,227.04		206,259.04	12,350.92	0.00	0.00	174,617.08
12	414,809.39		217,579.61	50,477.95	0.00	0.00	146,751.83
13	437,576.28		229,521.51	12,350.92	0.00	0.00	195,703.85
14	461,592.75		242,118.84	12,350.92	0.00	0.00	207,122.99
15	486,927.36		255,407.59	50,477.95	0.00	0.00	181,041.82
16	513,652.46		269,425.68	12,350.92	0.00	0.00	231,875.86
17	541,844.38		284,213.17	12,350.92	0.00	0.00	245,280.29
18	571,583.62		299,812.26	50,477.95	0.00	0.00	221,293.41
19	602,955.11		316,267.52	12,350.92	0.00	0.00	274,336.67
20	636,048.42		333,625.93	79,854.91	0.00	0.00	222,567.58
21	670,958.06		351,937.05	117,981.94	0.00	0.00	201,039.07
22	707,783.73		371,253.19	12,350.92	0.00	0.00	324,179.62
23	746,630.59		391,629.50	12,350.92	0.00	0.00	342,650.17
24	787,609.56		413,124.16	50,477.95	0.00	0.00	324,007.45
25	830,837.67		435,798.56	12,350.92	0.00	0.00	382,688.19

Fuente: elaboración propia siguiendo la misma metodología del Cálculo 23 de la sección de Cálculos de Muestra (variando solo la variable especificada y manteniendo las demás constantes).

Cuadro 98. Flujos netos de efectivo correspondientes al escenario de un periodo de préstamo 25% menor al actual.

Periodo (año)	Ingresos por venta interna del metanol (\$)	Egresos					Flujo Neto de Efectivo (\$)
		Inversión inicial (\$)	Costos de producción (\$)	Gastos de mantenimiento (\$)	Pago de capital del préstamo (\$)	Pago de intereses bancarios del préstamo (\$)	
0	0.00	2,198,885.93		0.00	0.00	0.00	-2,198,885.93
1	195,058.86		102,303.90	12,350.92	387,623.14	138,876.60	-446,095.71
2	216,052.95		113,314.81	12,350.92	412,104.53	114,395.21	-436,112.53
3	239,306.61		125,510.82	50,477.95	438,132.11	88,367.63	-463,181.91
4	265,063.05		139,019.48	12,350.92	465,803.53	60,696.21	-412,807.10
5	285,372.54		149,671.34	12,350.92	495,222.62	31,277.13	-403,149.47
6	301,035.26		157,886.08	50,477.95	0.00	0.00	92,671.23
7	317,557.65		166,551.69	12,350.92	0.00	0.00	138,655.04
8	334,986.86		175,692.92	12,350.92	0.00	0.00	146,943.02
9	353,372.68		185,335.86	50,477.95	0.00	0.00	117,558.87
10	372,767.61		195,508.05	79,854.91	0.00	0.00	97,404.65
11	393,227.04		206,238.55	12,350.92	0.00	0.00	174,637.57
12	414,809.39		217,558.00	50,477.95	0.00	0.00	146,773.44
13	437,576.28		229,498.71	12,350.92	0.00	0.00	195,726.65
14	461,592.75		242,094.80	12,350.92	0.00	0.00	207,147.03
15	486,927.36		255,382.22	50,477.95	0.00	0.00	181,067.19
16	513,652.46		269,398.92	12,350.92	0.00	0.00	231,902.62
17	541,844.38		284,184.94	12,350.92	0.00	0.00	245,308.52
18	571,583.62		299,782.49	50,477.95	0.00	0.00	221,323.18
19	602,955.11		316,236.11	12,350.92	0.00	0.00	274,368.08
20	636,048.42		333,592.79	79,854.91	0.00	0.00	222,600.72
21	670,958.06		351,902.10	117,981.94	0.00	0.00	201,074.02
22	707,783.73		371,216.32	12,350.92	0.00	0.00	324,216.49
23	746,630.59		391,590.60	12,350.92	0.00	0.00	342,689.07
24	787,609.56		413,083.13	50,477.95	0.00	0.00	324,048.48
25	830,837.67		435,755.28	12,350.92	0.00	0.00	382,731.47

Fuente: elaboración propia siguiendo la misma metodología del Cálculo 23 de la sección de Cálculos de Muestra (variando solo la variable especificada y manteniendo las demás constantes).

Cuadro 99. Flujos netos de efectivo correspondientes al escenario de un periodo de préstamo 25% mayor al actual.

Periodo (año)	Ingresos por venta interna del metanol (\$)	Egresos					Flujo Neto de Efectivo (\$)
		Inversión inicial (\$)	Costos de producción (\$)	Gastos de mantenimiento (\$)	Pago de capital del préstamo (\$)	Pago de intereses bancarios del préstamo (\$)	
0	0.00	2,198,885.93		0.00	0.00	0.00	-2,198,885.93
1	195,058.86		102,303.90	12,350.92	219,661.27	138,876.60	-278,133.83
2	216,052.95		113,314.81	12,350.92	233,534.57	125,003.30	-268,150.65
3	239,306.61		125,510.82	50,477.95	248,284.08	110,253.79	-295,220.03
4	265,063.05		139,019.48	12,350.92	263,965.13	94,572.74	-244,845.22
5	285,372.54		149,671.34	12,350.92	280,636.57	77,901.30	-235,187.59
6	301,035.26		157,886.08	50,477.95	298,360.93	60,176.94	-265,866.64
7	317,557.65		166,551.69	12,350.92	317,204.72	41,333.15	-219,882.83
8	334,986.86		175,692.92	12,350.92	337,238.65	21,299.22	-211,594.85
9	353,372.68		185,335.86	50,477.95	0.00	0.00	117,558.87
10	372,767.61		195,508.05	79,854.91	0.00	0.00	97,404.65
11	393,227.04		206,238.55	12,350.92	0.00	0.00	174,637.57
12	414,809.39		217,558.00	50,477.95	0.00	0.00	146,773.44
13	437,576.28		229,498.71	12,350.92	0.00	0.00	195,726.65
14	461,592.75		242,094.80	12,350.92	0.00	0.00	207,147.03
15	486,927.36		255,382.22	50,477.95	0.00	0.00	181,067.19
16	513,652.46		269,398.92	12,350.92	0.00	0.00	231,902.62
17	541,844.38		284,184.94	12,350.92	0.00	0.00	245,308.52
18	571,583.62		299,782.49	50,477.95	0.00	0.00	221,323.18
19	602,955.11		316,236.11	12,350.92	0.00	0.00	274,368.08
20	636,048.42		333,592.79	79,854.91	0.00	0.00	222,600.72
21	670,958.06		351,902.10	117,981.94	0.00	0.00	201,074.02
22	707,783.73		371,216.32	12,350.92	0.00	0.00	324,216.49
23	746,630.59		391,590.60	12,350.92	0.00	0.00	342,689.07
24	787,609.56		413,083.13	50,477.95	0.00	0.00	324,048.48
25	830,837.67		435,755.28	12,350.92	0.00	0.00	382,731.47

Fuente: elaboración propia siguiendo la misma metodología del Cálculo 23 de la sección de Cálculos de Muestra (variando solo la variable especificada y manteniendo las demás constantes).

Cuadro 100. Flujos netos de efectivo correspondientes al escenario de un periodo de préstamo 50% mayor al actual.

Periodo (año)	Ingresos por venta interna del metanol (\$)	Egresos					Flujo Neto de Efectivo (\$)
		Inversión inicial (\$)	Costos de producción (\$)	Gastos de mantenimiento (\$)	Pago de capital del préstamo (\$)	Pago de intereses bancarios del préstamo (\$)	
0	0.00	2,198,885.93		0.00	0.00	0.00	-2,198,885.93
1	195,058.86		102,314.06	12,350.92	127,959.35	138,876.60	-186,442.07
2	216,052.95		113,326.06	12,350.92	136,040.97	130,794.98	-176,459.98
3	239,306.61		125,523.29	50,477.95	144,633.00	122,202.95	-203,530.58
4	265,063.05		139,033.29	12,350.92	153,767.69	113,068.26	-153,157.11
5	285,372.54		149,686.21	12,350.92	163,479.31	103,356.64	-143,500.54
6	301,035.26		157,901.77	50,477.95	173,804.29	93,031.66	-174,180.41
7	317,557.65		166,568.24	12,350.92	184,781.37	82,054.58	-128,197.46
8	334,986.86		175,710.37	12,350.92	196,451.74	70,384.21	-119,910.38
9	353,372.68		185,354.27	50,477.95	208,859.18	57,976.77	-149,295.49
10	372,767.61		195,527.47	79,854.91	222,050.25	44,785.70	-169,450.72
11	393,227.04		206,259.04	12,350.92	236,074.43	30,761.52	-92,218.87
12	414,809.39		217,579.61	50,477.95	250,984.35	15,851.60	-120,084.12
13	437,576.28		229,521.51	12,350.92	0.00	0.00	195,703.85
14	461,592.75		242,118.84	12,350.92	0.00	0.00	207,122.99
15	486,927.36		255,407.59	50,477.95	0.00	0.00	181,041.82
16	513,652.46		269,425.68	12,350.92	0.00	0.00	231,875.86
17	541,844.38		284,213.17	12,350.92	0.00	0.00	245,280.29
18	571,583.62		299,812.26	50,477.95	0.00	0.00	221,293.41
19	602,955.11		316,267.52	12,350.92	0.00	0.00	274,336.67
20	636,048.42		333,625.93	79,854.91	0.00	0.00	222,567.58
21	670,958.06		351,937.05	117,981.94	0.00	0.00	201,039.07
22	707,783.73		371,253.19	12,350.92	0.00	0.00	324,179.62
23	746,630.59		391,629.50	12,350.92	0.00	0.00	342,650.17
24	787,609.56		413,124.16	50,477.95	0.00	0.00	324,007.45
25	830,837.67		435,798.56	12,350.92	0.00	0.00	382,688.19

Fuente: elaboración propia siguiendo la misma metodología del Cálculo 23 de la sección de Cálculos de Muestra (variando solo la variable especificada y manteniendo las demás constantes).

Cuadro 101. Flujos netos de efectivo correspondientes al escenario de un CIF 50% menor al actual.

Periodo (año)	Ingresos por venta interna del metanol (\$)	Egresos					Flujo Neto de Efectivo (\$)
		Inversión inicial (\$)	Costos de producción (\$)	Gastos de mantenimiento (\$)	Pago de capital del préstamo (\$)	Pago de intereses bancarios del préstamo (\$)	
0	0.00	2,198,885.93		0.00	0.00	0.00	-2,198,885.93
1	195,058.86		89,879.82	12,350.92	92,221.07	138,876.60	-138,269.56
2	216,052.95		99,553.53	12,350.92	98,045.55	133,052.13	-126,949.18
3	239,306.61		110,268.43	50,477.95	104,237.88	126,859.80	-152,537.45
4	265,063.05		122,136.56	12,350.92	110,821.30	120,276.37	-100,522.11
5	285,372.54		131,494.82	12,350.92	117,820.52	113,277.15	-89,570.88
6	301,035.26		138,711.94	50,477.95	125,261.80	105,835.88	-119,252.31
7	317,557.65		146,325.18	12,350.92	133,173.05	97,924.63	-72,216.13
8	334,986.86		154,356.26	12,350.92	141,583.95	89,513.72	-62,818.00
9	353,372.68		162,828.14	50,477.95	150,526.07	80,571.61	-91,031.09
10	372,767.61		171,764.99	79,854.91	160,032.95	71,064.72	-109,949.96
11	393,227.04		181,192.35	12,350.92	170,140.27	60,957.41	-31,413.91
12	414,809.39		191,137.13	50,477.95	180,885.94	50,211.74	-57,903.37
13	437,576.28		201,627.73	12,350.92	192,310.28	38,787.40	-7,500.05
14	461,592.75		212,694.11	12,350.92	204,456.16	26,641.52	5,450.04
15	486,927.36		224,367.87	50,477.95	217,369.14	13,728.54	-19,016.14
16	513,652.46		236,682.34	12,350.92	0.00	0.00	264,619.20
17	541,844.38		249,672.70	12,350.92	0.00	0.00	279,820.76
18	571,583.62		263,376.04	50,477.95	0.00	0.00	257,729.63
19	602,955.11		277,831.48	12,350.92	0.00	0.00	312,772.71
20	636,048.42		293,080.32	79,854.91	0.00	0.00	263,113.19
21	670,958.06		309,166.09	117,981.94	0.00	0.00	243,810.03
22	707,783.73		326,134.74	12,350.92	0.00	0.00	369,298.07
23	746,630.59		344,034.71	12,350.92	0.00	0.00	390,244.96
24	787,609.56		362,917.12	50,477.95	0.00	0.00	374,214.49
25	830,837.67		382,835.90	12,350.92	0.00	0.00	435,650.85

Fuente: elaboración propia siguiendo la misma metodología del Cálculo 23 de la sección de Cálculos de Muestra (variando solo la variable especificada y manteniendo las demás constantes).

Cuadro 102. Flujos netos de efectivo correspondientes al escenario de un CIF 25% menor al actual.

Periodo (año)	Ingresos por venta interna del metanol (\$)	Egresos					Flujo Neto de Efectivo (\$)
		Inversión inicial (\$)	Costos de producción (\$)	Gastos de mantenimiento (\$)	Pago de capital del préstamo (\$)	Pago de intereses bancarios del préstamo (\$)	
0	0.00	2,198,885.93		0.00	0.00	0.00	-2,198,885.93
1	195,058.86		96,086.77	12,350.92	164,367.07	138,876.60	-216,622.50
2	216,052.95		106,428.54	12,350.92	174,748.12	128,495.55	-205,970.18
3	239,306.61		117,883.39	50,477.95	185,784.81	117,458.86	-232,298.40
4	265,063.05		130,571.12	12,350.92	197,518.55	105,725.12	-181,102.66
5	285,372.54		140,575.65	12,350.92	209,993.37	93,250.30	-170,797.70
6	301,035.26		148,291.17	50,477.95	223,256.07	79,987.60	-200,977.53
7	317,557.65		156,430.16	12,350.92	237,356.41	65,887.26	-154,467.10
8	334,986.86		165,015.86	12,350.92	252,347.30	50,896.37	-145,623.59
9	353,372.68		174,072.79	50,477.95	268,284.98	34,958.69	-174,421.73
10	372,767.61		183,626.81	79,854.91	285,229.24	18,014.43	-193,957.78
11	393,227.04		193,705.21	12,350.92	0.00	0.00	187,170.91
12	414,809.39		204,336.76	50,477.95	0.00	0.00	159,994.68
13	437,576.28		215,551.82	12,350.92	0.00	0.00	209,673.54
14	461,592.75		227,382.43	12,350.92	0.00	0.00	221,859.40
15	486,927.36		239,862.36	50,477.95	0.00	0.00	196,587.05
16	513,652.46		253,027.25	12,350.92	0.00	0.00	248,274.29
17	541,844.38		266,914.70	12,350.92	0.00	0.00	262,578.76
18	571,583.62		281,564.37	50,477.95	0.00	0.00	239,541.30
19	602,955.11		297,018.09	12,350.92	0.00	0.00	293,586.10
20	636,048.42		313,319.99	79,854.91	0.00	0.00	242,873.52
21	670,958.06		330,516.62	117,981.94	0.00	0.00	222,459.50
22	707,783.73		348,657.09	12,350.92	0.00	0.00	346,775.72
23	746,630.59		367,793.20	12,350.92	0.00	0.00	366,486.47
24	787,609.56		387,979.61	50,477.95	0.00	0.00	349,152.00
25	830,837.67		409,273.95	12,350.92	0.00	0.00	409,212.80

Fuente: elaboración propia siguiendo la misma metodología del Cálculo 23 de la sección de Cálculos de Muestra (variando solo la variable especificada y manteniendo las demás constantes).

Cuadro 103. Flujos netos de efectivo correspondientes al escenario de un CIF 25% mayor al actual.

Periodo (año)	Ingresos por venta interna del metanol (\$)	Egresos					Flujo Neto de Efectivo (\$)
		Inversión inicial (\$)	Costos de producción (\$)	Gastos de mantenimiento (\$)	Pago de capital del préstamo (\$)	Pago de intereses bancarios del préstamo (\$)	
0	0.00	2,198,885.93		0.00	0.00	0.00	-2,198,885.93
1	195,058.86		108521.02	12,350.92	164,367.07	138,876.60	-229,056.75
2	216,052.95		120201.08	12,350.92	174,748.12	128,495.55	-219,742.72
3	239,306.61		133138.25	50,477.95	185,784.81	117,458.86	-247,553.26
4	265,063.05		147467.85	12,350.92	197,518.55	105,725.12	-197,999.39
5	285,372.54		158767.04	12,350.92	209,993.37	93,250.30	-188,989.09
6	301,035.26		167481	50,477.95	223,256.07	79,987.60	-220,167.36
7	317,557.65		176673.22	12,350.92	237,356.41	65,887.26	-174,710.16
8	334,986.86		186369.97	12,350.92	252,347.30	50,896.37	-166,977.70
9	353,372.68		196598.92	50,477.95	268,284.98	34,958.69	-196,947.86
10	372,767.61		207389.3	79,854.91	285,229.24	18,014.43	-217,720.27
11	393,227.04		218771.9	12,350.92	0.00	0.00	162,104.22
12	414,809.39		230779.24	50,477.95	0.00	0.00	133,552.20
13	437,576.28		243445.6	12,350.92	0.00	0.00	181,779.76
14	461,592.75		256807.16	12,350.92	0.00	0.00	192,434.67
15	486,927.36		270902.08	50,477.95	0.00	0.00	165,547.33
16	513,652.46		285770.59	12,350.92	0.00	0.00	215,530.95
17	541,844.38		301455.17	12,350.92	0.00	0.00	228,038.29
18	571,583.62		318000.6	50,477.95	0.00	0.00	203,105.07
19	602,955.11		335454.13	12,350.92	0.00	0.00	255,150.06
20	636,048.42		353865.59	79,854.91	0.00	0.00	202,327.92
21	670,958.06		373287.58	117,981.94	0.00	0.00	179,688.54
22	707,783.73		393775.54	12,350.92	0.00	0.00	301,657.27
23	746,630.59		415387.99	12,350.92	0.00	0.00	318,891.68
24	787,609.56		438186.65	50,477.95	0.00	0.00	298,944.96
25	830,837.67		462236.61	12,350.92	0.00	0.00	356,250.14

Fuente: elaboración propia siguiendo la misma metodología del Cálculo 23 de la sección de Cálculos de Muestra (variando solo la variable especificada y manteniendo las demás constantes).

Cuadro 104. Flujos netos de efectivo correspondientes al escenario de un CIF 50% mayor al actual.

Periodo (año)	Ingresos por venta interna del metanol (\$)	Egresos					Flujo Neto de Efectivo (\$)
		Inversión inicial (\$)	Costos de producción (\$)	Gastos de mantenimiento (\$)	Pago de capital del préstamo (\$)	Pago de intereses bancarios del préstamo (\$)	
0	0.00	2,198,885.93		0.00	0.00	0.00	-2,198,885.93
1	195,058.86		114,748.30	12,350.92	164,367.07	138,876.60	-235,284.03
2	216,052.95		127,098.60	12,350.92	174,748.12	128,495.55	-226,640.24
3	239,306.61		140,778.15	50,477.95	185,784.81	117,458.86	-255,193.16
4	265,063.05		155,930.03	12,350.92	197,518.55	105,725.12	-206,461.57
5	285,372.54		167,877.59	12,350.92	209,993.37	93,250.30	-198,099.64
6	301,035.26		177,091.59	50,477.95	223,256.07	79,987.60	-229,777.95
7	317,557.65		186,811.30	12,350.92	237,356.41	65,887.26	-184,848.24
8	334,986.86		197,064.47	12,350.92	252,347.30	50,896.37	-177,672.20
9	353,372.68		207,880.40	50,477.95	268,284.98	34,958.69	-208,229.34
10	372,767.61		219,289.96	79,854.91	285,229.24	18,014.43	-229,620.93
11	393,227.04		231,325.73	12,350.92	0.00	0.00	149,550.39
12	414,809.39		244,022.09	50,477.95	0.00	0.00	120,309.35
13	437,576.28		257,415.29	12,350.92	0.00	0.00	167,810.07
14	461,592.75		271,543.58	12,350.92	0.00	0.00	177,698.25
15	486,927.36		286,447.30	50,477.95	0.00	0.00	150,002.11
16	513,652.46		302,169.02	12,350.92	0.00	0.00	199,132.52
17	541,844.38		318,753.63	12,350.92	0.00	0.00	210,739.83
18	571,583.62		336,248.49	50,477.95	0.00	0.00	184,857.18
19	602,955.11		354,703.56	12,350.92	0.00	0.00	235,900.63
20	636,048.42		374,171.53	79,854.91	0.00	0.00	182,021.98
21	670,958.06		394,708.01	117,981.94	0.00	0.00	158,268.11
22	707,783.73		416,371.64	12,350.92	0.00	0.00	279,061.17
23	746,630.59		439,224.28	12,350.92	0.00	0.00	295,055.39
24	787,609.56		463,331.20	50,477.95	0.00	0.00	273,800.41
25	830,837.67		488,761.22	12,350.92	0.00	0.00	329,725.53

Fuente: elaboración propia siguiendo la misma metodología del Cálculo 23 de la sección de Cálculos de Muestra (variando solo la variable especificada y manteniendo las demás constantes).

Cuadro 105. Flujos netos de efectivo correspondientes al escenario de un costo de materiales 50% menor al actual.

Periodo (año)	Ingresos por venta interna del metanol (\$)	Egresos					Flujo Neto de Efectivo (\$)
		Inversión inicial (\$)	Costos de producción (\$)	Gastos de mantenimiento (\$)	Pago de capital del préstamo (\$)	Pago de intereses bancarios del préstamo (\$)	
0	0.00	2,198,885.93		0.00	0.00	0.00	-2,198,885.93
1	195,058.86		100,677.40	12,350.92	164,367.07	138,876.60	-221,213.13
2	216,052.95		111,513.25	12,350.92	174,748.12	128,495.55	-211,054.90
3	239,306.61		123,515.37	50,477.95	185,784.81	117,458.86	-237,930.38
4	265,063.05		136,809.26	12,350.92	197,518.55	105,725.12	-187,340.80
5	285,372.54		147,291.77	12,350.92	209,993.37	93,250.30	-177,513.82
6	301,035.26		155,375.91	50,477.95	223,256.07	79,987.60	-208,062.26
7	317,557.65		163,903.74	12,350.92	237,356.41	65,887.26	-161,940.69
8	334,986.86		172,899.63	12,350.92	252,347.30	50,896.37	-153,507.37
9	353,372.68		182,389.26	50,477.95	268,284.98	34,958.69	-182,738.21
10	372,767.61		192,399.74	79,854.91	285,229.24	18,014.43	-202,730.70
11	393,227.04		202,959.63	12,350.92	0.00	0.00	177,916.48
12	414,809.39		214,099.12	50,477.95	0.00	0.00	150,232.32
13	437,576.28		225,849.99	12,350.92	0.00	0.00	199,375.37
14	461,592.75		238,245.81	12,350.92	0.00	0.00	210,996.01
15	486,927.36		251,321.98	50,477.95	0.00	0.00	185,127.42
16	513,652.46		265,115.84	12,350.92	0.00	0.00	236,185.70
17	541,844.38		279,666.77	12,350.92	0.00	0.00	249,826.69
18	571,583.62		295,016.34	50,477.95	0.00	0.00	226,089.33
19	602,955.11		311,208.37	12,350.92	0.00	0.00	279,395.81
20	636,048.42		328,289.11	79,854.91	0.00	0.00	227,904.40
21	670,958.06		346,307.32	117,981.94	0.00	0.00	206,668.80
22	707,783.73		365,314.47	12,350.92	0.00	0.00	330,118.34
23	746,630.59		385,364.83	12,350.92	0.00	0.00	348,914.84
24	787,609.56		406,515.66	50,477.95	0.00	0.00	330,615.95
25	830,837.67		428,827.35	12,350.92	0.00	0.00	389,659.40

Fuente: elaboración propia siguiendo la misma metodología del Cálculo 23 de la sección de Cálculos de Muestra (variando solo la variable especificada y manteniendo las demás constantes).

Cuadro 106. Flujos netos de efectivo correspondientes al escenario de un costo de materiales 25% menor al actual.

Periodo (año)	Ingresos por venta interna del metanol (\$)	Egresos					Flujo Neto de Efectivo (\$)
		Inversión inicial (\$)	Costos de producción (\$)	Gastos de mantenimiento (\$)	Pago de capital del préstamo (\$)	Pago de intereses bancarios del préstamo (\$)	
0	0.00	2,198,885.93		0.00	0.00	0.00	-2,198,885.93
1	195,058.86		101,544.59	12,350.92	164,367.07	138,876.60	-222,080.32
2	216,052.95		112,473.78	12,350.92	174,748.12	128,495.55	-212,015.43
3	239,306.61		124,579.28	50,477.95	185,784.81	117,458.86	-238,994.29
4	265,063.05		137,987.68	12,350.92	197,518.55	105,725.12	-188,519.22
5	285,372.54		148,560.48	12,350.92	209,993.37	93,250.30	-178,782.54
6	301,035.26		156,714.25	50,477.95	223,256.07	79,987.60	-209,400.61
7	317,557.65		165,315.54	12,350.92	237,356.41	65,887.26	-163,352.49
8	334,986.86		174,388.92	12,350.92	252,347.30	50,896.37	-154,996.65
9	353,372.68		183,960.29	50,477.95	268,284.98	34,958.69	-184,309.23
10	372,767.61		194,056.99	79,854.91	285,229.24	18,014.43	-204,387.95
11	393,227.04		204,707.85	12,350.92	0.00	0.00	176,168.27
12	414,809.39		215,943.28	50,477.95	0.00	0.00	148,388.16
13	437,576.28		227,795.37	12,350.92	0.00	0.00	197,429.99
14	461,592.75		240,297.96	12,350.92	0.00	0.00	208,943.86
15	486,927.36		253,486.76	50,477.95	0.00	0.00	182,962.64
16	513,652.46		267,399.44	12,350.92	0.00	0.00	233,902.10
17	541,844.38		282,075.71	12,350.92	0.00	0.00	247,417.75
18	571,583.62		297,557.49	50,477.95	0.00	0.00	223,548.18
19	602,955.11		313,889.00	12,350.92	0.00	0.00	276,715.19
20	636,048.42		331,116.86	79,854.91	0.00	0.00	225,076.66
21	670,958.06		349,290.27	117,981.94	0.00	0.00	203,685.86
22	707,783.73		368,461.14	12,350.92	0.00	0.00	326,971.67
23	746,630.59		388,684.20	12,350.92	0.00	0.00	345,595.46
24	787,609.56		410,017.21	50,477.95	0.00	0.00	327,114.39
25	830,837.67		432,521.09	12,350.92	0.00	0.00	385,965.65

Fuente: elaboración propia siguiendo la misma metodología del Cálculo 23 de la sección de Cálculos de Muestra (variando solo la variable especificada y manteniendo las demás constantes).

Cuadro 107. Flujos netos de efectivo correspondientes al escenario de un costo de materiales 25% mayor al actual.

Periodo (año)	Ingresos por venta interna del metanol (\$)	Egresos					Flujo Neto de Efectivo (\$)
		Inversión inicial (\$)	Costos de producción (\$)	Gastos de mantenimiento (\$)	Pago de capital del préstamo (\$)	Pago de intereses bancarios del préstamo (\$)	
0	0.00	2,198,885.93		0.00	0.00	0.00	-2,198,885.93
1	195,058.86		103,278.98	12,350.92	164,367.07	138,876.60	-223,814.71
2	216,052.95		114,394.84	12,350.92	174,748.12	128,495.55	-213,936.49
3	239,306.61		126,707.10	50,477.95	185,784.81	117,458.86	-241,122.11
4	265,063.05		140,344.51	12,350.92	197,518.55	105,725.12	-190,876.06
5	285,372.54		151,097.90	12,350.92	209,993.37	93,250.30	-181,319.96
6	301,035.26		159,390.94	50,477.95	223,256.07	79,987.60	-212,077.30
7	317,557.65		168,139.14	12,350.92	237,356.41	65,887.26	-166,176.09
8	334,986.86		177,367.49	12,350.92	252,347.30	50,896.37	-157,975.22
9	353,372.68		187,102.34	50,477.95	268,284.98	34,958.69	-187,451.28
10	372,767.61		197,371.49	79,854.91	285,229.24	18,014.43	-207,702.46
11	393,227.04		208,204.27	12,350.92	0.00	0.00	172,671.85
12	414,809.39		219,631.60	50,477.95	0.00	0.00	144,699.83
13	437,576.28		231,686.13	12,350.92	0.00	0.00	193,539.23
14	461,592.75		244,402.27	12,350.92	0.00	0.00	204,839.56
15	486,927.36		257,816.33	50,477.95	0.00	0.00	178,633.07
16	513,652.46		271,966.64	12,350.92	0.00	0.00	229,334.91
17	541,844.38		286,893.58	12,350.92	0.00	0.00	242,599.88
18	571,583.62		302,639.79	50,477.95	0.00	0.00	218,465.88
19	602,955.11		319,250.24	12,350.92	0.00	0.00	271,353.94
20	636,048.42		336,772.35	79,854.91	0.00	0.00	219,421.16
21	670,958.06		355,256.17	117,981.94	0.00	0.00	197,719.96
22	707,783.73		374,754.48	12,350.92	0.00	0.00	320,678.33
23	746,630.59		395,322.95	12,350.92	0.00	0.00	338,956.71
24	787,609.56		417,020.33	50,477.95	0.00	0.00	320,111.27
25	830,837.67		439,908.58	12,350.92	0.00	0.00	378,578.17

Fuente: elaboración propia siguiendo la misma metodología del Cálculo 23 de la sección de Cálculos de Muestra (variando solo la variable especificada y manteniendo las demás constantes).

Cuadro 108. Flujos netos de efectivo correspondientes al escenario de un costo de materiales 50% mayor al actual.

Periodo (año)	Ingresos por venta interna del metanol (\$)	Egresos					Flujo Neto de Efectivo (\$)
		Inversión inicial (\$)	Costos de producción (\$)	Gastos de mantenimiento (\$)	Pago de capital del préstamo (\$)	Pago de intereses bancarios del préstamo (\$)	
0	0.00	2,198,885.93		0.00	0.00	0.00	-2,198,885.93
1	195,058.86		104,146.18	12,350.92	164,367.07	138,876.60	-224,681.90
2	216,052.95		115,355.37	12,350.92	174,748.12	128,495.55	-214,897.02
3	239,306.61		127,771.01	50,477.95	185,784.81	117,458.86	-242,186.02
4	265,063.05		141,522.93	12,350.92	197,518.55	105,725.12	-192,054.48
5	285,372.54		152,366.61	12,350.92	209,993.37	93,250.30	-182,588.67
6	301,035.26		160,729.28	50,477.95	223,256.07	79,987.60	-213,415.64
7	317,557.65		169,550.94	12,350.92	237,356.41	65,887.26	-167,587.89
8	334,986.86		178,856.78	12,350.92	252,347.30	50,896.37	-159,464.51
9	353,372.68		188,673.37	50,477.95	268,284.98	34,958.69	-189,022.31
10	372,767.61		199,028.75	79,854.91	285,229.24	18,014.43	-209,359.71
11	393,227.04		209,952.48	12,350.92	0.00	0.00	170,923.64
12	414,809.39		221,475.76	50,477.95	0.00	0.00	142,855.67
13	437,576.28		233,631.51	12,350.92	0.00	0.00	191,593.85
14	461,592.75		246,454.42	12,350.92	0.00	0.00	202,787.41
15	486,927.36		259,981.12	50,477.95	0.00	0.00	176,468.29
16	513,652.46		274,250.24	12,350.92	0.00	0.00	227,051.31
17	541,844.38		289,302.51	12,350.92	0.00	0.00	240,190.95
18	571,583.62		305,180.94	50,477.95	0.00	0.00	215,924.73
19	602,955.11		321,930.86	12,350.92	0.00	0.00	268,673.32
20	636,048.42		339,600.10	79,854.91	0.00	0.00	216,593.41
21	670,958.06		358,239.12	117,981.94	0.00	0.00	194,737.01
22	707,783.73		377,901.15	12,350.92	0.00	0.00	317,531.66
23	746,630.59		398,642.33	12,350.92	0.00	0.00	335,637.34
24	787,609.56		420,521.89	50,477.95	0.00	0.00	316,609.71
25	830,837.67		443,602.32	12,350.92	0.00	0.00	374,884.42

Fuente: elaboración propia siguiendo la misma metodología del Cálculo 23 de la sección de Cálculos de Muestra (variando solo la variable especificada y manteniendo las demás constantes).

XIII. GLOSARIO

1. **Análisis exergético:** análisis termodinámico en que se analiza la exergía de un sistema. Es decir, se determina la generación de entropía de las diferentes operaciones unitarias involucradas para determinar las oportunidades de mejora en términos de eficiencia energética. (Smith, *et al.*, 2007)
2. **Bomba centrífuga:** dispositivo utilizado para el transporte de líquidos que opera con fuerza centrífuga. Se utiliza cuando se requiere un transporte a caudales relativamente altos y constantes, pero a presiones bajas. (Köng, 2018)
3. **Catalizador:** compuesto utilizado en reacciones químicas para acelerarlas por medio de la disminución de su energía de activación. Este compuesto modifica el mecanismo de reacción, acelerándola, y se regenera para poder volver a utilizarlo. (Levenspiel, 1999).
4. **Cédula:** clasificación de las tuberías, a medida que el la cédula tiene un valor numérico mayor, estas tendrán un mayor grosor de pared. (Köng, 2018)
5. **Manómetro:** instrumento utilizado para medir la presión manométrica dentro de un sistema. (Leib, T., *et al.*, 2008)
6. **Moderador:** compuesto utilizado en las reacciones de gasificación para modificar las características termodinámicas de la operación, y para obtener diferentes productos en esta. (Taherzadeh, *et al.*, 2019)
7. **Rotámetro:** instrumento utilizado para medir el flujo volumétrico de un fluido a través de una tubería. (Leib, T., *et al.*, 2008)
8. **Soplador centrífugo:** máquina rotatorias de alta velocidad, que operan con fuerza centrífuga, utilizada para el transporte de fluidos gaseosos a presiones no mayores de 2 atmósferas. (Köng, 2018)
9. **Termocupla:** instrumento utilizado para medir la temperatura dentro de un sistema. (Leib, T., *et al.*, 2008)
10. **Válvula de compuerta:** válvulas utilizadas ampliamente en sistemas de tuberías para el transporte de líquidos, cuya finalidad es abrir o cerrar completamente el paso del fluido. No son adecuadas para regular el flujo de los líquidos. Generan una baja caída de presión en el sistema. (Köng, 2018)

11. **Válvula de globo:** válvulas utilizadas ampliamente en sistemas de tuberías para el transporte de líquidos, cuya finalidad es controlar la velocidad del flujo de un fluido. Este tipo de válvulas generan una mayor caída de presión que las de compuerta. (Köng, 2018)
12. **Válvula de mariposa:** válvulas utilizadas ampliamente en sistemas de tuberías para el transporte de gases, cuya finalidad es controlar la velocidad del flujo de un fluido. Este tipo de válvulas puede regular el flujo a presiones elevadas. (Leib, T., *et al.*, 2008)