

# **ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL**

**FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y AGROINDUSTRIA**

**DISEÑO DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE METANOL A  
PARTIR DE LA FRACCIÓN ORGÁNICA DE LOS RESIDUOS  
SÓLIDOS URBANOS (RSU)**

**PROYECTO PREVIO A LA OBTENCIÓN DEL TÍTULO DE  
INGENIERO QUÍMICO**

**DENNIS GERARDO PILLAJO SINAILÍN  
(degepi\_39@hotmail.com)**

**DIRECTOR: ING. ANDRÉS CHICO. Msc.  
(andres.chico@epn.edu.ec)**

**Quito, Junio 2018**

© Escuela Politécnica Nacional 2018  
Reservados todos los derechos de reproducción

## **DECLARACIÓN**

Yo, Dennis Gerardo Pillajo Sinailín, declaro que el trabajo aquí descrito es de mi autoría; que no ha sido previamente presentado para ningún grado o calificación profesional; y, que he consultado las referencias bibliográficas que se incluyen en este documento.

La Escuela Politécnica Nacional puede hacer uso de los derechos correspondientes a este trabajo, según lo establecido por la Ley de Propiedad Intelectual, por su Reglamento y por la normativa institucional vigente

---

Dennis Gerardo Pillajo Sinailín

## **CERTIFICACIÓN**

Certifico que el presente trabajo fue desarrollado por Dennis Gerardo Pillajo Sinailín bajo mi supervisión.

---

Ing. Andrés Chico, MSc.  
**DIRECTOR DE PROYECTO**

## **AGRADECIMIENTOS**

Agradecer a Dios, que sin él nada de esto sería posible, por sus bendiciones en mi vida y por cuidarme para poder culminar la carrera, con salud y junto a mi familia.

A mi Madre Dolorosa, por cuidarme en esta travesía y cubrirme con su manto en todo momento y jamás desampararme.

A mis padres, Juanito y Bety que gracias a ellos logre alcanzar esta meta, por su apoyo y guía en todo este tiempo.

A mi familia por el apoyo que siempre me han brindado, a todos ustedes un Dios le pague.

A Andrés, por su tiempo y apoyo para terminar este proyecto, gracias por sus palabras de aliento y paciencia.

A mi querida facultad, tantos años defendiéndola y casi lo logramos; a cada uno de los inges que de ellos aprendí mucho tanto en lo personal como en lo profesional.

Al Municipio de Loja, en el especial al Centro de Gestión Integral de Residuos Sólidos.

## DEDICATORIA

“Cuando mayor es la dificultad mayor es la gloria”

*Esta tesis es el resultado de todo el esfuerzo entregado durante todos estos años en la Poli, hay muchas personas que formaron parte de esta travesía, muchas personas que nos dejaron durante el viaje de quienes aprendí mucho y con quienes pude mirar el mundo de diferentes formas. Gracias por haber formado parte de este viaje.*

*Esta tesis va dedicada a mi pa y a mi ma, misión cumplida.*

*A Juanito, te nos adelantaste, pero todo lo que nos enseñaste sigue tan presente en nosotros cada día, gracias a ti aprendí el significado del esfuerzo, de la constancia, de la disciplina, del trabajo honrado y sincero. Sé que donde estés estarás orgulloso de esto.*

*A Bety, gracias a su amor y su cuidado en todo momento, por ser esa madre ejemplar y ejemplo de lucha y perseverancia, por nunca dejarnos caer cuando parecía que nos dejábamos y q nos rendíamos.*

*A Juan Pablo, por ser el hermano mayor y ejemplo, que lidero a sus hermanos de la mejor manera.*

*A Bolívar, que esto recién empieza hay muchas más metas por conseguir.*

*A papa Eliseo y mami María, quienes me enseñaron a crecer en trabajo y respeto, por siempre estar preocupados de sus nietos.*

*A la abuelita Miche y el abuelito Antonio, por haberme dado un papá muy bueno, gracias por esos recuerdos de la infancia que siempre estarán presentes.*

*A la tía Ibón, que gracias a tu ayuda y apoyo logramos pasar el colegio y una parte de la universidad.*

*A mis amigos y amigas de la carrera, Sori, Anita, Andre, Lili, Eli, Lu, Marce, Rashu, Freddy, Polo, Kike, Negro (Jhon), Oswaldo, mi primo David, Yomy que gracias a ustedes esta travesía por la Poli se hizo mucho más llevadera.*

*A los panas del fútbol que hice en todo este tiempo en la Poli y fuera de ella.*

*A toda mi familia, en especial a mis primos y primas, que sepan que el esfuerzo siempre da resultados y que estamos encaminados a conseguir grandes cosas.*

## INDICE DE CONTENIDOS

	<b>PÁGINA</b>
<b>RESUMEN</b>	<b>xiii</b>
<b>1. JUSTIFICACIÓN</b>	<b>1</b>
<b>2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO</b>	<b>9</b>
2.1. Localización de la planta	9
2.1.1. Macrolocalización	9
2.1.2. Microlocalización	11
2.2. Proceso de Producción	13
2.2.1. Unidad 100 – Gasificación de RSU	16
2.2.2. Unidad 200 – Síntesis de Metanol	20
2.2.3. Unidad 300 – Purificación del Metanol	22
<b>3. CRITERIOS DE DISEÑO</b>	<b>24</b>
3.1. Diseño del gasificador	24
3.2. Diseño del ciclón	30
3.3. Reactor síntesis de metanol	32
3.4. Columna de destilación	37
3.5. Tanques de almacenamiento	41
3.6. Bombas	42
3.7. Separador bifásico	48
3.8. Compresor	50
3.9. Sistema de válvulas	52
<b>4. DISEÑO DE PLANTA</b>	<b>53</b>
4.1. Diagramas de bloques BFD y de flujo PFD	53
4.1.1. Diagrama de Bloques (BFD)	53
4.1.2. Diagrama de Flujo (PFD)	55

4.2.	Balance de masa	59
4.3.	Planificación de la producción	60
4.4.	Balance de energía	66
4.4.1.	Gasificador	66
4.4.2.	Reactor de Síntesis de Metanol	68
4.4.3.	Planta de Metanol	70
4.5.	Disposición en planta ( <i>Layout</i> ) y planos de elevación	72
4.5.1.	Disposición en planta ( <i>Layout</i> )	72
4.5.2.	Plano de elevación	75
4.6.	Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) y control	83
4.7.	Dimensionamiento y especificaciones de los equipos propuestos	90
4.7.1.	Dimensionamiento de los equipos propuestos	90
4.7.2.	Especificaciones de los equipos propuestos	91
<b>5.</b>	<b>ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD</b>	<b>111</b>
5.1.	Costos de inversión y operación	111
5.2.	Ingreso por venta de metanol	113
5.3.	Indicadores financieros VAN y TIR	113
5.4.	Análisis de sensibilidad	114
	<b>REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS</b>	<b>116</b>
	<b>ANEXOS</b>	<b>128</b>



## ÍNDICE DE TABLAS

		<b>PÁGINA</b>
<b>Tabla 1.1.</b>	Propiedades RSU utilizados para el diseño de planta	6
<b>Tabla 2.1.</b>	Matriz de Ponderación para seleccionar la ubicación de la planta	12
<b>Tabla 2.2.</b>	Lista de equipos principales y secundarios del proceso	14
<b>Tabla 2.3.</b>	Reacciones de gasificación	19
<b>Tabla 2.4.</b>	Composición volumétrica del gas de síntesis	20
<b>Tabla 3.1.</b>	Especificaciones del agente gasificante	25
<b>Tabla 3.2.</b>	Características de los gasificadores	25
<b>Tabla 3.3.</b>	Factores de frecuencia y energía de activación para la gasificación	29
<b>Tabla 3.4.</b>	Dimensiones de varios ciclones convencionales	30
<b>Tabla 3.5.</b>	Parámetros de diseño para los ciclones de entrada tangencial	32
<b>Tabla 3.6.</b>	Velocidades de entrada y salida para una bomba centrífuga	43
<b>Tabla 3.7.</b>	Coefficientes representativos de pérdidas para diferentes accesorios	45
<b>Tabla 3.8.</b>	Factor del separador bifásico	48
<b>Tabla 3.9.</b>	Tiempos de residencia en el separador a partir de la densidad	50
<b>Tabla 4.1.</b>	Flujos máxicos en la planta de producción de metanol	59
<b>Tabla 4.1.</b>	Flujos máxicos en la planta de producción de metanol (continuación...)	60
<b>Tabla 4.2.</b>	Actividades, tiempos y varianza de la planta de producción de metanol	62

<b>Tabla 4.3.</b>	Composición del gas de síntesis	68
<b>Tabla 4.4.</b>	Resultados calculados y simulados de la planta de metanol	70
<b>Tabla 4.5.</b>	Balance energético en la planta	71
<b>Tabla 4.6.</b>	Dimensiones de los equipos principales	90
<b>Tabla 4.7.</b>	Hoja de especificaciones de la banda transportadora	92
<b>Tabla 4.8.</b>	Hoja de especificaciones de la trituradora	93
<b>Tabla 4.9.</b>	Hoja de especificaciones del secador	94
<b>Tabla 4.10.</b>	Hoja de especificaciones del gasificador	95
<b>Tabla 4.11.</b>	Hoja de especificaciones del ciclón	96
<b>Tabla 4.12.</b>	Hoja de especificaciones del compresor de aire	97
<b>Tabla 4.13.</b>	Hoja de especificaciones del intercambiador de calor	98
<b>Tabla 4.14.</b>	Hoja de especificaciones del generador de hidrógeno	99
<b>Tabla 4.15.</b>	Hoja de especificaciones del compresor multietapa	100
<b>Tabla 4.16.</b>	Hoja de especificaciones del reactor de síntesis de metanol	101
<b>Tabla 4.17.</b>	Hoja de especificaciones del intercambiador de calor	102
<b>Tabla 4.18.</b>	Hoja de especificaciones del separador bifásico	103
<b>Tabla 4.19.</b>	Hoja de especificaciones del intercambiador de calor	104
<b>Tabla 4.20.</b>	Hoja de especificaciones de la columna de destilación	105
<b>Tabla 4.21.</b>	Hoja de especificaciones de la caldera	106
<b>Tabla 4.22.</b>	Hoja de especificaciones del tanque de almacenamiento	107
<b>Tabla 4.23.</b>	Hoja de especificaciones de la bomba centrífuga	108
<b>Tabla 4.24.</b>	Hoja de especificaciones de la bomba centrífuga	109
<b>Tabla 4.25.</b>	Hoja de especificaciones del blower	110

<b>Tabla 5.1.</b>	Costo total de la inversión	112
<b>Tabla 5.2.</b>	Costo total de operación	112
<b>Tabla 5.3.</b>	Escenarios del proyecto	115
<b>Tabla AII.1.</b>	Flujos máxicos de entrada y salida del triturador (TR-101)	131
<b>Tabla AII.2.</b>	Energía necesaria para la trituradora (TR-101)	132
<b>Tabla AII.3.</b>	Flujos máxicos de entrada y salida del secador (D-101)	132
<b>Tabla AII.4.</b>	Energía necesaria para el secador (D-101)	133
<b>Tabla AII.5.</b>	Flujos máxicos de entrada y salida al gasificador (G-101)	133
<b>Tabla AII.6.</b>	Factores de frecuencia y energía de activación para la gasificación	140
<b>Tabla AII.7.</b>	Composición volumétrica del gas de síntesis	144
<b>Tabla AII.8.</b>	Tamaño de partículas mayores a 60 $\mu\text{m}$ .	144
<b>Tabla AII.9.</b>	Flujos máxicos de entrada y salida del ciclón (H-101)	145
<b>Tabla AII.10.</b>	Flujos máxicos de entrada y de salida del enfriador (E-101)	146
<b>Tabla AII.11.</b>	Propiedades de los fluidos que ingresan al enfriador (E-101)	146
<b>Tabla AII.12.</b>	Flujo molar y máxico del gas de síntesis	147
<b>Tabla AII.13.</b>	Flujo de salida molar y máxico del gas de síntesis estequimétrico	148
<b>Tabla AII.14.</b>	Flujos máxicos de entrada y de salida al compresor (K-101)	148
<b>Tabla AII.15.</b>	Flujos máxicos de entrada y de salida del reactor (R-101)	149
<b>Tabla AII.16.</b>	Flujos molares y fracciones molares de entrada al reactor (R-101)	150
<b>Tabla AII.17.</b>	Flujos máxicos a la entrada y salida del reactor (R-101)	152

<b>Tabla AII.18.</b>	Flujos másicos de entrada y de salida del enfriador (E-102)	153
<b>Tabla AII.19.</b>	Propiedades de los fluidos que ingresan al enfriador (E-102)	153
<b>Tabla AII.20.</b>	Flujos másicos de entrada y salida del separador bifásico (S-101)	154
<b>Tabla AII.21.</b>	Flujos másicos y fracciones molares a la entrada del separador (S-101)	155
<b>Tabla AII.22.</b>	Flujos molares y fracciones molares a la salida del separador (S-101)	155
<b>Tabla AII.23.</b>	Flujos másicos a la salida del separador bifásico (S-101)	156
<b>Tabla AII.24.</b>	Flujos másicos de entrada y de salida del enfriador (E-103)	156
<b>Tabla AII.25.</b>	Propiedades de los fluidos que ingresan al enfriador (E-103)	157
<b>Tabla AII.26.</b>	Flujos másicos, molares y fracciones másicas y molares de entrada a la columna de destilación (C-101)	158
<b>Tabla AII.27.</b>	Flujos másico y fracciones másicas de entrada y salida de la columna de destilación (C-101)	159
<b>Tabla AIII.1.</b>	Dimensiones del gasificador (G-101)	162
<b>Tabla AIII.2.</b>	Dimensiones de varios ciclones convencionales	163
<b>Tabla AIII.3.</b>	Dimensiones del ciclón (H-101)	165
<b>Tabla AIII.4.</b>	Valores de simulación	166
<b>Tabla AIII.5.</b>	Características del catalizador CuO/ZnO/Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> (KATALCO 51)	170
<b>Tabla AIII.6.</b>	Resultados de la simulación para diferentes diámetros y longitudes de tubos	170
<b>Tabla AIII.7.</b>	Resultados de la simulación	174
<b>Tabla AIII.8.</b>	Propiedades del líquido y el gas que ingresa al separador bifásico (S-101)	175

<b>Tabla AIII.9.</b>	Características de un separador vertical	175
<b>Tabla AIII.10.</b>	Tiempos de residencia en el separador	177
<b>Tabla AIII.11.</b>	Especificaciones del separador bifásico (S-101)	177
<b>Tabla AIII.12.</b>	Sistema metanol – agua equilibrio entre el líquido y el vapor	178
<b>Tabla AIII.13.</b>	Sistema metanol – agua entalpías del líquido y vapor saturado	179
<b>Tabla AIII.14.</b>	Características de la columna de destilación (C-101)	186
<b>Tabla AIII.15.</b>	Propiedades empleadas para calcular el espesor del tanque	188
<b>Tabla AIII.16.</b>	Características de los tanques de almacenamiento de agua y metanol	189
<b>Tabla AIII.17.</b>	Criterios de dimensionamiento del enfriador (E-101)	189
<b>Tabla AIII.18.</b>	Criterios de dimensionamiento del enfriador (E-102)	190
<b>Tabla AIII.19.</b>	Criterios de dimensionamiento del calentador (E-103)	190
<b>Tabla AIII.20.</b>	Intercambiadores de calor	190
<b>Tabla AIII.21.</b>	Especificaciones de dimensionamiento del compresor (K-101) y (K-102)	191
<b>Tabla AIII.22.</b>	Especificaciones de los compresores (K-101) y (K-102)	192
<b>Tabla AIII.23.</b>	Velocidades de entrada y salida para una bomba centrífuga	192
<b>Tabla AIII.24.</b>	Coefficientes de pérdidas para diferentes accesorios	195
<b>Tabla AIII.25.</b>	Bombas seleccionadas para la planta de metanol	198
<b>Tabla AIII.26.</b>	Dimensionamiento de válvulas de la planta de producción de metanol	199
<b>Tabla AIV.1.</b>	Parámetros del proyecto	200
<b>Tabla AIV.2.</b>	Maquinaria y equipos	205

<b>Tabla AIV.3.</b>	Activos intangibles	206
<b>Tabla AIV.4.</b>	Capital de trabajo	207
<b>Tabla AIV.5.</b>	Costos de producción	209
<b>Tabla AIV.6.</b>	Mano de obra nómina administración	213
<b>Tabla AIV.7.</b>	Mano de obra de producción y ventas	214
<b>Tabla AIV.8.</b>	Flujo de caja para el escenario 1	215
<b>Tabla AIV.9.</b>	Flujo de caja para el escenario 2	216
<b>Tabla AIV.10.</b>	Flujo de caja para el escenario 3	217

## ÍNDICE DE FIGURAS

		<b>PÀGINA</b>
<b>Figura 1.1.</b>	Composición de los residuos sólidos urbanos –cantón Loja. (A) RSU de acuerdo a la composición (B) disposición a las diferentes áreas	2
<b>Figura 1.2.</b>	Sistema de gestión de RSU con diferentes tecnologías	2
<b>Figura 1.3.</b>	Productos de gasificación	3
<b>Figura 1.4.</b>	Importaciones de metanol al Ecuador periodo 2011 - 2015	4
<b>Figura 1.5.</b>	Importaciones de metanol al Ecuador periodo 2011 – 2015	5
<b>Figura 1.6.</b>	Fuentes de obtención de metanol	5
<b>Figura 2.1.</b>	Macrolocalización	10
<b>Figura 2.2.</b>	Localización del centro de gestión Integral de Residuos Sólidos	13
<b>Figura 2.3.</b>	Pesaje de residuos sólidos del cantón Loja periodo Enero – Junio 2016	15
<b>Figura 2.4.</b>	Pesaje de residuos sólidos del cantón Loja periodo Enero – Junio 2016	16
<b>Figura 2.5.</b>	Etapas de la gasificación	18
<b>Figura 2.6.</b>	Etapas de gasificación en un gasificador Downdraft	19
<b>Figura 2.7.</b>	Separación de los componentes de una mezcla binaria en una columna de rellano con caldera y condensador	23
<b>Figura 3.1.</b>	Dimensiones del ciclón	31
<b>Figura 3.2.</b>	Diagrama de Moody	47
<b>Figura 4.1.</b>	Diagrama de bloques de la planta de producción de metanol	53
<b>Figura 4.1.</b>	Diagrama de bloques de la planta de producción de metanol (continuación)	54
<b>Figura 4.2.</b>	Diagrama de flujo PFD del proceso para la producción de Metanol para el aprovechamiento de los Residuos Sólidos Urbanos (RSU)	56

<b>Figura 4.3.</b>	Diagrama de flujo PFD del proceso para la producción de Metanol para el aprovechamiento de los Residuos Sólidos Urbanos (RSU)	57
<b>Figura 4.4.</b>	Diagrama de flujo PFD del proceso para la producción de Metanol para el aprovechamiento de los Residuos Sólidos Urbanos (RSU)	58
<b>Figura 4.5.</b>	Nodo Red de pert	62
<b>Figura 4.6.</b>	Gráfico de planificación de la planta	65
<b>Figura 4.7.</b>	Diagrama de planificación de la planta	66
<b>Figura 4.8.</b>	Diagrama de bloques de la gasificación	67
<b>Figura 4.9.</b>	Esquema empleado del proceso de gasificación	67
<b>Figura 4.10.</b>	Perfil de temperatura del reactor para diferentes diámetros y longitudes, (a) Simulación, la línea roja representa la temperatura de desactivación del catalizador (b) bibliografía	69
<b>Figura 4.11.</b>	Esquema de la planta	70
<b>Figura 4.12.</b>	Disposición de planta	73
<b>Figura 4.13.</b>	Disposición de la planta	74
<b>Figura 4.14.</b>	Plano de elevación del gasificador	76
<b>Figura 4.15.</b>	Plano de elevación del ciclón	77
<b>Figura 4.16.</b>	Plano de elevación del intercambiador de calor	78
<b>Figura 4.17.</b>	Plano de elevación del reactor	79
<b>Figura 4.18.</b>	Plano de elevación del separador bifásico	80
<b>Figura 4.19.</b>	Plano de elevación de la columna de destilación	81
<b>Figura 4.20.</b>	Plano de elevación del tanque de almacenamiento	82
<b>Figura 4.21.</b>	Diagrama P&ID de la planta parte 1	84
<b>Figura 4.22.</b>	Diagrama P&ID de la planta parte 2	85
<b>Figura 4.23.</b>	Diagrama P&ID de la planta parte 3	86



<b>Figura 4.24.</b>	Diagrama P&ID de la planta parte 4	87
<b>Figura 4.25.</b>	Diagrama P&ID de la planta parte 5	88
<b>Figura 4.26.</b>	Diagrama P&ID de la planta parte 6	89
<b>Figura AI.1.</b>	Datos provistos por el municipio de Loja	129
<b>Figura AI.1.</b>	Datos provistos por el municipio de Loja (continuación)	130
<b>Figura AII.1.</b>	Esquema general del modelo del reactor downdraft	134
<b>Figura AIII.1.</b>	Dimensiones del ciclón	164
<b>Figura AIII.2.</b>	Equilibrio líquido –vapor sistema metanol – agua obtener el (Rm)	179
<b>Figura AIII.3.</b>	Curvas de entalpia líquido - vapor en función de la fracción molar del metanol	181
<b>Figura AIII.4.</b>	Ponchon – Savarit parte 1	184
<b>Figura AIII.5.</b>	Ponchon – Savarit parte 2	185
<b>Figura AIII.6.</b>	Perfil de temperatura a lo largo de la columna de destilación	187
<b>Figura AIV.1.</b>	Organigrama de la planta	211
<b>Figura AIV.2.</b>	Proforma de metanol valor actual	212
<b>Figura AV.1.</b>	Flujos de materia de las corrientes del gasificador	218
<b>Figura AV.2.</b>	Flujos de materia de las corrientes del gasificador	219
<b>Figura AV.3.</b>	Flujos de materia de las corrientes del reactor	220
<b>Figura AV.4.</b>	Flujos de materia de las corrientes de la columna de destilación	221

**INDICE DE ANEXOS**

	<b>PÁGINA</b>
<b>ANEXO I</b>	
Pesaje de residuos sólidos periodo Enero – Junio 2016	129
<b>ANEXO II</b>	
Balance de masa y energía en la planta de producción de metanol	131
<b>ANEXO III</b>	
Diseño y dimensionamiento de equipos	160
<b>ANEXO IV</b>	200
Estudio de prefactibilidad	
<b>ANEXO V</b>	
Simulación	218

## RESUMEN

El presente proyecto tiene como objetivo diseñar una planta de producción de metanol a partir de la fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos (RSU) que se generan en el cantón Loja, provincia de Loja, con el fin de reducir el impacto ambiental asociado a los RSU y por otro lado disminuir las importaciones de metanol en el Ecuador. Se diseñó una planta con una capacidad de operación de  $500 \text{ kg h}^{-1}$ , que consta de tres unidades principales; Unidad 100: Gasificación, Unidad 200: Síntesis de Metanol, Unidad 300: Purificación de Metanol. En la etapa de gasificación los RSU son transformados en gas de síntesis por efecto de la temperatura y reacciones químicas asociadas a la gasificación, entre ellas el secado, pirólisis, combustión y gasificación; en la etapa de síntesis de metanol, el gas de síntesis es convertido a metanol por medio de un reactor que opera a presión de  $5\,000 \text{ kPa}$  y  $523 \text{ K}$ , se empleó el catalizador de  $\text{CuO/ZnO/Al}_2\text{O}_3$  para favorecer la producción de metanol; en la etapa final de purificación, el metanol pasa a una columna de destilación que opera a  $101,3 \text{ kPa}$ . El producto final obtenido es metanol con una pureza de  $91\% \text{ W/W}$  y una producción de  $58,84 \text{ kg h}^{-1}$ . Los balances de materia y energía fueron realizados mediante simulaciones en los softwares ASPEN HYSYS y MATLAB. Del análisis de prefactibilidad económica se determinó que el valor actual neto (VAN) es  $4\,288\,988 \text{ USD}$  y la tasa interna de retorno (TIR) es  $84 \%$ . Estos valores indicaron que la planta propuesta es factible económicamente.

## 1. JUSTIFICACIÓN

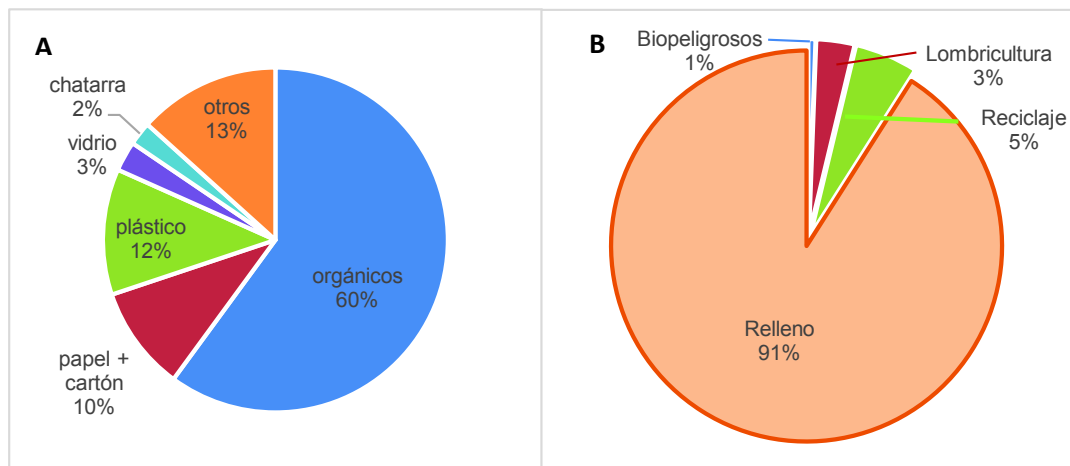
En la actualidad, los residuos sólidos urbanos (RSU) son un problema ambiental, económico, social y de salud pública para las grandes, medianas y pequeñas ciudades (OPS/OMS, 2002, pp. 105-136). En el Ecuador sólo el 28 % de los residuos son depositados en rellenos sanitarios, mientras que el 72 % restante se dispone en botaderos a cielo abierto, lo que ocasiona el taponamiento de cauces de agua y alcantarillados, deslaves y proliferación de insectos y roedores (Ministerio del Ambiente – Ecuador, 2010).

La generación de RSU en el país es de 4,06 millones de toneladas métricas al año (Ruales, 2014, p.11), las ciudades de Quito, Guayaquil y Cuenca generan aproximadamente el 47 % de estos residuos. El resto de residuos es manejado por los Gobiernos Autónomos Descentralizados (GADS) que son pequeños; es decir, el 41,18 % de los GADs no tienen la tecnología ni los recursos económicos para el manejo de estos residuos. Por estos motivos cualquier desarrollo tecnológico a partir de los RSU, debe considerar únicamente las ciudades que cuenten con un sistema de gestión integral de desechos que incluya clasificación y separación (Ministerio del Ambiente – Ecuador, 2010).

El cantón Loja como parte del Programa Nacional para la Gestión Integral de Desechos Sólidos (PNGIDS) y con el objetivo de aprovechar los residuos y reducir los efectos contaminantes generados por la disposición final de los mismos, pretende impulsar el tratamiento de estos residuos para conseguir un valor agregado (INEC,2010).

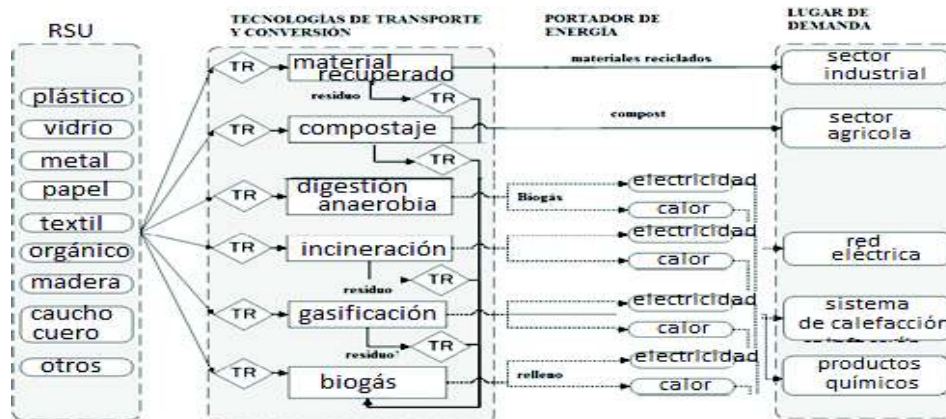
En la Figura 1.1 (A) se observa la composición de los RSU del cantón Loja, la composición mayoritaria corresponde a los residuos orgánicos en un 60 % w/w y el resto de los residuos corresponde a papel, cartón, plástico, vidrio y chatarra; estos últimos son clasificados, reciclados y vendidos. El Centro de Gestión Integral de Residuos Sólidos de Loja recibe diariamente 165 toneladas de RSU, que son enviadas a las diferentes áreas de tratamiento con las que cuenta este centro de gestión, la Figura 1.1 (B) muestra los diferentes destinos de tratamiento y

disposición final de los residuos que ingresaron en el periodo Enero – Junio 2016, en esta figura se observa que la mayor cantidad de estos residuos son dispuestos en rellenos sanitarios sin ningún tipo de tratamiento previo y sin generar valor agregado alguno (Municipio de Loja, 2016).



**Figura 1.1.** Composición de los residuos sólidos urbanos – Cantón Loja  
(A) RSU de acuerdo a la composición (B) Disposición a las diferentes áreas  
(Municipio de Loja, 2016)

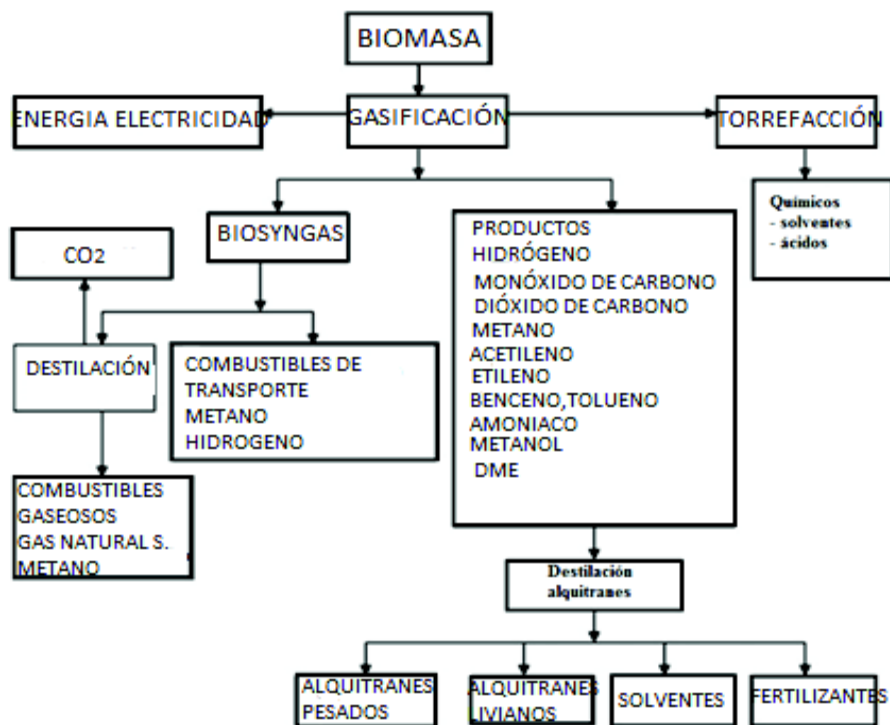
A pesar de que los RSU pueden ser un problema ambiental y de salud pública, también representan un recurso potencial para la elaboración de productos químicos o para la generación de energía debido a su composición (Basu, 2010, p. 6). En la Figura 1.2 se muestran las diferentes tecnologías de conversión y tratamiento que se pueden emplear en los RSU y los diferentes sectores en los cuales son utilizados estos productos (Rodionov y Nakata, 2011, p.1491).



**Figura 1.2.** Sistema de gestión de RSU con diferentes tecnologías  
(Rodionov y Nakata, 2011, p. 1491)

Uno de los posibles usos industriales de los RSU involucra la generación de gas de síntesis por gasificación (Chen, Jin, Yan y Chin, 2010a, p.619), para la posterior producción de metanol (Basu, 2010, pp. 303-305).

En la Figura 1.3 se detallan los diferentes productos que se pueden obtener a partir de la gasificación de la fracción orgánica de los RSU.

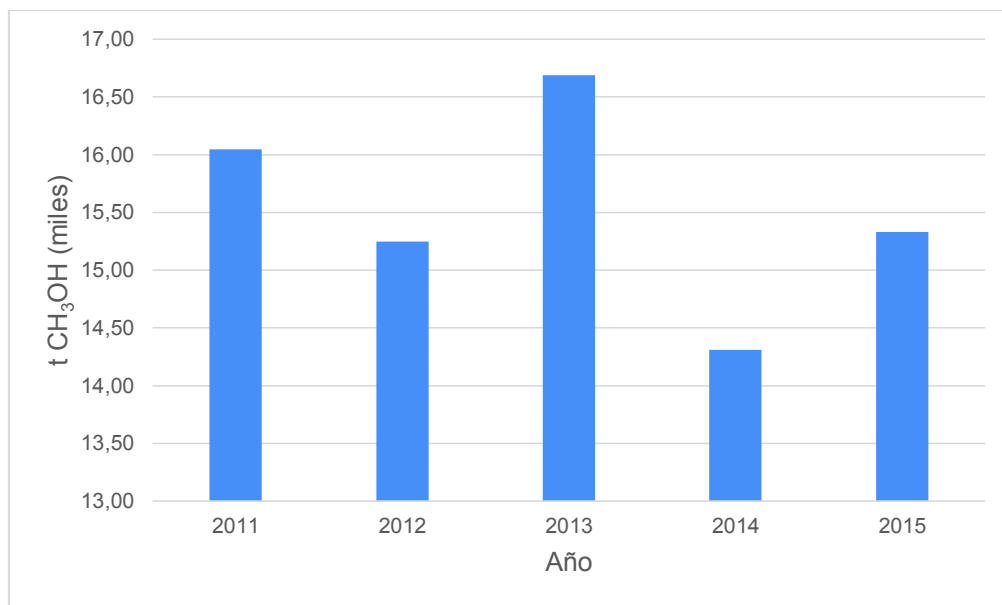


**Figura 1.3.** Productos de gasificación.  
(Balat y Kirtay, 2010, p. 7421)

El metanol es una materia prima empleada ampliamente en el sector industrial del país, y a pesar de su demanda local, no existe producción de metanol en el país. Con la finalidad de cubrir la demanda de este producto, en el año 2015 se importaron cerca de 15 333 toneladas de metanol en Ecuador (Banco Central del Ecuador, 2015).

Como se observa en la Figura 1.4 las importaciones de metanol al Ecuador se han mantenido por encima de las 14 000 toneladas al año en el periodo 2011 – 2015; esto se debe a que, al ser una materia prima altamente utilizada en la industria

ecuatoriana, su disponibilidad en el mercado debe ser alta (Banco Central del Ecuador, 2015).



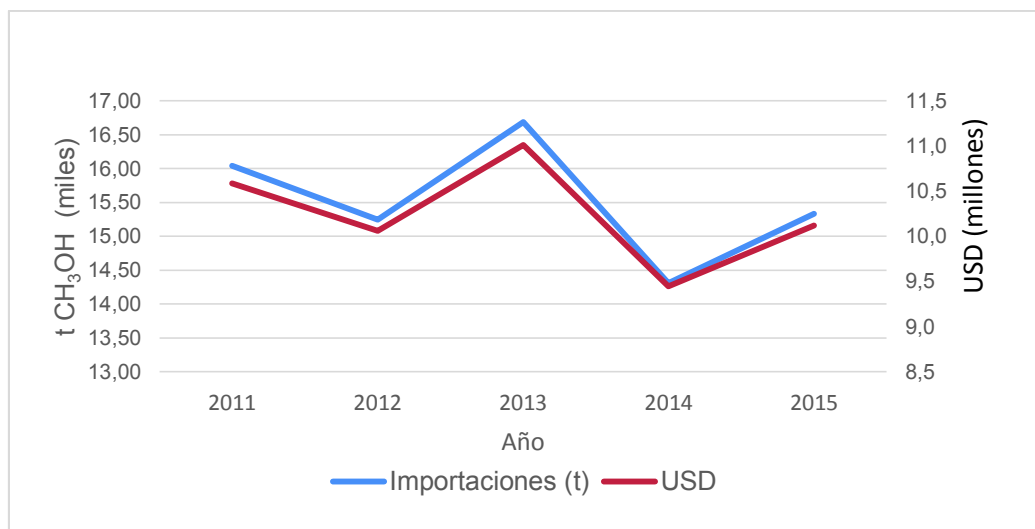
**Figura 1.4.** Importaciones de Metanol al Ecuador Periodo 2011 – 2015  
(Banco Central del Ecuador, 2015)

La demanda de metanol en el Ecuador está relacionada con su uso como materia prima en la industria nacional ya que es emplea en la fabricación de formaldehido, pinturas, tintes, resinas, pinturas de zapatos, barnices, limpiavidrios; productos intermedios como metacrilato de metilo, metilaminas, dimetil tereftalato; estos últimos se utilizan en la fabricación de enchapados, tableros aglomerados, espumas, resinas y plásticos (Su, Li y Sun, 2013, pp. 2-3).

En el año 2014, el precio de costo, seguro y flete (CIF) por kg fue de 0,66 USD. La principal compañía importadora de este producto, es la Compañía Interamericana de Productos Químicos del Ecuador Interquimec S.A con una participación del 92 % en el mercado nacional, la Figura 1.5 representa las importaciones de metanol en relación a los millones de dólares que se gasta al importa metanol. (Banco Central del Ecuador, 2015).

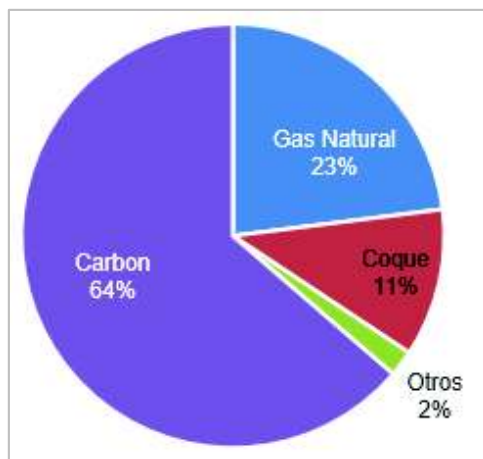
Actualmente la producción de metanol se basa en la hidrogenación catalítica de CO y CO<sub>2</sub>. La principal fuente para producir estos compuestos es el carbón, al ser un recurso no renovable y fuente de contaminación con emisiones de 0,84 kg CO<sub>2</sub> / kg

de metanol, se pretende buscar una fuente alternativa de producción de metanol que sea renovable y amigable con el ambiente reduciendo así la cantidad de emisiones a 0,56 kg CO<sub>2</sub>/ kg de metanol (Ministry of New and Renewable Energy Government of India, 2013, p. 41).



**Figura 1.5.** Importaciones de Metanol al Ecuador periodo 2011-2015  
(Banco Central del Ecuador, 2015)

En la Figura 1.6, se muestran las principales fuentes de obtención de metanol a nivel mundial, el carbón es principal fuente con el 64 % de la producción mundial; los RSU representa el 2 %, es decir que aun su uso como fuente de producción de metanol esta en desarrollo con una proyección a futuro, de convertirse en la fuente más importante de producción de metanol (Su et al, 2013, p. 6).



**Figura 1.6.** Fuentes de obtención de metanol  
(Su et al, 2013, pp. 2-3).



En este contexto, se propone el diseño de una planta de producción de metanol en el Ecuador para aprovechar la fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos (RSU) y, al mismo tiempo, satisfacer parte de la demanda nacional de metano.

En los últimos años, la gasificación es considerada como una alternativa para el tratamiento de los RSU, y esta se concentra en la producción de gas de síntesis ( $H_2/CO$ ) para la generación de energía o para la elaboración de productos químicos (Elías y Velo, 2012, p. 414). Debido a que los RSU en el Ecuador están constituidos mayoritariamente por compuestos orgánicos 60 % en peso; tienen un elevado poder calorífico, cercano a  $13\ 000\text{ kJ kg}^{-1}$ ; esto hace posible que la fracción orgánica de los RSU puedan utilizarse en procesos de gasificación de manera eficiente (Chen et al, 2010a, p. 622).

La Tabla 1.1 muestra las propiedades de los RSU de estudios previos realizados sobre gasificación, en la cual se detalla el análisis próximo y análisis último según la Norma ASTM E870-82 (Chen et al, 2010a, p. 622). Basado en dicho análisis se determinó el poder calorífico de  $13\ 016\text{ kJ kg}^{-1}$ .

**Tabla 1.1.** Propiedades RSU utilizados para el diseño de planta

Propiedades		Valor
Análisis Próximo (% P/P, base seca)	Material Volátil	46,15
	Carbón Fijo	7,70
	Cenizas	46,15
Análisis Último (% P/P, base seca)	C	30,77
	H	4,62
	O	17,30
	N	0,77
	S	0,39
PC (Base Seca, kJ/kg)	13016	
Humedad (% P/P)	48,00	

(Chen et al, 2010a, p. 622)

El gas de síntesis se emplea generalmente para la generación de energía por combustión (Larocca, Molino, Petrone y Barisano, 2010, p. 1) y sin embargo, su alto contenido de H<sub>2</sub> y CO hace posible la conversión del mismo en diferentes productos (Reed y Das, 1988, p. 27).

En investigaciones previas se ha obtenido algunos resultados de producción de gas de síntesis, con composiciones de entre 40 y 50 % en volumen de CO y de hasta de 25 % en volumen de H<sub>2</sub> (Castello, 2014, p. 9).

En el caso de la producción de metanol a partir de gas de síntesis, esta emplea varias tecnologías conocidas, Tecnología ICI, Tecnología Lurgi Syngas, tecnología Lurgi Reformado Combinado (Basu, 2010, p.302; Ibarra, 2010, pp. 42-49), todas a partir de gas natural. Sin embargo al ser el gas un recurso no renovable y tener un elevado precio en el mercado, se busca fuentes alternativas para la generación de gas de síntesis.

En estudios realizados previamente, se puede evidenciar que el gas de síntesis se puede obtener de residuos sólidos urbanos (RSU) (Chen et al, 2010a, p. 619), carbón, gas natural y biomasa, por medio de reformado con vapor, oxidación parcial, reformado con CO<sub>2</sub>, reformado auto térmico, pirólisis y gasificación (Sánchez, 2014, pp. 41-44). Algunos autores han empleado el gas de síntesis para producir metanol (Ertl, Knözinger, Schüth y Weitkap, 2008, pp. 2 920-2 943); sin embargo, no se ha integrado el proceso de gasificación para la producción de metanol (Larocca et al, 2010, pp. 1-7).

El municipio de Loja, recibe diariamente 165 t RSU día<sup>-1</sup>, aproximadamente el 60 % en peso corresponde a la fracción orgánica, de la cual el 10 % en peso se utiliza en lombricultura, pero no representa un mayor valor agregado pues constituye más bien una alternativa de disposición final de los residuos. A partir de la cantidad de residuos que actualmente son destinados a lombricultura se realizará el diseño de planta.

La importancia del presente trabajo radica en proporcionar una alternativa de producción de metanol para el aprovechamiento de los RSU del municipio de Loja que actualmente no tienen un valor agregado, con el fin de reducir parcialmente el alto impacto ambiental asociado a la disposición final (Bohorquez, 2015, p. 6).

Además se busca también aportar con información que permita a futuro realizar investigaciones enfocados a la producción de metanol a partir de fuentes renovables tales como los RSU. De esta manera se podrían reducir parcialmente a futuro las importaciones de metanol (Olah, 2009, p. 494); las importaciones en el periodo enero-diciembre de 2015 alcanzaron las 15 333 t (Banco Central del Ecuador, 2015), por un valor aproximado de USD 4 078 578,00 (Methanex, 2016).

En función de lo mencionado anteriormente se propone el diseño de una planta de producción de Metanol a partir de los residuos sólidos urbanos (RSU) con capacidad de procesamiento de  $500 \text{ kg h}^{-1}$  de residuos.

Esta planta combina dos procesos importantes dentro de su funcionamiento, el primero es un proceso de gasificación donde los residuos sólidos urbanos (RSU) por efecto termoquímico son transformados en gas de alto contenido de hidrógeno y monóxido de carbono (gas de síntesis), principal materia prima para la producción de metanol y el otro proceso es la síntesis de metanol en el cual el gas de síntesis por medio de reacciones químicas es transformado a metanol y posteriormente purificado.

## **2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO**

### **2.1. LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA**

La localización se enfoca en la determinación del lugar donde finalmente se ubicará la planta, buscando la alternativa más adecuada para su ubicación considerando servicios básicos, mano de obra y materia prima como factores principales (Miranda, 2005, p.132).

Definir la localización de la planta involucra una ubicación nacional o regional (macrolocalización) y otra ubicación en una zona urbana o rural (microlocalización), dónde finalmente se ubicará la planta (Puentes, 2011, pp. 71 – 72).

La decisión del lugar en el que se ubicará la planta, abarca varios aspectos de orden económico y social, por lo tanto la decisión final define algunas variables como materia prima, mano de obra, insumos y utilidades (Miranda, 2005, p. 132).

#### **2.1.1. MACROLOCALIZACIÓN**

La macrolocalización de la planta se relaciona con varios aspectos entre ellos la disponibilidad y proximidad del mercado, disponibilidad y proximidad de materias primas, medios de transporte entre los principales (Rosales, 2007, p. 116).

En la planta de producción de metanol el factor más importante para determinar su ubicación es la disponibilidad de materia prima, es decir RSU (fracción orgánica). Por tal razón es importante localizar la planta cerca de la materia prima (Miranda, 2005, p. 135).

En el Ecuador, la generación de residuos es de 4,06 millones de toneladas métricas al año (Ruales, 2014, p. 11), provincias del Ecuador como Ibarra y Loja han desarrollado sistemas de recolección de basura diferenciado, es decir clasifican los RSU por su naturaleza. En este contexto se realizó una investigación en la provincia

de Loja, pionera en este tipo de recolección (Ministerio del Ambiente – Ecuador, 2010).

El cantón Loja como parte del Programa Nacional para la Gestión Integral de Desechos Sólidos (PNGIDS), mismo que busca aprovechar los residuos y reducir los efectos contaminantes causados por estos, recibe diariamente  $165 \text{ t RSU dia}^{-1}$  de los cuales aproximadamente el 60,00 % corresponde a la fracción orgánica (Ministerio del Ambiente – Ecuador, 2010; Municipio de Loja, 2016)

El cantón Loja dispone de un Centro de Gestión de Residuos Sólidos, que ha trabajado durante varios años con la ciudadanía, lo que representa un punto importante para elegir la ubicación de la planta, debido a que su sistema de recolección diferenciada ya está operativo en la ciudad. El 95 % de los hogares lojanos distribuye los desechos en desechos orgánicos y desechos no biodegradables (Tecnociencia, 2003, p.12). Por tal razón se considera a la Provincia de Loja como lugar adecuado para la ubicación de la planta de metanol, la Figura 2.1 muestra la ubicación de Loja.



**Figura 2.1** Macrolocalización  
(Google Earth, 2018)

### 2.1.2. MICROLOCALIZACIÓN

Para determinar la microlocalización de la planta de producción de metanol se deben conocer las posibilidades (ventajas y desventajas) de cada una de las alternativas contempladas, mismas que se deben calificar de acuerdo a la relevancia en el proyecto (Miranda, 2005, p. 144).

Esta calificación consideró una matriz ponderada, en la cual se le asigna un valor ponderado a cada factor a considerar en el proyecto, entre que están (Miranda, 2005, p. 144):

- **Materia prima:** de acuerdo a la materia prima que va a utilizar la planta y a la cantidad necesaria, se deben considerar lugares en los que la materia prima se encuentre disponible y próxima a la planta de producción de metanol.
- **Mano de obra:** este criterio considera la disponibilidad de mano de obra calificada cercana a la planta.
- **Clima:** es importante considerar temperaturas máximas y mínimas, humedad, precipitaciones, vientos, huracanes, inundaciones, temblores, etc.
- **Terreno:** la disponibilidad y el precio de los terrenos para la instalación de la planta, son factores determinantes a la hora de elegir la ubicación.
- **Facilidades de Transporte:** en caso de movilización de empleados y trabajadores; así como la disponibilidad de vías de primer orden.
- **Servicios Básicos:** dentro de este criterio se considera energía eléctrica, agua potable, alcantarillado, teléfono e internet, para el adecuado funcionamiento de la planta.
- **Reglamentaciones fiscales y legales:** en este criterio se considera el acceso a permisos de funcionamiento, uso de suelo, permisos de las entidades de control, para evitar inconvenientes tanto con la ciudadanía como con los organismos de control.
- **Recolección de desechos:** disponibilidad de recolección de desperdicios y desechos generados por la planta.

La Tabla 2.1 muestra la matriz de ponderación, que se utilizó determinar la ubicación de la planta de producción de metanol, considerando los factores relevantes y la ponderación de cada uno de ellos.

**Tabla 2.1.** Matriz de Ponderación para seleccionar la ubicación de la planta.

Factor Relevante	Ponderación	CHONTA CRUZ		PARQUE INDUSTRIAL	
		Calificación	Calificación Ponderada	Calificación	Calificación Ponderada
Materia Prima	15	10	150	7	105
Mano de Obra	10	8	80	7	70
Clima	7	6	42	6	42
Terreno	7	7	49	7	49
Facilidades de Transporte y vías de Acceso	8	8	64	6	48
Servicios de Agua	12	10	120	10	120
Servicios de Energía	12	10	120	10	120
Servicios de Alcantarillado	11	8	88	9	99
Recolección de Desechos	8	10	80	8	64
Reglamentaciones Fiscales y Legales	10	8	80	8	80
	100		873		797

Se analizaron dos sitios de interés para la implementación de la planta de producción de metanol, el primero está ubicado cerca al Centro de Gestión Integral de Residuos Sólidos, en el barrio Chonta Cruz, y el segundo está ubicado en el Parque Industrial de Loja, en el barrio Amable María.

Entre los factores más relevantes para la elección de la localización de la planta, se consideraron materias primas, servicio de agua y servicio de energía, es decir, en este lugar se debe tener más acceso a los RSU recolectados en la ciudad, la disponibilidad de los servicios básicos de energía y agua, el acceso a estos servicios es adecuado.

De acuerdo al análisis empleado en la matriz ponderada, se obtuvo que Chonta Cruz es la localización más adecuada ya que está cerca al Centro de Gestión Integral de Residuos Sólidos.

La Figura 2.2 muestra la ubicación del Centro de Gestión Integral de Residuos Sólidos y el área en donde se ubicará la planta de producción de metanol. Las coordenadas de la planta -4,027296,-79,225542.



**Figura 2.2.** Localización del Centro de Gestión Integral de Residuos Sólidos (Google Earth, 2018)

Una vez definida la ubicación de la planta, se determinaron las operaciones unitarias que servirán para el proceso de producción de metanol.

## 2.2. PROCESO DE PRODUCCIÓN

La planta de producción de metanol a partir de la fracción orgánica de los Residuos Sólidos Urbanos (RSU), para su correcta operación consta de tres unidades definidas:

- U-100: Gasificación de RSU
- U-200: Síntesis de Metanol
- U-300: Purificación de Metanol

En la Tabla 2.2 se detallan las diferentes unidades presentes en la planta de producción de metanol y en cada una de las unidades se enlistaron los equipos principales y secundarios que son parte de cada proceso.



**Tabla 2.2.** Lista de Equipos Principales y secundarios del proceso.

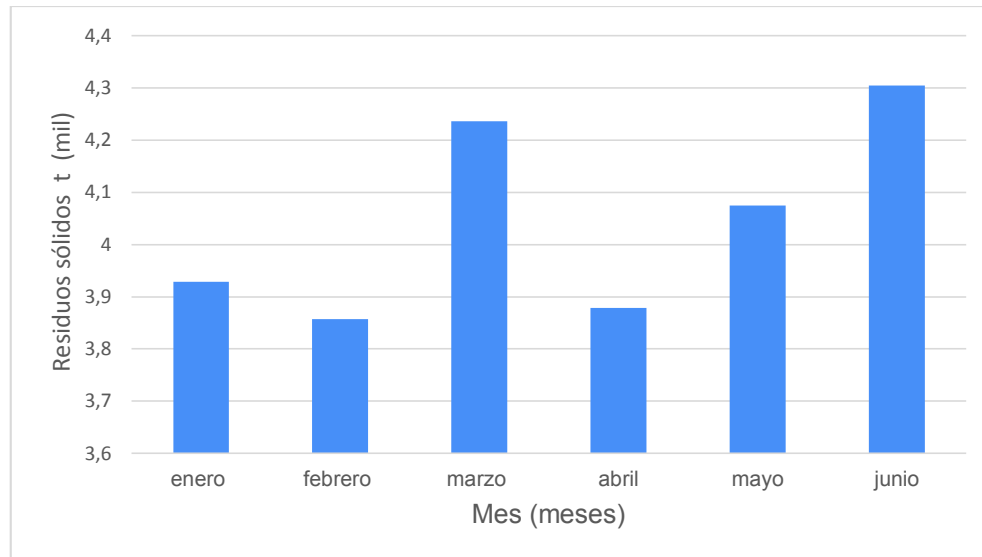
<b>Proceso</b>	<b>Equipos Principales</b>	<b>Equipos Secundarios</b>
Gasificación U-100	Gasificador (G-101)	Banda Transportadora (BT-101) Banda Transportadora (BT-102) Banda Transportadora (BT-103) Trituradora (TR-101) Secador (D-101) Ciclón (H-101) Blower (B-101)
Síntesis de Metanol U-200	Reactor (R-101)	Intercambiador (E-101) Intercambiador (E-102) Compresor (K-101)
Purificación de Metanol U-300	Columna de Destilación (C-101)	Intercambiador (E-103) Intercambiador (E-104) Separador (S-102) Bombas (P-103) (P-104)

La cantidad de residuos sólidos urbanos que se reciben diariamente en el Centro de Gestión Integral de Residuos Sólidos es de 165 toneladas: por lo que la planta de producción de metanol procesará  $500 \text{ kg h}^{-1}$  de estos residuos, lo que corresponde a la fracción orgánica de los mismos.

El Centro de Gestión Integral de Manejo de Residuos de Loja, realiza el pesaje de los residuos sólidos que ingresan a su relleno sanitario diariamente, por lo que con la finalidad de establecer la alimentación diaria a la planta, se tomaron los registros de pesajes de los primeros 6 meses del año 2016, mismos que fueron proporcionados por la Municipalidad de Loja.

Los residuos sólidos urbanos (RSU) constituyen todos los desechos orgánicos e inorgánicos de zonas residenciales y establecimientos comerciales, sin tomar en cuenta los residuos peligrosos y especiales. La fracción orgánica de este tipo de residuos está formada por materiales como: residuos de comida, papel, cartón, plásticos, textiles, goma, cuero, madera y residuos de jardín. La fracción inorgánica está formada por materiales como vidrio, cerámica, latas, aluminio, metales férreos (Tchobanoglous y Kreith, 2002, p. 131).

En la Figura 2.3 se representa las cantidades mensuales en toneladas de los residuos sólidos urbanos que ingresaron al Centro de Gestión Integral de Manejo de Residuos de Loja en el periodo enero – junio de 2016.

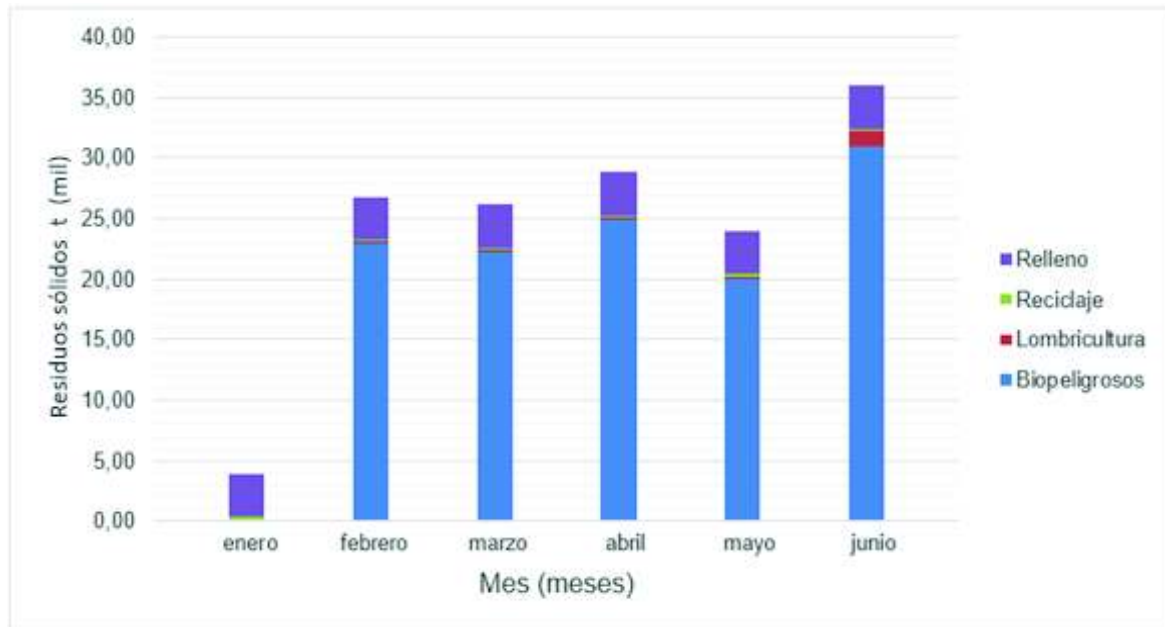


**Figura 2.3.** Pesaje de Residuos Sólidos del Cantón Loja periodo Enero – Junio 2016  
(Municipio de Loja, 2016)

Los valores medidos durante los meses de enero – junio del 2016 se encuentran detallados en el ANEXO I.

La Figura 2.4 detalla la cantidad en toneladas de residuos orgánicos e inorgánicos que ingresaron a las diferentes áreas del Centro de Gestión Integral de Manejo de Residuos de Loja en el periodo enero – junio de 2016, es decir las cantidades que fueron al área de biopeligrosos, lombricultura, reciclaje y relleno.

Al área de biopeligrosos se envían los desechos generados en hospitales, centros y subcentros de salud, clínicas, centros dentales; al área de lombricultura se destinan los desechos generados en los hogares, mercados y ferias libres; al área de reciclaje se destina los materiales que pueden ser reutilizados o comercializados como el cartón, papel, plásticos, chatarra, aluminio, cobre y plásticos; y finalmente al relleno sanitario ingresa la basura que no se utiliza en ninguno de los casos anteriores (Municipio de Loja, 2016).



**Figura 2.4.** Pesaje de Residuos Sólidos del Cantón Loja periodo Enero – Junio 2016  
Residuos orgánicos e inorgánicos  
(Municipio de Loja, 2016)

### 2.2.1. UNIDAD 100 – GASIFICACIÓN DE RSU

La Unidad 100, recibe  $500,00 \text{ kg h}^{-1}$  de RSU, estos residuos son llevados por medio de la banda transportadora (BT-101) para reducir su tamaño, en la trituradora (TR-101), el tamaño de partícula de los RSU es un parámetro importante en la gasificación, se considera diámetros entre 10 – 20 mm (Luo, Hu, Liu, Guan y Lei, 2010, p. 6 518) para obtener una concentración de char y alquitranes del 12 %. Por tal razón se utiliza un tamaño de partícula de 15 mm para el proceso de gasificación de la planta.

Los RSU triturados contiene una alta concentración de humedad entre 40 – 60 %, cuando llegan a la planta (Basu, 2010, p. 287), si los RSU contiene alta humedad generan un gran pérdida de energía que se debe suministrar a la planta. Cada kg de humedad presente en los RSU necesita alrededor de 2 300 kJ de calor para vaporizar (Basu, 2010, p. 287). Por otro lado, cuanto menor es la humedad mayor es el calor disponible del gas de síntesis producido.

Por estas razones, se busca disminuir la humedad de los RSU por medio de un secador (D-101). Este equipo reduce la humedad del material hasta un 10 % en peso, la gasificación requiere un contenido de humedad de entre 10 – 15 % en peso (Basu, 2010, p. 287).

El secador (D-101) opera a presión atmosférica y a una temperatura de 110 ° C, se necesita llegar a un 10 % en peso de humedad, para conseguir esa humedad se debe evaporar 166,66 kg h<sup>-1</sup> de agua, presente en los RSU (Souza, 2004, p. 25).

La cantidad de RSU secos que se obtienen después del secado es 333,33 kg h<sup>-1</sup> con un 10 % en peso de humedad, estos residuos son transportados por medio de una banda transportadora (BT-103), esto con el fin de llegar a la parte alta del gasificador.

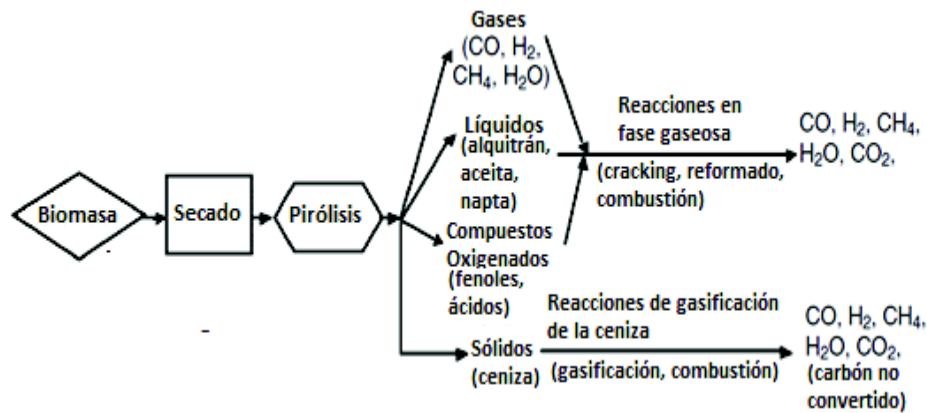
Una vez que el material ha sido tratado y preparado para el gasificador, este material sólido ingresa por la parte superior del reactor o gasificador (G-101), dónde se produce la gasificación que es la conversión de materiales sólidos o líquidos en combustible gaseoso útil (Basu, 2010, p. 117).

Para la gasificación se utiliza un agente gasificante, los principales agentes gasificantes utilizados son: oxígeno, vapor y aire.

El oxígeno es el agente gasificante más común, es principalmente usado para la combustión. Puede ser suministrado a un gasificador en forma pura o como aire. La composición del gas producido en un gasificador son funciones fuertemente dependientes de la naturaleza y la cantidad de agente gasificante usado (Basu, 2010, p. 119).

El aire necesario para el gasificador (G-101) es suministrado por el compresor (K-101).

El proceso de gasificación presenta algunas etapas, en la Figura 2.5 se detallan las etapas y los productos intermedios que se generan en cada etapa del proceso, hasta conseguir los productos finales de la gasificación.



**Figura 2.5.** Etapas de la gasificación  
(Basu, 2010, p. 119)

**Secado:** en esta zona se da el secado definitivo de los RSU, es decir que los residuos pierden toda su humedad; los RSU ingresa por la parte superior del gasificador, lugar en el cual las temperaturas son cercanas a los  $200\text{ }^{\circ}\text{C}$ , a esta temperatura todo el contenido de agua es desprendido por lo tanto la humedad se reduce a un 10% en peso; finalmente los residuos llegan a una temperatura de  $500\text{ }^{\circ}\text{C}$  en esta zona (Basu, 2010, p. 173).

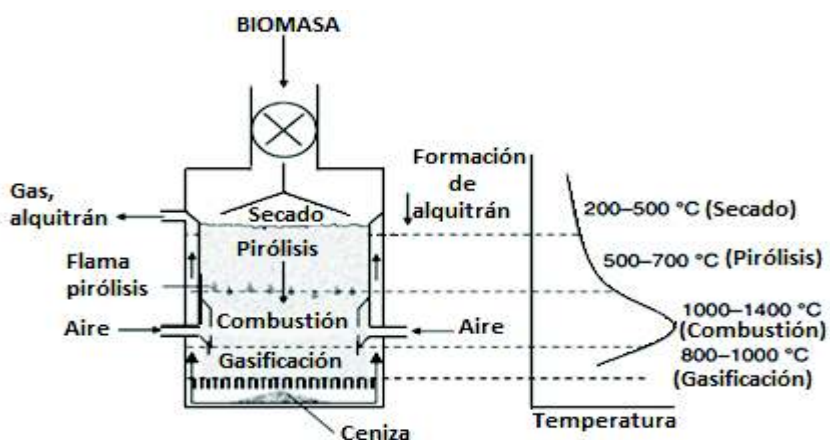
**Pirólisis:** en esta etapa es en donde los RSU secos, forman el gas de síntesis y el alquitrán, esta zona se caracteriza por la ausencia de oxígeno. Una serie de reacciones químicas detalladas en la Tabla 2.3, son las encargadas de formar  $H_2$  y el  $CO$  en proporciones considerables. La pirólisis sucede a una temperatura entre  $500 - 700\text{ }^{\circ}\text{C}$  (Basu, 2010, p. 173).

**Reacciones de combustión:** esta zona es la denominada zona de oxidación, en esta zona ingresa el agente gasificante con el fin de que ocurran todas las reacciones de oxidación. Estas reacciones son exotérmicas y ocurren a temperaturas altas entre los  $1\ 000 - 1\ 400\text{ }^{\circ}\text{C}$  (Basu, 2010, p. 173).

**Reacciones de gasificación:** también conocida como zona de reducción, en ésta

ocurren las reacciones endotérmicas de oxidación parcial, que producen el gas de síntesis, esto ocurre entre los 800 – 1 000 °C (Basu, 2010, p. 173).

En la Figura 2.6 se muestran las diferentes etapas de gasificación en un gasificador downdraft con aire como agente gasificante, además se muestra el perfil de temperaturas que se presentan en el gasificador.



**Figura 2.6.** Etapas de gasificación en un Gasificador Downdraft.  
(Basu, 2010, p. 109)

Las reacciones básicas que tienen lugar en la gasificación se presentan en la Tabla 2.3.

**Tabla 2.3.** Reacciones presentes en las diferentes etapas de la gasificación

<b>Combustión (reacciones exotérmicas)</b>		<b>Unidades (<math>\frac{\text{kJ}}{\text{mol}}</math>)</b>
Completa:	$\text{C} + \text{O}_2 \rightarrow \text{CO}_2$	$\Delta H = -405,0$
Parcial:	$\text{C} + \frac{1}{2}\text{O}_2 \rightarrow \text{CO}$	$\Delta H = -268,0$
<b>Gasificación</b>		
	$\text{C} + \text{CO}_2 \rightarrow 2\text{CO}$	$\Delta H = 78,3$
	$\text{C} + 2\text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_4$	$\Delta H = -87,4$
	$\text{C} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{H}_2 + \text{CO}$	$\Delta H = 118,9$
<b>Shift (exotérmica)</b>		
	$\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{H}_2 + \text{CO}_2$	$\Delta H = -40,9$
<b>Metanización (exotérmica)</b>		
	$\text{CO} + 3\text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O}$	$\Delta H = -206,3$

(Basu, 2010, p. 109)

El gas generado en el gasificador (G-101), arrastra una elevada concentración de partículas en suspensión y alquitranes, por tal razón se utiliza un ciclón de alta eficiencia es decir del 90 % (Aristizábal y Valencia, 2015, p. 48), que ayuda a dejar el gas limpio de partículas (char y cenizas) antes de ingresar a la siguiente etapa del proceso (Reed y Das, 1988, p. 74).

El principio de operación del ciclón es la acción de la fuerza centrífuga debido a la velocidad que lleva el gas luego de la gasificación, estas partículas presentes en el gas, por el efecto centrífugo tienden a moverse hacia las paredes del ciclón. Al chocar contra la pared, las partículas pierden velocidad cayendo por gravedad al fondo, consiguiéndose así, separar el material particulado presente en el gas (Sánchez, 2007, p. 68).

Este equipo permite eliminar partículas con diámetro mayor a 5 micras, están diseñados para soportar altas temperaturas y su costo es bajo.

El gas obtenido en el proceso de gasificación, se detalla en la Tabla 2.4.

**Tabla 2.4.** Composición Volumétrica del Gas de síntesis

Compuesto	Composición (%)
H <sub>2</sub> (hidrógeno)	13,98
CO (monóxido de carbono)	22,91
CO <sub>2</sub> (dióxido de carbono)	9,86
CH <sub>4</sub> (metano)	3,15
N <sub>2</sub> (nitrógeno)	50,10

(Centeno et al, 2012, p. 4)

El gasificador (G-101) opera a presión atmosférica 101,3 KPa, y la temperatura de salida del gas es de 350 °C (Centeno, Mahkamov, Silva y Andrade, 2012, p.101).

### 2.2.2. UNIDAD 200 – SINTESIS DE METANOL

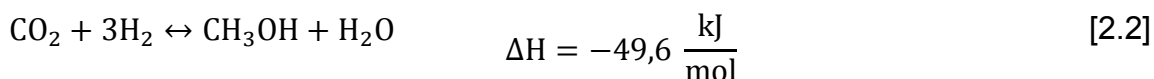
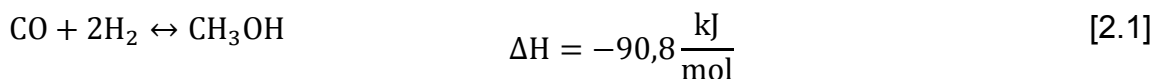
La Unidad 200, es la encargada de producir metanol, el gas de síntesis generado en la Unidad 100, pasa un tratamiento previo antes de ingresar al reactor de síntesis de metanol (R-101).

El gas de síntesis es enfriado por medio de un intercambiador de calor (E-101) hasta una temperatura de 150 °C, el fluido refrigerante es agua que se alimenta desde el tanque de agua de enfriamiento (TK-101) por medio de la bomba (P-101). El gas enfriado pasa a un mezclador estático (MX-101) donde se mezcla con hidrógeno (H<sub>2</sub>) para cumplir la relación estequiométrica necesaria para la conversión de CO a metanol; relación H<sub>2</sub>/CO=2 (Hansen, 2004, p.158).

El gas mezclado pasa al compresor (K-101) donde el gas es comprimido a 5 000,0 kPa y la temperatura sube a 227,0 °C.

En el reactor (R-101) se da el proceso de síntesis de metanol, el reactor es multitubular y de lecho fijo, las condiciones de operación sugeridas en bibliografía son temperatura 250,0 °C y presión 5 000 kPa (Ertl et al., 2008, p. 2 920).

Las reacciones principales para la formación de metanol están descritas en la Ecuación 2.1 y 2.2.



De acuerdo a bibliografía (Arab, Commenge, Portha y Falk, 2014, p. 2 603), estas reacciones de formación de metanol en presencia de un catalizador de CuO/ZnO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, podríamos considerar una conversión del 22,41 (Ertl et al., 2008, pp. 2 921–2 924).

La ubicación del catalizador dentro del reactor es por los tubos, mientras que por la coraza fluiría el agua para mantener la temperatura del reactor estable a 250,0 °C, esto para evitar la desactivación del catalizador (Luyben, 2001, p. 5 775).



El producto de la síntesis ingresa a un sistema de válvulas para reducir la presión y enfriar el gas por medio de un intercambiador de calor (E-102). La temperatura a la cual se enfría el gas es 30 °C, esto con el fin de condensar los productos de la reacción (Muñoz y Posada, 2011, p.122-131).

### **2.2.3. UNIDAD 300 – PURIFICACIÓN DE METANOL**

La Unidad 300, es la encargada de la purificación del metanol, esto se lo realiza por medio de una columna de destilación (C-101), la destilación o rectificación es un método de separación de uno o varios componentes; separa los componentes de una solución mediante la acción de un vapor o líquido generado respectivamente por calefacción o enfriamiento de la mezcla original (Martínez y Rus, 2004, p. 237).

Una vez enfriado el gas ingresa a un separador bifásico (S-101) dónde se produce una separación primaria, en la cual la mayor parte del líquido se separa del gas, esto debido a un cambio en la dirección del fluido, mediante el choque contra una placa desviadora; en la separación secundaria, las gotas de líquido presentes en el gas, se separan por gravedad (Requena y Rodriguez, 2006, pp. 32-33)

Previo a la ingreso a la columna de destilación, el gas es calentado hasta una temperatura de 65 °C, en el intercambiador de calor (E-103). Favoreciendo la llegada al punto de ebullición de los líquidos, en el proceso de destilación.

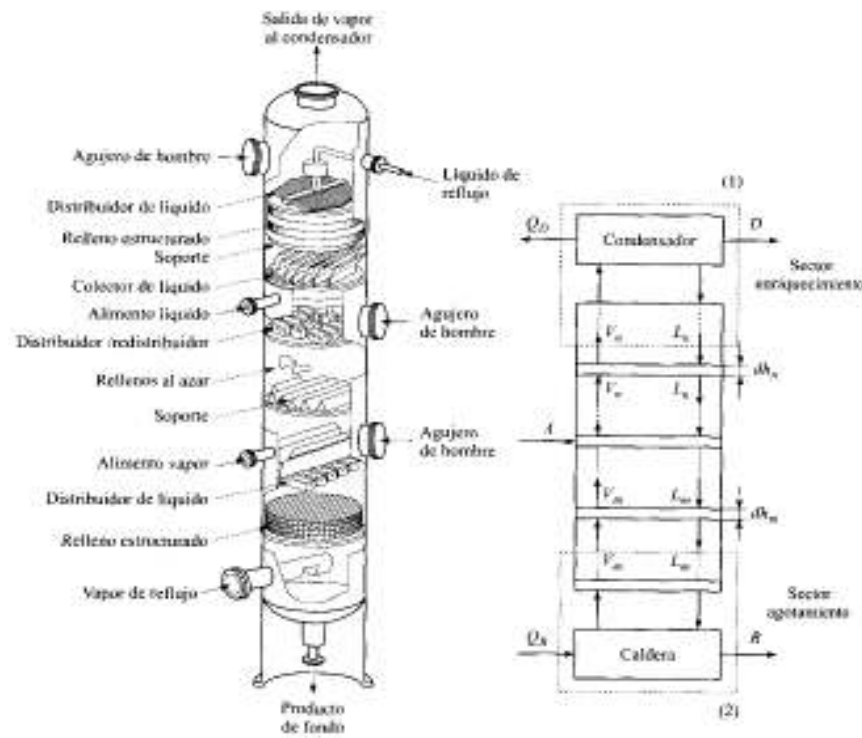
Se utiliza una destilación fraccionada, la columna opera a presión atmosférica 101,3 kPa, el fluido de arrastre es vapor. El relleno de la columna son platos perforados (Martínez y Rus 2004, p. 237) y el número de etapas ideales es 8 (Abolpour B, Abolpour R, Shamseddini A, Kamyabia S y Hamzehee F, 2013, p.).

En la Figura 2.7, se representa una columna de relleno para la destilación con dos alimentaciones, uno líquido y otro vapor:

- El sector superior llamado enriquecimiento, contiene un relleno estructurado sobre un soporte colocado por encima de un colector de líquido. En la parte

superior del relleno se encuentra el distribuidor de líquido de reflujo y la salida de vapor al condensador.

- El sector intermedio, comprendido entre las alimentaciones, con un relleno donde sus elementos se disponen al azar.
- El sector inferior llamado agotamiento, que contiene un relleno estructurado sobre un soporte, dónde fluye hacia abajo el producto de fondo y hacia arriba el reflujo de vapor.



**Figura 2.7.** Separación de los componentes de una mezcla binaria en una columna de relleno con caldera y condensador.

(Martínez y Rus, 2004, p. 237)

Una vez terminada la etapa de purificación o destilación la corriente final contiene metanol de 91 % en peso, alcanzando un flujo aproximado de  $58,84 \text{ kg h}^{-1}$  de producto.

### **3. CRITERIOS DE DISEÑO**

En este capítulo se detallan los criterios de diseño de la planta de producción de metanol para el aprovechamiento de los residuos sólidos urbanos (RSU), los que se determinaron a partir de normas, manuales y reglamentos, que permitieron diseñar y dimensionar los equipos principales y secundarios que forman parte del proceso.

#### **3.1. DISEÑO DEL GASIFICADOR**

El diseño del gasificador conlleva varios aspectos, debido a que la gasificación es un proceso termoquímico, que involucra tanto el efecto de la temperatura en cada etapa de la gasificación así como las reacciones presentes, por tal razón se debe considerar que tipo de gasificador cumple con todos los requerimientos necesarios para la operación de la planta. En el diseño del gasificador se deben tomar en cuenta varios componentes estructurales y mecánicos, como por ejemplo: la parrilla, el cuerpo principal del reactor, aislamiento, sistemas de limpiezas y enfriamiento para gases, y otros específicos para cada tipo de reactor (Reed y Das, 1988, pp. 32-46; Basu, 2010, pp. 168-192)

Para el diseño del gasificador los parámetros de entrada son:

- a. El tipo de gasificador a utilizar, en este caso el más adecuado es el tipo Downdraft, debido a que produce menos alquitrán, la eficiencia de del 80 % (Basu, pp. 170-175).
- b. Agente gasificante, este criterio se basa en la selección de vapor de agua, oxígeno y/o aire como atmósfera para la gasificación (Basu, 2010, pp. 170-175).
- c. Combustible, el combustible para la gasificación incluye el Análisis Proximal y Elemental, la humedad, y propiedades de cenizas (Basu, 2010, pp.49-55)
- d. Gas producto, depende directamente del agente gasificante, establece el poder calorífico que se desea alcanzar a través de la gasificación.

**Tabla 3.1.** Especificaciones del Agente Gasificante

Agente Gasificante	Aire Atmosférico
Temperatura (°C)	25,0
Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	1,172
Presión Atmosférica	1 atm

(Reed y Das, 1988, p. 80)

- e. Para el diámetro del gasificador se utilizó el Handbook of Biomass Downdraft Gasifier, que permite encontrar las dimensiones del cuerpo del gasificador a partir del flujo másico de la materia prima. Este tipo de gasificadores opera con una carga de 5,7 a 15 MW.m<sup>-2</sup>, de este rango se toma un valor 13 MW.m<sup>-2</sup>, sugerido para gasificadores Downdraft (Reed y Das, 1988, p. 80).

**Tabla 3.2.** Características de los gasificadores

<b>Características</b>	<b>Downdraft</b>
Humedad (%)	Máximo 25
Ceniza, base seca (%)	Máximo 6
Temperatura de fusión de las cenizas (°C)	>1 250,0
Tamaño de partícula (mm)	20-100
Rango de aplicación (MW.m <sup>-2</sup> )	5,7 – 15
Temperatura de Salida del gas (°C)	700,0
Alquitrán (g.Nm <sup>-3</sup> )	1,5E-03 - 3,0
Gas LHV (MJ Nm <sup>-3</sup> )	4,5-5,0
Eficiencia del gas caliente (%)	85 – 90

(Basu, 2010, p. 170)

- f. El máximo flujo que un gasificador downdraft puede soportar es de 350 kg h<sup>-1</sup>. Esto se debe a que si sigue aumentando la carga, los diámetros en la zona de combustión y de contracción incrementan, por tanto el flujo de aire que se necesita no es capaz de llegar al centro del equipo, por lo que se producen fallas operacionales en el reactor.

El diámetro del gasificador se determinó en base a la cantidad de RSU que se consume. Se utilizaron las Ecuaciones 3.1 y 3.2 (Basu, 2010, p.206).

$$\text{Carga del hogar } \left( \frac{\text{MW}}{\text{m}^2} \right) = \frac{\text{Rendimiento de la energía en el gas producto}}{\text{Area transversal de la chimenea}} \quad [3.1]$$

$$\eta = \frac{\text{LHV} \cdot \text{Mg}}{\text{PCI} \cdot \text{Mr}} \quad [3.2]$$

Donde:

LHV: poder calórico inferior del gas ( $\text{kJ kg}^{-1}$ )

Mg: flujo másico del gas ( $\text{kg h}^{-1}$ )

PCI: poder calórico inferior de los RSU ( $\text{kJ kg}^{-1}$ )

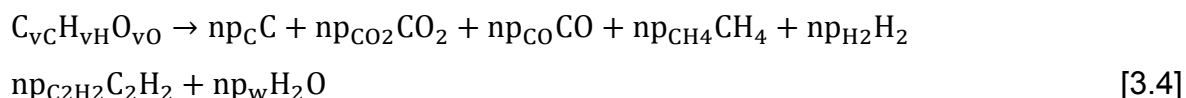
Mr: flujo másico de los RSU alimentado ( $\text{kg h}^{-1}$ )

### Zona de secado y pirólisis

Es la primera parte del proceso de gasificación y tiene lugar en la parte alta del reactor. Lo que sucede en esta zona es la separación de compuestos volátiles y carbonización de los RSU, generando carbono en forma de carbón (char). Se lo puede representar de acuerdo a las siguientes reacciones químicas presentadas en las Ecuaciones 3.3 y 3.4 (Centeno et al, 2012, p.100).



Pirólisis:



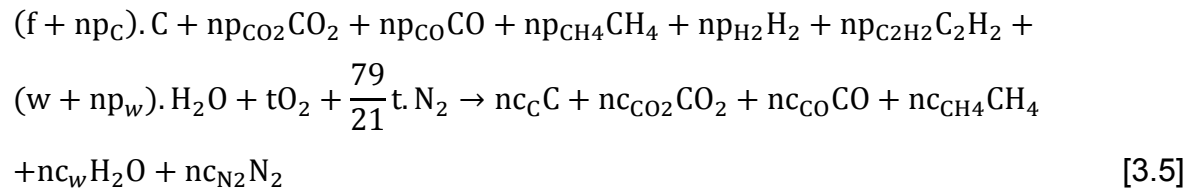
Donde:

$np_i$ : moles de pirólisis del compuesto i

$v_i$ : moles de volátiles del compuesto i

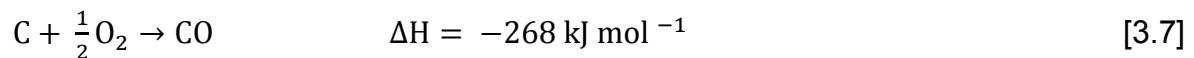
### Zona de Combustión

En esta etapa ingresa el aire y tienen lugar las reacciones exotérmicas de oxidación que se encargan de mantener constante la temperatura en el reactor. Aunque tienen lugar varias reacciones, para el modelado planteado se utiliza una reacción global presentada en la Ecuación 3.5 (Centeno et al, 2012, p.100).



Para la resolución del modelo se debe suponer lo siguiente:

- El  $C_2H_2$  generado reacciona completamente.
- El  $H_2$  se consume totalmente convirtiéndose en agua.
- El oxígeno se consume principalmente en la oxidación del carbón, descrita en las Ecuaciones 3.6 y 3.7.



- La relación de CO y  $CO_2$  está dada por la Ecuación 3.8

$$\frac{np_{CO}}{np_{CO_2}} = 3.55 \quad [3.8]$$

- El  $N_2$  que ingresa al proceso es inerte y no reacciona.
- El oxígeno que se agrega es  $\frac{1}{5}$  de lo requerido por estequiometría necesario para combustionar la cantidad de RSU alimentada. El oxígeno estequiométrico viene dado por el balance de la Ecuación 3.9.



- Se supone que en la zona de combustión no existe pérdida de calor debido a que se asume que el reactor opera adiabáticamente.

### Zona de gasificación

En esta zona se verifica el consumo de carbono a lo largo de la zona de reducción. Se consideran las reacciones para los balances de masa y energía presentadas en las Ecuaciones 3.10 a 3.17 (Centeno et al, 2012, p.101).



Las cinéticas de las reacciones, anteriormente mencionadas son las siguientes

$$r_1 = CRF_1 \cdot A_1 \cdot e^{\left(\frac{-Ea_1}{RT}\right)} \cdot \left(P_{O_2} - \frac{P_{CO}^2}{K_1}\right) \quad [3.14]$$

$$r_2 = CRF_2 \cdot A_2 \cdot \left(P_{H_2O} - \frac{P_{CO} \cdot P_{H_2}}{K_2}\right) \quad [3.15]$$

$$r_3 = CRF_3 \cdot A_3 \cdot e^{\left(\frac{-Ea_3}{RT}\right)} \cdot \left(P_{H_2}^2 - \frac{P_{CH_4}}{K_3}\right) \quad [3.16]$$

$$r_4 = A_4 \cdot e^{\left(\frac{-Ea_4}{RT}\right)} \cdot \left(P_{CH_4} \cdot P_{H_2O} - \frac{P_{CO} \cdot P_{H_2}^3}{K_4}\right) \quad [3.17]$$

Donde:

CRF : factor de reactividad del carbón (Char Reactivity Factor)

$A_i$ : factor de frecuencia cinética ( $s^{-1}$ )

$E_{a_i}$ : energía de activación ( $kJ\ mol^{-1}$ )

R: constante de gases ideales ( $J\ mol^{-1}\ K^{-1}$ )

T: temperatura (K)

P: presión de cada componente del gas (atm)

$K_e$ : constante de equilibrio de la reacción.

Los valores de energía de activación ( $E_{a_i}$ ) y los factores ( $A_i$ ) que se utilizaron en la ecuación de Arrhenius están detallados en la Tabla 3.3.

**Tabla 3.3.** Factores de frecuencia y energía de activación para la gasificación

Reacción	Frecuencia ( $s^{-1}$ )	Energía de Activación ( $kJ\ mol^{-1}$ )
1	3,62 E+01	77,39
2	1,52 E+04	121,62
3	4,19 E-03	19,21
4	7,30 E-02	36,15

(Centeno et al, 2012, p. 101)

El cálculo de las constantes de equilibrio ( $K_i$ ) se lo detalla a continuación de acuerdo a la Ecuación 3.18 (Sharman, 2008, p.922).

$$K_i = e^{\left(\frac{-\Delta G_i^0}{RT}\right)} \quad [3.18]$$

Donde:

R: constante de gases ideales ( $cal\ mol^{-1}\ K^{-1}$ )

T: temperatura (K)

$\Delta G_i^0$ : variación de la energía libre de Gibbs de los productos menos los reactantes ( $cal\ mol^{-1}$ )



- g. Se utilizó un factor de seguridad del 20 % (Peters y Timmerhaus, 1991, p. 37).
- h. El flujo y la composición del medio de gasificación se determina de acuerdo a la simulación, se determinó la composición del syngas de salida del gasificador.

El gas obtenido tiene presencia de material particulado, por lo que se debe diseñar un equipo que elimine las partículas presentes en el gas.

### 3.2. DISEÑO DEL CICLÓN

Luego del proceso de gasificación, se obtiene gas, que debido a las reacciones que tuvieron lugar en el gasificador, el gas resultante contiene material particulado en su composición por lo que se necesita de un equipo que pueda eliminar eficientemente este material.

Por tal razón se diseña un ciclón, para poder obtener un gas libre de material particulado y que pueda ser utilizado en el siguiente proceso.

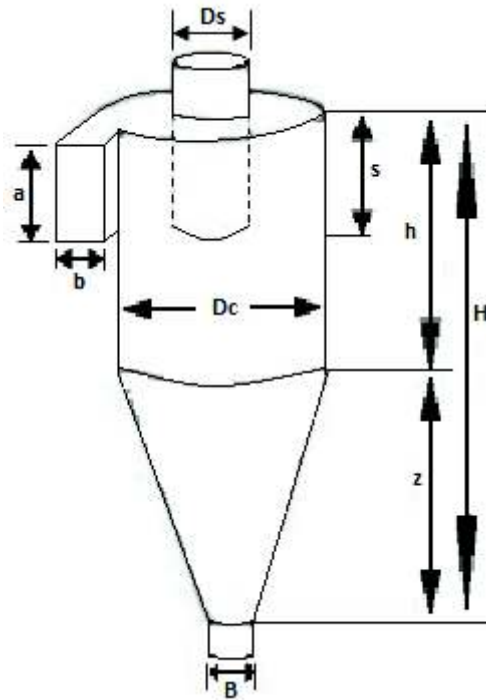
Para el diseño se debe considerar principalmente las familias de ciclones que tienen relaciones establecidas. La Tabla 3.4 muestra algunas características principales de los diferentes tipos de ciclones.

**Tabla 3.4.** Dimensiones de varios ciclones convencionales

Dimensión	Tipo de Ciclón	Lapple	Swift	Paterson	Zenz
Diámetro del Ciclón	Dc/Dc	1,00	1,00	1,00	1,00
Altura de entrada	a/Dc	0,50	0,50	0,58	0,50
Ancho de entrada	b/DC	0,25	0,25	0,20	0,25
Altura de salida	S/Dc	0,62	0,60	0,58	0,76
Diámetro de salida	Ds/Dc	0,50	0,50	0,50	0,50
Altura de parte cilíndrica	h/Dc	2,00	1,75	1,33	2,00
Altura de la parte cónica	z/Dc	2,00	2,00	1,83	2,00
Altura total del ciclón	H/Dc	4,00	3,75	3,17	4,00
Diámetro de salida partículas	B/Dc	0,25	0,40	0,50	0,25
Factor de configuración	G	402,88	381,79	342,79	425,41
Número de cabeza de velocidad	NH	8,00	8,00	7,76	8,00
Número de vórtices	N	6,00	5,50	3,90	6,00

(Echeverry, 2006, p.4)

Las dimensiones que normalmente presenta un ciclón, se muestran en la Figura 3.3 este tipo de ciclón es de entrada tangencial.



**Figura 3.1.** Dimensiones del ciclón  
(Echeverry, 2006, p.20)

Se determinó el diámetro del ciclón, previamente se determinó el área de ingreso empleando las Ecuaciones 3.19 y 3.20.

$$A_{de} = \frac{Q}{u_i} \quad [3.19]$$

$$A_{de} = a \cdot b \quad [3.20]$$

Donde

- $A_{de}$ : área del ducto de entrada ( $m^2$ )
- $Q$ : caudal de aire ( $m^3 h^{-1}$ )
- $u_i$ : velocidad de entrada del gas al ciclón ( $m s^{-1}$ )
- $a$ : altura conducto entrada del ciclón (m)
- $b$ : ancho de entrada al ciclón (m)

Datos bibliográficos de Shepherd y Lapple muestran la relación más común para determinar la variación de presión que experimenta el ciclón, se determinó mediante la Ecuación 3.21 (Echeverry, 2006, p. 6).

$$\Delta P_c = \frac{1}{2} \cdot \rho_g \cdot u_i^2 \cdot N_H \quad [3.21]$$

Donde:

$\Delta P_c$ : caída de presión en el ciclón (Pa)

$\rho_g$ : densidad del gas portador en (kg m<sup>-3</sup>)

$u_i$ : velocidad de entrada del gas al ciclón (m s<sup>-1</sup>)

$N_H$ : número de cabezas de velocidad a la entrada del ciclón.

**Tabla 3. 5.** Parámetros de diseño para los ciclones de entrada tangencial

Parámetro	Valor
Diámetro Ciclón (m)	< 1
Caída de Presión (kPa)	2,48
Relación de velocidades	< 1,35
Velocidad de entrada (m s <sup>-1</sup> )	15,2 - 27,4

(Echeverry, 2006, p. 7)

### 3.3. REACTOR SÍNTESIS DE METANOL

Para el diseño del reactor de síntesis de metanol se consideró algunos criterios de diseño.

Se consideró que la operación es adiabática, y se definió las condiciones de operación a 5 000,0 kPa y 250 °C (Ertl et al., 2008, p.2920).

Se consideró un reactor tubular de lecho fijo, dónde se producirá una reacción exotérmica

Se determinó las dimensiones del tubo: longitud y diámetro, además se determinó la caída de presión en los tubos (Luyben, 2001, p. 5 777).

La velocidad en la superficie del tubo se calculó a partir de las Ecuaciones 3.22 y 3.23 (Luyben, 2001, p. 5 777).

$$V = \sqrt{\frac{d_p * \Delta P * 10^5}{f * L * \rho}} \quad [3.22]$$

Donde:

V: velocidad en la superficie del tubo ( $\text{m s}^{-1}$ )

$d_p$ : tamaño de partícula (m)

$\Delta P$ : diferencia en la presión del tubo (bar)

f: factor de fricción

L: longitud del tubo (m)

$\rho$ : densidad del gas ( $\text{kg m}^{-3}$ )

$$f = 1,75 * (1 - \epsilon) / \epsilon^3 \quad [3.23]$$

Donde:

f: factor de fricción

$\epsilon$ : porosidad

El flujo que atraviesa a los tubos se calculó empleando la Ecuación 3.24 (Luyben, 2001, p. 5 777).

$$F = V * \left( \frac{\pi * d^2}{4} \right) \frac{\rho}{PM} \quad [3.24]$$

Donde:

F: flujo por cada tubo ( $\text{kg mol s}^{-1}$ )

- V: velocidad en la superficie del tubo ( $\text{m s}^{-1}$ )  
 d: diámetro interno del tubo (m)  
 PM: peso molecular del gas ( $\text{kg kgmol}^{-1}$ )  
 $\rho$ : densidad del gas ( $\text{kg m}^{-3}$ )

Se calculó la cantidad de tubos mediante la Ecuación 3.25 (Luyben, 2001, p. 5 777).

$$N = \frac{F_g}{F_t} \quad [3.25]$$

Donde:

- N: cantidad de tubos  
 $F_g$ : flujo del gas ( $\text{kgmol s}^{-1}$ )  
 $F_t$ : flujo por cada tubo ( $\text{kgmol s}^{-1}$ )

Se calculó el número de Reynolds empleando la Ecuación 3.26 (Luyben, 2001, p. 5 781).

$$Re = \frac{d_p v \rho}{\mu} \quad [3.26]$$

Donde:

- Re: número de Reynolds  
 $d_p$ : tamaño de partícula (m)  
 v: velocidad en la superficie del tubo ( $\text{m s}^{-1}$ )  
 $\rho$ : densidad del gas ( $\text{kg m}^{-3}$ )  
 $\mu$ : viscosidad del gas ( $\text{kg m}^{-1} \text{s}^{-1}$ )

Para la determinación del coeficiente global de transferencia de calor se empleó la Ecuación 3.27 (Luyben, 2001, p. 5 781).

$$U = 0,01454 + \frac{0,6885 \times 10^{-6}}{D_p} * Re \quad [3.27]$$

Donde:

U: coeficiente de transferencia de calor ( $\text{kJ s}^{-1} \text{m}^{-2} \text{K}^{-1}$ )

Re: número de Reynolds

$D_p$ : tamaño de la partícula (m)

Cada tubo presente en el reactor tiene un determinado peso, por lo cual se lo calculó empleando la Ecuación 3.28 (Luyben, 2001, p. 5 777).

$$P_{\text{tubo}} = \left( \frac{\pi d_i^2}{4} \right) * l * \rho_{\text{cat}} \quad [3.28]$$

Donde:

$P_{\text{tubo}}$ : peso del tubo (kg)

$d_i$ : diámetro interno del tubo (m)

l: longitud del tubo (m)

$\rho_{\text{cat}}$ : densidad del catalizador ( $\text{kg m}^{-3}$ )

El producto final que se genera en las reacciones tiene una cantidad de producción que se determinó mediante la Ecuación 3.29 (Luyben, 2001, p. 5 776)

$$\frac{dF}{dW} = T_p \quad [3.29]$$

Donde:

$T_p$ : cantidad de producción ( $\text{kgmol s}^{-1}$ )

dF: derivada del flujo de alimentación ( $\text{kgmol s}^{-1}$ )

dW: derivada del peso (kg)

Para el perfil de temperatura del reactor se empleó la Ecuación 3.30 (Luyben, 2001, p. 5 776)

$$\frac{dT}{dW} = \frac{\Delta H R_x + R_p - 4 + U \frac{T - T_c}{\rho_{cat} D_{tubo}}}{\sum (\bar{C}_p \text{Reactivos} \cdot F_{\text{reactivos}}) + \sum (\bar{C}_p \text{Productos} \cdot F_{\text{productos}})} \quad [3.30]$$

Donde:

- dT: derivada de la temperatura en el reactor (K)
- dW: derivada del peso del catalizador (kg)
- $\Delta H$ : entalpía de reacción de formación del metanol ( $\text{kJ kgmol}^{-1}$ )
- $T_p$ : cantidad de producción ( $\text{kgmol s}^{-1}$ )
- dF: derivada del flujo de alimentación ( $\text{kgmol s}^{-1}$ )
- U: coeficiente de transferencia de calor ( $\text{kJ s}^{-1} \text{m}^{-2} \text{K}^{-1}$ )
- T: temperatura del reactor a la salida (K)
- $T_c$ : temperatura del agua de refrigeración (K)
- $\rho_{cat}$ : densidad del catalizador ( $\text{kg m}^{-3}$ )
- $D_{tubo}$ : diámetro interno del tubo (m)
- $\bar{C}_p$  : capacidad calorífica media de los componentes ( $\text{kJ kgmol}^{-1} \text{K}^{-1}$ )
- F : flujo molar de los componentes ( $\text{kgmol s}^{-1}$ )

El reactor operará de forma adiabática es decir que no hay transferencia de calor (Luyben, 2001, p. 5 781).

El masa del catalizador se calculó mediante la Ecuación 3.31 (Luyben, 2001, p. 5 781).

$$P_{cat} = P_{tubo} * N \quad [3.31]$$

Donde:

- $P_{cat}$ : masa del catalizador (kg)

$P_{\text{tubo}}$ : peso del tubo (kg)

N: número de tubos

El área de transferencia se determinó a partir de la Ecuación 3.32 (Luyben, 2001, p. 5 777).

$$A = \pi * d_i * L * N \quad [3.32]$$

Donde:

A: área de transferencia ( $m^2$ )

$d_i$ : diámetro interno del tubo (m)

L: longitud del tubo (m)

N: número de tubos

Por las bajas caídas de presión se consideró un arreglo cuadrangular (H&C Heat Transfer Solutions, 2016).

### 3.4. COLUMNA DE DESTILACIÓN

En el diseño de la columna de destilación o etapa de purificación del metanol se consideró la información bibliográfica del sistema metanol – agua, gráficos de equilibrio, y entalpías liquido vapor (Khoshandam, 2016).

El reflujo mínimo ( $R_m$ ) se determinó a partir de las curvas de equilibrio del sistema metanol – agua.

A partir de la recta de operación (ROE) se determinó el reflujo mínimo mediante la Ecuación 3.33 (Treybal, 2010, p. 448), la cantidad de reflujo externo se determinó empleando la Ecuación 3.34 (Ontiveros, 2009, p. 11).



$$y = \frac{Rm}{Rm+1}x + \frac{x}{Rm+1} \quad [3.33]$$

$$R \cong 1,5 * Rm \quad [3.34]$$

Según Martínez y Rus el polo de cabeza del producto ( $M_D$ ) se calculó mediante la Ecuación 3.35 (2004, p. 438).

$$R = \frac{L}{D} = \frac{M_D - H_{n+1}}{H_{n+1} - h_n} \quad [3.35]$$

Donde:

- $R = \frac{L}{D}$ : relación molar de reflujo  
 $M_D$ : polo de la cabeza del producto (BTU lbmol<sup>-1</sup>)  
 $H_{n+1}$ : entalpía molar del líquido (BTU lbmol<sup>-1</sup>)  
 $h_n$ : entalpía molar del vapor (BTU lbmol<sup>-1</sup>)

Según Treybal el polo del fondo del producto ( $M_W$ ), se determinó empleando la Ecuación 3.36 que describe el balance de energía (Treybal, 2010, p. 420).

$$F * H_F = D * M_D + W * M_W \quad [3.36]$$

Se determinó el flujo de vapor de calentamiento mediante las Ecuaciones 3.37 y 3.38 (Treybal, 2010, p. 419).

$$q_r = W * (h_W - M_W) \quad [3.37]$$

Donde:

- $q_r$ : cantidad de calor presente en el calderín (kJ h<sup>-1</sup>)  
 $W$ : flujo molar del fondo del producto (kgmol h<sup>-1</sup>)  
 $h_W$ : entalpía molar del fondo del producto (kJ kgmol<sup>-1</sup>)

$M_W$ : polo del fondo del producto ( $\text{kJ kgmol}^{-1}$ )

$$m_s = \frac{q_r}{\lambda_s} \quad [3.38]$$

Donde:

$m_s$ : flujo másico del vapor de arrastre ( $\text{kg h}^{-1}$ )

$q_r$ : cantidad de calor presente en el calderín ( $\text{kJ h}^{-1}$ )

$\lambda_s$ : calor latente del agua ( $\text{kJ kg}^{-1}$ )

La cantidad de agua se calculó empleando las Ecuaciones 3.39 y 3.40 (Treybal, 2010, p. 433).

$$q_c = D * (M_D - h_D) \quad [3.39]$$

Donde:

$q_c$ : cantidad de calor presente en el condensador ( $\text{kJ h}^{-1}$ )

$D$ : flujo molar de la cabeza de producto ( $\text{kgmol h}^{-1}$ )

$h_D$ : entalpía molar de la cabeza de producto ( $\text{kJ kgmol}^{-1}$ )

$M_D$ : polo de la cabeza del producto ( $\text{kJ kgmol}^{-1}$ )

$$m_c = \frac{q_c}{C_p * \Delta T} \quad [3.40]$$

Donde:

$m_c$ : flujo másico de agua de refrigeración ( $\text{kg h}^{-1}$ )

$q_c$ : cantidad de calor en el condensador ( $\text{kJ h}^{-1}$ )

$C_p$ : capacidad del refrigerante ( $\text{kJ kg}^{-1} \text{ } ^\circ\text{C}^{-1}$ )

$\Delta T$ : diferencia de temperaturas en el condensador ( $^\circ\text{C}$ )

El número de platos en la columna de destilación se determinó mediante el método gráfico de Ponchon – Savarit, descrito en bibliografía (Martínez y Rus, 2004, pp. 423-431; Treybal, 2010, pp. 430-435;).

Se determinó el diámetro interno de la columna a partir de las Ecuaciones 3.41 y 3.42 (Jiménez, 2003, p. 151).

El rango de sobredimensionamiento que se utilizó para columna de platos debe ser entre 10,00 – 16,00 % y se lo debe aplicar al diámetro interno (Couper, Penney, Fair y Walas, 2012, p. 6), el valor que se empleó es el 13,00 %.

$$D_C = \left[ \left( \frac{4}{\pi \cdot V} \right) (D) * (R + 1) (22,2) \left( \frac{T_{DV}}{273} \right) * \left( \frac{1}{P} \right) * \left( \frac{1}{3600} \right) \right]^{1/2} \quad [3.41]$$

$$V = 0,761 * \left( \frac{1}{P} \right)^{1/2} \quad [3.42]$$

Donde:

- $D_C$ : diámetro interno de la columna (m)
- $D$ : flujo de la cabeza de producto ( $\text{kgmol h}^{-1}$ )
- $R$ : relación molar de reflujo
- $T_{DV}$ : temperatura de condensación del vapor (K)
- $P$ : presión de trabajo en la columna (atm)

Se determinó la altura total de la columna a partir de la Ecuación 3.43 (Jiménez, 2003, p. 151).

$$H_C = 0,61 * \left( \frac{S}{\eta} \right) + 4,27 \quad [3.43]$$

Donde:

- $H_C$ : altura total de la columna (m)

- S: número de etapas ideales  
 $\eta$ : eficiencia de los platos en columna

### 3.5. TANQUES DE ALMACENAMIENTO

El diseño de tanques se basa en la Norma API 650 (API, 2007, p. B.1):

- Cuando el volumen de operación del tanque ( $V_{\text{operación}}$ ) < 1 000 (bbl) se determina el volumen nominal del tanque ( $V_{\text{nominal}}$ ) de tal forma que este sea el de  $V_{\text{operación}}$  y se suma 4 pies de altura al tanque.
- Cuando el  $V_{\text{nominal}} < 1\ 000$  (bbl) se debe redondear de 50 en 50.
- Cuando el  $V_{\text{nominal}} < 10\ 000$  (bbl) la altura es menor al diámetro interno.
- Cuando el  $V_{\text{nominal}} < 2\ 000$  (bbl) se suele emplear planchas de 6 pies de altura.
- Para tanques atmosféricos medianos y pequeños  $H/D_i = 2$ .
- Factor de seguridad 10,00 %.
- Tiempo de contingencia entre 4 – 8 horas.

El caudal de diseño se calculó mediante la Ecuación 3.44 (API, 2007, p. B.1).

$$Q_{\text{diseño}} = Q_{\text{operación}} * f \quad [3.44]$$

Donde:

- $Q_{\text{diseño}}$ : flujo volumétrico de diseño ( $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$ )  
 $Q_{\text{operación}}$ : flujo volumétrico de operación ( $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$ )  
 $f$ : factor de seguridad (10,00 %)

Mediante la Ecuación 3.45 se determinó el volumen de operación del tanque para un tiempo de contingencia de 24 horas (API, 2007, p. B.1).

$$V_{\text{operación}} = Q_{\text{diseño}} * t_{\text{contingencia}} \quad [3.45]$$

Donde:

$V_{\text{operación}}$ : volumen de operación del tanque ( $\text{m}^3$ )

$Q_{\text{diseño}}$ : flujo volumétrico de diseño ( $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$ )

$t_{\text{contingencia}}$ : tiempo de contingencia del tanque (h)

El espesor del tanque se empleó la Ecuación 3.46 (API, 2007, B.1).

$$t_t = \frac{\rho * h * g}{2 * T * e} * \frac{D_i}{1000} \quad [3.46]$$

Donde:

$t_t$ : espesor requerido del tanque (mm)

$\rho$ : densidad del líquido ( $\text{kg m}^{-3}$ )

$h$ : altura del líquido (m)

$g$ : gravedad ( $\text{m s}^{-2}$ )

$T$ : tensión del material de construcción ( $\text{N mm}^{-2}$ )

$e$ : Soldadura factor de eficiencia

$d_i$ : diámetro interno (m)

### 3.6. BOMBAS

Para el dimensionamiento de bombas se basa en la Norma API RP 14E “*Centrifugal Compressors Recommended Practice for Design and Installation of Offshore Products Platform Piping Systems*” (API, 2013), se utiliza bombas centrífugas que maneja un amplio rango de capacidades (Towler y Sinnott, 2012, p. 1 212). La Tabla 3.6 describe el rango de velocidades permitidas, se determinó las velocidades de entrada y salida de una bomba centrífuga.

**Tabla 3.6.** Velocidades de entrada y salida para una bomba centrífuga

Variable	Unidad	Entrada	Salida
Velocidad	pie s <sup>-1</sup>	2,00 – 3,00	6,00 – 9,00
	m s <sup>-1</sup>	0,61 – 0,91	1,83 – 2,74

(API, 2013, p. 21)

Se calculó los posibles diámetros que se utilizaron en las tuberías, mediante la Ecuación 3.47 (Streeter, Wylie y Bedford, 2000, p. 207).

$$Q = v * 3600 * \text{Área} \quad [3.47]$$

Donde:

Q: caudal (m<sup>3</sup> h<sup>-1</sup>)

v: velocidad del fluido (m s<sup>-1</sup>)

Area: área de la tubería (m<sup>2</sup>)

Se determinó la rugosidad relativa descrita por la Ecuación 3.48 (Streeter et al., 2000, p. 291).

$$\frac{\varepsilon}{d_i} \quad [3.48]$$

Donde:

$\varepsilon/d_i$ : rugosidad relativa

$\varepsilon$ : rugosidad absoluta (mm)

$d_i$ : diámetro interno de la tubería (mm)

El número de Reynolds se calculó empleando la Ecuación 3.49 (Streeter et al., 2000, p. 291).

$$Re = \frac{v_{descarga} * d_n * \rho}{\mu} \quad [3.49]$$

Donde:

Re:	número de Reynolds
$V_{descarga}$ :	velocidad de salida del fluido ( $m\ s^{-1}$ )
$d_n$ :	diámetro nominal de la tubería (m)
$\rho$ :	densidad ( $kg\ m^{-3}$ )
$\mu$ :	viscosidad dinámica ( $kg\ m^{-1}\ s^{-1}$ )

Se determinó el factor de fricción de Darcy (f), para esto se empleó los siguientes criterios (Streeter et al., 2000, p. 292):

- Flujo laminar:  $f = 64/Re$ .
- Flujo turbulento: f se determina empleando el gráfico de Moody.

El Diagrama de Moody se representa en la Figura 3.4.

Según Streeter et al. mediante la Ecuación de Darcy – Weisbach se determinó la pérdida de energía en la tubería detallada en la Ecuación 3.50 (2000, p. 294).

$$h_f = f * \frac{L * v_d^2}{d_i * 2g} \quad [3.50]$$

Donde:

$h_f$ :	pérdida de energía por acción de la fricción (m)
f:	factor de fricción de Darcy
L:	longitud de la tubería (m)
$v_d$ :	velocidad de salida ( $m\ s^{-1}$ )
$d_i$ :	diámetro interno (m)
g:	gravedad ( $m\ s^{-2}$ )

La altura de bomba se determinó, utilizando la Ecuación de Bernoulli detallada en la Ecuación 3.51 (Streeter et al., 2000, p. 298).

$$\frac{P_1}{\gamma} + \frac{v_1^2}{2g} + z_1 + H_B = \frac{P_2}{\gamma} + \frac{v_2^2}{2g} + z_2 + h_f + K_{1-3} * \frac{v_{2-3}^2}{2g} + K_{4-2} * \frac{v_{4-2}^2}{2g} \quad [3.51]$$

Donde:

- $P_i$ : presión (Pa)  
 $\gamma$ : peso específico ( $\text{kg m}^{-2} \text{s}^{-2}$ )  
 $v_i$ : velocidad ( $\text{m s}^{-1}$ )  
 $z_i$ : altura (m)  
 $H_B$ : altura de bomba (m)  
 $h_f$ : pérdida de energía por acción de la fricción (m)  
 $K_{i-j}$ : constante de pérdidas

En la Tabla 3.7 se muestran las constantes de pérdida para algunos accesorios.

**Tabla 3.7.** Coeficientes de pérdidas para diferentes accesorios

Accesorio	K
Válvula de globo	10,00
Válvula de ángulo	5,00
Válvula de cheque	2,50
Válvula de compuerta	0,19
Válvula de mariposa	0,75
Tee estándar	1,80
Codo estándar	0,90
Codo de ángulo	0,70

(Streeter, Wylie y Bedford, 2000, p. 300)

La potencia de la bomba se calculó empleando la Ecuación 3.52, la altura dinámica se empleó la Ecuación 3.53 (Streeter et al., 2000, pp. 533, 536).

$$\text{Pot} = \frac{Q}{3\,600} * \gamma * H_B \quad [3.52]$$



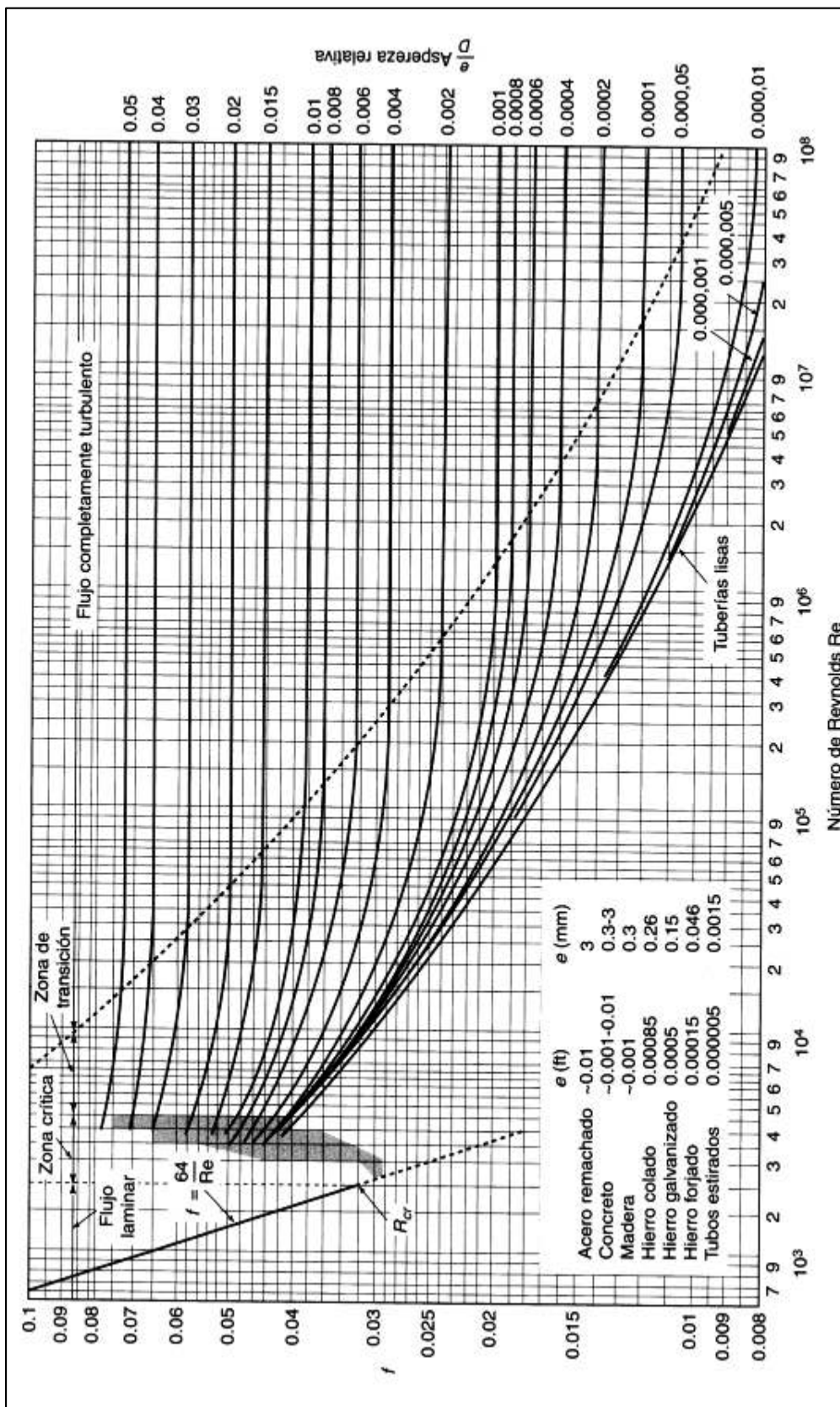
Donde:

Pot: potencia de la bomba (W)  
H<sub>B</sub>: altura de bomba (m)  
Q: flujo volumétrico (m<sup>3</sup> h<sup>-1</sup>)  
γ: peso específico (kg m<sup>-2</sup> s<sup>-2</sup>)

$$\text{TDH} = P_d - P_s \quad [3.53]$$

Donde:

TDH: altura dinámica (kPa)  
P<sub>d</sub>, P<sub>s</sub>: presión de descarga y succión (kPa)



**Figura 3.2.** Diagrama de Moody.  
(Streeter et al., 2000, p.293)

### 3.7. SEPARADOR BIFÁSICO

El separador bifásico se diseñó con base a la Norma API *Specification 12J* (API, 2008)

La velocidad en la superficie, se calculó a partir de la Ecuación 3.54, los datos de bibliografía de K se describen en la Tabla 3.8 (API, 2008, p. 13).

$$V_{\text{sup}} = kf * \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}} \quad [3.54]$$

Donde:

$V_{\text{sup}}$ : velocidad en la superficie ( $\text{pie s}^{-1}$ )

kf: factor del separador ( $\text{pie s}^{-1}$ )

$\rho_L$ : densidad del líquido ( $\text{lb pie}^{-3}$ )

$\rho_G$ : densidad del gas ( $\text{lb pie}^{-3}$ )

**Tabla 3.8.** Factor del separador bifásico

Separador	Altura (pie)	Factor específico ( $\text{pie s}^{-1}$ )
Vertical	5,00	0,12 a 0,24
	10,00	0,18 a 0,35

(API, 2008, p. 13)

Se seleccionó un separador bifásico vertical.

El área del gas en el flujo se determinó mediante la Ecuación 3.55 (API, 2008, p. 17).

$$A = \frac{Q_g}{V_a} \quad [3.55]$$

Donde:

- A: área del gas en el flujo (pie<sup>2</sup>)  
 Q<sub>g</sub>: caudal (pie<sup>3</sup> s<sup>-1</sup>)  
 V<sub>sup</sub>: velocidad en la superficie (pie s<sup>-1</sup>)

Se determinó el diámetro del separador empleando la Ecuación 3.56 (API, 2008, p. 17).

$$D = \left( \sqrt{\frac{4}{\pi} * A} \right) * 12 \quad [3.56]$$

Donde:

- D: diámetro del separador (pulg)  
 A: área de flujo de gas (pie<sup>2</sup>)

El rango de sobredimensionamiento que se utilizó para los separadores debe ser entre 7 – 9 %, se lo emplea en el diámetro del separador (Couper, Penney, Fair y Walas, 2012, p. 6).

A partir de la Norma API SP 12 J se determinó el diámetro del separador (2008, p. 17).

Para el separador bifásico del tipo vertical se consideró una relación altura – diámetro de: 2 – 4 mediante datos bibliográficos (Gas Process Suppliers Association, 2004, p. 7.6).

El volumen del líquido en el separador se determinó empleando la Ecuaciones 3.57 y la capacidad del líquido se determinó empleando la Ecuación 3.58 (API, 2008, p. 14), en la Tabla 3.9 se describen el tiempo de residencia empleado de acuerdo a la densidad.

$$V = \frac{d^2 * \pi}{4} * \frac{h * N_L}{144 * 5,615} \quad [3.57]$$

Donde:

V: volumen del componente líquido en el separador (bbl)

d: diámetro (pulg)

h: altura (pie)

N<sub>L</sub>: nivel del componente líquido normal (%)

$$W = 1\,440 * \frac{V}{t} \quad [3.58]$$

Donde:

W: capacidad del líquido (bbl día<sup>-1</sup>)

V: volumen del líquido (bbl)

t: tiempo de residencia (min)

**Tabla 3.9.** Tiempos de residencia en el separador a partir de la densidad

Densidad (°API)	Tiempo de residencia (min)
> 35	1
20 – 30	1 – 2
10 – 20	2 – 4

(API, 2008, p. 14)

### 3.8. COMPRESOR

El proceso de compresión requiere que el gas de síntesis producido en el gasificador (G-101) alcance una presión de 5 000,0 kPa, para favorecer la reacción de síntesis de metanol (Ertl et al., 2008, p.2920).

Por tal razón se consideró un compresor de múltiples etapas ( $K = 102$ ) con el fin de alcanzar esta presión, se determinó el número de etapas del compresor con la Ecuación 3.59 (Lira, 2007, pp. 27-28).

El número de etapas se determina con la Ecuación [3.59].

$$R_c = \left( \frac{P_D}{P_S} \right) \quad [3.59]$$

Donde:

$P_D$ : presión de descarga (kPa)

$P_S$ : presión de succión (kPa)

Si  $R_c > 5$  se debe usar una sola etapa.

Si  $R_c > 30$  se debe usar dos etapas.

Si  $R_c > 100$  se deben usar tres etapas.

La potencia del compresor se determinó con la Ecuación 3.60.

$$\frac{BHP}{\text{etapa}} = 3,03(Z_{avg}) \left( \frac{Q_g T_s}{E} \right) \left( \frac{k}{k-1} \right) \left( \frac{P_L}{T_L} \right) \left( \left( \frac{P_D}{P_S} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right) \quad [3.60]$$

Donde:

$Z_{avg}$ : factor de compresión promedio de succión y descarga.

$Q_g$ : caudal de gas (MMSCFD)

$T_s$ : temperatura de entrada al compresor (R)

$P_L$ : presión a condiciones estándar (psi)

$T_L$ : temperatura a condiciones estándar (R)

$P_D$ : presión de salida del compresor (psi)

$P_S$ : presión de succión del compresor (psi)

$k$ :  $C_p/C_v$

$E$ : eficiencia del compresor (%)

$\frac{\text{BHP}}{\text{etapa}}$  potencia de compresión (hp)

La temperatura de salida del compresor se calculó empleando la Ecuación 3.61 (Lira, 2007, pp. 27-28).

$$T_D = T_s * r^{\left(\frac{k-1}{k}\right)} \quad [3.61]$$

Donde:

$T_D$ : temperatura de descarga (R)

$T_s$ : temperatura de succión (R)

K:  $C_p/C_v$

r: R (relación de compresión)

La presión de descarga se calculó empleando la Ecuación 3.62 (Lira, 2007, pp. 27-28).

$$P_D = P_s * r \quad [3.62]$$

Donde:

$P_D$  presión de salida del compresor (bar)

$P_s$ : presión de entrada del compresor (bar)

K:  $C_p/C_v$

r:  $R_c$  (relación de compresión)

### 3.9. SISTEMA DE VÁLVULAS

El sistema de válvulas presentes en la planta se dimensionó de acuerdo a la variación de presión en las válvulas y al caudal de la corriente (Fisher y Emerson Process Management, 2005, p. 76). El tipo de válvula se seleccionó de acuerdo a válvulas presentes en el mercado.

## 4. DISEÑO DE PLANTA

### 4.1. DIAGRAMAS DE BLOQUES BFD Y DE FLUJO PFD

#### 4.1.1. DIAGRAMA DE BLOQUES BFD

El diagrama de bloques de la planta se presenta en la Figura 4.1

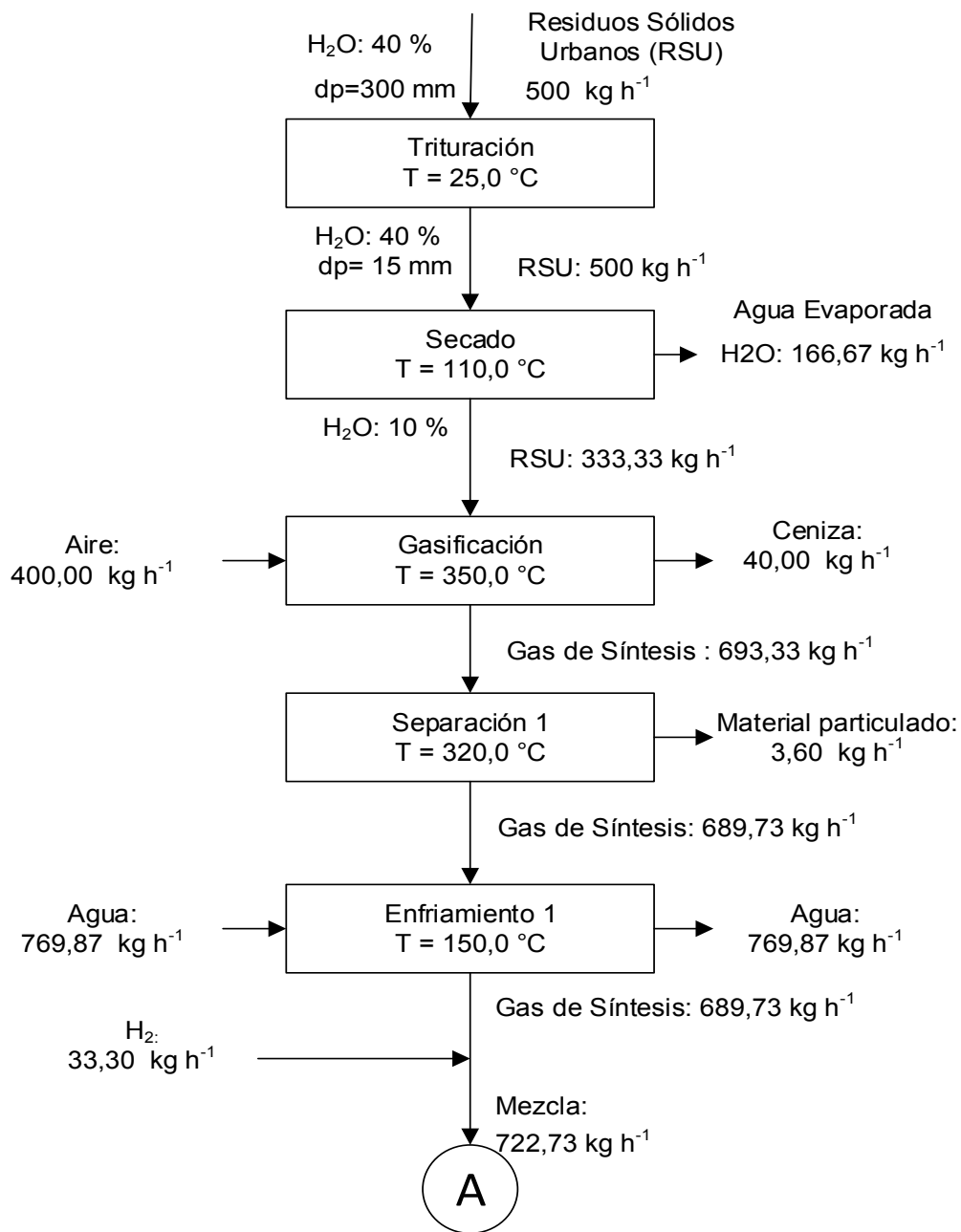
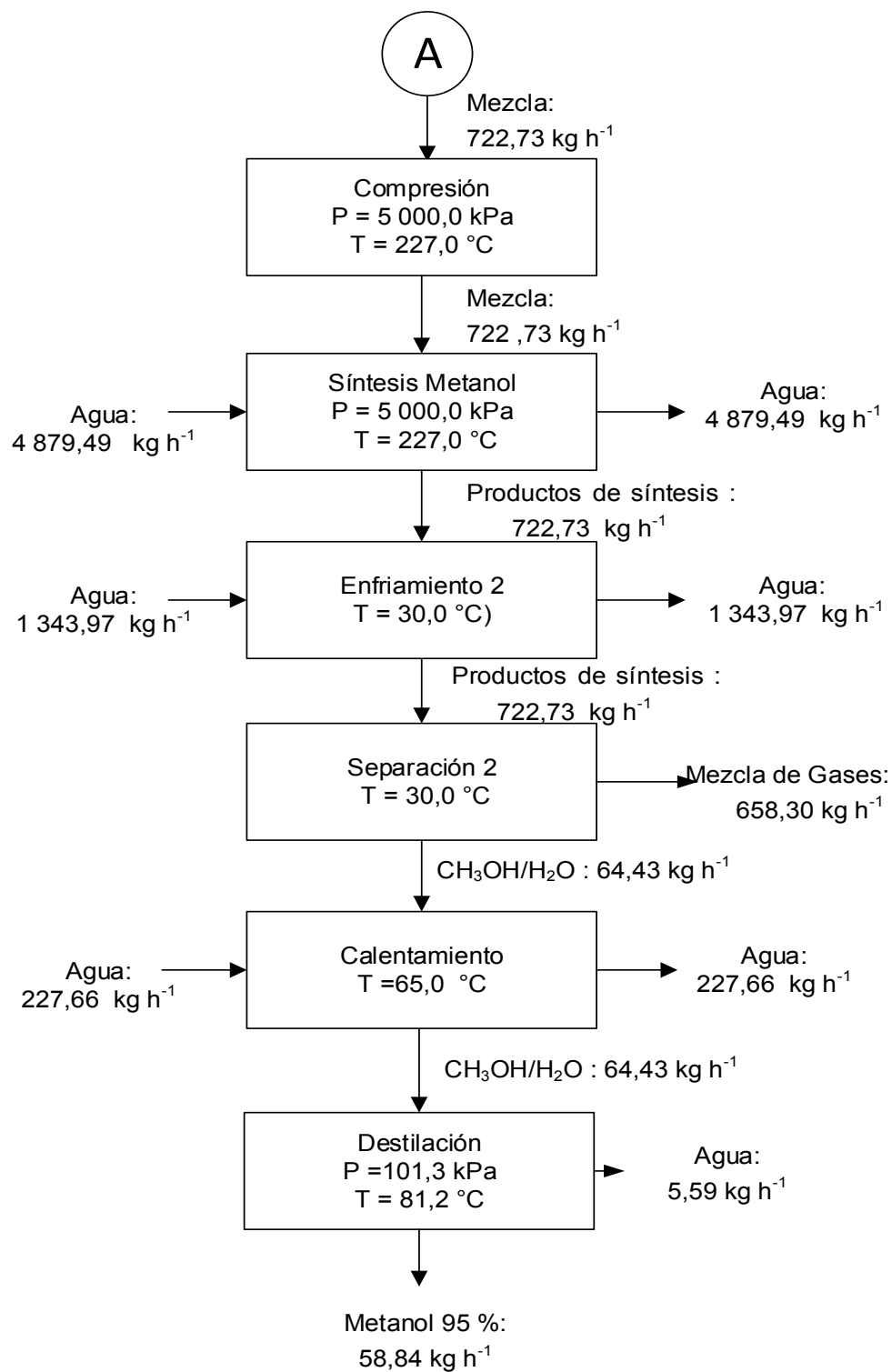


Figura 4.1. Diagrama de bloques de la planta





**Figura 4.1.** Diagrama de bloques de la planta (continuación...)

#### **4.1.2. DIAGRAMA DE FLUJO PFD**

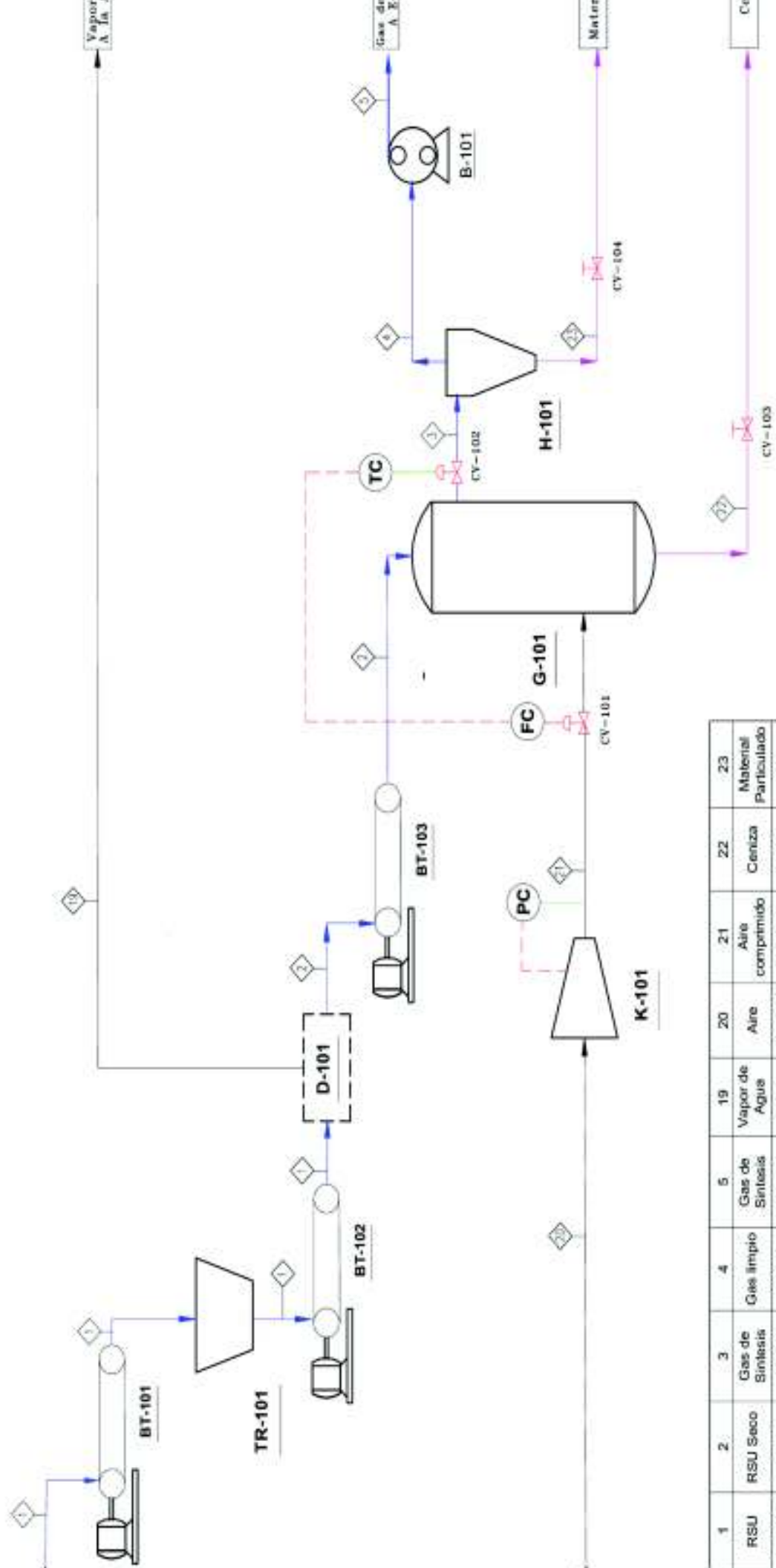
Una vez determinadas las operaciones unitarias y representadas en el diagrama de bloques, se realizó el diagrama de flujo PFD, que se muestra en las Figuras 4.2 y 4.4, aquí se describe las condiciones de operación de la planta de producción de metanol.

14,7 ps:66 °F  
 1,7 x 1,2 x 1,0 m  
 Capacidad Operación: 300 kg/h  
 Capacidad Diseño: 600 kg/h  
 Velocidad: 100 m/min  
 Capacidad: 600 kg/h  
 Capacidad: 1,70 m<sup>3</sup>  
 L: 5m; A: 1,5m

14,7 ps:66 °F  
 4,5 x 1,5 x 2,4 m  
 Capacidad Operación: 500 kg/h  
 Capacidad Diseño: 600 kg/h  
 Velocidad: 100 m/min

14,7 ps:1800 °F  
 4,5 x 1,5 x 2,4 m  
 Capacidad Operación: 333 kg/h  
 Capacidad Diseño: 350 kg/h

Potencia: 37kW  
 Capacidad: 210 SCFM  
 Presión Op: 116 PSIG  
 Motor: Eléctrico



1	2	3	4	5	19	20	21	22	23
RSU	RSU Seco	Gas de Síntesis	Gas limpio	Gas de Síntesis	Vapor de Agua	Aire	Aire comprimido	Ceniza	Material Particulado
500,00	333,00	693,33	689,73	689,73	166,67	400,00	400,00	40,00	3,60
25,0	110,0	350,0	350,0	350,0	110,0	25,0	112,0	350,0	350,0
101,3	101,3	101,3	11,3	101,3	143,0	101,3	600,0	101,3	101,3
348,0000	348,0000	0,5001	0,6103	0,0676	0,8467	1,205	2,6211	950,0000	860,0000
-	-	2,45E-02	2,89E-02	2,45E-02	0,2669	1,83E-02	2,08E-02	-	-
Sólido	Sólido	Gas	Gas	Gas	Vapor	Gas	Gas	Sólido	Sólido

ESCUELA P...  
 PROYECTO: DISEÑO DE...  
 FECHA: 16/03/17  
 TAMAÑO: A3  
 ESCALA: S/E  
 DIAGR...  
 DWG-...

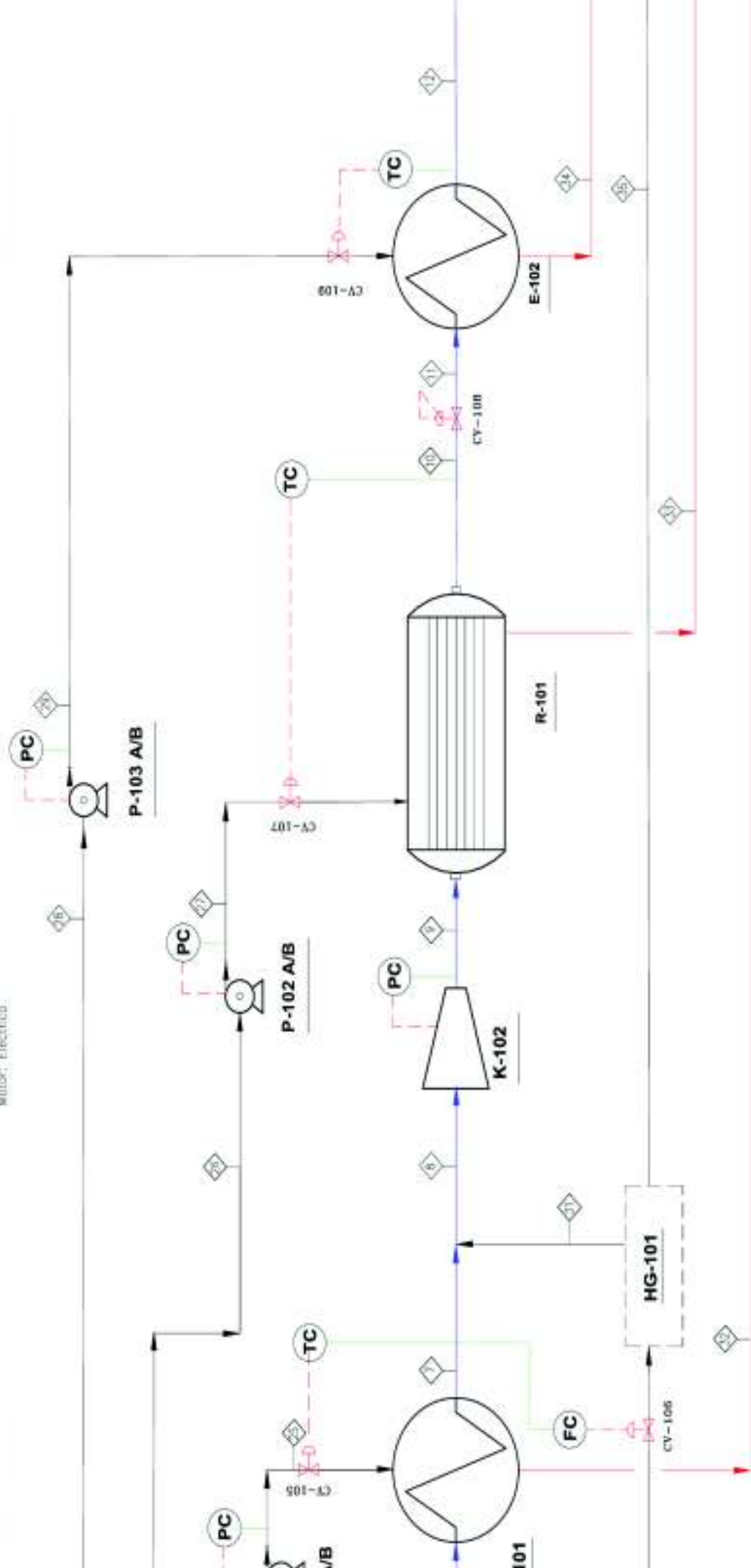
INGENIERA / INGENIERO DISEÑO	FECHA
DENNIS PILLAJO	16/03/17
DENNIS PILLAJO	16/03/17
ANDRÉS CHICO	16/03/17

14,7 psi: 302 °F  
 L: 1,5 m  
 DUTY: 0,20 MMBTU/H

Capacidad: 50 m<sup>3</sup>/h  
 TdH: 215 m  
 D.I.L: 0,45m L: 3m

Potencia: 1170kW  
 Capacidad: 300 SCFM  
 Presión Op: 750 r500  
 Motor: Eléctrico

14,7 psi: 302 °F  
 L: 1,5 m  
 DUTY: 0,20 MMBTU/H



7	Gas enfriado	689,73	150,0	101,3	0,7366	2,17E-02	1,08E+01	Gas	Gas	7
8	Gas mezclado	722,73	150,0	101,3	0,5013	15,3300	2,70E-02	Gas	Gas	8
9	Gas comprimido	722,73	227,0	5000,0	33,7500	2,22E-02	Gas	Gas	9	
10	Producto de síntesis	722,73	250,0	5000,0	33,7500	2,22E-02	Gas	Gas	10	
11	Producto de síntesis	722,73	228,9	101,3	0,6290	2,05E-02	Gas	Gas	11	
12	Solución MeOH/Agua	722,73	30,0	101,3	808,1000	5,40E-01	Liquid/Gas	Liquid/Gas	12	
24	Agua de enfriamiento	769,87	15,0	101,3	999,0000	1,10	Liquid	Liquid	24	
25	Agua de enfriamiento	769,87	15,0	98,3	999,0000	1,10	Liquid	Liquid	25	
26	Agua de enfriamiento	4879,49	15,0	101,3	999,0000	1,10	Liquid	Liquid	26	
27	Agua de enfriamiento	4879,49	15,0	98,3	999,0000	1,10	Liquid	Liquid	27	
28	Agua de enfriamiento	1343,97	15,0	101,3	999,0000	1,10	Liquid	Liquid	28	
29	Agua de enfriamiento	1343,97	15,0	98,3	999,0000	1,10	Liquid	Liquid	29	
30	Agua	312,54	15,0	101,3	999,0000	1,25	Liquid	Liquid	30	
31	Hidrogeno	33,30	150,0	101,3	0,0564	1,17E-02	Gas	Gas	31	
32	Agua caliente	769,87	70,0	97,5	97,5	4,31E-01	Liquid	Liquid	32	
33	Agua caliente	4879,49	70,0	97,5	97,5	4,31E-01	Liquid	Liquid	33	

ESCUELA POLITÉCNICA



PROYECTO: DISEÑO DE PROCESO DE DIAGRAMA

TAMAÑO: A3 S/R

DEBIDO A: DWG-00

FECHA

16/03/17
16/03/17
16/03/17

TEMA

DENNIS PILLAJO

ING. DISEÑO: DENNIS PILLAJO

REVISADO: ANDRÉS CHICO

BOMBA DE MeOH/Agua  
Capacidad: 50 m<sup>3</sup>/h  
TDH: 215 m

BOMBA DE AGUA ENFRIAMIENTO  
Capacidad: 50 m<sup>3</sup>/h  
TDH: 215 m

BOMBA DE MeOH/Agua  
Capacidad: 50 m<sup>3</sup>/h  
TDH: 215 m

BOMBA DE AGUA ENFRIAMIENTO  
Capacidad: 250 kg/h  
D.L.: 0.56m L: 14.5m  
TDH: 215 m

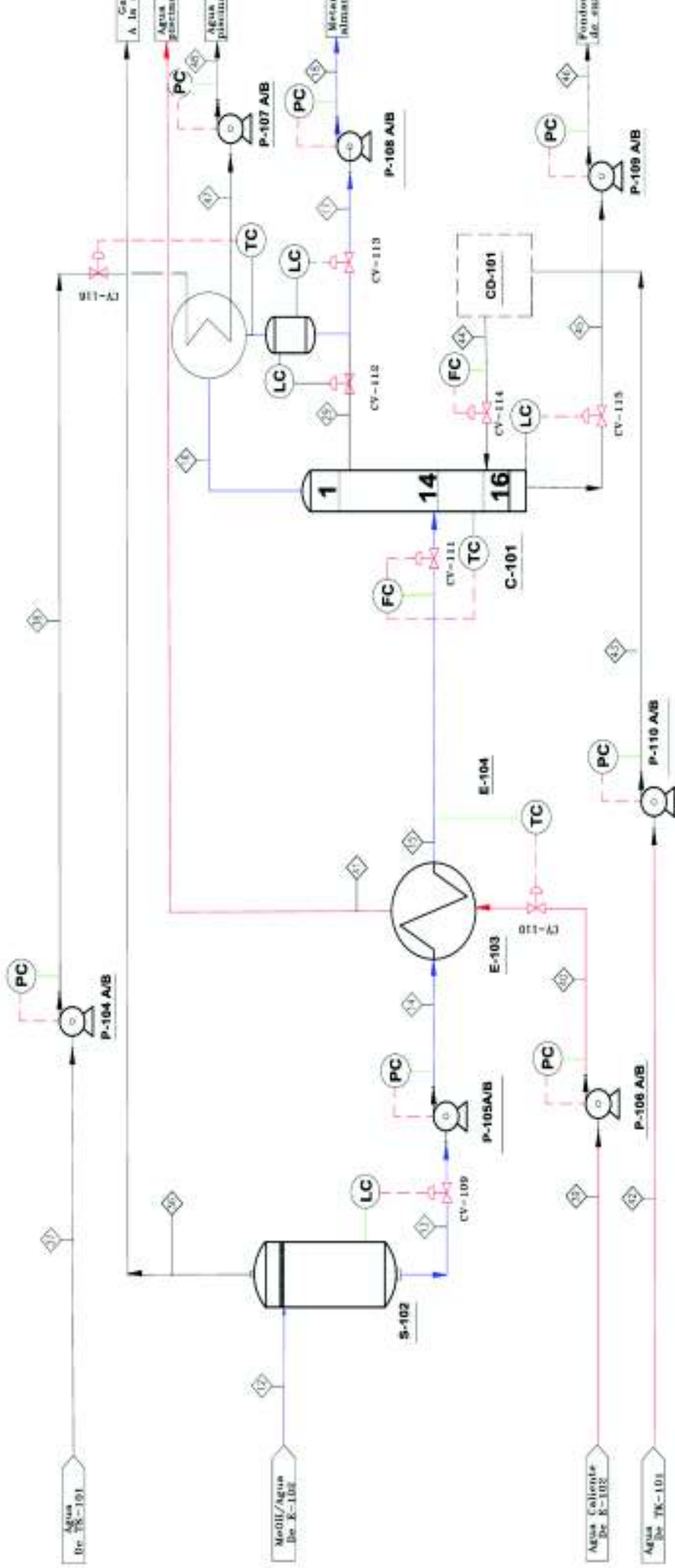
BOMBA DE AGUA ENFRIAMIENTO  
Capacidad: 50 m<sup>3</sup>/h  
D.L.: 0.56m L: 14.5m  
TDH: 215 m

BOMBA DE AGUA ENFRIAMIENTO  
Capacidad: 250 kg/h  
D.L.: 0.56m L: 14.5m  
TDH: 215 m

BOMBA DE AGUA ENFRIAMIENTO  
Capacidad: 100 kg/h  
D.L.: 0.56m L: 14.5m  
TDH: 215 m

**P-109 A/B**

BOMBA DE AGUA ENFRIAMIENTO  
Capacidad: 50 m<sup>3</sup>/h  
TDH: 215 m



13	Solución MeOH/Agua	64.43	30.0	101.3	816,1000	5.74E-01	Líquido
14	Solución MeOH/Agua	64.43	30.0	101.3	812,7000	6.69E-01	Líquido
15	Solución MeOH/Agua	64.43	30.0	101.3	735,7000	4.07E-01	Líquido
16	Solución MeOH/Agua	64.43	30.0	101.3	775,5000	4.76E-01	Gas
17	Metanol almacenamiento	58.84	35.0	101.3	775,5000	4.75E-01	Líquido
18	Metanol almacenamiento	58.84	35.0	130.3	778,5000	4.63E-01	Líquido
19	Agua	174.29	15.0	101.3	999,0000	1.10	Líquido
20	Agua	174.29	15.0	125.5	999,0000	1.10	Líquido
21	Agua Caliente	227.66	70.0	101.3	977,8000	7.35E-01	Líquido
22	Agua	227.66	70.0	130.3	977,8000	7.20E-01	Líquido
23	Agua	227.66	80.0	101.3	975,3000	7.20E-01	Líquido
24	Agua	20.96	15.0	125.6	999,0000	0.9467	Líquido
25	Agua	20.96	15.0	143.0	999,0000	0.9467	Líquido
26	Vapor	20.18	15.0	143.0	999,0000	0.9467	Vapor
27	Fondos al tanque	5.59	85.0	101.3	977.8	7.35E-01	Líquido
28	Fondos al tanque	5.59	85.0	101.3	977.8	7.35E-01	Líquido
29	Fondo a piscina de enfriamiento	5.59	85.0	101.3	980	4.31E-01	Líquido

ESCUELA I  
DISEÑO DE  
DIAGRAMA

INGENIERIA / REGISTRO DISEÑO DISEÑADOR	FECHA
DENNIS PILLAJO	10/00/17
ING. DISEÑO	
DENNIS PILLAJO	10/00/17
REVISOR	
ANDRÉS CHICO	10/00/17

PROYECTO : A3  
GRUPO N° : DWG. -

## 4.2. BALANCE DE MASA

Para la determinación de los flujos másicos presentes en la planta de producción de metanol a partir de la fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos (RSU), se utilizó la información proporcionada por el municipio de Loja; la cantidad de residuos sólidos generados en el Cantón Loja, es de 165,00 t día<sup>-1</sup>, el 60 % de estos residuos corresponde a la fracción orgánica. Para el cálculo del balance de masa en la planta se utilizaron 500,0 kg/h de residuos orgánicos, aproximadamente el 10 % que corresponde a la cantidad de residuos que se dispone para lombricultura, pero que no generan un valor agregado más bien es una alternativa de disposición final.

En la Tabla 4.1 se detalla el balance de masa, con las corrientes de entrada y de salida de cada equipo.

**Tabla 4.1.** Flujos másicos en la planta

Equipo	Componente	Flujo (kg h <sup>-1</sup> )	Temperatura (°C)	Presión (kPa)	Humedad (%)
Trituradora (TR-101)	RSU entrada	500,00	25,0	101,3	-
	RSU salida	500,00	25,0	101,3	-
Secador (D-101)	RSU entrada	500,00	25,0	101,3	40,00
	RSU seco salida	333,33	110,0	101,3	10,00
	Agua salida	166,67	110,0	101,3	100,00
Gasificador (G-101)	RSU entrada	333,33	110,0	101,3	-
	Aire Entrada	400,00	112,0	607,9	-
	Gas de Síntesis salida	693,33	350,0	101,3	-
	Cenizas salida	40,00	350,0	101,3	-
Ciclón (H-101)	Gas de Síntesis entrada	693,30	350,0	101,3	-
	Gas de Síntesis salida	689,73	350,0	101,3	-
	Material Particulado salida	3,60	350,0	101,3	-
Enfriador (E-101)	Gas de Síntesis entrada	689,73	350,0	101,3	-
	Gas de Síntesis salida	689,73	150,0	101,3	-
	Agua de entrada	769,80	15,0	101,3	100,00
	Agua de salida	769,80	70,0	101,3	100,00
Compresor (K-101)	Gas de Síntesis entrada	722,73	150,0	101,3	-
	Gas de Síntesis salida	722,73	227,0	5065,0	-

**Tabla 4.1.** Flujos másicos en la planta (continuación...)

<b>Equipo</b>	<b>Componente</b>	<b>Flujo (kg h<sup>-1</sup>)</b>	<b>Temperatura (°C)</b>	<b>Presión (kPa)</b>	<b>Humedad (%)</b>
Reactor (R-101)	Gas de Síntesis entrada	722,73	227,0	5065	-
	Producto de síntesis salida	722,73	250,0	5065	-
	Agua de entrada	4 879,40	15,0	101,3	
	Agua de salida	4 879,40	70,0	101,3	
Enfriador (E-102)	Producto de síntesis entrada	722,73	250,0	253,2	-
	Producto de síntesis salida	722,73	30,0	253,2	-
	Agua de entrada	1 343,97	15,0	101,3	100,00
	Agua de salida	1 343,97	70,0	101,3	100,00
Separador (S-101)	Producto de síntesis entrada	722,73	30,0	101,3	-
	Solución MeOH salida	64,43	30,0	101,3	-
	Gases disueltos salida	658,30	30,0	101,3	-
Calentamiento (E-103)	Solución MeOH entrada	64,43	30,0	101,3	-
	Solución MeOH salida	64,43	65,0	101,3	-
	Agua caliente entrada	227,66	70,0	101,3	100,00
	Agua de salida	227,66	55,0	101,3	100,00
Destilación (D-101)	Solución MeOH	64,43	57,0	101,3	-
	MeOH (95 %)	58,84	66,9	101,3	-
	H <sub>2</sub> O	5,59	93,3	101,3	-

Una vez que se ha determinado por medio del balance de masa, los requerimientos másicos de cada uno de los equipos que son parte de la planta de metanol, se debe considerar que los equipos tienen sus tiempos de operación para el correcto funcionamiento de la planta por tal razón se busca tener una planificación óptima de la producción para determinar procesos críticos y cuellos de botella durante la operación.

### 4.3. PLANIFICACIÓN DE LA PRODUCCIÓN

La correcta planificación de la producción de la planta, se emplea el método de PERT (técnicas de revisión y evaluación de proyectos), con esta técnica se busca

estimar los tiempos en cada uno de los equipos, es decir los rangos permisibles de tiempos de reacción y tiempos de retención (Triadó, 2014, p.12)

Se determinó el tiempo estimado con la Ecuación 4.1.

$$T_e = \frac{\text{tiempo optimista} + 4 * \text{tiempo probable} + \text{tiempo pesimista}}{6} \quad [4.1]$$

Donde:

Te: tiempo estimado

Se determina la varianza con la Ecuación 4.2 (Ingeniería Industrial Online, 2017).

$$\sigma^2 = \left( \frac{\text{tiempo pesimista} - \text{tiempo optimista}}{6} \right)^2 \quad [4.2]$$

Donde:

$\sigma^2$ : varianza

Las actividades, tiempos y varianza de la planta se detallan en la Tabla 4.2.

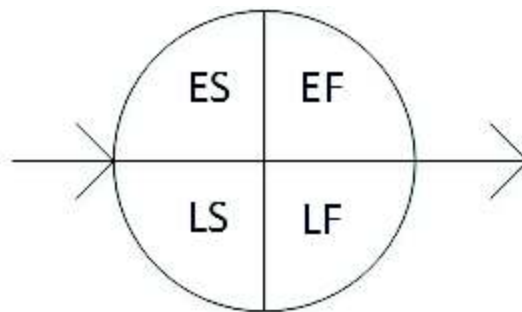
Se diseñó un diagrama de Pert del proyecto, en el cual se colocaron los tiempos de cada proceso en cada nodo del diagrama, las flechas nos indican el camino que sigue cada proceso, esto se muestra en la Figura 4.5 (Triadó, 2014, p.15).

En cada nodo se determinaron cuatro tiempos como se detalla en la Figura 4.5, el primer valor es el tiempo más temprano de iniciación, en el primer nodo su valor es cero. Para los nodos siguientes se debe determinar el tiempo más temprano de iniciación, esto se determinó empleando la Ecuación 4.3 (Alonso, 2008, pp. 120-125).



**Tabla 4.2.** Actividades, tiempos y varianza de la planta de producción de metanol

Proceso	Nivel	Tiempo optimista (min)	Tiempo probable (min)	Tiempo pesimista (min)	Actividad precedente	Tiempo estimado (min)	Varianza ( $\sigma^2$ )
Transporte 1	1	30,00	40,00	50,00	Ninguna	40,00	11,11
Trituración	2	90,00	120,00	150,00	1,00	120,00	100,00
Transporte 2	3	30,00	40,00	50,00	2,00	40,00	11,11
Secado	4	90,00	120,00	150,00	3,00	120,00	100,00
Transporte 3	5	30,00	40,00	50,00	4,00	40,00	11,11
Gasificación	6	120,00	150,00	180,00	5,00	150,00	100,00
Separación 1	7	20,00	30,00	40,00	6,00	30,00	11,11
Succión	8	20,00	40,00	60,00	7,00	40,00	44,44
Enfriamiento 1	9	60,00	70,00	90,00	8,00	71,67	25,00
Compresión	11	60,00	90,00	120,00	10,00	90,00	100,00
Síntesis	12	120,00	150,00	180,00	11,00	150,00	100,00
Enfriamiento 2	13	60,00	70,00	90,00	12,00	71,67	25,00
Separación 2	14	15,00	20,00	30,00	13,00	20,83	6,25
Calentamiento	15	60,00	70,00	90,00	14,00	71,67	25,00
Destilación	16	120,00	150,00	180,00	15,00	150,00	100,00
TOTAL						1205,83	124,00

**Figura 4.5.** Nodo Pert

Donde:

- ES            tiempo de inicio
- EF            tiempo final
- LS            tiempo más lejano de inicio
- LF            tiempo más lejano final

$$EF = ES_{n-1} + T_{x,y} \quad [4.3]$$

Donde:

$ES_{n-1}$  tiempo de inicio temprano del nodo anterior (min)

$T_{x,y}$  tiempo de la actividad (min)

Al igual que con el tiempo de iniciación temprana, se determinó el tiempo de iniciación más lejano, para esto se inicia desde la última actividad hasta llegar a la primera actividad. Esto se calcula con la Ecuación 4.4 (Alonso, 2008, pp. 120-125).

$$LS = LF_{n-1} - T_{x,y} + 1 \quad [4.4]$$

Donde:

$LF_{n-1}$  tiempo final más lejano del nodo anterior (min)

$T_{x,y}$  tiempo de la actividad (min)

Se determinó la desviación estándar, se utiliza la Ecuación 4.5 (Shiazzano, 2008, p.17).

$$\sigma_E^2 = \sum_{i=1}^n \sigma_{TEi}^2 \quad [4.5]$$

Donde:

$\sigma_E$  desviación estándar

$\sigma_{TEi}$  desviación de la actividad i

$$\begin{aligned} \sigma_E^2 &= 2,78 + 11 + 6,25 + 44,4 + 6,25 + 2,78 + 2,78 + 2,78 + 25,0 + 2,78 + 2,78 \\ &\quad + 2,78 + 11,1 \end{aligned}$$

$$\sigma_E^2 = 124$$

La probabilidad cumplir con la planificación de la producción se determinó a partir del comportamiento de los tiempos en base a una función normal de distribución, con la Ecuación 4.6. (Shiazzano, 2008, p.16).

$$Z = \frac{T_s - T_E}{\sqrt{\sigma_E^2}} \quad [4.6]$$

Donde:

Z	probabilidad
T <sub>s</sub>	tiempo planificado
T <sub>E</sub>	tiempo probable

$$Z = \frac{280 - 278,33}{\sqrt{124}} = 0,14$$

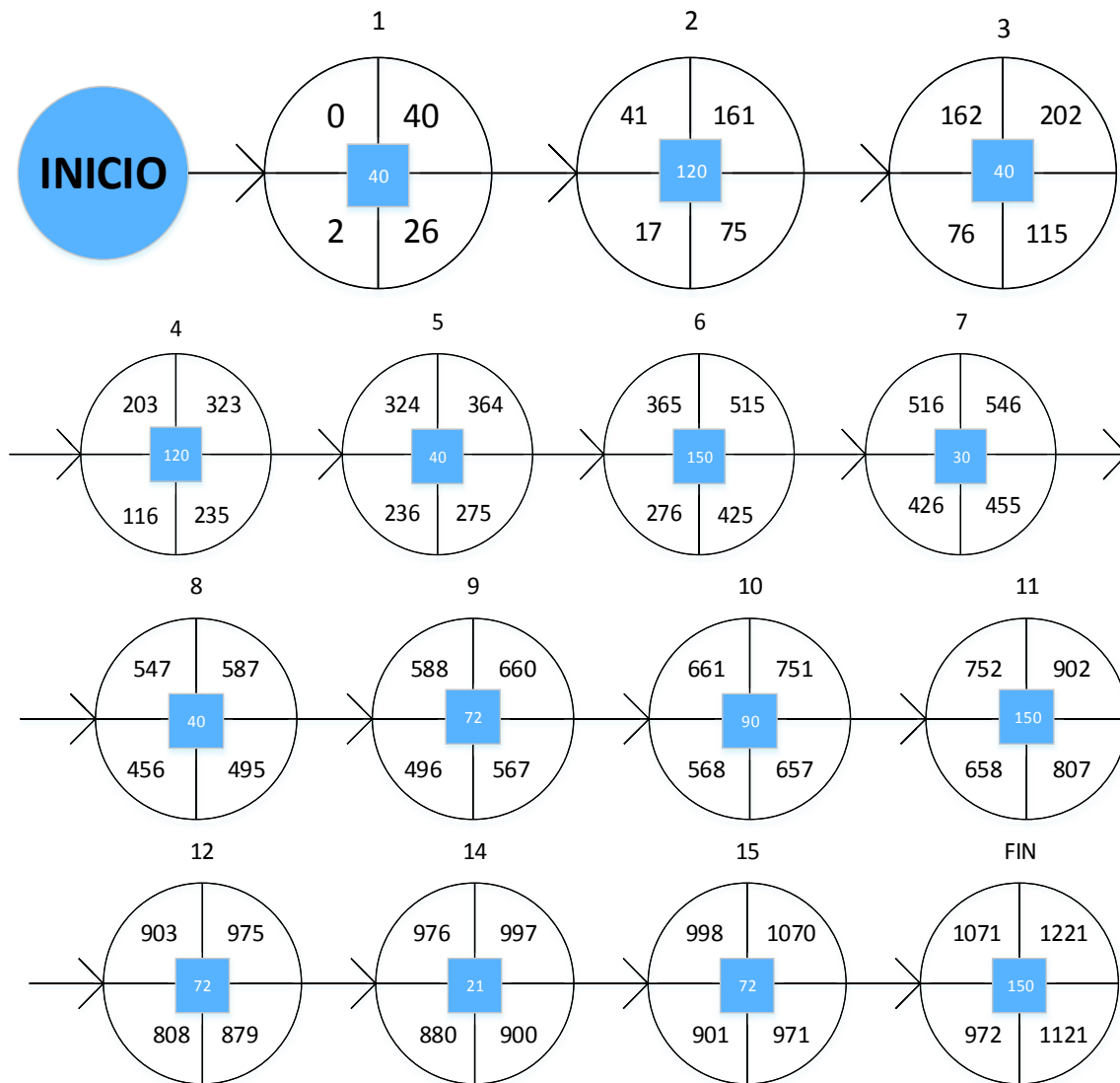
El valor de la probabilidad calculada, se utiliza para determinar la probabilidad de cumplir con la planificación de la producción de la planta tomando como referencia para las tablas de distribución normal, se obtuvo un valor de 55,3 % que indica que podemos realizar la planificación del proyecto.

Una vez determinado los cuatro valores de tiempo descritos anteriormente en la Figura 4.5, se procedió a graficar la red de Pert con sus diferentes nodos que representan cada proceso dentro del funiconamiento de la planta de producción de metanol, la Figura 4.6. nos muestra un gráfico de planificación de optima para la producción de la planta.

Como parte la planificación de la producción, se realizó un diagrama de Gantt para mostrar las actividades y las zonas críticas del proceso, esto con el fin de tener una planificación óptima del proceso. Esta planificación se detalla en la Figura 4.7.

Las actividades críticas del proceso se representan con las líneas de color rojo, que son la gasificación, la compresión y la síntesis de metanol; las actividades no críticas del proceso se las representa con las líneas de color azul; las actividades

desde el tiempo de inicio más temprano hasta el tiempo final más lejano se representa con líneas de color verde.



**Figura 4.6.** Gráfico de planificación de la planta

La planta operará las 24 horas del día, por tal razón se hace una planificación de producción que cubra el tiempo establecido para su operación; dentro de las operaciones unitarias presentes en todo el proceso de producción; el proceso que podría demorar la operación o no cumplir con los tiempos planificados es el proceso de gasificación, ya que es de este proceso depende la producción de gas de síntesis para la elaboración del metanol, en caso presentar algún inconveniente técnico o de funcionamiento la operatividad de la planta se vería reducida.

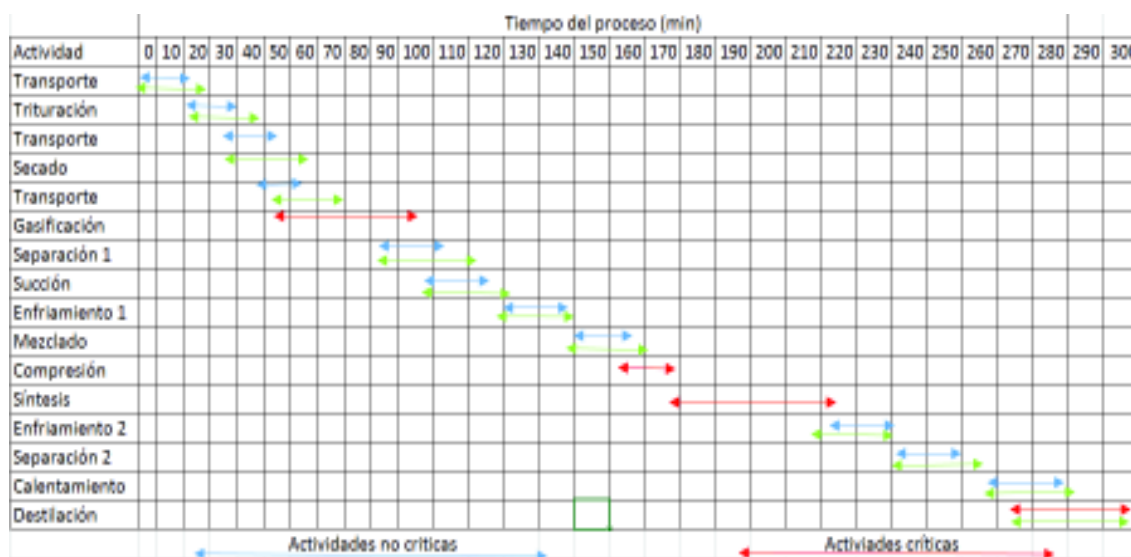


Figura 4.7. Diagrama de planificación de la planta

#### 4.4. BALANCE DE ENERGÍA

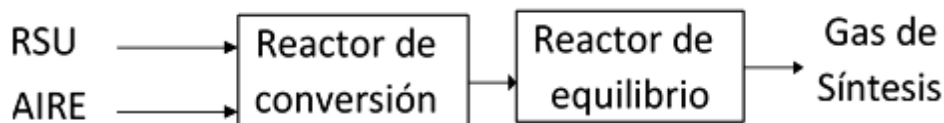
En el balance energético se consideraron los datos de condiciones de operación de cada uno de los equipos que interviene en la operación de la planta, se utilizó un software de simulación de procesos químicos, para poder determinar flujos másicos, concentraciones, presiones y temperaturas de los equipos más relevantes de la planta.

##### 4.4.1. GASIFICADOR

El gasificador es un equipo complejo debido a la naturaleza de las reacciones químicas presentes en el proceso (Basu, 2010, p. 109), la simulación empleada involucra un sistema de reactores en serie (Bassyoun et al, 2014, pp. 693 – 699). La Figura 4.8 representa el diagrama de bloques que describe el proceso de gasificación.

El simulador de procesos químicos utilizado, no dispone de las propiedades de los RSU, por tal razón se creó un nuevo compuesto, a partir de los datos del análisis

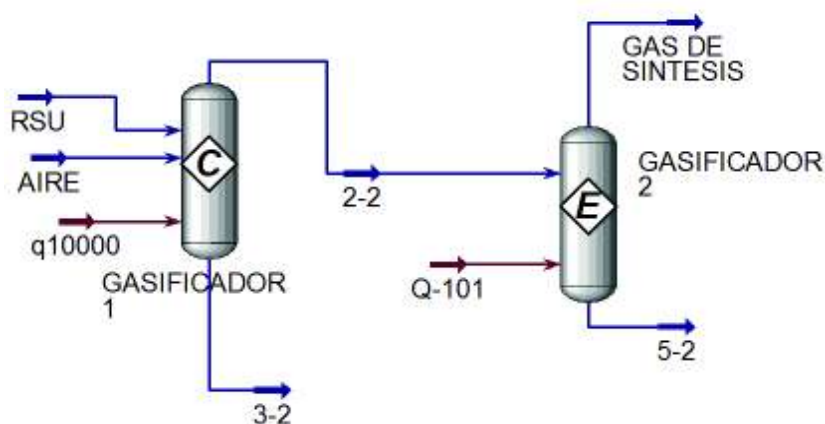
próximo y final, el poder calorífico del compuesto y análisis elemental, indicado anteriormente en la Tabla 1.1 del Capítulo 1.



**Figura 4.8.** Diagrama de bloques de la gasificación  
(Bassyouni et al, 2014, pp. 693 – 699).

Una vez establecido el compuesto, se estableció las condiciones de operación de las corrientes que ingresan al gasificador (Bassyouni et al, 2014, pp. 693 – 699).

A continuación en la Figura 4.9, se presenta el esquema del proceso de gasificación, utilizado en el software de simulación de procesos. A pesar de que la gasificación ocurre en un solo equipo, la complejidad de los procesos químicos asociados a la gasificación hace necesario simular este proceso con ayuda de dos reactores. El primer reactor, es un reactor de conversión que simula las zonas de pirólisis y combustión; mientras que el segundo reactor, es un reactor de equilibrio que simula los procesos de metanización y las reacciones de producción de  $H_2$  (Bassyouni et al, 2014, pp. 693 – 699).



**Figura 4.9.** Esquema empleado del proceso de gasificación

De acuerdo a la composición de los RSU, se determinó la conversión y composición

del gas de síntesis, estos valores obtenidos en la simulación se compararon con valores de estudios previos, lo que se presenta en la Tabla 4.3. A pesar de que la composición del gas de síntesis es semejante para CO, CO<sub>2</sub> y CH<sub>4</sub>; se presenta una variación en la composición de H<sub>2</sub> y N<sub>2</sub> entre los resultados obtenidos por cálculo, simulación y valores experimentales tomados de bibliografía. Las diferencias encontradas en cuanto a la composición del gas de síntesis pueden explicarse al considerar que la biomasa utilizada en los trabajos de otros autores (Begum, Rasul, Cork y Akbar, 2014, p. 723; Zainal, Rifau, Quadir y Seetharamu, 2002) tiene una composición diferente a la biomasa utilizada en el presente trabajo. Además, a nivel experimental se producen varias reacciones que pueden alterar la composición del gas de síntesis y que no forman parte del modelo cinético de gasificación considerado (Bassyouni et al., 2014, pp. 693 – 699).

**Tabla 4.3.** Composición de gas de síntesis

<b>Elemento</b>	<b>Composición (% v/v)</b>	<b>Simulación (% v/v)</b>	<b>Zainal et al (2002) (% v/v)</b>	<b>Begum et al (2014) (% v/v)</b>
H <sub>2</sub>	13,98	29,39	19,50	19,00
CO	22,91	21,71	24,00	28,50
CO <sub>2</sub>	9,86	8,57	8,10	11,40
CH <sub>4</sub>	3,15	6,03	5,10	1,90
N <sub>2</sub>	50,1	34,30	43,33	39,20

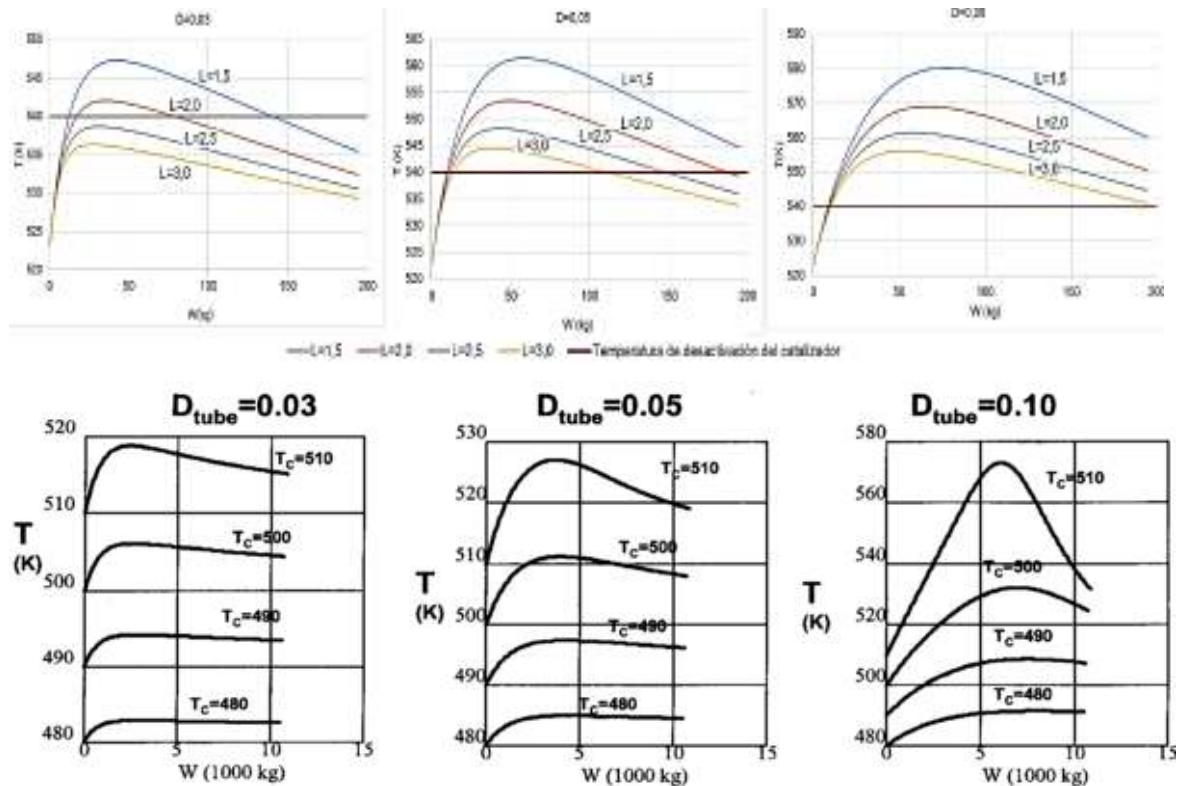
(Zaina et al., 2002; Begum et al.,2014)

#### **4.4.2. REACTOR DE SINTESIS DE METANOL**

El gas de síntesis obtenido en la gasificación ingresa al reactor de síntesis para producir metanol, en el reactor se producen las reacciones detalladas anteriormente en las Ecuaciones 2.1 y 2.2, estas reacciones son exotérmicas por lo cual se requiere un fluido de enfriamiento para el reactor para mantener la temperatura del reactor constante.

Para determinar el fluido refrigerante a utilizar se debe obtener el perfil de temperatura en el reactor. En la Figura 4.10 se detalla los perfiles de temperaturas

obtenidos a diferentes diámetros y longitudes de tubos, se observa que comparando estas gráficas con datos bibliográficos existe la misma tendencia para diferentes diámetros y longitudes utilizadas en la simulación.



**Figura 4.10.** Perfil de temperatura del reactor para diferentes diámetros y longitudes, (a) Simulación, la línea roja representa la temperatura de desactivación del catalizador (b) bibliografía (Luyben, 2001, p. 5778)

La temperatura a la cual ingreso el gas de síntesis al reactor fue de 523 K, como se observa en el perfil de temperatura se estableció una temperatura máxima de operación de 540 K ( Ereña, Sierra, Olazar, Gayubo y Aguayo, 2008, p. 2 238), esto debido a la temperatura a la cual el catalizador se desactiva, para evitar este problema con el catalizador se busca un perfil de temperatura que no supere la temperatura máxima de operación, como se puede observar en la Figura 4.11, esta temperatura se la representa con una línea roja; a diferentes diámetros y longitudes de tubo hay dos perfiles que cumple con las condiciones establecidas para un diámetro de 0,03 m, las longitudes que cumplen son 2,5 m y 3 m, se eligió una

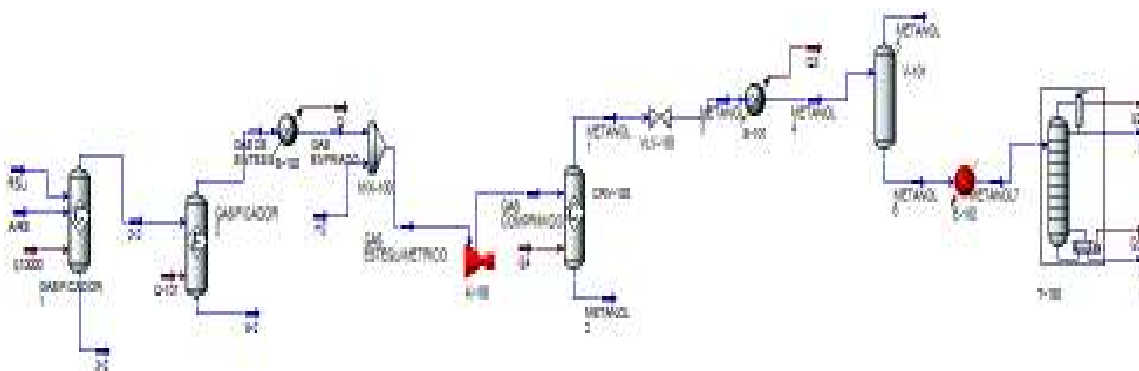


longitud de 3 m, ya que su temperatura máxima está más alejada del valor de referencia del catalizador.

#### 4.4.3. PLANTA DE METANOL

Para determinar las condiciones de operación de la planta de metanol, se utilizó el software de simulación de procesos, con el fin de tener una herramienta que permita visualizar el funcionamiento de la planta en su totalidad, el software de simulación posee en su entorno de trabajo todos los equipos necesarios para evidenciar el funcionamiento.

En la Figura 4.11 se presenta el esquema empleado en el programa de simulación, que representa la planta de producción de metanol en su totalidad.



**Figura 4.11.** Esquema de la planta

Los resultados obtenidos al simular la planta en su totalidad se presentan en la Tabla 4.4, estos valores muestran que se pueden combinar estas dos tecnologías; la gasificación y la síntesis de metanol en su solo proceso

**Tabla 4.4.** Resultados calculados y simulados de la planta

Componente	Calculado (kg h <sup>-1</sup> )	Fracción Molar	Simulación (kg h <sup>-1</sup> )	Fracción Molar
Metanol	57,15	0,95	55,21	0,99
Agua	1,69	0,05	0,11	0,01

Al comparar los resultados obtenidos de forma manual y con la simulación podemos ver que hay una pequeña diferencia entre estos valores, el método utilizado para la resolución de la columna de destilación fue un método gráfico, que puede ocasionar un gran desviación del valor real, lo que podría afectar al resultado final en la destilación es decir el metanol que se produce en la planta.

Para el balance de energético de la planta de producción de metanol, se utilizó las temperaturas de entrada y de salida de cada corriente en cada equipo, los cálculos del balance de energía se detallan en el Anexo II, los resultados obtenidos se presentan en la Tabla 4.5.

**Tabla 4.5.** Balance energético en la planta

<b>Equipo</b>	<b>Potencia Requerida (kW)</b>
BT-101/102/103	0,25
TR-101	150,00
D-101	95,23
BT-103	0,25
G-101	935,46
K-101	35,75
B-101	2,00
E-101	54,92
HG-101	90,00
K-102	86,61
R-101	405,60
E-102	85,62
E-103	13,37
C-101	30,39
P-101/ 102 A/B	0,24
P-103/104 A/B	0,24
P-105/106 A/B	0,24
P-107/108 A/B	0,24
P-109/110 A/B	0,12

Una vez determinados los flujos másicos y los requerimientos energéticos se procedió a ubicar los equipos en la planta.

## **4.5. DISPOSICIÓN EN PLANTA (*LAYOUT*) Y PLANOS DE ELEVACIÓN**

La planta de producción de metanol para el aprovechamiento de los residuos sólidos urbanos (RSU) fracción orgánica se dispuso en un terreno de 4 000 m<sup>2</sup>.

### **4.5.1. DISPOSICIÓN EN PLANTA (*LAYOUT*)**

Las Figura 4.12 y 4.13 representan los diagramas de ubicación de las diferentes áreas y equipos de los que dispone la planta (Layout).

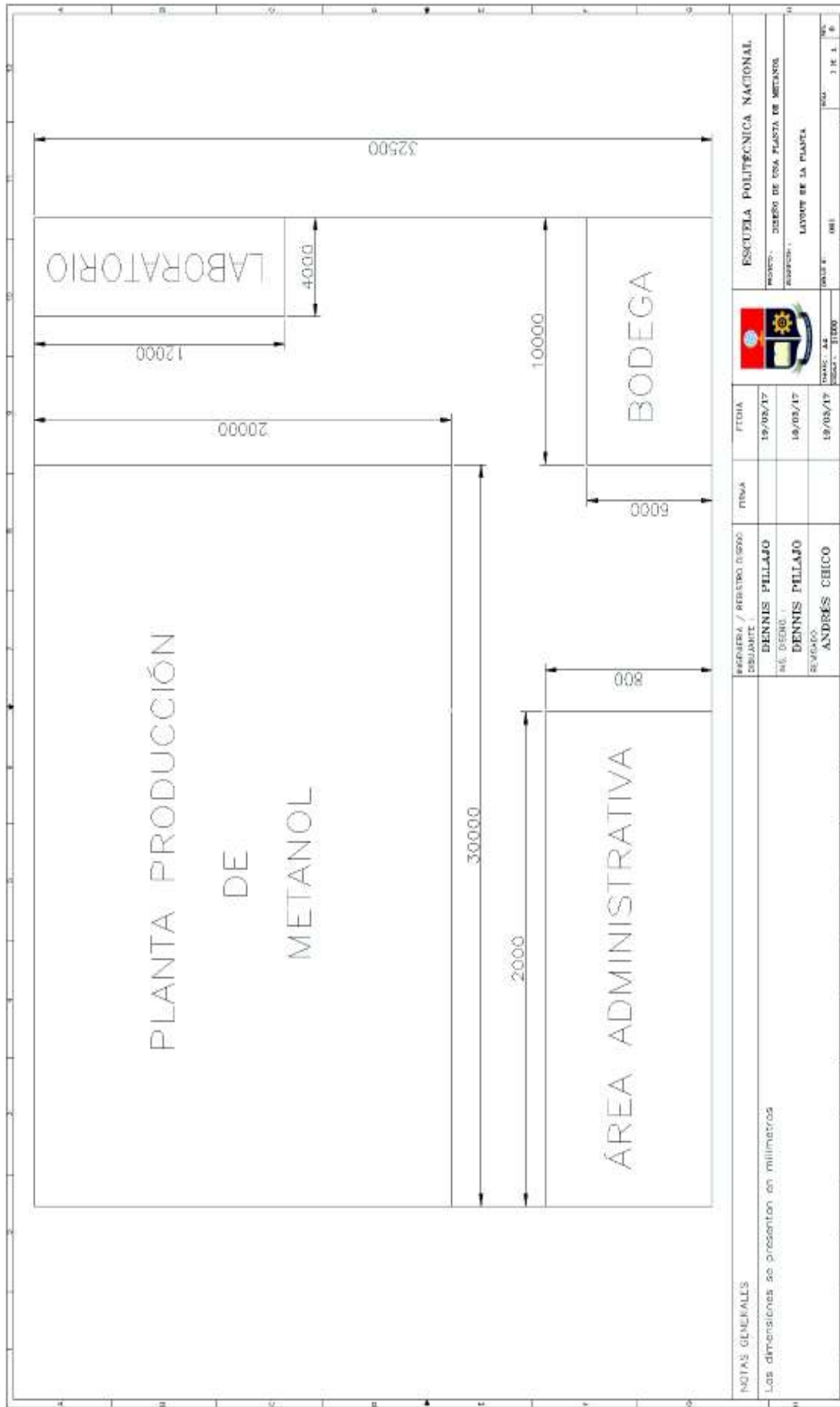


Figura 4.12. Disposición de la planta



#### **4.5.2. PLANOS DE ELEVACIÓN**

En las Figuras 4.14 a la 4.20 se detallan los planos de elevación de los equipos que se diseñaron como parte de la planta de producción de metanol a partir de la fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos, los cuales son: el gasificador, el ciclón, el intercambiador, el reactor de síntesis, el separador bifásico, la columna de destilación y el tanque de agua de enfriamiento.

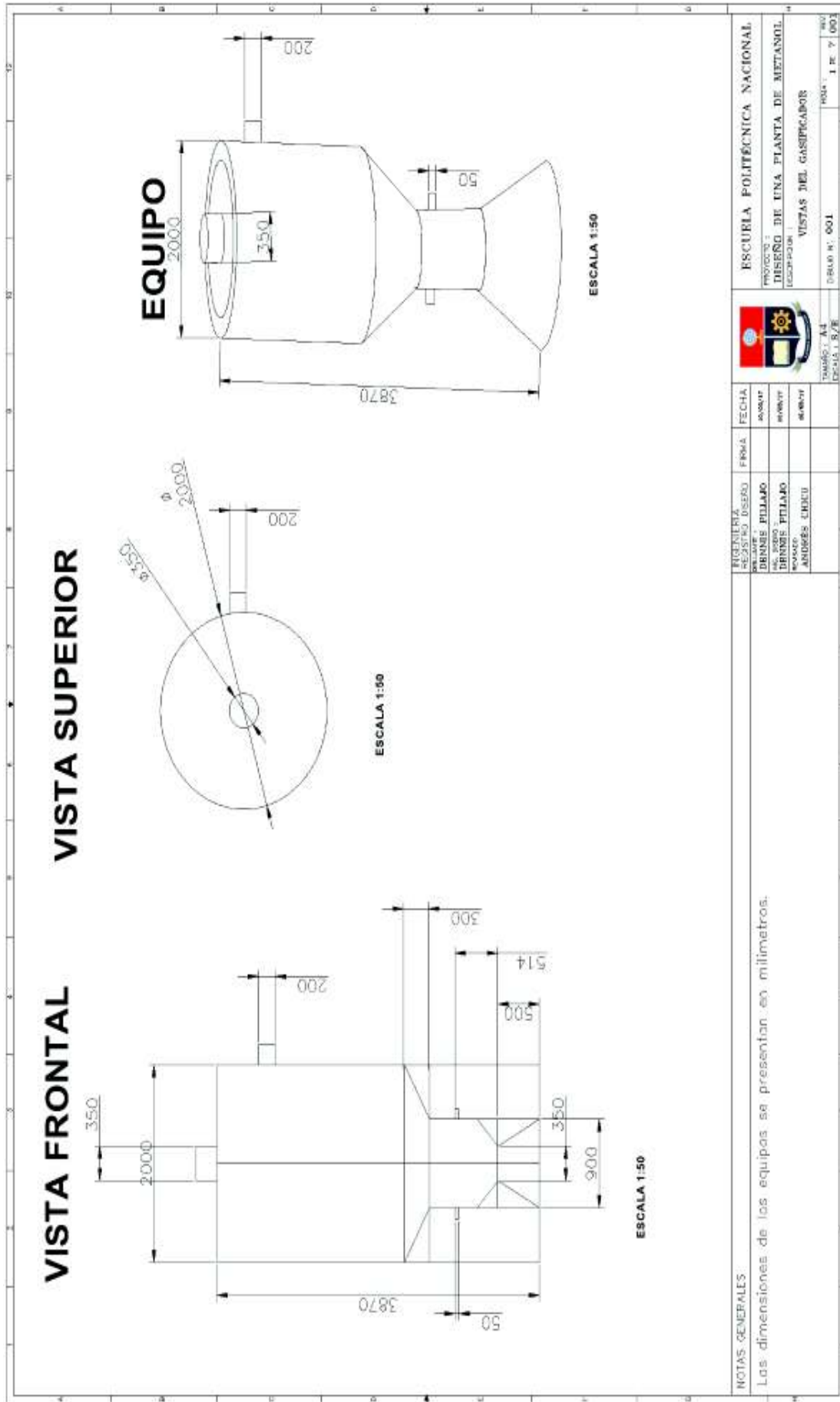


Figura 4.14. Plano de elevación del gasificador

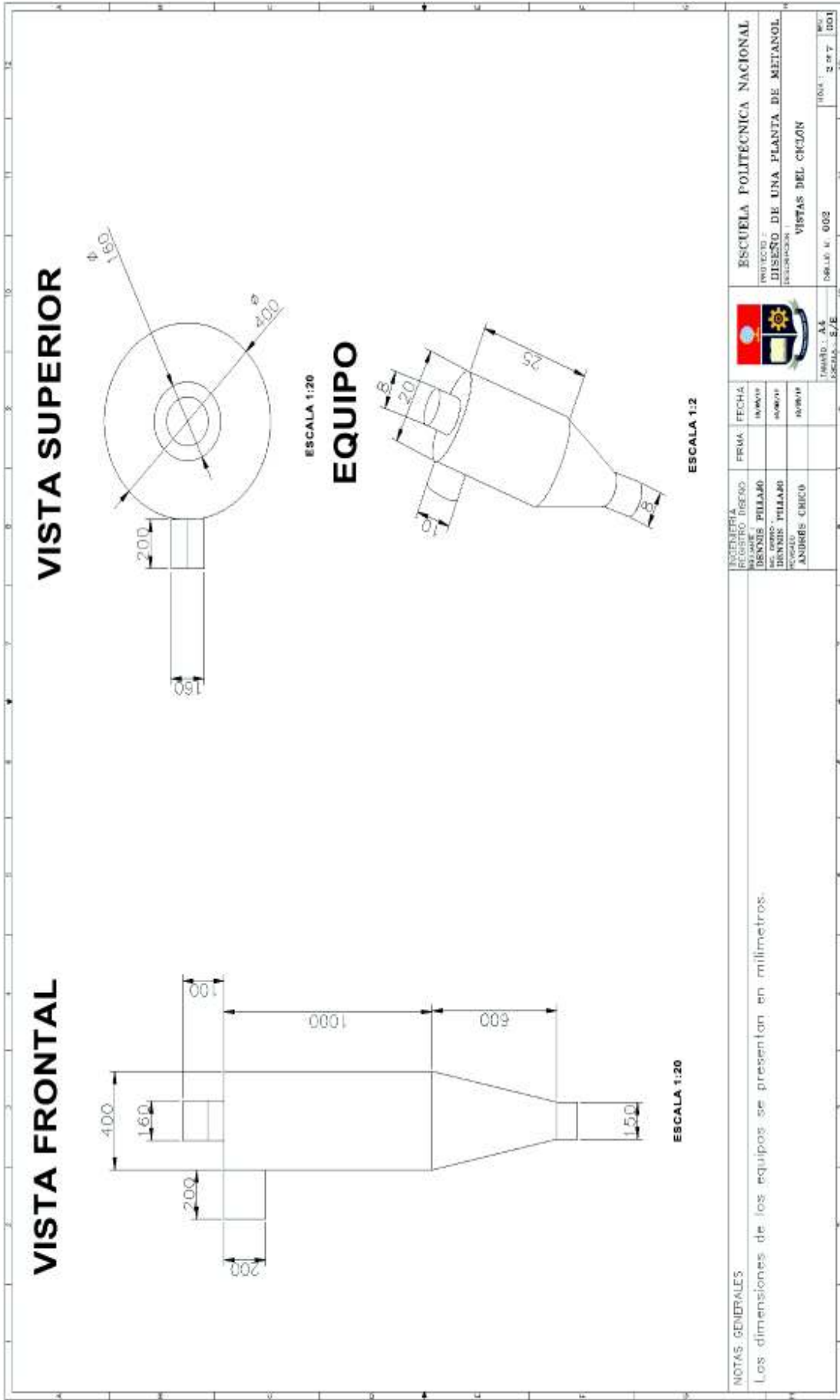


Figura 4.15. Plano de elevación del ciclón



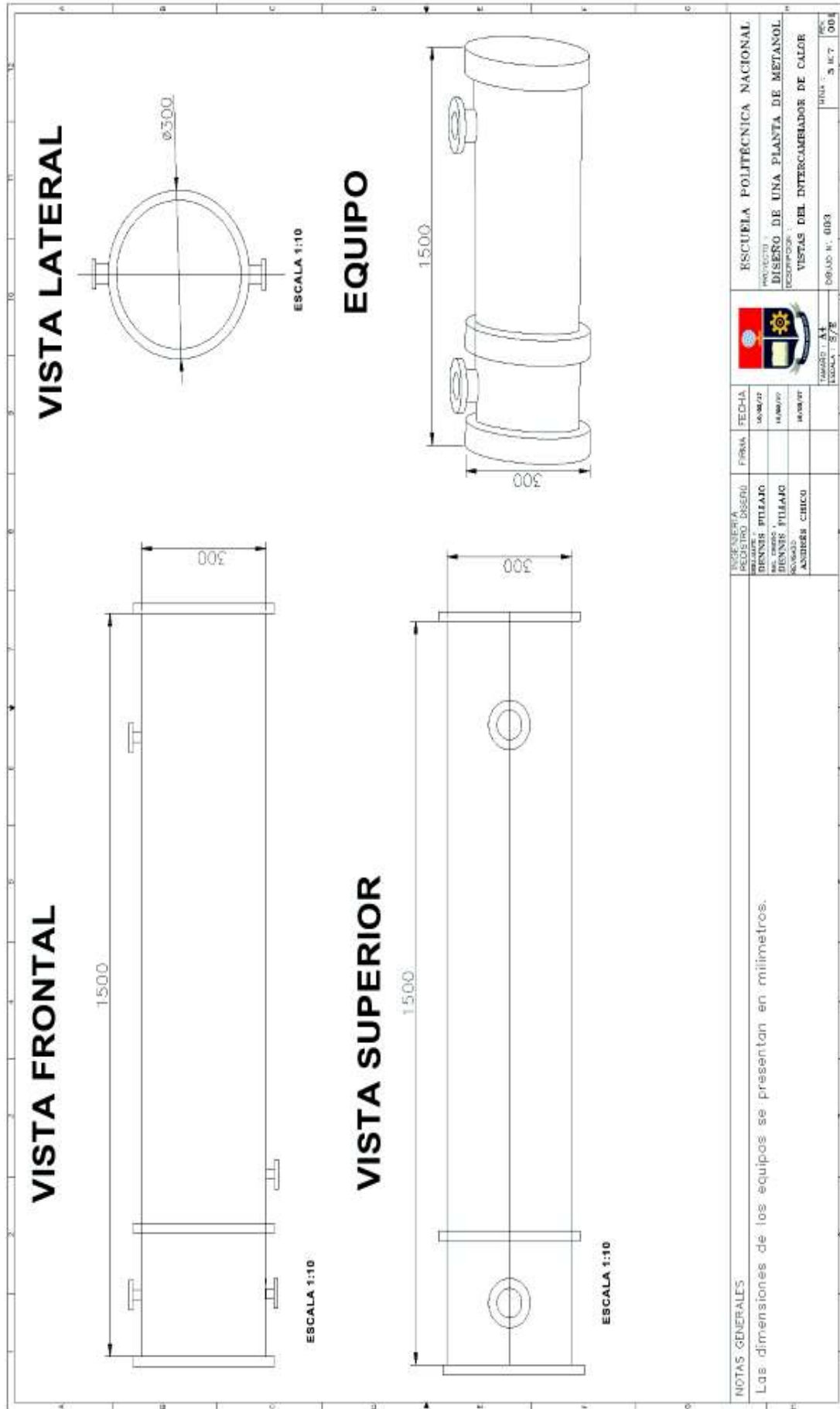


Figura 4.16. Plano de elevación del intercambiador de calor

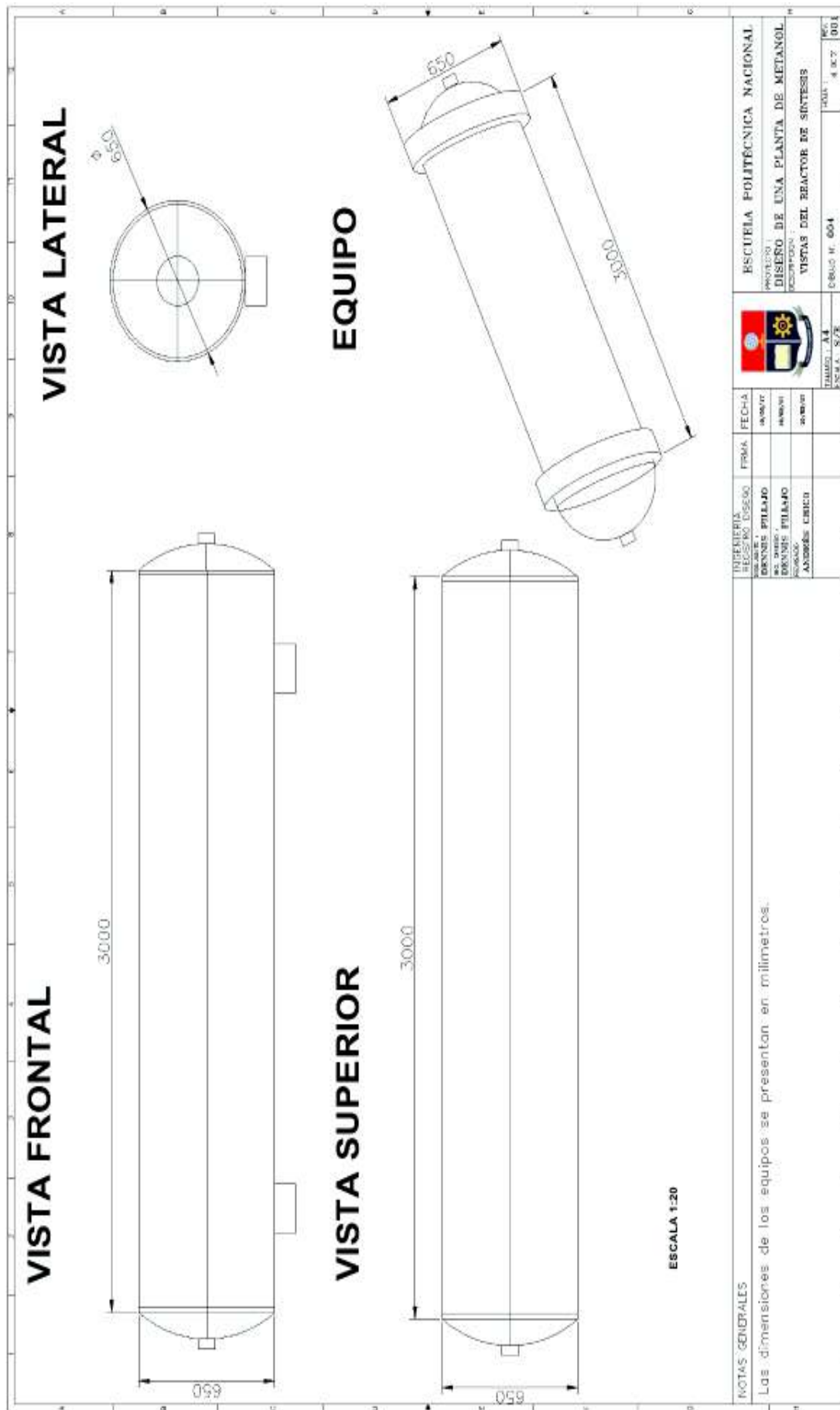
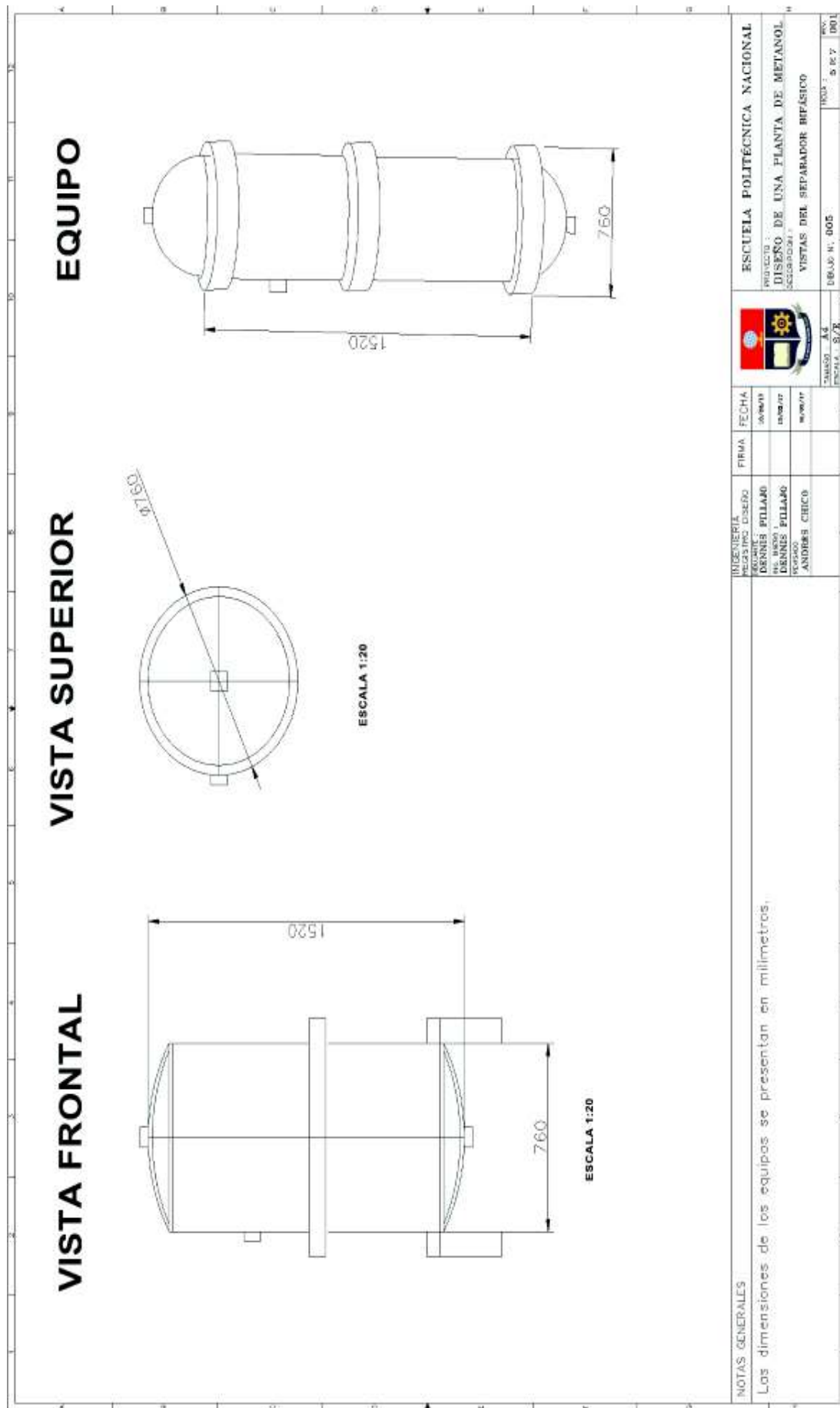


Figura 4.17. Plano de elevación del reactor



**Figura 4.18.** Plano de elevación del separador bifásico

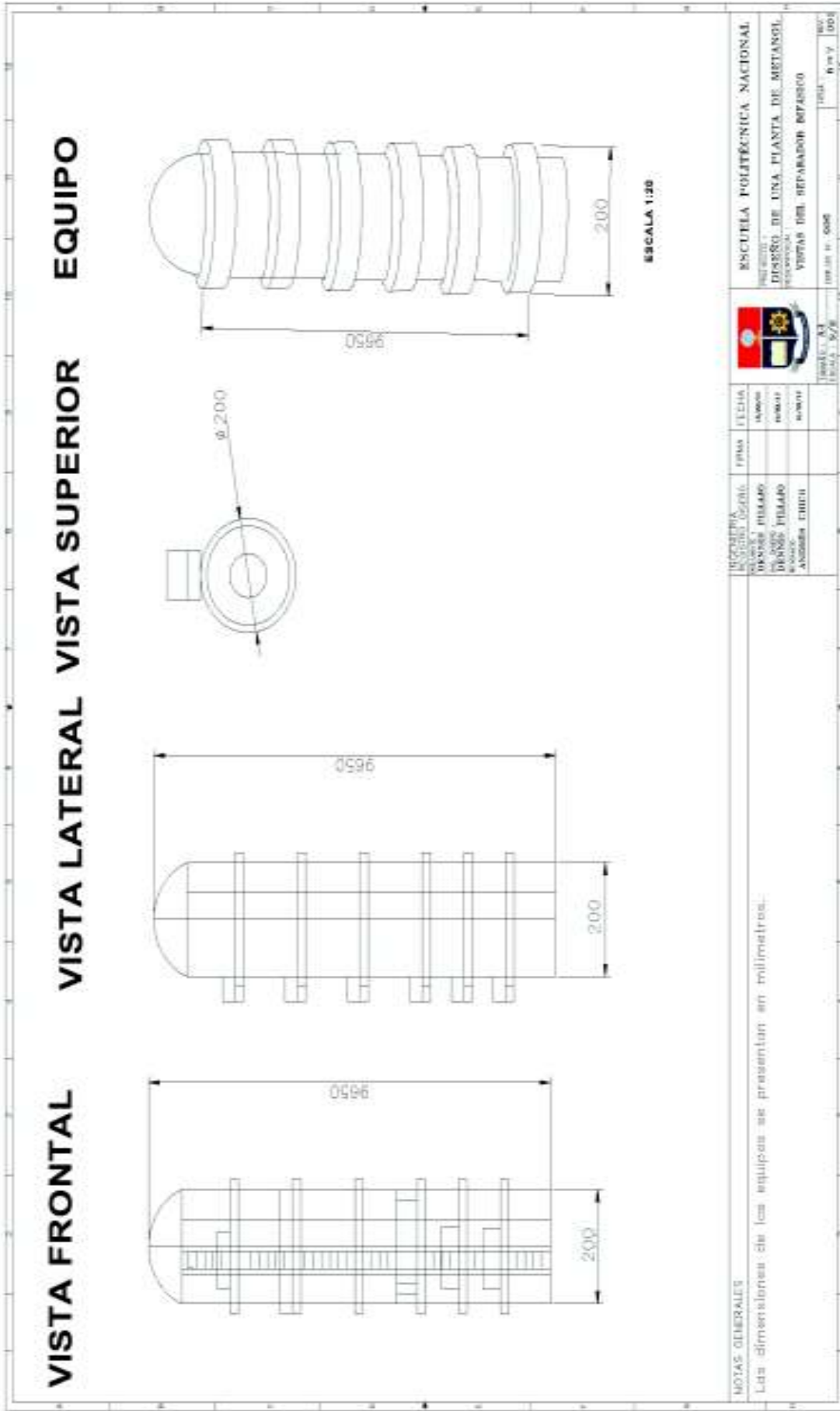


Figura 4.19. Plano de elevación de la columna de destilación

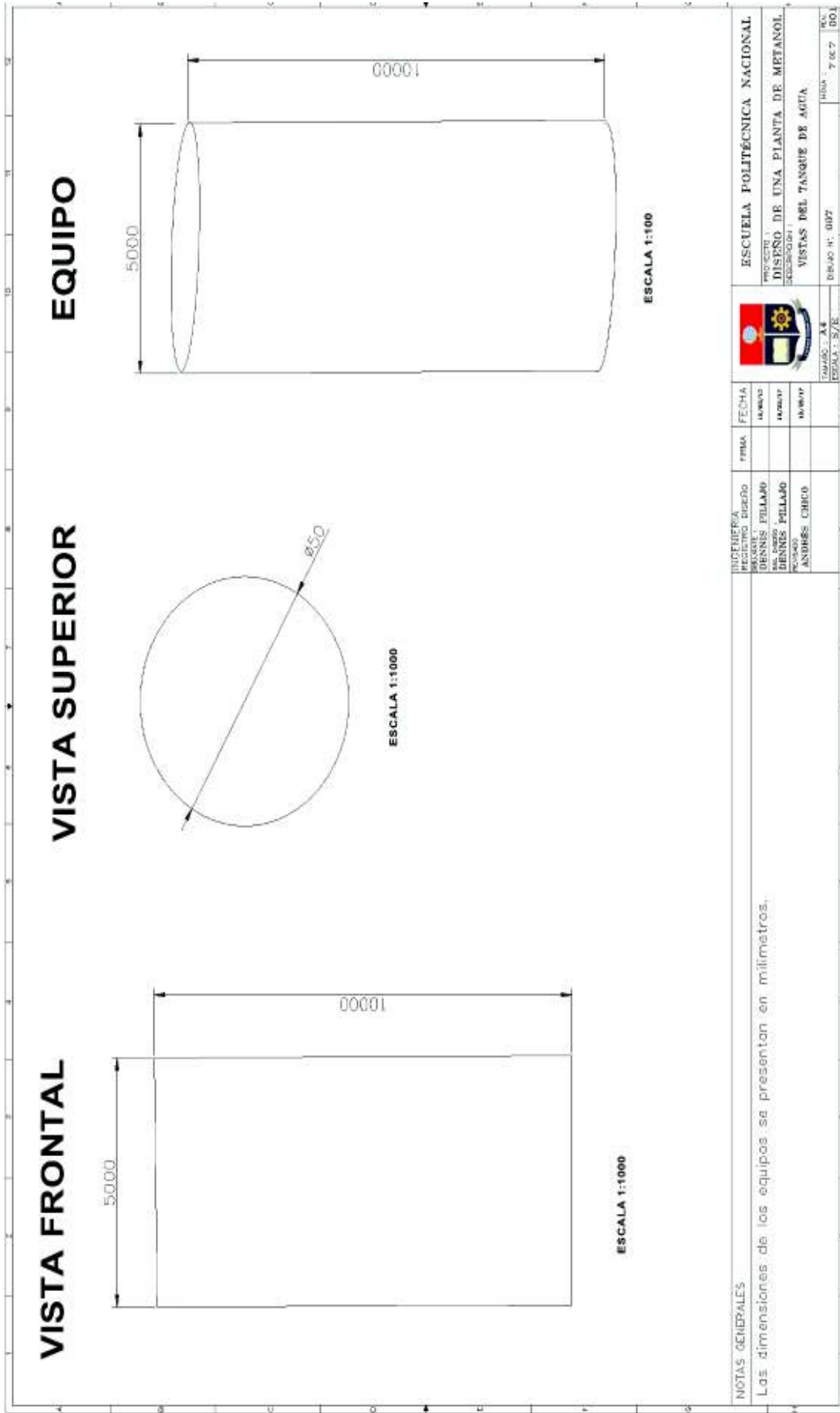


Figura 4.20. Plano de elevación del tanque de almacenamiento

#### **4.6. DIAGRAMA DE TUBERIAS E INSTRUMENTACIÓN (P&ID) Y CONTROL**

En estos diagramas, se presentan las tuberías e instrumentos de control de la planta que se ubicó con base a los criterios de diseño definidos anteriormente en el Capítulo 3 y a los balances másicos y energéticos determinados en las secciones anteriores (Toghraei, 2014, p. 63).

En las Figuras 4.21 a 4.26 se representa los diagramas P&ID de la planta.

14,7 pasados F  
1,7 x 1,2 x 1,0 m  
Capacidad Operación: 500 kg/h  
Capacidad Diseño: 600 kg/h

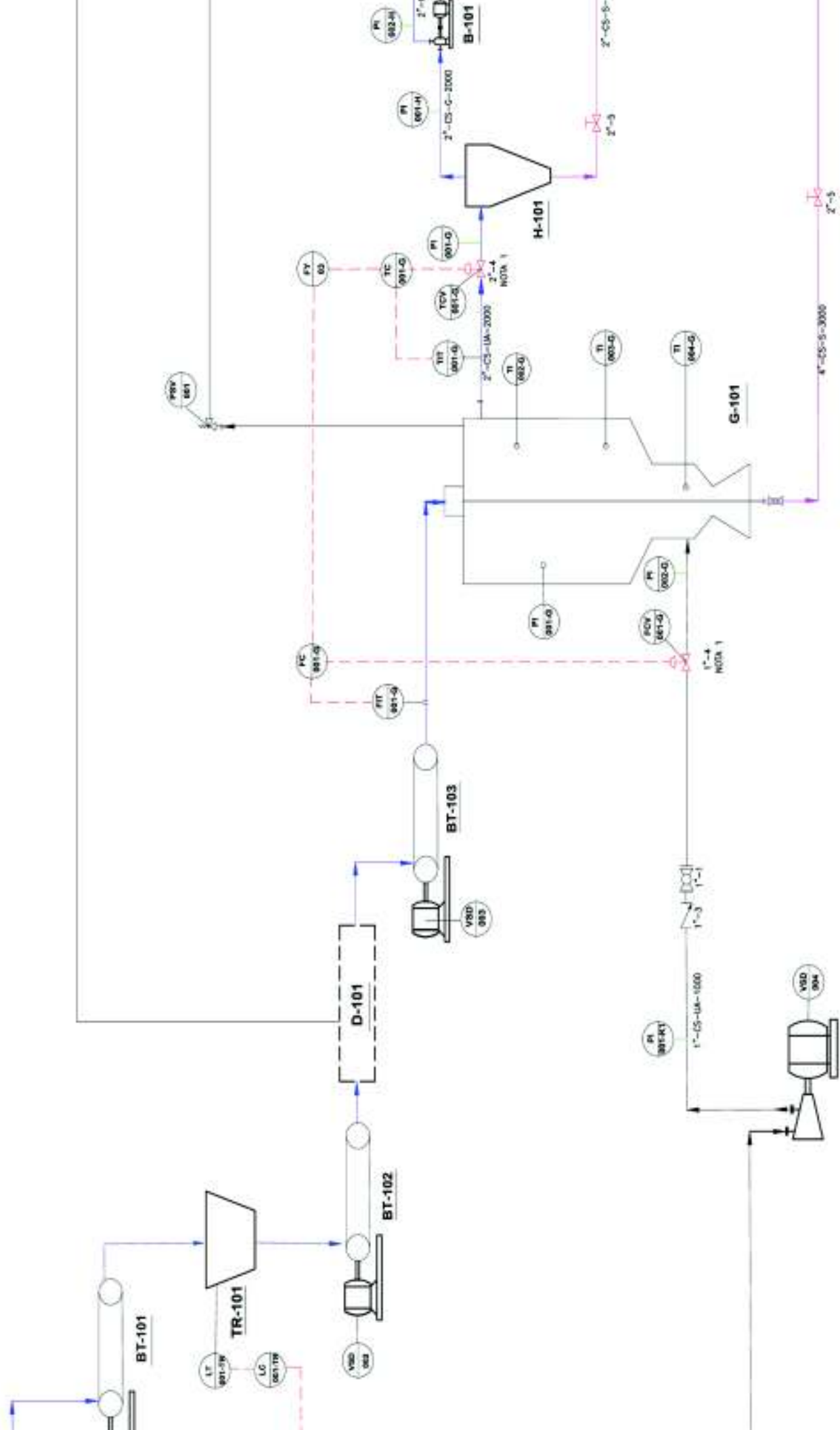
14,7 pasados F  
4,5 x 1,5 x 2,4 m  
Capacidad Operación: 333 kg/h  
Capacidad Diseño: 350 kg/h

14,7 pasados F  
4,5 x 1,5 x 2,4 m  
Capacidad Operación: 333 kg/h  
Capacidad Diseño: 350 kg/h

14,7 pasados F  
210 SCFM  
Presión Dp: 116 PSIG  
Motor: Eléctrico

14,7 pasados F  
4,5 x 1,5 x 2,4 m  
Capacidad Operación: 500 kg/h  
Capacidad Diseño: 600 kg/h

14,7 pasados F  
1,7 x 1,2 x 1,0 m  
Capacidad Operación: 500 kg/h  
Capacidad Diseño: 600 kg/h



**ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL**

**PROYECTO: DISEÑO DE UN PROCESO DE FABRICACIÓN**

**DIAGRAMA DE TUBERÍAS**

NO. DE CONTROL / REGISTRO DISEÑO	FECHA	FECHA
DENNIS PILLAJO		10/09/17
DENNIS PILLAJO		10/09/17
ANDRÉS CIRCO		10/09/17

ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL  
FACULTAD DE INGENIERÍA MECÁNICA  
CARRERA DE INGENIERÍA EN MECÁNICA  
DISEÑO DE SISTEMAS DE TUBERÍAS

PROYECTO: DISEÑO DE UN PROCESO DE FABRICACIÓN

DIAGRAMA DE TUBERÍAS

FECHA: 10/09/17

PROYECTANTE: DENNIS PILLAJO

REVISOR: ANDRÉS CIRCO

ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL

PROYECTO: DISEÑO DE UN PROCESO DE FABRICACIÓN

DIAGRAMA DE TUBERÍAS

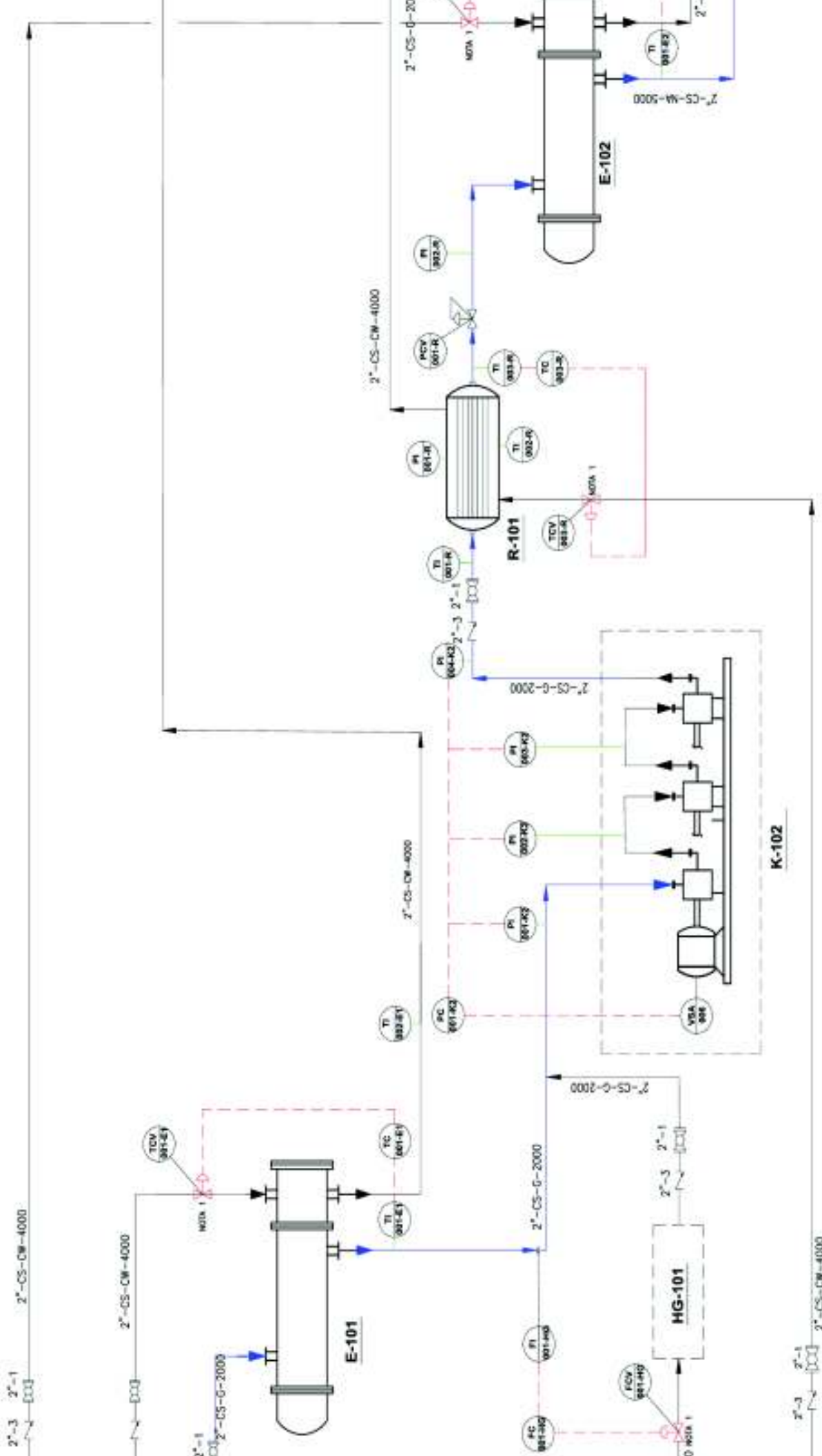
FECHA: 10/09/17

PROYECTANTE: DENNIS PILLAJO

REVISOR: ANDRÉS CIRCO

Potencia: 1170kw  
 Capacidad: 32 m<sup>3</sup>/h  
 D.I.: 0.65m L: 3m  
 Presión Op: 750 PSIG  
 Motor: Eléctrico

L: 1.5 m  
 Duty: 0.20 MMBTU/h



INSTRUMENTACIÓN / ACERTOS DE DISEÑO	FECHA	FECHA
DENNIS PILLAZO		08/09/07
DENNIS PILLAZO		08/09/07

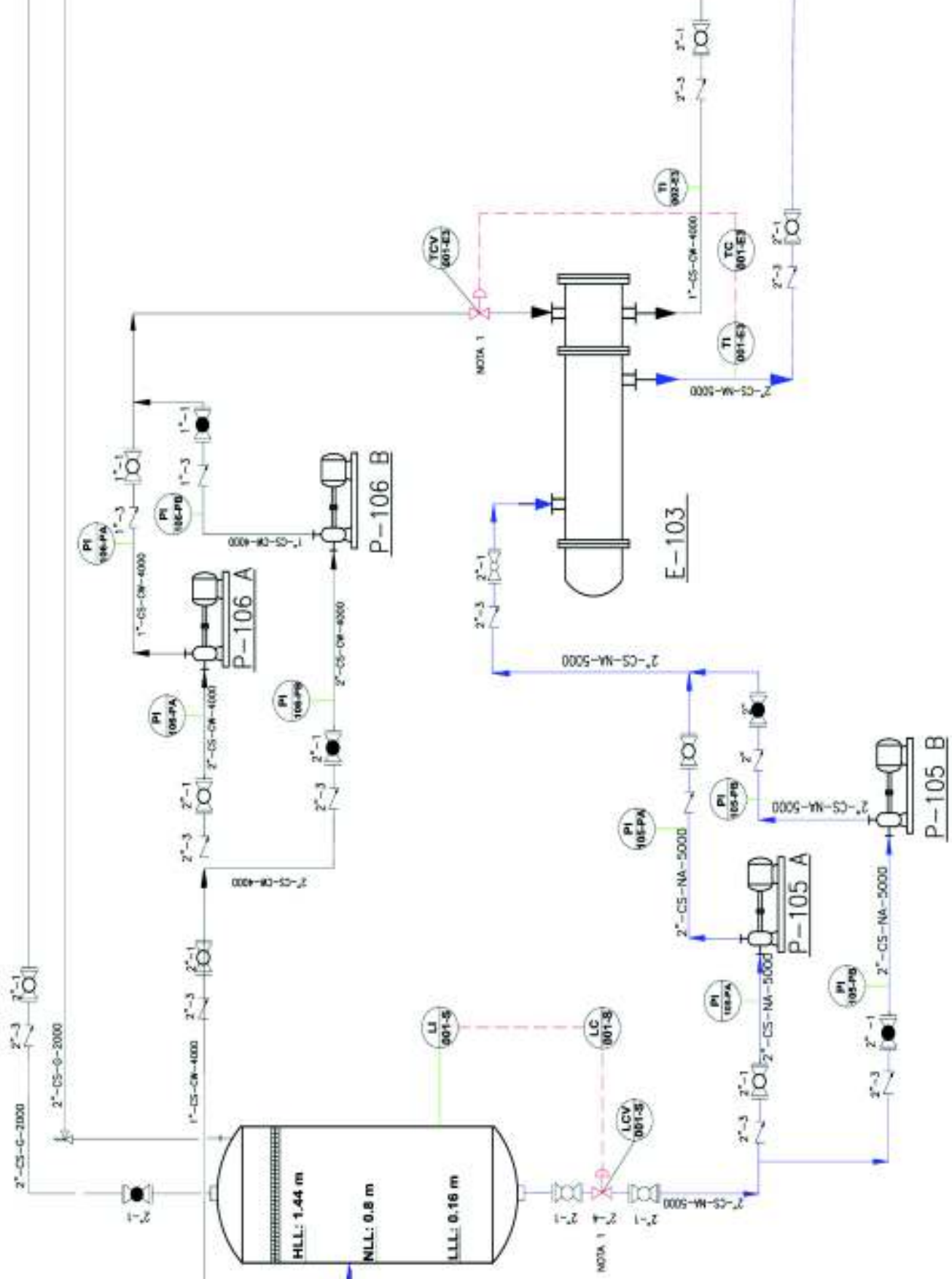
**ESCUELA POI**  
 PROYECTO / DISEÑO DE  
 DESCRIPCIÓN  
 DIAGRAMA DE T



14.7 psi: 302 ft  
 L: 1.5 m  
 DUTY: 0.20 MMEN/H

Capacidad: 50 m<sup>3</sup>  
 IDH: 215 m

Capacidad: 50 m<sup>3</sup>  
 IDH: 215 m

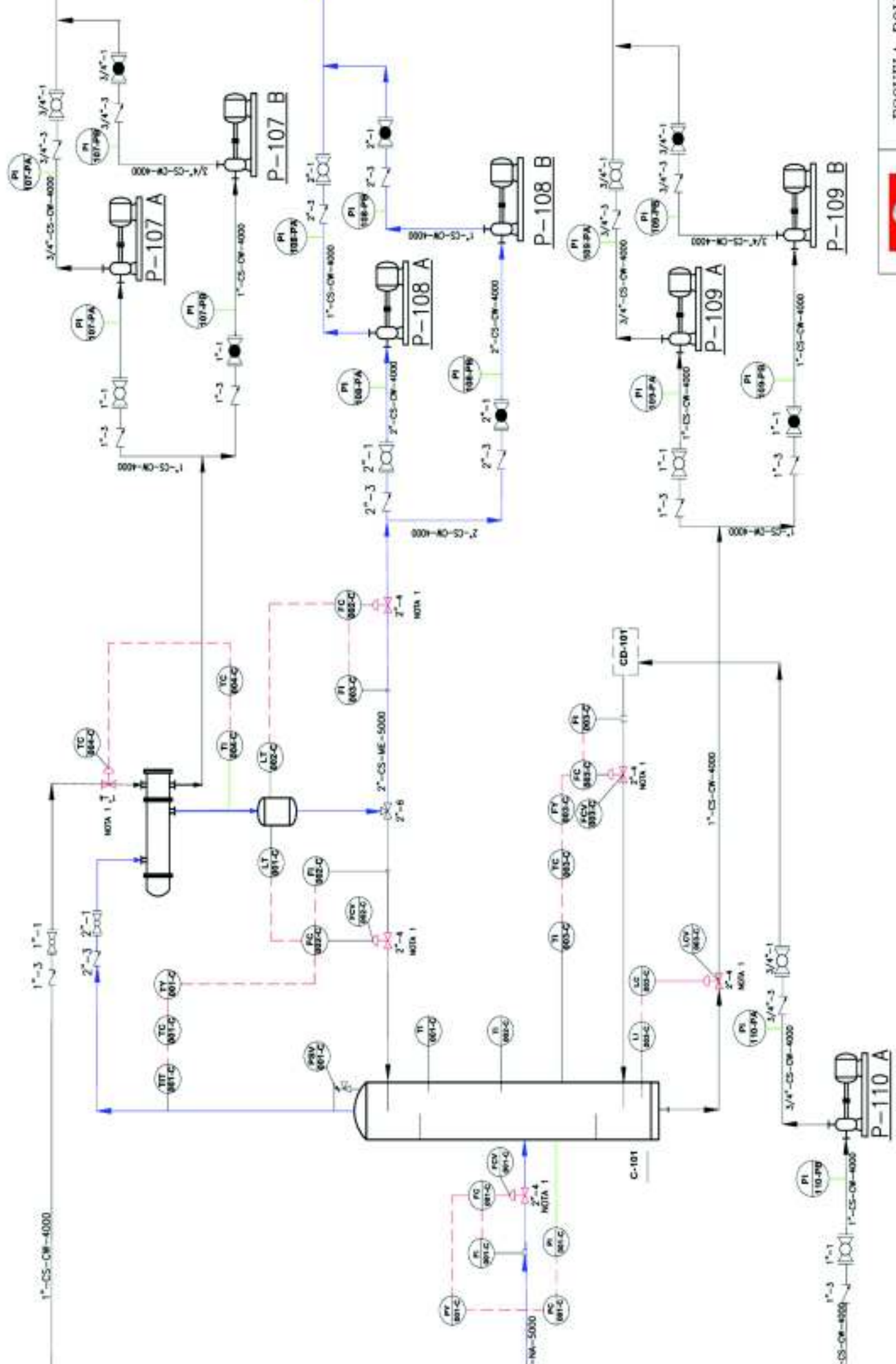


Capacidad: 100 kg/h  
 Di.: 0.56m L: 14.5m

Capacidad: 50 m<sup>3</sup>/h  
 TDH: 215 m

Capacidad: 80 m<sup>3</sup>/h  
 TDH: 200 m

Capacidad: 10 m<sup>3</sup>/h  
 TDH: 150 m



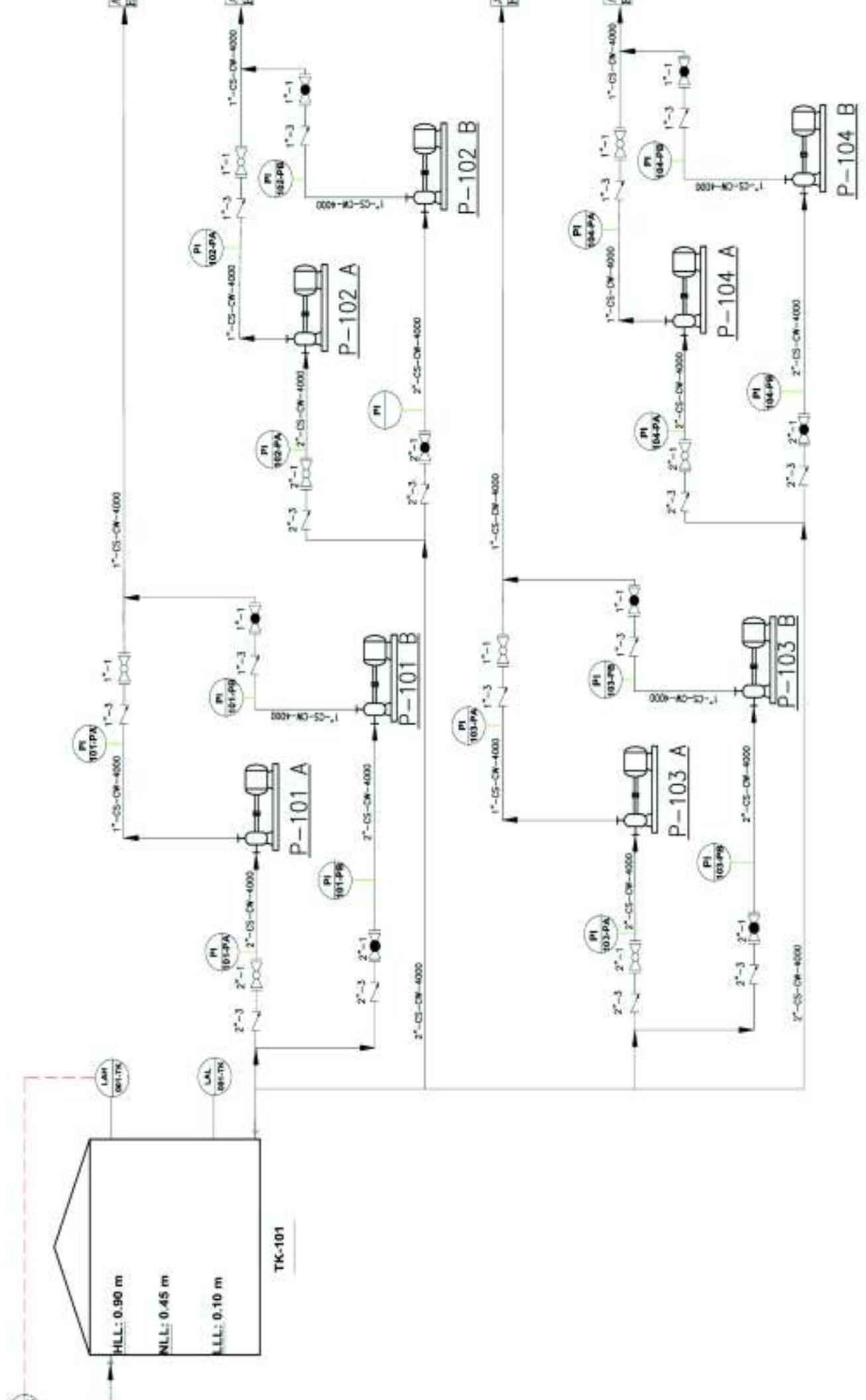
FORMA / REVISOR DISEÑO	FECHA
DENNIS PILLAJO	18/02/17
MICHELLE	18/02/17
DENNIS PILLAJO	18/02/17

Q: 0,77 m<sup>3</sup>/h  
TDH: 17 m

Q: 4,88 m<sup>3</sup>/h  
TDH: 5 m

Q: 1,34 m<sup>3</sup>/h  
TDH: 7,33m

Q: 0,31 m<sup>3</sup>/h  
TDH: 50 m



INSTITUCION / REGION: OROON	PRIMA	FECHA
DESARROLA: DENNIS PILLAJO		16/08/19
NO. CONTROL: DENNIS PILLAJO		16/08/17

ALARMA DE PRESIÓN BAJA  
 ALARMA DE PRESIÓN ALTA  
 VALVULA DE CONTROL DE PRESION  
 INDICADOR DIFERENCIAL DE PRESION  
 INDICADOR DE PRESION  
 CONTROLADOR AUTOMATICO DE PRESION  
 TRANSMISOR INDICADOR DE PRESION  
 VALVULA DE APAGADO (STOPDOWN)  
 SOLSTROBE DE APAGADO (STOPDOWN)  
 ALARMA DE TEMPERATURA ALTA  
 ALARMA DE TEMPERATURA BAJA  
 ALARMA DE TEMPERATURA BAJA BAJA  
 VALVULA DE CONTROL DE TEMPERATURA  
 INDICADOR DE PRESION  
 CONTROLADOR INDICADOR DE TEMPERATURA  
 TRANSMISOR INDICADOR DE TEMPERATURA  
 POSICIONADOR DE TEMPERATURA  
 VALVULA DE VELOCIDAD  
 ESTADO

SIMBOLOS DE INSTRUMENTOS  
 LINEAS  
 ELECTRICA  
 NORMAL  
 VAPOR  
 NEUMATICA  
 OPTIMIZACION DE DATOS

PROCEDIMIENTO DE IDENTIFICACION DE INSTRUMENTOS

PROCEDIMIENTO DE IDENTIFICACION DE INSTRUMENTOS  
 SERVICIO DE GRUPO DE UNIDAD DE

PROCEDIMIENTO DE IDENTIFICACION DE INSTRUMENTOS  
 SERVICIO DE GRUPO DE UNIDAD DE

PROCEDIMIENTO DE IDENTIFICACION DE INSTRUMENTOS  
 SERVICIO DE GRUPO DE UNIDAD DE

PROCEDIMIENTO DE IDENTIFICACION DE INSTRUMENTOS  
 SERVICIO DE GRUPO DE UNIDAD DE

PROCEDIMIENTO DE IDENTIFICACION DE INSTRUMENTOS  
 SERVICIO DE GRUPO DE UNIDAD DE

PROCEDIMIENTO DE IDENTIFICACION DE INSTRUMENTOS  
 SERVICIO DE GRUPO DE UNIDAD DE



IDENTIFICACION DE TIPO DE EQUIPO  
 IDENTIFICACION DE INSTRUMENTOS  
 NUMERO DE IDENTIFICACION SI EXISTE MAS DE UN INSTRUMENTO DEL MISMO TIPO

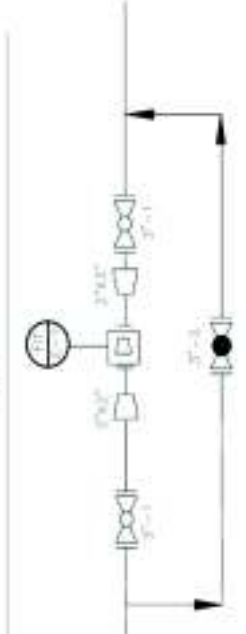
SIMBOLOS DE INSTRUMENTOS

CARGO DEL EQUIPO (A, B, O, C)  
 SERVICIO DEL EQUIPO  
 MONITOR DE ALARMA/ESTADO  
 INDICADA EN LA PARTE INFERIOR DEL SIMBOLO DE VELOCIDAD (SI O SI NO)  
 SEÑAL DE ZONIFICACION ELECTRONICA/NEUMATICA  
 MONTADO EN EL CAMPO

ABREVIACIONES

BOMBA CENTRIFUGA  
 REACTOR MULTITUBULAR  
 SEPARADOR BIFASICO  
 TANQUE  
 AIRE DE INSTRUMENTOS  
 NIVEL ALTO DE LIQUIDO  
 NIVEL BAJO DE LIQUIDO  
 NORMALMENTE ABIERTA  
 NORMALMENTE CERRADA  
 NIVEL NORMAL DE LIQUIDO

NOTAS:



SIMBOLOS DE TUBERIA LINEAS

FILTRO DE PROCESO  
 TAMBOR DE TAMIZADO  
 DRENANTE ABIERTO/CERRADO

VALVULAS

VALVULA DE BOLA  
 VALVULA DE GLOBOS  
 VALVULA DE CHECK  
 VALVULA DE CONTROL  
 VALVULA MANUAL  
 VALVULA DE TRES VIAS

IDENTIFICACION DE

SERVICIO DE INSTRUMENTOS  
 SERVICIO DE INSTRUMENTOS  
 SERVICIO DE INSTRUMENTOS  
 SERVICIO DE INSTRUMENTOS  
 SERVICIO DE INSTRUMENTOS  
 SERVICIO DE INSTRUMENTOS

NUMERO DE

TIPO DE LINEA  
 AIRE  
 GAS  
 VAPORES  
 AGUA  
 MANTENIMIENTO/AGUA  
 MANTENIMIENTO

ESPECIFICACION CLASE

CLASE  
 APROXIMACION CLASE 150 PSI  
 APROXIMACION CLASE 300 PSI  
 APROXIMACION CLASE 600 PSI  
 APROXIMACION CLASE 900 PSI  
 APROXIMACION CLASE 1500 PSI  
 APROXIMACION CLASE 3000 PSI



ESCUELA POLITECNICA  
 PROYECTO: DISEÑO DE...  
 DESCRIPCION: ...  
 DIAGRAMA DE TUBERIA

NUMERO DE PROYECTO / FECHA DE DISEÑO	FIRMA	FECHA
DIENNIS PILLAJO		00/00/00
DIENNIS PILLAJO		00/00/00

## 4.7. DIMENSIONAMIENTO Y ESPECIFICACIONES DE LOS EQUIPOS PROPUESTOS

### 4.7.1. DIMENSIONAMIENTO DE LOS EQUIPOS PROPUESTOS

En la Tabla 4.6 se detallan las dimensiones de los equipos, la especificación del diseño se encuentra detallado en el Anexo III tomando en consideración los balances calculados en el Anexo II.

**Tabla 4.6.** Dimensiones de los equipos principales.

Equipo	Dimensiones	Valor (m)	Anexo
Gasificador G-101	Altura Diámetro	3,87 2,00	AIII.1.
Ciclón H-101	Altura Diámetro	1,6 0,40	AIII.2.
Reactor tubular de lecho fijo R-101	Longitud Diámetro	3,00 0,65	AIII.3.
Separador bifásico S-101	Altura Diámetro	1,52 0,76	AIII.4.
Columna de destilación C-101	Altura Diámetro	9,69 0,20	AIII.5.
Tanque Agua de enfriamiento TK-101/103	Altura Diámetro	10 5	AIII.6.
Tanque MeOH TK-102	Altura Diámetro	4 2	AIII.6.
Intercambiador de calor E-101	Longitud Diámetro	1,5 0,30	AIII.7.
Intercambiador de calor E-102	Longitud Diámetro	1,5 0,30	AIII.7.
Intercambiador de calor E-103	Longitud Diámetro	1,5 0,30	AIII.7.

#### **4.7.2. ESPECIFICACIONES DE LOS EQUIPOS PROPUESTOS**

En los equipos propuestos se debe detallar las características de cada equipo, como por ejemplo: nombre del equipo, fabricante del equipo, principio de funcionamiento y un esquema del equipo.

El dimensionamiento de los equipos principales, se lo realizó tomando en consideración los balances de masa y energía, con esta información se procede a seleccionar los equipos, esta selección se la realiza en base a catálogos y disponibilidad en el mercado de estos equipos.

Se detalla las especificaciones de los equipos en las Tabla 4.7 hasta la Tabla 4.21. (Enviro Global, 2016; Masquepack, 2015, p.11-12; Shuguang, 2016; Gruber Hermanos, 2016, p. 1-2; Josval, 2017; HRS Heat Exchangers, 2016; Hydrogenics, 2011; Novatec, 2017, p. 1-2; SauerCompressors, 2016; Bachiller, 2017; Manchester Tank, 2017)

Tabla 4.7. Hoja de especificaciones de la banda transportadora

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N°1			
	<b>Proyecto</b>	Planta de producción de metanol	
	<b>Cliente</b>	EPN	
	<b>Documento</b>	HET – 001	
	<b>Fecha</b>	Mayo 2017	
<b>Nombre del equipo:</b> Banda transportadora		<b>Fabricante:</b> Maskepack	
<b>DIMENSIONES</b>		<b>CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>	
<b>Longitud</b>	5 000 mm	<b>Presión</b>	101,3 kPa
<b>Ancho</b>	1 000 mm	<b>Capacidad</b>	600,00 kg h <sup>-1</sup>
<b>Altura</b>	-	<b>Temperatura de operación</b>	25,0 °C
<b>GENERAL</b>		<b>PARÁMETROS DE DISEÑO</b>	
<b>Código de planta</b>	BT-101/102/103	<b>Flujo másico</b>	500,00 kg h <sup>-1</sup>
<b>Material de construcción</b>	Metal	<b>Temperatura de operación</b>	25,0 °C
<b>Disponibles en planta</b>	3		
<b>Modalidad de operación</b>	Continuo	<b>Potencia</b>	250 kW
<b>Tipo</b>	Eléctrico	<b>Velocidad</b>	100 m min <sup>-1</sup>
<b>REPRESENTACIÓN DEL EQUIPO</b>			
			

Tabla 4.8. Hoja de especificaciones de la trituradora.

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N°2			
 ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL	<b>Proyecto</b>	Planta de producción de metanol	
	<b>Cliente</b>	EPN	
	<b>Documento</b>	HET – 002	
	<b>Fecha</b>	Mayo 2017	
<b>Nombre del equipo:</b> Trituradora		<b>Fabricante:</b> EnviroGlobal EN MO 700	
<b>DIMENSIONES</b>		<b>CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>	
<b>Ancho</b>	170 cm	<b>Presión</b>	101,3 KPa
<b>Profundidad</b>	120 cm	<b>Flujo másico</b>	500,00 kg h <sup>-1</sup>
<b>Altura</b>	100 cm	<b>Temperatura de operación</b>	25,0 °C
<b>GENERAL</b>		<b>PARÁMETROS DE DISEÑO</b>	
<b>Código de planta</b>	TR-101	<b>Flujo másico</b>	700,00 kg h <sup>-1</sup>
<b>Material de construcción</b>	Metal	<b>Temperatura de operación</b>	25,0 °C
<b>Disponibles en planta</b>	1	<b>Tamaño de partícula</b>	10 mm
<b>Modalidad de operación</b>	Continuo	<b>Potencia</b>	150 kW
<b>Tipo</b>	Trituradora de cuchillas		
REPRESENTACIÓN DEL EQUIPO			
			



Tabla 4.9. Hoja de especificaciones del secador

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N°3			
 ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL	<b>Proyecto</b>	Planta de producción de metanol	
	<b>Cliente</b>	EPN	
	<b>Documento</b>	HET – 003	
	<b>Fecha</b>	Mayo 2017	
<b>Nombre del equipo:</b> Secador		<b>Fabricante:</b> CHENGDA CD-WH 500	
<b>DIMENSIONES</b>		<b>CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>	
<b>Ancho</b>	4 500 mm	<b>Presión</b>	101,3 KPa
<b>Profundidad</b>	1 500 mm		
<b>Altura</b>	100 cm	<b>Temperatura de operación</b>	25,0 °C
<b>GENERAL</b>		<b>PARÁMETROS DE DISEÑO</b>	
<b>Código de planta</b>	D-101	<b>Flujo másico</b>	500 kg h <sup>-1</sup>
<b>Material de construcción</b>	Acero	<b>Temperatura de operación</b>	25,0 °C
<b>Disponibles en planta</b>	1	<b>Capacidad de alimentación</b>	600 kg h <sup>-1</sup>
<b>Modalidad de operación</b>	Continuo	<b>Potencia</b>	30 kW
<b>Tipo</b>	Eléctrico	<b>Capacidad de evaporación</b>	200 kg h <sup>-1</sup>
<b>REPRESENTACIÓN DEL EQUIPO</b>			
			

Tabla 4.10. Hoja de especificaciones del gasificador

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N°4			
 ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL	<b>Proyecto</b>	Planta de producción de metanol	
	<b>Cliente</b>	EPN	
	<b>Documento</b>	HET – 004	
	<b>Fecha</b>	Mayo 2017	
<b>Nombre del equipo:</b> Gasificador		<b>Fabricante:</b> SHUGUANG	
<b>DIMENSIONES</b>		<b>CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>	
<b>Ancho</b>	1 000 mm	<b>Presión</b>	101,3 KPa
<b>Profundidad</b>	1 500 mm	<b>Eficiencia</b>	80,00%
<b>Altura</b>	4 000 mm	<b>Temperatura de operación</b>	1200,0 °C
<b>GENERAL</b>		<b>PARÁMETROS DE DISEÑO</b>	
<b>Código de planta</b>	G-101	<b>Flujo másico</b>	500,00 kg h <sup>-1</sup>
<b>Material de construcción</b>	Acero	<b>Temperatura de operación</b>	25,0 °C
<b>Disponibles en planta</b>	1		
<b>Modalidad de operación</b>	Continuo	<b>Potencia</b>	30 kW
<b>Tipo</b>	Downdraft	<b>Capacidad de evaporación</b>	200,00 kg h <sup>-1</sup>
REPRESENTACIÓN DEL EQUIPO			
			

Tabla 4.11. Hoja de especificaciones del ciclón.


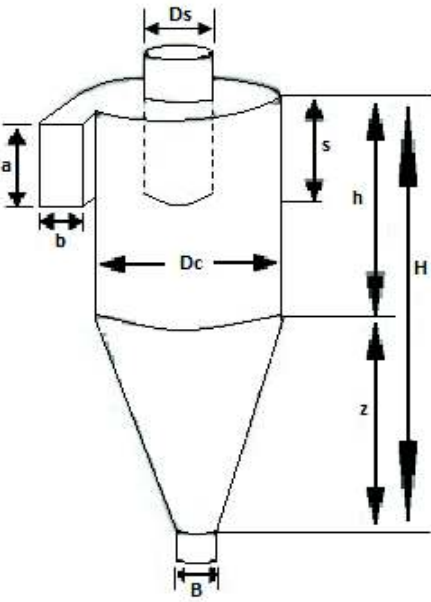
HOJA DE ESPECIFICACIÓN N°5			
	<b>Proyecto</b>	Planta de producción de metanol	
	<b>Cliente</b>	EPN	
	<b>Documento</b>	HET – 005	
	<b>Fecha</b>	Mayo 2017	
<b>Nombre del equipo:</b> Ciclón		<b>Fabricante:</b> Gruber Hermanos S.A	
<b>DIMENSIONES</b>		<b>CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>	
<b>Ancho entrada</b>	0,08 m	<b>Presión</b>	101,3 KPa
<b>Diámetro</b>	0,40 m	<b>Eficiencia</b>	90,00%
<b>Altura</b>	1,60 m	<b>Temperatura de operación</b>	350 ,0°C
<b>Diámetro de salida</b>	0,16 m		
<b>GENERAL</b>		<b>PARÁMETROS DE DISEÑO</b>	
<b>Código de planta</b>	H-101	<b>Flujo másico</b>	350,00 kg h <sup>-1</sup>
<b>Material de construcción</b>	Acero	<b>Temperatura de diseño</b>	900,0 °C
<b>Disponibles en planta</b>	1	<b>Potencia</b>	30 kW
<b>Modalidad de operación</b>	continuo		
<b>Tipo</b>	Centrifugo		
REPRESENTACIÓN DEL EQUIPO			
			

Tabla 4.12. Hoja de especificaciones del compresor de aire

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N°6			
 ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL	<b>Proyecto</b>	Planta de producción de metanol	
	<b>Cliente</b>	EPN	
	<b>Documento</b>	HET – 006	
	<b>Fecha</b>	Mayo 2017	
<b>Nombre del equipo:</b> Compresor de aire		<b>Fabricante:</b> JOSVAL Mistral 50-A	
<b>DIMENSIONES</b>		<b>CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>	
<b>Ancho</b>	900 mm	<b>Presión</b>	1-6 bar
<b>Longitud</b>	1 530 mm		
<b>Altura</b>	1 300 mm	<b>Temperatura de operación</b>	25,0 °C
<b>GENERAL</b>		<b>PARÁMETROS DE DISEÑO</b>	
<b>Código de planta</b>	K-101	<b>Flujo volumétrico</b>	360 m <sup>3</sup> h <sup>-1</sup>
<b>Material de construcción</b>	Acero	<b>Temperatura de diseño</b>	80,0 °C
<b>Disponibles en planta</b>	1	<b>Potencia</b>	37 kW
<b>Modalidad de operación</b>	Continuo	<b>Peso</b>	715,00 Kg
<b>Tipo</b>	Eléctrico		
REPRESENTACIÓN DEL EQUIPO			
			

Tabla 4.13. Hoja de especificaciones del intercambiador de calor

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N°7			
 ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL	<b>Proyecto</b>	Planta de producción de metanol	
	<b>Cliente</b>	EPN	
	<b>Documento</b>	HET – 007	
	<b>Fecha</b>	Mayo 2017	
<b>Nombre del equipo:</b> Intercambiador de calor		<b>Fabricante:</b> HRS G 31 272/34	
<b>DIMENSIONES</b>		<b>CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>	
<b>Área de transferencia</b>	9,7 m <sup>2</sup>	Temperaturas tubos	15,0 – 70,0 °C
<b>Diámetro</b>	300 mm	Temperaturas coraza	350,0 – 150,0 °C
<b>Altura</b>	1 500 mm	Numero de tubos	31
<b>GENERAL</b>		<b>PARÁMETROS DE DISEÑO</b>	
<b>Código de planta</b>	E-101	<b>Fluido por los tubos</b>	Agua
<b>Material de construcción</b>	AISI 304	<b>Caída de presión</b>	1,0 kPa
<b>Disponibles en planta</b>	3	<b>Fluidos por la coraza</b>	Gas de síntesis
<b>Modalidad de operación</b>	Continuo	<b>Caída de presión</b>	2,0 kPa
<b>Tipo</b>	Tubo y coraza	<b>Tipo de tubo</b>	Corrugado
<b>Paso por los tubos</b>	1	<b>Paso por la coraza</b>	1
<b>REPRESENTACIÓN DEL EQUIPO</b>			
			

Tabla 4.14. Hoja de especificaciones del generador de hidrogeno.



HOJA DE ESPECIFICACIÓN N°8			
 ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL	<b>Proyecto</b>	Planta de producción de metanol	
	<b>Cliente</b>	EPN	
	<b>Documento</b>	HET – 008	
	<b>Fecha</b>	Mayo 2017	
<b>Nombre del equipo:</b> Generador de hidrógeno		<b>Fabricante:</b> Hydrogenics. HySTAT-15-10	
<b>DIMENSIONES</b>		<b>CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>	
<b>Largo</b>	6 100 mm	<b>Presión</b>	10,0 bar
<b>Ancho</b>	2 440 mm	<b>Flujo</b>	15 m <sup>3</sup> h <sup>-1</sup>
<b>Altura</b>	2 900 mm	<b>Pureza del hidrógeno</b>	99,99 %
<b>GENERAL</b>		<b>PARÁMETROS DE DISEÑO</b>	
<b>Código de planta</b>	HG-101	<b>Flujo volumétrico</b>	15 m <sup>3</sup> h <sup>-1</sup>
<b>Material de construcción</b>	-	<b>Temperatura de diseño</b>	25,0 °C
<b>Disponibles en planta</b>	1	<b>Potencia</b>	120 KvA
<b>Modalidad de operación</b>	Continuo		
<b>Tipo</b>	Skid		
REPRESENTACIÓN DEL EQUIPO			
			

Tabla 4.15. Hoja de especificaciones del compresor multietapa



HOJA DE ESPECIFICACIÓN N°9			
 ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL	<b>Proyecto</b>	Planta de producción de metanol	
	<b>Cliente</b>	EPN	
	<b>Documento</b>	HET – 009	
	<b>Fecha</b>	Mayo 2017	
<b>Nombre del equipo:</b> Compresor reciprocante		<b>Fabricante:</b>	
<b>DIMENSIONES</b>		<b>CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>	
<b>Largo</b>	1,90 m	Presión máxima	75 bar
<b>Ancho</b>	1,06 m	Numero de etapas	3-6
<b>Altura</b>	1,09 m		
<b>GENERAL</b>		<b>PARÁMETROS DE DISEÑO</b>	
<b>Código de planta</b>	K-102	<b>Flujo máximo</b>	100 m <sup>3</sup> h <sup>-1</sup>
<b>Material de construcción</b>	Acero	<b>Temperatura de diseño</b>	25,0 °C
<b>Disponibles en planta</b>	1	<b>Potencia</b>	1 170 kW
<b>Modalidad de operación</b>	Continuo		
<b>Tipo</b>	Multietapas	<b>Motor</b>	Eléctrico
REPRESENTACIÓN DEL EQUIPO			
			

Tabla 4.16. Hoja de especificaciones del reactor de síntesis de metanol

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N°10			
 ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL	<b>Proyecto</b>	Planta de producción de metanol	
	<b>Cliente</b>	EPN	
	<b>Documento</b>	HET – 010	
	<b>Fecha</b>	Mayo 2017	
<b>Nombre del equipo:</b> Reactor de Síntesis		<b>Fabricante:</b> Bachiller	
<b>DIMENSIONES</b>		<b>CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>	
<b>Largo</b>	3,00 m	Presión de operación	50,0 bar
<b>Diámetro de Tubo</b>	0,03 m	Numero de tubos	73
<b>Diámetro</b>	0,65 m	Eficiencia	90,00 %
		Cantidad de catalizador	196,35 kg
<b>GENERAL</b>		<b>PARÁMETROS DE DISEÑO</b>	
<b>Código de planta</b>	R-101	<b>Flujo máximo</b>	100 m <sup>3</sup> h <sup>-1</sup>
<b>Material de construcción</b>	Acero	<b>Temperatura de diseño</b>	260,0 °C
<b>Disponibles en planta</b>	1	<b>Tipo de Catalizador</b>	CuO/ZnO/Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> ,
<b>Modalidad de operación</b>	Continuo	<b>Presión de diseño</b>	60,0 bar
<b>Tipo</b>	Tubular	<b>Motor</b>	Eléctrico
REPRESENTACIÓN DEL EQUIPO			
			



Tabla 4.17. Hoja de especificaciones del intercambiador de calor

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N°11			
 ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL	<b>Proyecto</b>	Planta de producción de metanol	
	<b>Cliente</b>	EPN	
	<b>Documento</b>	HET – 011	
	<b>Fecha</b>	Mayo 2017	
<b>Nombre del equipo:</b> Intercambiador de calor		<b>Fabricante:</b> HRS G 31 272/34	
<b>DIMENSIONES</b>		<b>CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>	
<b>Área de transferencia</b>	9,7 m <sup>2</sup>	Temperaturas tubos	15,0 – 70,0 °C
<b>Diámetro</b>	300 mm	Temperaturas coraza	250,0 – 30,0 °C
<b>Altura</b>	1 500 mm	Numero de tubos	31
<b>GENERAL</b>		<b>PARÁMETROS DE DISEÑO</b>	
<b>Código de planta</b>	E-102	<b>Fluido por los tubos</b>	Agua
<b>Material de construcción</b>	AISI 304	<b>Caída de presión</b>	1,0 kPa
<b>Disponibles en planta</b>	3	<b>Fluidos por la coraza</b>	Productos síntesis
<b>Modalidad de operación</b>	Continuo	<b>Caída de presión</b>	2,0 kPa
<b>Tipo</b>	Tubo y coraza	<b>Tipo de tubo</b>	Corrugado
<b>Paso por los tubos</b>	1	<b>Paso por la coraza</b>	1
<b>REPRESENTACIÓN DEL EQUIPO</b>			
			

Tabla 4.18. Hoja de especificaciones del separador bifásico

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N°12			
 ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL	<b>Proyecto</b>	Planta de producción de metanol	
	<b>Cliente</b>	EPN	
	<b>Documento</b>	HET – 012	
	<b>Fecha</b>	Mayo 2017	
<b>Nombre del equipo:</b> Separador bifásico		<b>Fabricante:</b> Manchester Tank	
<b>DIMENSIONES</b>		<b>CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>	
<b>Altura</b>	1,6 m	Presión de operación	1,0 bar
<b>Diámetro</b>	0,76 m	Eficiencia	99,9 %
<b>GENERAL</b>		<b>PARÁMETROS DE DISEÑO</b>	
<b>Código de planta</b>	S-101	<b>Flujo máximo</b>	100,00 m <sup>3</sup> h <sup>-1</sup>
<b>Material de construcción</b>	Acero	<b>Temperatura de diseño</b>	250,0 °C
<b>Disponibles en planta</b>	1		
<b>Modalidad de operación</b>	Continuo	<b>Presión de diseño</b>	10,0 bar
<b>Tipo</b>	Vertical		
REPRESENTACIÓN DEL EQUIPO			
			

Tabla 4.19. Hoja de especificaciones del intercambiador de calor

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N°13			
 ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL	<b>Proyecto</b>	Planta de producción de metanol	
	<b>Cliente</b>	EPN	
	<b>Documento</b>	HET – 013	
	<b>Fecha</b>	Mayo 2017	
<b>Nombre del equipo:</b> Intercambiador de calor		<b>Fabricante:</b> HRS G 31 272/34	
<b>DIMENSIONES</b>		<b>CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>	
<b>Área de transferencia</b>	9,7 m <sup>2</sup>	Temperaturas tubos	70,00 – 60,00 °C
<b>Diámetro</b>	300 mm	Temperaturas coraza	30,00– 74,00 °C
<b>Altura</b>	1 500 mm	Numero de tubos	31
<b>GENERAL</b>		<b>PARÁMETROS DE DISEÑO</b>	
<b>Código de planta</b>	E-103	<b>Fluido por los tubos</b>	Agua
<b>Material de construcción</b>	AISI 304	<b>Caída de presión</b>	1,0 kPa
<b>Disponibles en planta</b>	3	<b>Fluidos por la coraza</b>	CH <sub>3</sub> OH/Agua
<b>Modalidad de operación</b>	Continuo	<b>Caída de presión</b>	2,0 kPa
<b>Tipo</b>	Tubo y coraza	<b>Tipo de tubo</b>	Corrugado
<b>Paso por los tubos</b>	1	<b>Paso por la coraza</b>	1
<b>REPRESENTACIÓN DEL EQUIPO</b>			
			

Tabla 4.20. Hoja de especificaciones de la columna de destilación


HOJA DE ESPECIFICACIÓN N°14			
 <b>ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL</b>	<b>Proyecto</b>	Planta de producción de metanol	
	<b>Cliente</b>	EPN	
	<b>Documento</b>	HET – 014	
	<b>Fecha</b>	Mayo 2017	
<b>Nombre del equipo:</b> Columna de destilación		<b>Fabricante:</b> Hongyum HY-1060	
<b>DIMENSIONES</b>		<b>CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>	
<b>Altura</b>	9,69 m	Presión de operación	1,0 atm
<b>Diámetro interno</b>	0,20 m	Razon de reflujo	0,28
<b>Diámetro externo</b>	0,21 m	Eficiencia	97,00 %
		Temperatura de operación	100,0 °C
<b>GENERAL</b>		<b>PARÁMETROS DE DISEÑO</b>	
<b>Código de planta</b>	C-101	<b>Flujo máximo</b>	100,00 m <sup>3</sup> h <sup>-1</sup>
<b>Material de construcción</b>	AISI 316	<b>Temperatura de diseño</b>	250,0 °C
<b>Disponibles en planta</b>	1	<b>Tipo de platos</b>	Perforados
<b>Modalidad de operación</b>	Continuo	<b>Presión de diseño</b>	1 atm
<b>Tipo</b>	De platos	<b>Numero de platos totales</b>	8
REPRESENTACIÓN DEL EQUIPO			
			

Tabla 4.21. Hoja de especificación de la caldera

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N°15			
	<b>Proyecto</b>	Planta de producción de metanol	
	<b>Cliente</b>	EPN	
	<b>Documento</b>	HET – 015	
	<b>Fecha</b>	Mayo 2017	
<b>Nombre del equipo:</b> Generador de vapor		<b>Fabricante:</b> Attsu	
<b>DIMENSIONES</b>		<b>CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>	
<b>Largo</b>	1 000 mm	Presión de operación	0,4 Mpa
<b>Profundidad</b>	800 mm		
<b>Ancho</b>	360 mm	Eficiencia de calor	85,00 %
		Temperatura de operación	100,0 °C
<b>GENERAL</b>		<b>PARÁMETROS DE DISEÑO</b>	
<b>Código de planta</b>	CD-101	<b>Flujo máximo</b>	50 kg h <sup>-1</sup>
<b>Material de construcción</b>	Acero	<b>Temperatura de diseño</b>	100,0 °C
<b>Disponibles en planta</b>	1		
<b>Modalidad de operación</b>	Continuo	<b>Potencia</b>	250 W
<b>Tipo</b>	Eléctrico	<b>Voltaje</b>	200 V
REPRESENTACIÓN DEL EQUIPO			
			

Tabla 4.22. Hoja de especificación del tanque de almacenamiento



HOJA DE ESPECIFICACIÓN N°16			
	<b>Proyecto</b>	Planta de producción de metanol	
	<b>Cliente</b>	EPN	
	<b>Documento</b>	HET – 016	
	<b>Fecha</b>	Mayo 2017	
<b>Nombre del equipo:</b> tanque de agua de enfriamiento		<b>Fabricante:</b> Inoxidables MT	
<b>DIMENSIONES</b>		<b>CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>	
<b>Altura</b>	10 m	Presión de operación	0,4 Mpa
<b>Diámetro</b>	5 m	Volumen nominal	197,64 m <sup>3</sup>
<b>Relación A/D</b>	2	Volumen de operación	168,00 m <sup>3</sup>
		Temperatura de operación	100,00 °C
<b>GENERAL</b>		<b>PARÁMETROS DE DISEÑO</b>	
<b>Código de planta</b>	TK-101	<b>Flujo máximo</b>	5 000,00 kg/h
<b>Material de construcción</b>	Acero	<b>Temperatura de diseño</b>	120,0 °C
<b>Disponibles en planta</b>	1	<b>Tiempo de contingencia</b>	24 h
<b>Modalidad de operación</b>	Continuo		
<b>Tipo</b>	Atmosférico		
REPRESENTACIÓN DEL EQUIPO			
			

Tabla 4.23. Hoja de especificación de la bomba centrífuga

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N°17			
	<b>Proyecto</b>	Planta de producción de metanol	
	<b>Cliente</b>	EPN	
	<b>Documento</b>	HET – 017	
	<b>Fecha</b>	Mayo 2017	
<b>Nombre del equipo:</b> bombas de agua de enfriamiento		<b>Fabricante:</b> Flowserver	
<b>DIMENSIONES</b>		<b>CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>	
<b>Altura</b>	267 mm	Presión máxima	24,0 bar
<b>Ancho</b>	330 mm		
<b>Largo</b>	521 mm	Potencia	15 HP
<b>Modelo</b>	Guardian	Temperatura de operación	290,0 °C
<b>GENERAL</b>		<b>PARÁMETROS DE DISEÑO</b>	
<b>Código de planta</b>	P- 101/102/10 3/104	<b>Caudal máximo</b>	50,00 m <sup>3</sup> h <sup>-1</sup>
<b>Material de construcción</b>	Acero	<b>Temperatura de diseño</b>	120,0 °C
<b>Disponibles en planta</b>	8		
<b>Modalidad de operación</b>	Continuo	<b>TDH</b>	215 m
<b>Tipo</b>	Centrífuga	<b>Voltaje</b>	220 V
<b>ESQUEMA DEL EQUIPO</b>			
			

Tabla 4.24. Hoja de especificación de la bomba centrífuga

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N°18			
	<b>Proyecto</b>	Planta de producción de metanol	
	<b>Cliente</b>	EPN	
	<b>Documento</b>	HET – 018	
	<b>Fecha</b>	Mayo 2017	
<b>Nombre del equipo:</b> bombas de agua de enfriamiento		<b>Fabricante:</b> Flowserver	
<b>DIMENSIONES</b>		<b>CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>	
<b>Altura</b>	267 mm	Presión máxima	24,0 bar
<b>Ancho</b>	330 mm	Temperatura de operación	290,0 °C
<b>Largo</b>	521 mm		
<b>Modelo</b>	Guardian		
<b>GENERAL</b>		<b>PARÁMETROS DE DISEÑO</b>	
<b>Código de planta</b>	P- 105/106/107/ 108/109/110	<b>Caudal máximo</b>	20,00 m <sup>3</sup> h <sup>-1</sup>
<b>Material de construcción</b>	Acero	<b>Temperatura de diseño</b>	120,0 °C
<b>Disponibles en planta</b>	8	<b>Potencia</b>	2 HP
<b>Modalidad de operación</b>	Continuo	<b>TDH</b>	25,0 m
<b>Tipo</b>	Centrífuga	<b>Voltaje</b>	220 V
<b>ESQUEMA DEL EQUIPO</b>			
			



Tabla 4.25. Hoja de especificación del blower

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N°19			
	<b>Proyecto</b>	Planta de producción de metanol	
	<b>Cliente</b>	EPN	
	<b>Documento</b>	HET – 019	
	<b>Fecha</b>	Mayo 2017	
<b>Nombre del equipo:</b> blower		<b>Fabricante:</b> Flowserver	
<b>DIMENSIONES</b>		<b>CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>	
<b>Altura</b>	167 mm	Presión máxima	1934,0 Pa
<b>Ancho</b>	230 mm	Temperatura de operación	290,0 °C
<b>Largo</b>	421 mm	Modelo	Y180L-4
<b>Modelo</b>	Guardian		
<b>GENERAL</b>		<b>PARÁMETROS DE DISEÑO</b>	
<b>Código de planta</b>	B-101	<b>Caudal máximo</b>	1 240 m <sup>3</sup> h <sup>-1</sup>
<b>Material de construcción</b>	Acero	<b>Temperatura de diseño</b>	120,0 °C
<b>Disponibles en planta</b>	1	<b>Velocidad</b>	1 860 rpm
<b>Modalidad de operación</b>	Continuo	<b>TDH</b>	25,0 m
<b>Tipo</b>	Centrifugo	<b>Potencia</b>	22 kW
<b>ESQUEMA DEL EQUIPO</b>			
			

## **5. ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD ECONÓMICA**

Todo estudio de prefactibilidad económica involucra evaluar los costos en que se incurrirán al implementar y operar la planta, en el caso de la planta de producción de metanol para el aprovechamiento de los residuos sólidos urbanos (RSU), se deben conocer los costos directos, los costos indirectos y los costos operativos.

Uno de los estudios que se debe realizar para poder tomar una decisión de inversión o no inversión en un proyecto, es la evaluación financiera, la cual se respalda en el cálculo de los aspectos financieros del proyecto, uno de estos indicadores es la tasa de rentabilidad financiera que puede o no puede generar el proyecto, esto se determina con la relación entre los ingresos y egresos que generará el proyecto cuando este operativo.

Los indicadores más utilizados para este tipo de proyectos son el Valor Actual Neto (VAN), que es un indicador financiero que calcula los ingresos futuros y egresos que el proyecto obtendrá después de la inversión inicial y la Tasa Interna de retorno (TIR) es una tasa de descuento que tiene el proyecto que ayuda a que el beneficio neto actualizado sea igual a la inversión, es decir el  $VAN=0$  (Noboa, 2002, pp. 160-170).

La información obtenida de la planta de producción de metanol para determinar la prefactibilidad de la misma se detalla en el Anexo IV, esta información puede ser utilizada como un sistema de referencia para determinar costos e ingresos que genera el proyecto, en cada una de sus etapas, es decir desde el momento de su constitución, implementación hasta su fase de operación.

### **5.1. COSTOS DE INVERSIÓN Y OPERACIÓN.**

En los costos de inversión y operación se analizaron los precios referentes a la maquinaria y equipos, terreno y construcción, equipos y muebles de oficina, otros activos imprevistos y capital de operación, en la Tabla 5.1 se detalla el costo total de inversión y la contribución porcentual para la planta de producción de metanol,

la mayor inversión que se realizará corresponde a la maquinaria y equipo de la planta (Noboa, 2002, p. 94).

**Tabla 5.1.** Costo total de inversión

<b>CAPITAL DE TRABAJO</b>		
<b>Denominación</b>	<b>Valor (USD)</b>	<b>Contribución porcentual (%)</b>
Terreno y construcciones	177 454,30	17,36
Maquinaria y equipo	740 988,24	72,49
Equipo y muebles de oficina	57 180,00	5,59
Otros activos	1 401,00	0,14
Capital de operación	45 198,65	4,42
<b>TOTAL INVERSIONES</b>	<b>1 022 222,19</b>	<b>100,00</b>

Los costos de operación intervienen las manos de obra tanto directa como indirecta, los insumos necesarios para la operación de la planta, consumo energético, agua potable, mantenimiento, transporte y seguros (Noboa, 2002, pp. 94-95; Enciclopedia Financiera, 2017).

En la Tabla 5.2 se detalla el costo total de operación.

**Tabla 5.2.** Costo total de operación

<b>Designación del rubro</b>	<b>Valor (USD)</b>
Materiales directos	136 450,62
Mano de obra directa	70 957,05
Mano de obra indirecta	81 294,51
Materiales indirectos	130 800,00
Depreciaciones	
Construcciones	4 436,36
Maquinaria y Equipo	49 399,22
Muebles y equipos de oficina	312,00
Otros Activos	93,40
Mantenimiento	
Maquinaria y Equipo	74,10
Repuestos para Maquinaria y Equipo	148,20
Edificios	1 729,09
Reparación de maquinaria	148,20
Suministros	11 760,00
Transporte de materiales directos	682,25
Transporte de materiales indirectos	654,00
Edificios	432,27
Maquinaria y Equipo	3 704,94
<b>SUB-TOTAL COSTOS DE PRODUCCION</b>	<b>493 076,20</b>
Imprevistos	49 307,62
<b>TOTAL, COSTOS ANUALES DE PRODUCCION</b>	<b>542 383,82</b>

## 5.2. INGRESO POR VENTA DE METANOL

El objetivo de la planta de producción de metano es producir metanol, un producto que genere ingresos, por tal razón se debe estimar un precio de venta que se determinó a partir de la Ecuación 5.1 (Miranda, 2005, p. 114).

$$P_{\text{metanol}} = \frac{C_{\text{operacion}}}{C_{\text{inversión}}} \quad [5.1]$$

Donde:

$P_{\text{metanol}}$ : precio del metanol (USD gal<sup>-1</sup>)

$C_{\text{operacion}}$ : costo de operación (USD)

$C_{\text{inversión}}$  : costo de inversión (USD)

$$P_{\text{metanol}} = 0,53 \text{ USD gal}^{-1}$$

## 5.3. INDICADORES FINANCIEROS VAN Y TIR

Con los resultados obtenidos en el Anexo IV se calculó el flujo de caja, con el objetivo de evaluar la prefactibilidad del proyecto, esto se lo realizó mediante indicadores financieros utilizados para este fin, como son el valor actual neto (VAN) y la tasa interna de retorno (TIR) (Noboa, 2002, pp. 160-170).

El VAN es un indicador de factibilidad de un proyecto, se determinó el valor presente neto de los valores generados en la inversión del proyecto, el tiempo que se estima para determinar estos indicadores es de 10 años, esto debido a la vida útil de los equipos de la planta. Se determinó con la Ecuación 5.2 (Baca, 2001, p. 214)

Si VAN >0 el proyecto es factible.

Si VAN <0 el proyecto es no factible.

$$\text{VAN} = I_0 + \frac{F_1}{(1+i)} + \frac{F_2}{(1+i)^2} + \dots + \frac{F_n}{(1+i)^n} \quad [5.2]$$

Donde:

VAN:	valor actual neto
$I_0$ :	inversión inicial
$F_n$ :	flujo neto al año n
i:	tasa de interés

El TIR es un indicador de rentabilidad del proyecto expresado en términos de porcentaje, es decir que son estimaciones de rendimiento futuro del proyecto, considerando otras alternativas de inversión que presentan menor riesgo (Noboa, 2002, pp.160-170).

Si  $TIR > 0$  el proyecto es rentable.

Si  $TIR < 0$  el proyecto se rechaza.

#### **5.4. ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD**

El objetivo de realizar el análisis de sensibilidad es evaluar la factibilidad del proyecto para diferentes escenarios con el fin de determinar los indicadores financieros como el VAN Y TIR, y el periodo de tiempo en el que se podrá recuperar la inversión (Baca, 2001, p. 214).

Se analizaron tres posibles escenarios, el primero consideró el precio de metanol de acuerdo al precio de venta que tomó en cuenta el costo de operación y el costo de inversión, determinados anteriormente en la sección correspondiente a los ingresos por metanol.

El segundo escenario consideró un precio de venta, similar al precio en el mercado.

El tercer escenario considera, la posibilidad de que exista una demanda de RSU que ocasione que los mismos tengan un precio de venta, situación que actualmente no se produce en el cantón Loja.

En la Tabla 5.3 se presentan los resultados del análisis de prefactibilidad económica, para cada uno de los tres escenarios planteados.

**Tabla 5.3.** Escenarios del proyecto

Escenario	Precio de Venta (USD gal <sup>-1</sup> )		Porcentaje de Utilidad (%)	VAN (USD)	TIR (%)
Escenario 1	Metanol	0,53	0	- 670 164,14	-9,00
Escenario 2	Metanol	1,06	100	4 288 988,08	84,00
Escenario 3 RSU (0,25 USD)	Metanol	1,06	100	3 288 988,08	72,00

En el escenario 1, se consideró un precio de venta calculado con la Ecuación 5.1 de la sección Ingresos por metanol. En este caso, valor del VAN y del TIR son negativos lo que indica que en el primer escenario el proyecto no económicamente factible al considerar un periodo de 10 años. Esto se debe principalmente al elevado valor de la inversión inicial y al bajo precio de venta del metanol considerado en este escenario.

En el escenario 2, se consideró el precio de venta de metanol de acuerdo al precio que establece el mercado local, para lo cual se solicitó una proforma de cotización de 5 litros de metanol a un proveedor local. En este caso, el valor del VAN y del TIR son valores positivos lo que indica que en el segundo escenario el proyecto es factible considerando en un periodo de 10 años, esto se debe principalmente debido a que el metanol es un producto importado, el precio de venta en el país es elevado.

En el escenario 3, se consideró el precio de venta del metanol con un valor adicional en los RSU en el potencial caso de que aparezca un uso para los mismos, en el cantón Loja por ejemplo se los emplea para lombricultura. Se utilizó un precio aproximado del valor que se obtiene al venderlo como abono orgánico, que podría ser a futuro un potencial competidor para el proyecto.

Por medio de este análisis se demostró la factibilidad del proyecto, en el caso en el que la materia prima adquiriera un valor agregado al que actualmente tiene.

## REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. Abolpour, B., Abolpour, R., Shamseddini, A., Kamyabi, S., & Hamzehee, F. (2013). Optimization of the reflux ratio for methanol-water stage distillation column. *Research on Chemical Intermediates*, 39(2), 681–692. <http://doi.org/10.1007/s11164-012-0589-7>
2. Alonso, J. (2008). *Flujo en redes y gestión de proyectos*. Escuela Universitaria de Estadística. Universidad Complutense de Madrid. Editorial Gesbiblo. Madrid. ISBN: 978-84-9745-257-1.
3. Arab S., Commenge, J., Portha, J. y Falk, L. (2014). *Methanol synthesis from CO<sub>2</sub> and H<sub>2</sub> in multi-tubular fixed - bed reactor and multi-tubularreactor filled with monoliths*. *Chemical Engineering Research and Design*. 92(11), 2598-2608. doi: 101016/j.cherd.2014.03.009
4. Aristizábal, M. y Valencia, L. (2015) *Diseño conceptual de un gasificador para la producción de gas de síntesis a partir de residuos de poda generados en la universidad EAFIT*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniera en Proceso). Universidad EAFIT. Medellín, Colombia.
5. API 650. (2007). *Welded Steel Tanks for Oil Storage*. Recuperado de: <https://law.resource.org/pub/us/cfr/ibr/002/api.650.2007.pdf> (Diciembre, 2016)
6. API. (2008). *Specification for Oil and Gas separators*. API Spec 12J. Recuperado de: <https://infostore.saiglobal.com/store/details.aspx?ProductID=1022817> (Diciembre, 2016).
7. API. (2013). *Centrifugal Compressors Recommended Practice for Design and Installation of Offshore Production Platform Piping Systems*. API RP 14E. Recuperado de: <https://es.scribd.com/doc/127884553/API-RP-14E-1991-pdf> (Septiembre, 2016).

8. Baca, G. (2001). *Evaluación de proyectos*. México DF, México: McGraw-Hill.
7. Bachiller Barcelona. (2017). *Reactores*. Recuperado de: <http://www.bachiller.com/productos/caldereria/reactores/> (Enero, 2017)
8. Balat, H. y Kirtay, E. (2010). Hydrogen from biomass – Present scenario and future prospects. *International journal of hydrogen energy* 35 (2010) 7416 e7426. doi:10.1016/j.ijhydene.2010.04.137
9. Banco Central del Ecuador (2015). *Comercio Exterior-Consulta de Totales por Nandina*. Recuperado de: <http://www.bce.fin.ec/comercioExterior/consultaTotXNandinaConGrafico.jsp> (Abril, 2016).
10. Bassyouni, M., Hasan, S., Abdel-Aziz, M., Abdel-hamid, S., Naveed, S., Hussain, A. y Ani, F. (2014). Date pal waste gasification in downdraft gasifier and simulating using ASPEN HYSYS. *Energy conversion and management* <http://dx.doi.org/10.1016/j.enconman.2014.08.061>
11. Basu, P. (2010). *Biomass Gasification and Pyrolysis: Practical Design and Theory*, Academic press. USA, ch.2, 5 y 6. 2010.
12. Begum, S., M., Rasul, G. y Akbar, D. (2014) “A Numerical Investigation of Municipal Solid Waste Gasification Using Aspen Plus,” *Procedia Engineering*, vol. 90, pp. 710–717.
13. Bohórquez, M. (2015). *Diseño de un Equipo Experimental de Flujo Ascendente (Updraft) para Gasificación Térmica de Residuos de Biomasa Agroindustrial*. (Proyecto de Graduación- Ingeniero Mecánico). ESPOL. Guayaquil. Ecuador.
14. Castello, A.(2014). *Diseño de un reactor continuo de gasificación de Biomasa*. (Memoria de Grado – Ingeniería Civil Química). Universidad de Chile. Santiago. Chile.



15. Centeno, F., Mahkamov, K., Silva, E. y Andrade, R. (2012). Theoretical and experimental investigations of a downdraft biomass gasifier-spark ignition engine power system. *Renewable Energy* January 2012 p. 97-108. doi:10.1016/j.renene.2011.06.008
16. Chen, C. Jin, Y. Yan, J. y Chin, Y. (2010a). Simulation of municipal solid waste gasification for syngas production in fixed bed reactors. *Journal of Zhejiang University - Science A: Applied Physics & Engineering*. 08/2010; 11(8):619-628. doi:10.1016/j.fuel.2011.06.075
17. Chen, C. Jin, Y. Yan, J. y Chin, Y. (2010b). Simulation of municipal solid waste gasification in two different types of fixed bed reactors. State Key Laboratory of Clean Energy Utilization, Zhejiang University, Hangzhou 310027, *China Fuel*. 01/2011; 103. doi: 10.1016/j.fuel.2011.06.075
18. Couper, J., Penney, W., Fair, J. y Walas, S. (2012). *Chemical Process Equipment. Selection and Design (3era. Ed.)* Oxford
19. Echeverri, C. (2006). Diseño Óptimo de Ciclones. *Ingenierías Universidad de Medellín*, 5(9). Recuperado de: <http://revistas.udem.edu.co/index.php/ingenierias/article/view/239/226> (Julio, 2017).
20. Elías, C y Velo, X. (2012). *La gasificación*. España, Madrid. Ediciones Díaz de Santos. ISBN 978849969141-1
21. Enciclopedia Financiera. (2017). Organizaciones Jerárquicas. Recuperado de: <http://www.encyclopediainanciera.com/organizaciondeempresas/estructura-organizacion/organizaciones-jerarquicas.htm> (Febrero, 2017)
22. Enviro Global España. (2016) *Catalogo de equipos*. Recuperado de: <http://enviroglobal.es/enviroglobal-spa-lr.pdf> (Enero 2017)

23. Ereña, J., Sierra, I., Olazar, M., Gayubo, A. y Aguayo, A. (2008). Deactivation of a CuO-ZnO-Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>/γ-Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> Catalyst in the Synthesis of Dimethyl Ether. *Ind. Eng. Chem. Res.* 2008, 47(7), pp 2238-2247. DOI: 10.1021/ie071478f
24. Ertl, G. Knözinger, H., Schüth, F., y Weitkap, J. (Eds). (2008). *Handbook of Heterogeneous Catalysis Second, Completely Revised and Enlarged Edition* (2da. Ed). Weinheim, Alemania. doi: 10.1002/9783527610044.hetcat0162
25. Flowserve. (2016). *Pump Product Catalog*. Recuperado de: <https://www.flowserve.com/sites/default/files/2016-07/fpd-100-ea4.pdf> (Enero, 2017).
26. Fisher y Emerson Process Management. (2005). *Control Valve Handbook*. Marshalltown, Estados Unidos de América: Fisher Controls International LLC.
27. Gas Processors Suppliers Association.(GPSA) (2004). *Engineering Data Book* (12ava. ed) Tulsa, Estados Unidos de América: Gas Processors Association.
28. Google Earth (2017). *Google Earth Ubicación del Centro de Gestión Integral de Residuos Sólidos de Loja*. Recuperado de: <https://www.google.com/earth/> (Febrero 2017)
29. Gruber Hermanos S.A (2016). *Ciclones de Alta Eficiencia AC*. Recuperado de <http://www.gruberhermanos.com/images/Catalogos/16-Ciclones.pdf> (Enero, 2017)
30. Hansen J. (2004). *Handbook of heterogeneous catalysis - Methanol Synthesis.*, Wiley- VCH Verlag GmbH & Co. KGaA, 2004. doi: 10.1002/9783527610044.hetcat0148

31. Himmelblau, D. y Riggs, J. (2004). *Basic Principles and Calculations in Chemical Engineering* (7ma. Ed.). New Jersey, Estados Unidos de América: Prentice Hall PTR.
32. HR Representaciones. (2017). *Proforma de Metanol*. Quito – Ecuador.
33. HRS Heat Exchangers. (2016). Intercambiadores de calor de tubo corrugado. Recuperado de: <https://www.hrs-heatexchangers.com/wp-content/uploads/2016/09/HRS-G-Series-2016-1.pdf> (Diciembre, 2016).
34. Huaraz, C. (2013). *Diseño de un gasificador de 25 kw para aplicaciones domésticas usando como combustibles cascarilla de arroz (Tesis Ingeniería)*. Pontificia Universidad Católica de Perú. Lima
35. Hydrogenics. (2011). *Generadores de Hidrogeno*. Recuperado de: [http://www.hydrogenics.com/wp-content/uploads/2-1-1-industrial-brochure\\_english.pdf](http://www.hydrogenics.com/wp-content/uploads/2-1-1-industrial-brochure_english.pdf) (Enero, 2017)
36. H&C Heat Transfer Solutions. (2016). Design Tools. Recuperado de: <http://www.hcheattransfer.com/tools.html> (Enero, 2017)
37. Ibarra G, (2010). *Simulación del Proceso de Obtención de Metanol con el objetivo de industrializar el Gas Natural de Perú. (Tesis de Ingeniería)*. Universidad Nacional de Ingeniería. Lima, Perú.
38. Incropera, F., DeWitt, Bergman, T. y Lavine A. (2011). *Fundamentals of Heat and Mass Transfer* (7ma. ed.). Ciudad de Jefferson, Estados Unidos de América: John Wiley & Sons.
39. INEC, I. N. (2010). *Censo de población y vivienda*. Quito, Ecuador.

40. Ingeniería Industrial Online. (2017). *PERT – Técnicas de Evaluación y Revisión de Proyectos*. Recuperado de: <https://www.ingenieriaindustrialonline.com/herramientas-para-el-ingeniero-industrial/investigaci%C3%B3n-de-operaciones/pert-tecnica-de-evaluacion-y-revision-de-proyectos/> (Diciembre, 2016)
41. Jiménez, A. (2003). *Diseño de Procesos en Ingeniería Química*. (J. Costa López, Ed.) Barcelona: Reverté S.A.
42. Josval. (2017). *Compresores Josval*. Recuperado de: <http://www.compresoresjosval.com/es/productos/tornillo/id/25> (Enero 2017).
43. Jhonson Matthey. (2017). *Derivering world class methanol plant performance*. Recuperado de: <http://www.jmprotech.com/images-uploaded/files/JM%20Methanol%20Brochure.pdf> (Enero 2017)
44. Khoshandam, B. (2016). Graphical Multistage Calculations by Ponchon – Sacarit Method. Recuperado de: <http://bkhoshandam.tripod.com/DistillationPonchonproblems.pdf> (Noviembre, 2016).
45. Larocca, V., Molino, A., Petrone, M., Barisano, D., (2010). Synthesis of methanol from biomass derived syngas: Modelling and Sizing of a Bench-Scale Reactor. *International Journal of Energy & Technology*, 2(2) (2010) 1-7. ISSN 2035-911X.
46. Lira, R. (2007). *Compresores Reciprocantes*. Recuperado de: <https://es.scribd.com/doc/84256115/COMPRESORES-RECIPROCANTES> ( Enero, 2017)
47. Luo, S., Hu, Z., Liu, S., Guan, Y. y Lei, C. (2010). *Influence of particle size on*

*pyrolysis and gasification performance of municipal solid waste in a fixed bed reactor*. School of Environmental Science. Huazhong University. doi:10.1016/j.biortech.2010.03.060

48. Luyben, W.L. (2001). *Chemical Reactor Design and Control*. Hoboken, Estados Unidos de América: Wiley – Interscience a John Wiley & Sons Inc., Publication: doi:10.1002/9780470134917
49. Manchester Tank. (2017). *Pressure Vessels & Air Receivers*. Recuperado de: <http://www.mantank.com/pdf/PVAR%20Catalog.pdf> (Enero, 2017)
50. Martínez, P. J. y Rus, E. (2004). *Operaciones de Separación en Ingeniería Química, Métodos de Cálculo* (I. Capella y M. Caicoya, Eds). Madrid, España: Person Prentice Hall.
51. Maskepack (2015) *Catalogo Transportadores de Cinta*. Recuperado de: <http://www.maskepack.com/pdf/catalogo%20transportadores%20maskepack%20-%20cintas.pdf> (Febrero 2017)
52. Methanex (2016). *Methanex Post regional contract methanol prices for North America, Europe and Asia*. Recuperado de: <https://www.methanex.com/our-business/pricing> (Octubre 2016)
53. Ministerio del Ambiente- Ecuador (2013). *Programa Nacional para la Gestión Integral de Desechos Sólidos*. Recuperado de: <http://www.ambiente.gob.ec/programa-pngids-ecuador/> (mayo, 2016)
54. Ministry of New and Renewable Energy Government of India. (2013). *Renewable Energy Akshay Urja*. Recuperado de: <http://mnre.gov.in/mission-abd-vision-2/publications/akshay-urja/> (Enero, 2017)
55. Miranda, J. (2005). *Gestión de Proyectos Identificación – Formulación – Evaluación*. Bogotá, Colombia: MM Editores.

56. Municipio de Loja (2016). *Dirección de Higiene*. Centro de Gestión Integral en Manejo de Residuos Sólidos. Loja. Ecuador.
57. Muñoz, J., Posada, A. (2011) *Simulación de la Producción de hidrogeno y Metanol a partir de la gasificación de la cascarilla de arroz con vapor*. Dyna, vol.78, núm. 165, Universidad Nacional de Colombia. Colombia (2011) pp. 122-131. ISSN: 0012-7353
58. Noboa, P., Guzmán, O. y Cruz, L. (2002) *Diseño y Evaluación de Proyectos de Inversión: Una Aplicación Práctica*, 2002, CFN, Quito. (DyE) Recuperado de:  
<http://virtual.dehuorg.com/webdehuorg/MdCapacitaciones/MS%20Project/Libro%20proyectos%20CFN.pdf> (Enero, 2017)
59. Novatec Fluid Systems S.A. (2017). *Mezcladores Estáticos*. Recuperado de:  
<http://novatecfs.com/descargas/novatecfs/novatec-mixers/33-novatec-inyector/file> (Enero 2017)
60. Olah, G. (2005). Beyond Oil and Gas: The Methanol Economy. *Angewandte Chemie International Edition*, 44, 2636-2639. doi: 10.1002/anie.200462121
61. Ocon, J., y Tojo, G. (2015). *Problemas de Ingeniería Química Operaciones Básicas*. Oxford, United Kingdom: Aguilar.
62. Ontiveros, F. (2009). *Destilación Fundamentos*. Recuperado de:  
<http://webdelprofesor.ula.ve/ingenieria/jesusf/OP3-001DestilacionFundamentos.pdf> (Enero, 2017).
63. OPS/OMS (2002). *Health in the Americas. Edition 2002. PAHO Scientific and Technical Publication N°587*. Washington DC. USA, pp. 105-136. ISBN: 9275315876.
64. Peters, M. S., & Timmerhaus, K. D. (1991). *Plant Desing and Economics for*

*Chemical Engineers*. (B. J. Clark & M. Morriss, Eds.) (Cuarta edición). Singapore: McGraw Hill International Editions.

65. Puentes, G. (2011). *Formulación y evaluación de proyecto agropecuarios*. (Primera Edición). Bogotá, Colombia. ISBN: 978-958-648-723-8
66. Reed, T. y Das, A. (1988). *Handbook of Biomass Downdraft Gasifier Engine System*, The Biomass Energy Foundation Press, Seri (Solar Energy Research Institute), U.S Department of Energy. Colorado. USA.
67. Requena, A. y Rodriguez, M. (2006). *Diseño y evaluación de separadores bifásicos y trifásicos*. (Proyecto de Titulación previo a la obtención de Ingeniero en Petróleos). Universidad Central de Venezuela, Caracas, Venezuela.
68. Rodionov, M. y Nakata, T. (2011). Design of an Optimal Waste Utilization System: A Case Study in St. Petersburg, Russia. Open Access. Sustainability 2011, 3, 1486-1509; doi:10.3390/su3091486
69. Rosales, R. (2007). *La Formulación y la Evaluación de Proeyctos con énfasis en el sector agrícola*. (Primera Edición). San José, Costa Rica. ISBN: 9968-31-393-9.
70. Ruales D. (2014). *Comparación Técnica, Económica y Ambiental del manejo Convencional de Desechos Sólidos versus gasificación para poblaciones menores a 200.000 habitantes*. (Trabajo de Grado-Ingeniería Ambiental). Universidad Central de Ecuador. Quito, Ecuador.
71. Sánchez, N. (2014). *Obtención de Gas de síntesis a partir de biomasa utilizando catalizadores de níquel*. (Proyecto de Titulación previo a la obtención del título de Ingeniería Química). Universidad de Valladolid, Valladolid, España.
72. Sauer Compressors USA. (2016). Catálogo de compresores de gas.

Recuperado de: <http://catalog.sauerusa.com/item/all-categories/0-to-1150-psi-compressors-air-cooled-passat-series/wp206l> (Enero 2016)

- 73.** Schiazzano. (2008). *Gestión de Proyectos en Ingeniería*. Recuperado de: [http://campus.fi.uba.ar/pluginfile.php/83568/mod\\_resource/content/0/Apuntes/UBA\\_-\\_METODOS\\_GANTT\\_-\\_PERT\\_-\\_CPM\\_v12.08.pdf](http://campus.fi.uba.ar/pluginfile.php/83568/mod_resource/content/0/Apuntes/UBA_-_METODOS_GANTT_-_PERT_-_CPM_v12.08.pdf) (Febrero, 2017)
- 74.** Schlumberger. (2017). Gravedad API. Recuperado de: [http://www.glossary.oilfield.slb.com/es/Terms/a/api\\_gravity.aspx](http://www.glossary.oilfield.slb.com/es/Terms/a/api_gravity.aspx) (Febrero, 2017)
- 75.** Sharma AK. (2008) Equilibrium modeling of global reduction reactions for a downdraft (biomass) gasifier. *Energy Conversion and Management* 2008;49: 832-842. doi:10.1016/j.enconman.2007.06.025
- 76.** Shuguang (2016). *Single stage gasifier*. Recuperado de : <http://www.sgzgchina.com/news-328.html> (Enero, 2017)
- 77.** Souza, M. (2004). “*Solid Fuels Combustion and Gasification Modeling, Simulation, and Equipment Operation*”. State University at Campinas. São Paulo, Brazil. 2004. ISBN: 0-8247-0971-3
- 78.** Streeter, V., Wylie, B y Bedford, K. (2000). *Mecánica de Fluidos*. (9na. ed.) Santafé de Bogotá, Colombia: McGraw – Hill Interamericana, S.A.
- 79.** Stoica, I., Banu, I., Bobarnac, I. y Bozga, G. (2015). *Optimization of a methanol synthesis reactor*. U.P.B. Sci. Bull., Series B, Vol. 77, Iss. 4, 2015 ISSN 1454-2331
- 80.** Su LW, Li XR, Sun ZY. *The consumption, production and transportation of methanol in China: a review*. *Energy Policy* 2013; 63:130–8. <http://dx.doi.org/10.1016/j.enpol.2013.08.031i>
- 81.** Tchobanoglous, G. y Theisen H. (2002). *Integrated Solid Waste Management:*



*Engineering Principles and Management Issues* (pg. 669), McGraw-Hill, Inc. International Ed.

- 82.** Tecnociencia. (2003). *SENACYT-FUNDACYT*, Quito – Ecuador, p: 12. ISSN: 13901494.
- 83.** The American Society Mechanical Engineers (2014) *Section B31.3. (2014). Process Piping.* Recuperado de: <http://es.slideshare.net/AhmedHassan120/asme-b313-2014-edition-process-piping> (abril 2016).
- 84.** Toghraei, M (2014). *Principles of P&ID Development.* Recuperado de: <https://es.scribd.com/document/259511424/Principles-of-P-ID-Development> (Febrero, 2017)
- 85.** Towler, G. y Sinnott, R. K. (2013). *Chemical Engineering Design: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design* (2da ed.). Oxford, Reino Unido de Gran Bretaña e Irlanda del Norte: Butterworth-Heinemann.
- 86.** Treybal, R. E. (2010). *Operaciones de Transferencia de Masa* (2da ed.). México DF, México: Mc Graw - Hill.
- 87.** Triadó, X. (2014). El PERT. Un método eficaz para planificación de actividades. Recuperado de: <http://ocw.ub.edu/documentacio/teoria-i-sistemes-dinformacio/fitxers/tema-3/PERTcast.pdf> (Enero,2017)
- 88.** Velo E., (2011) *Aprovechamiento energético de residuos sólidos urbanos y agroindustriales.* Santa Fe de Bogotá, Universidad de la Sabana – UPC.
- 89.** Vildósola, C.(2014). *Válvulas de control.* Soltex Chile S.A. Recuperado de: <http://www.aie.cl/files/file/comites/ca/abc/valvulas-de-control.pdf> (Enero 2017).
- 90.** Villarreal, J. (2013). *Ingeniería Económica.* (D. Hernández, Ed.). Bogotá, Colombia: Person Educación de Colombia Ltda.

91. Walas. S. (1990). *Chemical Process Equipment. Selection and Design*. Washington, United States of American. ISBN 0-7506-9385-1. Butterworth-Heinemann.
92. Yaws, C. (1999). *Chemical Properties HandBook*. New York, Estado Unidos de América: Mc – Hill.
93. Zainal Z., Rifau A., Quadir G. y Seetharamu K. “Experimental investigation of a downdraft biomass gasifier”. *Biomass and Bioenergy*. Vol. 23. 2002. pp. 283-289.

## **ANEXOS**

## ANEXO I

## DATOS PROVISTOS POR EL MUNICIPIO DE LOJA


 Municipio de Loja	DIRECCIÓN DE HIGIENE MUNICIPIO DE LOJA					
	Centro de Gestión Integral en Manejo de Residuos Sólidos Pesaje Residuos Sólidos 2016					
día	Meses					
	ene-16	feb-16	mar-16	abr-16	may-16	jun-16
1	35 300	147 140	158 670	130 840	60 310	120 140
2	129 930	158 560	111 880	121 860	211 250	104 436
3	47 990	115 270	135 250	46 340	152 832	156 450
4	242 831	115 010	149 400	140 970	126 120	109 710
5	128 570	165 370	109 890	139 460	104 870	41 580
6	118 879	121 130	54 360	125 590	156 600	172 700
7	109 970	28 110	199 500	126 530	102 317	162 570
8	149 470	67 220	173 520	142 010	45 450	140 150
9	116 940	77 360	142 663	109 360	196 790	136 009
10	51 560	136 190	106 020	57 790	156 329	175 310
11	198 580	147 090	153 010	184 410	134 300	143.260
12	163 161	155 160	147 386	164 460	100 087	53 320
13	128 159	122 100	49 340	126 020	142 970	226 550
14	109 870	38 900	195 360	112 310	111 162	205 400
15	155 860	174 940	168 440	155 117	55 630	163 260
16	110 980	146 750	122 620	115 759	196 260	125 524
17	50 640	128 880	120 710	57 840	161 800	172 290
18	181 390	133 460	154 320	192 250	141 840	145 770
19	158 400	157 510	115 230	149 196	124 850	50 520
20	133 900	114 510	46 340	142 165	146 780	210 550
21	93 210	56 190	188 150	111 270	127 590	182 800
22	133 830	195 680	178 470	142 370	49 600	150 400
23	119 040	151 410	141 820	126 130	210 670	121 750
24	50 320	120 440	114 080	57 580	146 654	171 710
25	201 450	114 600	82 290	209 200	132 150	134 660
26	155 300	170 910	103 980	164 940	116 200	67 260
27	124 100	132 360	52 680	144 500	142 835	198 620
28	116 210	89 460	233 820	102 030	109 179	200 660
29	255 850	186 230	161 360	162 920	52 445	131730
30	117 450		119 430	442 836	216 970	129 510
31	42 040		96 960		142 160	

Figura AI.1. Datos provistos por el municipio de Loja

## ANEXO I

## DATOS PROVISTOS POR EL MUNICIPIO DE LOJA


 <b>DIRECCIÓN DE HIGIENE MUNICIPIO DE LOJA</b>					
Municipio de Loja		Centro de Gestión Integral en Manejo de Residuos Sólidos Pesaje Residuos Sólidos 2016			
Areas	enero	febrero	marzo	abril	mayo
<u>Biopeligrosos</u>	22 930	22 980	22 280	24 960	20 085
<u>Lombricultura</u>	120 140	113 160	128 440	125 950	144 520
<u>Reciclaje</u>	214 591	160 135	268 385	181 450	209 161
<u>Relleno</u>	3 570 459	3 561 175	3 817 244	3.545 853	3 701 234
	<b>N° de viajes</b>	<b>Promedio viaje</b>	<b>Promedio semana</b>		
<u>Biopeligrosos</u>	9	1 250	11 250		
<u>Lombricultura</u>	5	7 088	35 440		
<u>Reciclaje</u>	17	3 797	64 550		
<b>DATOS TÉCNICOS</b>					
<b>GENERACIÓN PROMEDIO DE RESIDUOS SÓLIDOS</b>					
165 Ton/día					
<b>PRODUCCIÓN PER CÁPITA kg (hab/día)</b>					
0.70 kg (hab/día)					
<b>COMPOSICIÓN PORCENTUAL DE RESIDUOS SÓLIDOS</b>					
60 % orgánico; 40% inorgánico					
Ing. <u>Yohnei</u> Ramírez					
Coordinador CGIMRSL					
Cel: 0993213547					
<a href="mailto:yramirez@loja.gob.ec">yramirez@loja.gob.ec</a>					

Figura AI.1. Datos provistos por el municipio de Loja (continuación ...)

## ANEXO II

### BALANCE DE MASA Y ENERGÍA EN LA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE METANOL

Para el balance de masa, se utilizó información proporcionada por el Municipio de Loja, del Centro de Gestión Integral en Manejo de Residuos Sólidos, Figura AI.1 del Anexo I que recibe diariamente  $165,00 \text{ t dia}^{-1}$  de residuos, de los cuales el 60,00 % corresponde a la fracción orgánica

El flujo másico que ingresará a la planta de producción de metanol a partir de la fracción orgánica de residuos sólidos urbanos (RSU) es aproximadamente el 10,00 % de los RSU, es decir  $500,00 \text{ kg h}^{-1}$ .

#### AII.1 BALANCE DE MASA Y ENERGÍA EN EL TRITURADOR (TR-101)

El balance de masa y energía del triturador se detalla a continuación, el tamaño de partícula de los RSU es un parámetro importante en la gasificación, se considera diámetros entre 10 – 20 mm (Luo et al, 2010, p. 6518) para obtener una concentración de char y alquitranes del 12 %. Por tal razón se utiliza un tamaño de partícula de 15 mm para el proceso de gasificación de la planta.

En la Tabla AII.1 se describe los flujos de entrada y salida a la trituradora TR-101.

**Tabla AII.1.** Flujos másicos de entrada y salida del triturador (TR-101)

Componente	Flujo ( $\text{kg h}^{-1}$ )	Temperatura ( $^{\circ}\text{C}$ )	Presión (kPa)	dp (mm)
RSU entrada	500,00	25,0	101,3	300,0 mm
RSU salida	500,00	25,0	101,3	15,0 mm

Para el cálculo del balance de masa se utilizó la Ecuación AII.1 (Himmelblau, 1997, p. 146).

$$E = S \quad \text{[AII.1]}$$

Donde:

E: Entradas de la corrientes ( $\text{kg h}^{-1}$ )

S: Salidas de las corrientes ( $\text{kg h}^{-1}$ )

La energía que se va a utilizar en el triturador es la potencia que se va a necesitar para su funcionamiento, se muestra en la Tabla AII.2.

**Tabla AII.2.** Energía necesaria del triturador (TR-101)

Equipo	Potencia Requerida (kW)
TR-101	150

## AII. 2 BALANCE DE MASA Y ENERGÍA EN EL SECADOR (D-101)

El balance de masa y energía del secador se detalla a continuación, en la Tabla AII.3 se describe el flujo de alimentación y de salida del secador D - 101.

**Tabla AII.3.** Flujos másicos de entrada y salida del secador (D-101)

Componente	Flujo ( $\text{kg h}^{-1}$ )	Temperatura ( $^{\circ}\text{C}$ )	Presión (kPa)	Humedad (%)
RSU entrada	500,00	25,0	101,32	40,00
RSU seco	333,33	110,0	101,32	10,00
Agua	166,67	110,0	101,32	100,00

El balance de energía en el secador, depende de la potencia térmica de secado es decir, la energía necesaria para evaporar el agua contenido en los RSU, se determinó con Ecuación AII.1 (Martinez, 2012, p. 74). Se detalla en la Tabla AII.4.

$$P_{\text{secado}} = \dot{m}_{\text{H}_2\text{O evaporada}} * \Delta H \quad [\text{AII.1}]$$

$$P_{\text{secado}} = 0,04 \text{ (kg s}^{-1}\text{)} * (2380,75 \text{ kJ kg}^{-1}\text{)} = 95,23 \text{ kW}$$

**Tabla AII.4.** Energía necesaria para el secador (D-101)

Equipo	Potencia Requerida (kW)
D-101	95,23

### AII.3 BALANCE DE MASA EN EL GASIFICADOR (G-101)

El flujo de alimentación es de 333,33 kg h<sup>-1</sup>, el aire de gasificación es de 400,00 kg h<sup>-1</sup> y el valor para la relación aire / biomasa con respecto al estequiométrico para la combustión, de 1,2 siendo este el límite máximo recomendable para la operación del equipo (Reed y Das, 1988, p. 24; Ansari, 2012, p. 12)

**Tabla AII.5.** Flujos másicos de entrada y salida al Gasificador (G-101)

Componente	Flujo (kg h <sup>-1</sup> )	Temperatura (°C)	Presión (kPa)
RSU de entrada	333,33	110,0	101,3
Aire de Entrada	400,00	112,0	101,3
Gas de Síntesis de salida	689,33	350,0	101,3
Cenizas salida	40,00	350,0	101,3
Material Particulado salida	4,00	350,0	101,3

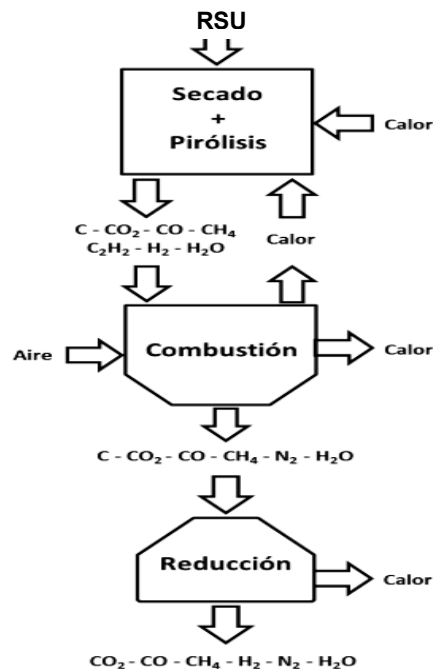
#### Modelo del reactor de gasificación

En la Figura AII.1. se puede apreciar tres zonas bien definidas, la zona 1 o zona de secado y pirólisis, zona 2 o zona de combustión y la zona 3 o zona de reducción o gasificación.



Para el modelado del proceso de gasificación se suponen ciertas condiciones:

- Los RSU tienen una composición definida por la forma  $C_xH_yO_z \cdot wH_2O$ , donde los valores de x, y y z se obtienen de a composición elemental de los RSU, mientras que w de la humedad de los RSU. Las cantidades de nitrógeno, azufre y cloro presentes en los RSU es despreciable.



**Figura AII.1.** Esquema general del modelo de reactor downdraft  
(Centeno et al, 2012, p. 99)

- El reactor opera a presión atmosférica.
- Todos los gases que intervienen en las reacciones serán considerados como gases ideales, esto debido a que las temperaturas a las que se trabaja son altas.
- El sistema está en estado estacionario.

### Zona de secado y pirólisis

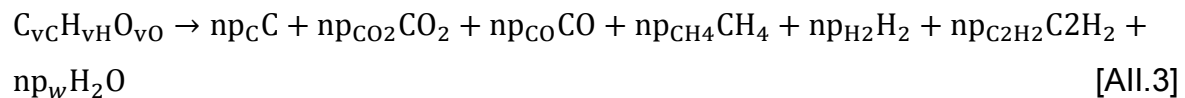
Es la primera parte del proceso de gasificación y tiene lugar en la parte alta del reactor. Lo que sucede en esta zona es la separación de compuestos volátiles y

carbonización de los RSU, generando carbono en forma de carbón (char). Se lo puede representar de acuerdo a las siguientes reacciones químicas. (Centeno et al, 2012, p. 100).

Secado:



Pirólisis:



Para la resolución del modelo se debe suponer lo siguiente:

- El secado es una separación del carbono volátil ( $C_{vC}H_{vH}O_{vO}$ ), el carbón fijo ( $fC$ ) y el agua ( $wH_2O$ )
- La parte volátil de los RSU ( $C_{vC}H_{vH}O_{vO}$ ) es la que va al proceso de pirólisis, el resto el carbón fijo ( $fC$ ) y el agua ( $wH_2O$ ) avanzan hacia la zona de combustión.
- El carbón fijo y el carbón de pirólisis son considerados en la simulación como grafito es decir carbón no volátil.
- De los RSU el 4/5 de oxígeno reacciona con el hidrogeno para formar agua. El resto reacciona con el carbono para formar CO y CO<sub>2</sub>.
- La razón de moles de CO y CO<sub>2</sub> formados en la zona 1, es igual al inverso de la razón de los pesos moleculares:

$$\frac{np_{CO}}{np_{CO_2}} = \frac{44}{28}$$

- La relación entre CH<sub>4</sub> y C<sub>2</sub>H<sub>2</sub> formados en el gasificador es:

$$\frac{np_{CH_4}}{np_{C_2H_2}} = \frac{26}{16}$$

- En esta zona se considera que el agua es en forma de vapor.

Balance de masa para cada elemento:

Carbono:

$$6 vC = np_C + np_{CO_2} + np_{CO} + np_{CH_4} + 2np_{C_2H_2} \quad [AII.4]$$

Hidrogeno:

$$vH = 4np_{CH_4} + 2np_{C_2H_2} + 2np_{H_2} + 2np_w \quad [AII.5]$$

Oxígeno:

$$vO = 2np_{CO_2} + np_{CO} + np_w \quad [AII.6]$$

También se plantea el balance de energía en esta zona:

$$H_{RSU}^{15} + wH_{H_2O}^{15} = (f + np_C)H_C^{Tp} + np_{CO_2}H_{CO_2}^{Tp} + np_{CO}H_{CO}^{Tp} + np_{CH_4}H_{CH_4}^{Tp} + np_{H_2}H_{H_2}^{Tp} + np_{C_2H_2}H_{C_2H_2}^{Tp} + (w + np_w)H_{H_2O}^{Tp} + Q_p T_p \quad [AII.7]$$

Donde:

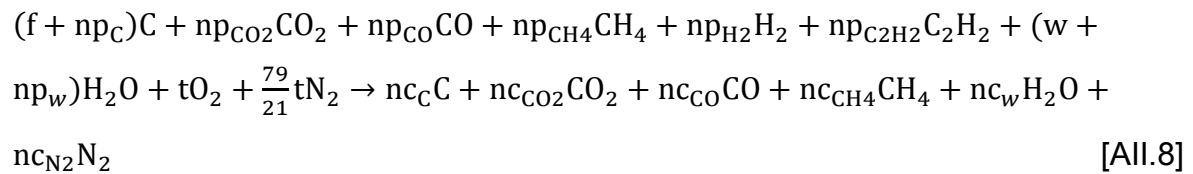
$Q_p$ : calor recibido en la zona de pirólisis

$T_p$ : temperatura de salida de la zona de pirólisis

### Zona de Combustión

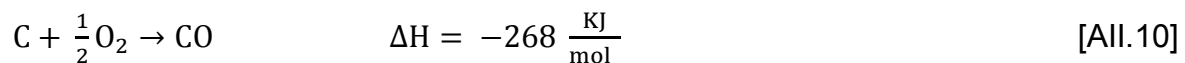
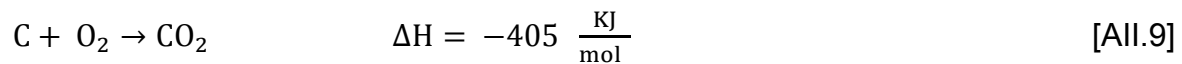
En esta etapa ingresa el aire y tiene lugar las reacciones exotérmicas de oxidación que se encarga de mantener constante la temperatura en el reactor.

En esta zona tienen lugar varias reacciones para el modelado planteado se utiliza una reacción global (Centeno et al, 2012, p.100).



Para la resolución del modelo se debe suponer lo siguiente:

- El  $C_2H_2$  generado se transforma completamente.
- El  $H_2$  se consume totalmente convirtiéndose en agua.
- El oxígeno se consume principalmente en la oxidación del carbón.



- La relación de CO y  $CO_2$  es:

$$\frac{np_{CO}}{np_{CO_2}} = 3.55$$

- El  $N_2$  que ingresa al proceso es inerte y no reacciona.
- El oxígeno que se agrega es  $\frac{1}{5}$  de lo requerido por estequiometría necesario para combustionar la cantidad de RSU alimentada. El oxígeno estequiométrico viene dado por el balance de la ecuación:



- Se supone, que la zona de combustión no existe pérdida de calor ni esto debido a que se supone que el reactor para adiabáticamente.

Balance de masa de cada elemento:

Carbono:

$$f + np_C + np_{CO_2} + np_{CO} + np_{CH_4} + 2 \cdot np_{C_2H_2} = n_{C_C} + n_{C_{CO_2}} + n_{C_{CO}} + 4n_{C_{CH_4}} \quad [All.12]$$

Hidrógeno:

$$4np_{CH_4} + 2np_{C_2H_2} + 2np_{H_2} + 2(w + np_w) = 4n_{C_{CH_4}} + 2n_{C_{H_2O}} \quad [All.13]$$

Oxígeno:

$$2np_{CO_2} + np_{CO} + (w + np_w) + 2t = 2n_{C_{CO_2}} + n_{C_{CO}} + n_{C_W} \quad [All.14]$$

Nitrógeno:

$$2 \frac{79}{21} t = 2n_{C_{N_2}} \quad [All.15]$$

También se plantea el balance de energía en esta zona con la Ecuación All.17:

$$\begin{aligned} & (f + np_C)H_C^{Tp} + np_{CO_2}H_{CO_2}^{Tp} + np_{CO}H_{CO}^{Tp} + np_{CH_4}H_{CH_4}^{Tp} + np_{H_2}H_{H_2}^{Tp} + np_{C_2H_2}H_{C_2H_2}^{Tp} + \\ & (w + np_w)H_{H_2O}^{Tp} + tH_{O_2}^{15} + \frac{79}{21}tH_{N_2}^{15} = n_{C_C}H_C^{Tc} + n_{C_{CO_2}}H_{CO_2}^{Tc} + n_{C_{CO}}H_{CO}^{Tc} + n_{C_{CH_4}}H_{CH_4}^{Tc} + \\ & n_{C_W}H_{H_2O}^{Tc} + n_{C_{N_2}}H_{N_2}^{Tc} \end{aligned} \quad [All.16]$$

Donde:

$T_p$ : temperatura de salida de la zona de pirólisis

$T_c$ : temperatura de salida de la zona de combustión

### Zona de gasificación

En esta zona se verifica el consumo de carbono a lo largo de la zona de reducción.

En esta zona se consideran algunas reacciones para los balances de masa y energía (Centeno et al, 2012, p.101).



Las cinéticas de las reacciones son:

$$r_1 = \text{CRF}_1 \cdot A_1 \cdot e^{\left(\frac{-E_{a1}}{RT}\right)} \cdot \left(P_{\text{O}_2} - \frac{P_{\text{CO}}^2}{K_1}\right) \quad [\text{AII.21}]$$

$$r_2 = \text{CRF}_2 \cdot A_2 \cdot e^{\left(\frac{-E_{a2}}{RT}\right)} \cdot \left(P_{\text{H}_2\text{O}} - \frac{P_{\text{CO}} \cdot P_{\text{H}_2}}{K_2}\right) \quad [\text{AII.22}]$$

$$r_3 = \text{CRF}_3 \cdot A_3 \cdot e^{\left(\frac{-E_{a3}}{RT}\right)} \cdot \left(P_{\text{H}_2}^2 - \frac{P_{\text{CH}_4}}{K_3}\right) \quad [\text{AII.23}]$$

$$r_4 = A_4 \cdot e^{\left(\frac{-E_{a4}}{RT}\right)} \cdot \left(P_{\text{CH}_4} \cdot P_{\text{H}_2\text{O}} - \frac{P_{\text{CO}} \cdot P_{\text{H}_2}^3}{K_4}\right) \quad [\text{AII.24}]$$

Donde:

CRF : factor de reactividad del carbón (Char Reactivity Factor)

$A_i$ : factor de frecuencia cinética ( $1 \text{ s}^{-1}$ )

$E_{a_i}$ : energía de activación ( $\text{kJ mol}^{-1}$ )

R: constante de gases ideales ( $\text{J mol}^{-1} \text{ K}^{-1}$ )

T: temperatura (K)

$P_i$ : presión parcial del gas (atm)

$K_i$ : constante de equilibrio de la reacción.

La energía de activación ( $E_{a_i}$ ) y los factores ( $A_i$ ) que se utilizaron en la ecuación de Arrhenius están detallados en la Tabla AII.6.

**Tabla AII.6.** Factores de frecuencia y energía de activación para la gasificación.

Reacción	Frecuencia (s <sup>-1</sup> )	Energía de Activación (kJ mol <sup>-1</sup> )
1	3,62 E+01	77,39
2	1,52 E+04	121,62
3	4,19 E-03	19,21
4	7,30 E-02	36,15

(Centeno et al, 2012, p. 101)

El cálculo de las constantes de equilibrio ( $K_i$ ) se lo detalla a continuación de acuerdo a la Ecuación AII.26 (Sharman, 2008, p.922).

$$K_i = e^{\left(\frac{-\Delta G_i^0}{RT}\right)} \quad [\text{AII.25}]$$

Donde:

R: constante de gases ideales (cal mol<sup>-1</sup> K<sup>-1</sup>)

T: temperatura (K)

$\Delta G_i^0$ : variación de la energía libre de Gibbs de los productos menos los reactantes de la reacción (cal mol<sup>-1</sup>)

La energía libre de Gibbs de cada compuesto se calcula con la siguiente Ecuación AII.27

$$G_j^T = H_j^T - TS_j^T \quad [\text{AII.26}]$$

Donde:

$H_j^T$ : entalpia del gas j

$S_j^T$ : entropía del gas j

$G_j^T$ : energía libre de Gibbs del gas j

El concepto de CRF (char reactivity factor) define la capacidad del carbón a reaccionar a medida que avanza la reacción. Es decir que se considera a la

molécula de carbono y los cambios que van ocurriendo tanto en las concentraciones las especies involucradas como en la ceniza que se va formando. Por tanto se plantea la siguiente Ecuación AII.27:

$$CRF_i = n_i \cdot A \cdot e^{(B \cdot z)} \quad [AII.27]$$

Donde:

- A: constante adimensional igual a 1  
 B: constante adimensional igual a 36,7  
 $n_i$ : factor de efectividad de la reacción

El factor de efectividad de la reacción se encarga de comparar la velocidad de reacción con la velocidad de difusividad de gases en el seno de la fase de gas, este término está dada por la Ecuación AII.28.

$$n_i = \frac{1}{\phi_i} \left( \frac{1}{\tanh(3 \cdot \phi_i)} + \frac{1}{3 \cdot \phi_i} \right) \approx \frac{1}{3 \cdot \phi_i^2} \quad [AII.28]$$

Donde:

- $\phi_i$ : módulo de Thiele.

El módulo de Thiele relaciona la disminución del diámetro de una partícula sólida con la reacción química  $i$  y la difusividad de los reactivos gaseosos hasta la superficie sólida. Se calcula de acuerdo a la Ecuación AII.29.

$$\phi_i = dp \left( \frac{A_i \cdot e^{\left(\frac{-E_i}{R \cdot T}\right)}}{D_{i,eff}} \right) \quad [AII.29]$$

Donde:

- $dp$ : diámetro decreciente de la partícula



$A_i$ :	factor de frecuencia cinética (1/s)
$Ea_i$ :	energía de activación (kJ/mol)
R:	constante de gases ideales (KJ/Kmol)
T:	temperatura (K)
$D_{i,eff}$ :	difusividad efectiva en el seno de la fase de gas del gas que reacciona con el carbón sólido en la reacción.

El diámetro decreciente de la partícula se puede modelar de acuerdo a la Ecuación All.30.

$$dp = dp_0 \cdot \left( \frac{ng_c}{ng_{CO}} \right) \quad [All.30]$$

Donde:

$dp_0$ :	diámetro inicial de la partícula
$ng_{CO}$ :	moles iniciales de carbono en la zona de reducción
$ng_c$ :	moles remanentes de carbono en la zona de reducción

A diferencia de las zonas anteriores, este sistema se resuelve de manera diferencial, es decir integrando en toda la zona de reducción.

Los balances de masa y de energía quedan detallados en las Ecuaciones All.31 y All.32.

$$\frac{dng_x}{dz} = \frac{1}{v} \cdot \left( R_x - n_x \cdot \frac{dv}{dz} \right) \quad [All.31]$$

Donde:

$ng_x$ :	moles de las especies presentes C, CO, CO <sub>2</sub> , CH <sub>4</sub> , H <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> O
v:	velocidad lineal del flujo gaseoso
$R_x$ :	cinética de reacción global para la especie x
z:	distancia en la zona de reducción.

El balance de energía se plantea para la energía térmica y el movimiento del fluido.

$$\frac{dT_g}{dz} = \frac{1}{v \cdot \sum_x (n_{g_x} \cdot c_x)} \cdot \left( -\sum_i (r_i \cdot \Delta H_i) - v \cdot \frac{dP}{dz} - P \cdot \frac{dv}{dz} - T_g \cdot \sum_x (R_x \cdot c_x) \right) \quad [\text{All.32}]$$

$$\frac{dP}{dz} = 1.183 \cdot \left( \frac{\rho_{\text{gas}}}{\rho_{\text{aire}}} \cdot v^2 \right) + 388.19 \cdot v - 79.896 \quad [\text{All.33}]$$

$$\frac{dv}{dz} = \frac{1}{n \cdot R + \sum_x (n_{g_x} \cdot c_x)} \cdot \left( \frac{\sum_x (n_{g_x} \cdot c_x) \cdot \sum_x R_x}{n} - \frac{\sum_i (r_i \cdot \Delta H_i)}{T_g} - \frac{dP}{dz} \cdot \left( \frac{v}{T_g} + \frac{v \cdot \sum_x (n_{g_x} \cdot c_x)}{P} \right) - \sum_x (R_x \cdot c_x) \right) \quad [\text{All.34}]$$

Donde:

$c_x$ :	poder calorífico del compuesto x
$r_i$ :	cinética de reacción i
$\Delta H_i$ :	entalpia de la reacción i
$T_g$ :	temperatura de gasificación
$n$ :	moles totales de los gases
$P$ :	presión total del sistema

Para el desarrollo de este modelo se hacen las siguientes suposiciones:

- La pérdida de calor en esta zona no se da debido a las paredes de ladrillo refractario.
- Se asume que la difusividad efectiva es constante e igual para todas las reacciones, es decir un valor de  $1,5 \text{ E-}04 \text{ m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$ .
- La relación  $\frac{\rho_{\text{gas}}}{\rho_{\text{aire}}}$  es constante, no se considera el efecto de la temperatura en este modelo, y su valor es de 1,1.
- El área transversal en esta zona, se asume que es constante.

En estas condiciones se obtendrán los  $693,0 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$  de gas, la corriente de salida de los gases tendrá una composición bastante estable.

La corriente de gas arrastrará parte de las cenizas y carbono residual eliminados por la parrilla del gasificador en una cantidad aproximada de 3,6 (Kg h<sup>-1</sup>) (Huaraz, 2013, p.10).

**Tabla AII.7.** Composición Volumétrica del Gas de síntesis

Elemento	Composición (%)
H <sub>2</sub> (hidrógeno)	13,98
CO (monóxido de carbono)	22,91
CO <sub>2</sub> (dióxido de carbono)	9,86
CH <sub>4</sub> (metano)	3,15
N <sub>2</sub> (nitrógeno)	50,10

(Centeno et al, 2012, p. 101)

En el caso de producción de sólidos, se esperará obtener entre 30 y 40 (kg h<sup>-1</sup>) entre cenizas y char residual.

#### **AII.4. BALANCE DE MASA Y ENERGÍA EN EL CICLON (H-101)**

El balance de masa y energía del ciclón, el gas de síntesis que sale del gasificador contiene material particulado para lo cual es necesario un equipo que remueva este material del gas, se utilizó un ciclón de alta eficiencia para conseguir remover el 90 % del material particulado.

**Tabla AII.8.** Tamaño de partículas mayores a 60 µm.

Tamaños de las partículas de gas (µm)	Porcentaje en el gas (%)
más de 1000	1,70
1000 – 250	24,70
250 – 102	23,70
102 – 75	7,10
75 – 60	8,30
60-50	12,00
50-30	17,00
30-10	26,00
10-5	45,00

(Velo, 2011, p. 112)

El tamaño de partículas presentes en el gas de síntesis se determina de acuerdo a bibliografía. Estos datos se encuentran en Tabla AII.8.

Para determinar el tipo de ciclón a utilizar se determina la eficiencia, es que la eficiencia de un ciclo esta entre 80 - 99 %, considerando el valor de eficiencia 90 % (Aristizábal y Valencia, 2015, p. 48).

**Tabla AII.9.** Flujos máscicos de entrada y salida del ciclón (H-101)

Componente	Flujo (kg h <sup>-1</sup> )	Temperatura (°C)	Presión (kPa)
Gas de Síntesis entrada	693,33	350,0	101,3
Gas de Síntesis de salida	689,73	350,0	101,3
Material Particulado salida	3,60	350,0	101,3

## **AII.5. BALANCE DE MASA Y ENERGÍA EN EL ENFRIADOR (E-101)**

El balance de masa y energía del enfriador (E-101) se describe a continuación, en la Tabla AII.10 y Tabla AII.11 se describen los flujos de entrada y salida con sus respectivas propiedades en el enfriador (E-101).

Se determinó el flujo máscico del fluido refrigerante a partir de la Ecuación AII.36 (Incropera, DeWitt, Bergman y Lavine, 2011, p. 655).

$$\dot{m}_{\text{gas}} C_{p_{\text{gas}}} (T_{e_{\text{gas}}} - T_{s_{\text{gas}}}) = \dot{m}_{\text{agua}} C_{p_{\text{agua}}} (T_{s_{\text{agua}}} - T_{e_{\text{agua}}}) \quad [\text{AII.36}]$$

Donde:

- $m_i$ : flujo máscico del componente i (kg h<sup>-1</sup>)
- $C_{p_i}$ : capacidad calorífica del componente i (kJ kg<sup>-1</sup> K<sup>-1</sup>)
- $T_{e_i}$ : temperatura de entrada del componente i (K)
- $T_{s_i}$ : temperatura de salida del componente i (K)

$$689,73 * 1,24 * (623 - 423) = \dot{m}_{\text{agua}} 4,17 * (353 - 288)$$

$$\dot{m}_{\text{agua}} = 631,07 \text{ (kg h}^{-1}\text{)}$$

**Tabla AII.10.** Flujos másicos de entrada y de salida del enfriador (E-101)

Componente	Flujo (kg h <sup>-1</sup> )	Temperatura (°C)	Presión (kPa)
Gas de Síntesis entrada	689,73	350,0	101,3
Gas de Síntesis de salida	689,73	150,0	101,3
Agua de entrada	769,87	15,0	101,3
Agua de salida	769,87	70,0	101,3

**Tabla AII.11.** Propiedades de los fluidos que ingresan al enfriador (E-101)

Propiedades	Unidad	Valor
Capacidad calorífica del gas de síntesis	kJ kg <sup>-1</sup> K <sup>-1</sup>	1,24
Capacidad calorífica del agua	kJ kg <sup>-1</sup> K <sup>-1</sup>	4,17

El balance de energía en el enfriador (E-101), depende del Flujo de energía que circula por el intercambiador, se determinó por medio de la Ecuación AII.37. (Incropera, DeWitt, Bergman y Lavine, 2011, p. 676).

$$\dot{Q} = \dot{m}_{\text{gas}} C_{p\text{gas}} (T_{e\text{gas}} - T_{s\text{gas}}) \quad [\text{AII.37}]$$

$$\dot{Q} = 54,92 \text{ W}$$

## AII.6. BALANCE DE MASA GAS DE SINTESIS ESTEQUIOMETRICO

En la Tabla AII.12. se detallan la corriente de gas de síntesis que sale del gasificador, antes de ingresar al proceso de compresión, debe cumplir la relación estequiometría de 2:1 para que la reacción de síntesis de metanol pueda ocurrir (Hansen, 2004, p.158).

Por tal razón se debe agregar hidrogeno a la corriente para que cumpla esta condición estequiometrica.

**Tabla AII.12.** Flujo molar y másico del gas de síntesis

Corriente de Entrada (kg h <sup>-1</sup> )	Componente	Peso Molecular	Flujo Molar (kgmol h <sup>-1</sup> )	x <sub>1F</sub>	Flujo Másico (kg/h)
689,73	Monóxido de carbono (CO)	28	6,18	0,23	172,98
	Dióxido de carbono (CO <sub>2</sub> )	44	2,66	0,10	116,99
	Nitrógeno (N <sub>2</sub> )	28	13,51	0,50	378,59
	Metano (CH <sub>4</sub> )	16	0,85	0,03	13,59
	Hidrógeno (H <sub>2</sub> )	2	3,79	0,14	7,58
	Total			26,99	1,00

La cantidad de H<sub>2</sub> necesario para la reacción, se detalla en el Anexo AII.8.

Se determinó el H<sub>2</sub> necesario para que sucedan las reacciones:

$$H_2 = 4,50 \text{ (kgmol h}^{-1}\text{)}$$

El H<sub>2</sub> disponible es de:

$$H_2 \text{ disponible} = 3,78 \text{ (kgmol h}^{-1}\text{)}$$

Por lo tanto se necesita

$$H_2 \text{ disponible} = 0,72 \text{ (kgmol h}^{-1}\text{)}$$

Una vez determino el H<sub>2</sub>, necesario para la reacciones se agrega a la corriente desde el generador de hidrogeno (HG-101), la Tabla AII.13 detalla los flujos

másicos y molares del gas de síntesis estequiométrico para la reacción de síntesis de metanol.

**Tabla AII.13.** Flujo de salida molar y másico del gas de síntesis estequiométrico.

Corriente de Entrada (kg h <sup>-1</sup> )	Componente	Peso Molecular	Flujo Molar (kgmol h <sup>-1</sup> )	x <sub>IF</sub>	Flujo másico (kg/h)
722,73	Monóxido de carbono (CO)	28	6,18	0,14	172,98
	Dióxido de carbono (CO <sub>2</sub> )	44	2,67	0,06	116,99
	Nitrógeno (N <sub>2</sub> )	28	13,51	0,31	378,27
	Metano (CH <sub>4</sub> )	16	0,85	0,02	13,59
	Hidrógeno (H <sub>2</sub> )	2	120,44	0,47	40,88
	Total		43,63	1,00	722,73

## AII.7. BALANCE DE MASA Y ENERGÍA EN EL COMPRESOR (K-101) y (K-012)

El balance de masa y energía del enfriador (K-101) se describe a continuación:

En la Tabla AII.14. se describen las condiciones de entrada y salidas de los fluidos que ingresan al compresor (K-101).

**Tabla AII.14.** Flujos másicos de entrada y de salida al compresor (K-101)

Componente	Flujo (kg h <sup>-1</sup> )	Temperatura (°C)	Presión (kPa)
Gas de Síntesis entrada	722,73	150,0	101,3
Gas de Síntesis de salida	722,73	219,5	5000,0

El balance de energía en el enfriador (K-101), depende de la potencia del compresor y energía necesaria para su funcionamiento.

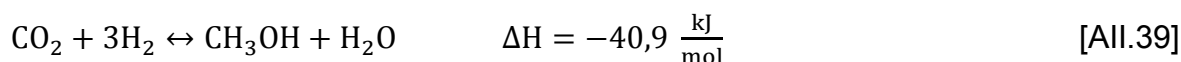
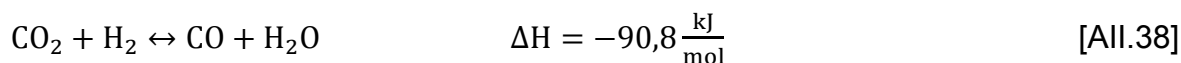
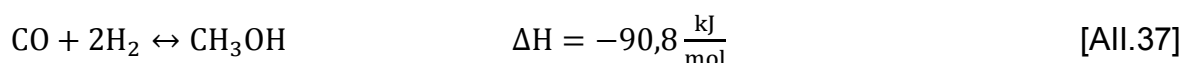
## AII.8. BALANCE DE MASA Y ENERGÍA EN EL REACTOR DE SÍNTESIS (R-101)

El balance de masa y energía del enfriador (R101) se describe a continuación, en la Tabla AII.15. se detallan los flujos másico de entrada y salida del reactor, además de las condiciones de operación de cada una de las entradas y salidas.

**Tabla AII.15.** Flujos másicos de entrada y de salida del reactor (R-101)

Componente	Flujo (kg h <sup>-1</sup> )	Temperatura (°C)	Presión (kPa)
Productos de Síntesis entrada	722,73	250,0	506,5
Productos de Síntesis de salida	722,73	256,3	506,5
Agua de entrada	4 879,49	15,0	101,3
Agua de salida	4 879,49	70,0	101,3

Para el balance de masa, se tomó en cuenta la conversión de la reacción de formación de metanol, en las Ecuaciones AII.37 a AII.39 se expresa la reacción de formación de metanol (Ertl et al., 2008, p. 2 920, Stoica et al, 2015, p. 135)



La tabla AII.16 detalla las corrientes de entrada y salida al reactor (R-101), con las composiciones molares y las fracciones molares antes y después de las reacciones de síntesis de metanol.

De acuerdo a bibliografía (Arab, Commenge, Portha y Falk, 2014, p. 2 603), estas reacciones de formación de metanol en presencia de un catalizador de CuO/ZnO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, podríamos considerar una conversión del 22,41 %. Con esta



información se realizó el balance de metanol y agua en función de la estequiometría de la reacción (Stoica et al, 2015, p.140)

**Tabla AII.16.** Flujos molares y fracciones molares de entrada al reactor (R-101)

Corriente de Entrada (kg h <sup>-1</sup> )	Componente	Flujo Molar (kgmol h <sup>-1</sup> )	x <sub>iF</sub>	Temperatura (°C)
722,73	Monóxido de carbono (CO)	6,18	0,14	227,0
	Dióxido de carbono (CO <sub>2</sub> )	2,66	0,06	
	Nitrógeno (N <sub>2</sub> )	13,51	0,31	
	Metano (CH <sub>4</sub> )	0,85	0,02	
	Hidrógeno (H <sub>2</sub> )	20,44	0,47	
	Total	43,63	1,00	
Corriente de Salida (kg h <sup>-1</sup> )	Componente	Flujo Molar (kgmol h <sup>-1</sup> )	x <sub>iF</sub>	Temperatura (°C)
722,73	Monóxido de carbono (CO)	4,68	0,12	250,0
	Dióxido de carbono (CO <sub>2</sub> )	2,52	0,07	
	Nitrógeno (N <sub>2</sub> )	13,51	0,35	
	Metano (CH <sub>4</sub> )	0,85	0,02	
	Hidrógeno (H <sub>2</sub> )	12,26	0,38	
	Metanol (CH <sub>3</sub> OH)	1,81	0,05	
	Agua (H <sub>2</sub> O)	0,36	0,01	
	Total	35,99	1,00	

Para calcular la cantidad de metanol, se utilizó en la Ecuación AII.37 y AII.39.

$$\text{CH}_3\text{OH} = 6,18 \text{ (kgmol CO h}^{-1}\text{)} * \frac{1 \text{ (kgmol CH}_3\text{OH h}^{-1}\text{)}}{1 \text{ (kgmol CO h}^{-1}\text{)}} * 0,2241$$

$$\text{CH}_3\text{OH} = 1,39 \text{ (kgmol h}^{-1}\text{)}$$

$$\text{CH}_3\text{OH} = 2,66 \text{ (kgmol CO}_2\text{ h}^{-1}\text{)} * \frac{1 \text{ (kgmol CH}_3\text{OH h}^{-1}\text{)}}{1 \text{ (kgmol CO}_2\text{ h}^{-1}\text{)}} * 0,2241$$

$$\text{CH}_3\text{OH} = 0,59 \text{ (kgmol h}^{-1}\text{)}$$

Para el agua, se utilizó la Ecuación All.39:

$$H_2O = 2,66 (\text{kgmol CO}_2 \text{ h}^{-1}) * \frac{1 (\text{kgmol H}_2\text{O h}^{-1})}{1(\text{kgmol CO}_2 \text{ h}^{-1})} * 0,2241$$

$$H_2O = 0,59 (\text{kgmol h}^{-1})$$

Para el H<sub>2</sub> de las Ecuaciones All.37 y All.38.

$$H_2 = 6,2099 (\text{kgmol CO h}^{-1}) * \frac{2 (\text{kgmol H}_2 \text{ h}^{-1})}{1(\text{kgmol CO}_2 \text{ h}^{-1})} * 0,2241$$

$$H_2 = 2,78 (\text{kgmol h}^{-1})$$

$$H_2 = 2,5652(\text{kgmol CO}_2 \text{ h}^{-1}) * \frac{3 (\text{kgmol H}_2 \text{ h}^{-1})}{1(\text{kgmol CO}_2 \text{ h}^{-1})} * 0,2241$$

$$H_2 = 1,72(\text{kgmol h}^{-1})$$

El H<sub>2</sub> necesario para que se den estas reacciones:

$$H_2 = 4,50 (\text{kgmol h}^{-1})$$

El H<sub>2</sub> disponible es de:

$$H_2\text{disponible} = 3,78 (\text{kgmol h}^{-1})$$

Por lo tanto se necesita

$$H_2\text{disponible} = 0,72 (\text{kgmol h}^{-1})$$

En la Tabla All.17 se detallan los flujos másicos de entrada y salida de cada componente y los flujos totales de las dos corrientes, con el fin de mostrar que se cumple el balance de masa en el reactor.

**Tabla AII.17.** Flujos másicos a la entrada y salida del reactor (R-101)

Componentes a la entrada del reactor	Flujo Másico (kg h <sup>-1</sup> )	Componentes a la salida del reactor	Flujo Másico (kg h <sup>-1</sup> )
Monóxido de carbono (CO)	172,98	Monóxido de carbono (CO)	131,04
Dióxido de carbono (CO <sub>2</sub> )	116,99	Dióxido de carbono (CO <sub>2</sub> )	110,88
Nitrógeno (N <sub>2</sub> )	378,27	Nitrógeno (N <sub>2</sub> )	378,27
Metano (CH <sub>4</sub> )	13,59	Metano (CH <sub>4</sub> )	13,59
Hidrógeno (H <sub>2</sub> )	40,88	Hidrógeno (H <sub>2</sub> )	24,52
		Metanol (CH <sub>3</sub> OH)	57,95
		Agua (H <sub>2</sub> O)	6,48
Total	722,73	Total	722,73

Para el balance de energía se determinó la energía que se desprende en las reacciones de formación de metanol descritas en las Ecuaciones AII.37 a AII.39.

$$\dot{Q} = f_{\text{Solución}} * \Delta H_{\text{Reacción}}$$

$$\dot{Q} = 2,88 \times 10^{-3} \text{ (kmol s}^{-1}\text{)} * 140,4 \text{ (kJ kmol}^{-1}\text{)}$$

$$\dot{Q} = 405,6 \text{ (kW)}$$

## **AII.8. BALANCE DE MASA Y ENERGÍA EN EL ENFRIADOR (E-102)**

El balance de masa y energía del enfriador (E-102) se detalla en la Tabla AII.18 las condiciones de entrada, salida y propiedades de los fluidos que ingresan al enfriador (E-102).

Para el cálculo del balance de masa del enfriador (E-102) se utilizó la Ecuación AII.39, en la Tabla AII.19 se muestran las capacidades caloríficas de los fluidos que ingresan al intercambiador.

**Tabla AII.18.** Flujos másicos de entrada y de salida del enfriador (E-102)

Componente	Flujo (kg h <sup>-1</sup> )	Temperatura (°C)	Presión (kPa)
Productos de Síntesis entrada	722,73	250,0	101,3
Productos de Síntesis de salida	722,73	30,0	101,3
Agua de entrada	1343,97	15,0	101,3
Agua de salida	1343,97	70,0	101,3

**Tabla AII.19.** Propiedades de los fluidos que ingresan al enfriador (E-102)

Propiedades	Valor
Capacidad calorífica producto de la síntesis	1,94
Capacidad calorífica del agua	4,17

La cantidad de fluido de enfriamiento para el intercambiador E-102 se determinó con la Ecuación AII.39.

$$\dot{m}_{\text{gpro}} C_{p\text{gprod}} (T_{e\text{gpro}} - T_{s\text{gpro}}) = \dot{m}_{\text{agua}} C_{p\text{agua}} (T_{s\text{agua}} - T_{e\text{agua}}) \quad [\text{AII.39}]$$

Donde:

- $\dot{m}_i$ : flujo másico del componente i (kg h<sup>-1</sup>)
- $C_{p_i}$ : capacidad calorífica del componente i (kJ kg<sup>-1</sup> K<sup>-1</sup>)
- $T_{e_i}$ : temperatura de entrada del componente i (K)
- $T_{s_i}$ : temperatura de salida del componente i (K)

$$722,21(\text{kg h}^{-1}) * 1,94(\text{kJ kg}^{-1} \text{K}^{-1}) * (523 - 303)\text{K} = m_{\text{agua}}(4,17 * (343 - 288))$$

$$m_{\text{agua}} = 1\,343,97 (\text{kg h}^{-1})$$

El balance de energía en el enfriador (E-102), depende de las temperaturas de entrada y de salida tanto del fluido refrigerante como el calefactor, estos se muestra en la Tabla AII.18.

$$\dot{Q} = m_{g\text{ pro}} C_{p_{g\text{ pro}}} (T_{e_{g\text{ pro}}} - T_{s_{g\text{ pro}}})$$

$$\dot{Q} = 722,21 \text{ (kg h}^{-1}\text{)} * 1,94 \text{ (KJ Kg}^{-1}\text{K}^{-1}\text{)} * (220)\text{K}$$

$$\dot{Q} = 85,62 \text{ kW}$$

## **AII.9. BALANCE DE MASA Y ENERGÍA EN EL SEPARADOR BIFÁSICO (S-102)**

El balance de masa y energía del separador bifásico (S-101) se describe en la Tabla AII.20.

**Tabla AII.20.** Flujos másicos de entrada y salida del separador bifásico (S-101)

<b>Componente</b>	<b>Flujo (kg h<sup>-1</sup>)</b>	<b>Temperatura (°C)</b>	<b>Presión (kPa)</b>
Entrada del producto de la síntesis	722,73	30,0	101,3
Salida del producto de la síntesis (G)	423,00	30,0	101,3
Salida del producto de la síntesis (L)	299,73	30,0	101,3

La Tabla AII.21 detalla los compuestos presentes en la corriente de entrada del separador bifásico (S-101).

La Tabla AII.22 detalla los flujos de moles y las fracciones moles de la corriente de salida del separador bifásico (S-101), es decir la corriente que corresponde a la fase líquida y a la fase gaseosa.

**Tabla AII.21.** Flujos másicos y fracciones molares a la entrada del separador (S-101)

Componentes	Flujo Másico (kg h <sup>-1</sup> )	x <sub>iF</sub>
Monóxido de carbono (CO)	131,04	0,13
Dióxido de carbono (CO <sub>2</sub> )	110,88	0,07
Nitrógeno (N <sub>2</sub> )	378,27	0,38
Metano (CH <sub>4</sub> )	13,59	0,02
Hidrógeno (H <sub>2</sub> )	24,52	0,34
Metanol (CH <sub>3</sub> OH)	57,95	0,05
Agua (H <sub>2</sub> O)	6,48	0,01
Total	722,73	1,00

**Tabla AII.22.** Flujos molares y fracciones molares a la salida del separador (S-101)

Componentes	Flujo Gaseoso (kgmol h <sup>-1</sup> )	x <sub>iF</sub>	Flujo Líquido (kgmol h <sup>-1</sup> )	x <sub>iF</sub>
Monóxido de carbono (CO)	4,68	0,14	0,00	0,00
Dióxido de carbono (CO <sub>2</sub> )	2,52	0,07	0,00	0,00
Nitrógeno (N <sub>2</sub> )	13,51	0,40	0,00	0,00
Metano (CH <sub>4</sub> )	0,85	0,03	0,00	0,00
Hidrógeno (H <sub>2</sub> )	12,26	0,36	0,00	0,00
Metanol (CH <sub>3</sub> OH)	0,00	0,00	1,81	0,83
Agua (H <sub>2</sub> O)	0,00	0,00	0,36	0,17
Total	33,82	1,00	2,17	1,00

La Tabla AII.23 detalla los flujos de másicos de la corriente de salida del separador bifásico (S-101), es decir la corriente que corresponde a la fase líquida y a la fase gaseosa.

**Tabla AII.23.** Flujos másicos a la salida del separador bifásico (S-101)

Componentes	Flujo másico (G) (kg h <sup>-1</sup> )	Flujo másico (L) (kg h <sup>-1</sup> )
Monóxido de carbono (CO)	131,04	0,00
Dióxido de carbono (CO <sub>2</sub> )	110,88	0,00
Nitrógeno (N <sub>2</sub> )	378,27	0,00
Metano (CH <sub>4</sub> )	13,59	0,00
Hidrógeno (H <sub>2</sub> )	24,52	0,00
Metanol (CH <sub>3</sub> OH)	0,00	57,95
Agua (H <sub>2</sub> O)	0,00	6,48
Total	658,30	64,43

## AII.10. BALANCE DE MASA Y ENERGÍA EN EL SISTEMA DE CALENTAMIENTO (E-103)

Para el balance de masa del sistema de calentamiento, se consideró el flujo de la solución de metanol – agua que ingresó en el Enfriador (E-103), los flujos resultantes del balance de masa se detalla en la Tabla AII.24.

**Tabla AII.24.** Flujos másicos de entrada y de salida del enfriador (E-103)

Componente	Flujo (kg h <sup>-1</sup> )	Temperatura (°C)	Presión (kPa)
Solución de Entrada	64,43	30,00	101,3
Solución de salida	64,43	65,00	101,3
Agua caliente de entrada	227,66	70,00	101,3
Agua de salida	227,66	60,00	101,3

Primero se debe determinar la temperatura de salida del fluido caliente, de acuerdo a bibliografía (Incropera, DeWitt, Bergman y Lavine, 2011, p. 655), se puede utilizar la Ecuación AII.40.

En la Tabla AII.25 se detallan las propiedades de los fluidos que se utilizaron para el cálculo del balance de masa y energía del intercambiador (E-103).

**Tabla AII.25.** Propiedades de los fluidos que ingresan al enfriador (E-103)

Propiedades	Valor
Capacidad calorífica solución de metanol -agua	4,21
Capacidad calorífica del agua	4,17

$$Q = \dot{m}_{sol} * C_{p_{sol}} * (T_{s_{sol}} - T_{e_{sol}}) = \dot{m}_{cal} * C_{p_{cal}} * (T_{e_{cal}} - T_{s_{cal}}) \quad [AII.40]$$

Donde:

$\dot{m}_i$ : flujo másico del componente  $i$  ( $\text{kg h}^{-1}$ )

$C_{p_i}$ : capacidad calorífica del componente  $i$  ( $\text{kJ kg}^{-1} \text{K}^{-1}$ )

$T_{e_i}$ : temperatura de entrada del componente  $i$  (K)

$T_{s_i}$ : temperatura de salida del componente  $i$  (K)

La temperatura de salida de la solución en el sistema de calentamiento, se determinó con la Ecuación AII.40.

$$\begin{aligned} 64,43(\text{kg h}^{-1}) * 4,21(\text{kJ kg}^{-1}\text{K}^{-1}) * (T_{s_{sol}} - 303)\text{K} \\ = 171,07(\text{kg h}^{-1}) * 4,17(\text{kJ kg}^{-1}\text{K}^{-1}) * (353 - 333)\text{K} \end{aligned}$$

$$T_{s_{sol}} = 355,60 \text{ (K)}$$

El calor transferido por el sistema se determinó con la Ecuación AII.40.

$$\dot{Q} = 1\,343,97 (\text{kg h}^{-1}) * 4,17 (\text{KJ Kg}^{-1}\text{K}^{-1}) * (10)\text{K}$$

$$\dot{Q} = 15,56 \text{ kW}$$



## AII.11. BALANCE DE MASA Y ENERGÍA EN LA COLUMNA DE DESTILACIÓN (C-101)

El balance de masa y energía de la columna de destilación se detalla en la Tabla AII.26, en la cual se describe el flujo másico y molar, la fracción másica y molar de los componentes de la corriente que ingresa a la destilación (C – 101) y las condiciones de presión y temperatura a la cual ingresa la alimentación a la columna.

**Tabla AII.26.** Flujos másicos, molares y fracciones másicas y molares de entrada a la columna de destilación (C-101)

Componente	F (kg h <sup>-1</sup> )	x <sub>iF</sub>	F (kgmol h <sup>-1</sup> )	x <sub>iF</sub>	Temperatura (°C)	Presión (kPa)
Metanol (CH <sub>3</sub> OH)	57,95	0,90	1,81	0,83	55,0	101,3
Agua (H <sub>2</sub> O)	6,48	0,10	0,36	0,17	55,0	101,3
Total	64,43	1,00	2,17	1,00		

Para el balance de masa, se considera la Ecuación AII.41, se lo hará en función del metanol.

$$F = W + D \quad \text{[AII.41]}$$

$$0,83 * 2,17 = 0,95 * (2,17 - W) + 0,05 * W$$

$$W = 0,29(\text{kgmol h}^{-1})$$

$$D = 1,88 (\text{kgmol h}^{-1})$$

En la Tablas AII.27 se representan los resultados del balance de masa de la columna de destilación C-101.

**Tabla AII.27.** Flujos másico y fracciones másicas de entrada y salida de la columna de destilación (C-101)

<b>Componente</b>	<b>F (kg h<sup>-1</sup>)</b>	<b>x<sub>iF</sub></b>	<b>D (kg h<sup>-1</sup>)</b>	<b>x<sub>iG</sub></b>	<b>W (kg h<sup>-1</sup>)</b>	<b>x<sub>iL</sub></b>
Metanol (CH <sub>3</sub> OH)	57,95	0,90	57,15	0,95	0,46	0,05
Agua (H <sub>2</sub> O)	6,48	0,10	1,69	0,05	5,13	0,95
Total	64,43	1,00	58,84	1,00	5,59	1,00

El balance de energía se detalla en el Anexo AIII.5.

## ANEXO III

### DISEÑO Y DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPOS

#### AIII.1 DISEÑO DE UN GASIFICADOR

El flujo a procesar es de 12 t día<sup>-1</sup> de residuos sólidos urbanos (RSU):

$$M_{\text{residuos}} = 12 \frac{\text{t}}{\text{día}} * \frac{1\,000 \text{ kg}}{1 \text{ t}} * \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}} = 500 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Es decir 500 kg h<sup>-1</sup>.

A partir del flujo de residuos sólidos urbanos:

$$\text{Energía en los RSU} = M_{\text{residuos}} * \text{PCI} \quad [\text{AIII.1}]$$

$$\text{Energía en los RSU} = 500 \frac{\text{kg}}{\text{h}} * \frac{70 \text{ kg seco}}{100 \text{ kg}} * \frac{1\,3016 \text{ kJ}}{\text{kg seco}} * \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}}$$

$$\text{Energía en los RSU} = 1\,265 \text{ kW} * \frac{1 \text{ MW}}{1\,000 \text{ kW}} = 1,265 \text{ MW}$$

Donde:

$M_{\text{residuos}}$ : masa de residuos sólidos (kg h<sup>-1</sup>)

PCI: poder Calorífico (KJ kg<sup>-1</sup>)

Asumiendo la eficiencia de conversión en el gasificador de biomasa esta alrededor del 80 % (Basu, 2010, p.147).

$$n = \frac{\text{LHV} * M_g}{\text{PCI} * M_r} \quad [\text{AIII.2}]$$

$$0,8 = \frac{\text{LHV} * M_g}{1,265 \text{ MW}}$$

$$\text{LHV} * \text{Mg} = 1,01 \text{ MW}$$

Se determinó el área transversal con la Ecuación 3.1, para una carga en el hogar de  $10,35 \text{ MW m}^{-2}$

$$A = \frac{1,01 \text{ MW}}{10,35 \frac{\text{MW}}{\text{m}^2}}$$

$$A = 0,097 \text{ m}^2$$

Como el gasificador se lo considera como un cilindro:

$$A = \pi * r_c^2 \quad [\text{AIII.3}]$$

Donde:

- A: área transversal de la contracción ( $\text{m}^2$ )
- LHV: poder calórico inferior del gas ( $\text{kJ/kg}$ )
- Mg: flujo másico del gas ( $\text{kg/h}$ )
- PCI: poder calórico inferior de los RSU ( $\text{kJ/kg}$ )
- Mr: flujo másico de los RSU alimentado ( $\text{kg/h}$ )
- $r_c$ : radio de la chimenea ( $\text{m}$ )

$$0,097 \text{ m}^2 = \pi * r_c^2$$

$$r_c = 0,175 \text{ m}$$

$$D_a = 0,350 \text{ m}$$

De acuerdo a los cálculos el diámetro del área transversal de la contracción ( $D_a$ ) será de  $0,35 \text{ m}$ , en el gasificador la relación es de 2:1, por tanto el diámetro del resto de las zonas del gasificador será de  $0,70 \text{ m}$  ( $D_c$ ) (Basu, 2010, p. 208).

El diámetro de mayor ( $D_m$ ) se calculó con la Ecuación AII.4.

$$\frac{D_m}{D_a} = 5,55 \quad [\text{AIII.4}]$$

$$D_m = 1\,925 \text{ mm}$$

**Tabla AIII.1** Dimensiones del Gasificador (G-101)

dc/da	da	dc	ds	dm	h	Lc	Lp	Lt	N	Db
	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)		(mm)
2	350	700	900	1925	514	825	391	3877	7	3

(Reed y Daas, 1988, p.37).

El número de boquillas se seleccionó de acuerdo a Reed y Daas (1988, p.37).

El diámetro de las boquillas (Db) se determinó con la Ecuación AIII.5. (Reed y Daas, 1988, p.37).

$$100 * \frac{n * D_b^2}{D_a^2} = 6,20$$

$$D_b = 3,34 \text{ mm} = 1 \text{ pulg} \quad [\text{AIII.5}]$$

El alto de la zona de reducción (Lr) se determinó con la Ecuación AIII.7. (Reed y Daas, 1988, p.37).

$$0,825 * \frac{D_a + D_s}{2} = L_r \quad [\text{AIII.6}]$$

$$L_r = 532 \text{ mm}$$

El alto de la zona de combustión (Lc) se determinó con la Ecuación AIII.7. (Reed y Daas, 1988, p.37).

$$\frac{L_c}{L_r} = 1,55 \quad [\text{AIII.7}]$$

$$L_c = 825 \text{ mm}$$

El alto de total ( $L_t$ ) se determinó con la Ecuación AIII.8. (Reed y Daas, 1988, p.37).

$$\frac{L_c + L_r}{L_t} = 0,35 \quad \text{[AIII.8]}$$

$$L_t = 3\,877 \text{ mm}$$

## AIII.2. DIMENSIONAMIENTO DEL CICLÓN (H-101)

En el proceso de gasificación el tamaño de las partículas que son arrastradas por el gas de síntesis no tienen un valor definido, por tal razón se busca un parámetro para determinar el dimensionamiento del ciclón, en este caso se considera la velocidad de entrada del gas.

De acuerdo a algunas deducciones (Echeverry, 2006, p.4) el diseño de un ciclón depende mucho de la familia de ciclones, en donde se tiene proporciones definidas.

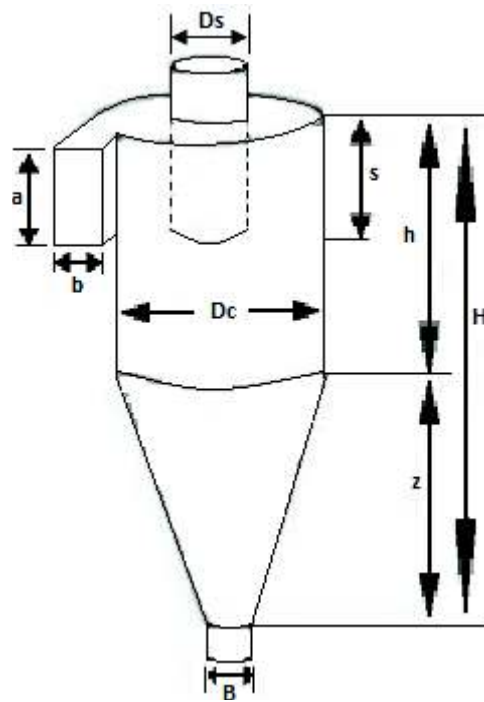
La Tabla AIII.2 detalla las dimensiones de algunos ciclones convencionales que son utilizados en la industria y las relaciones entre sus dimensiones.

**Tabla AIII.2.** Dimensiones de varios ciclones convencionales

Dimensión	Nomenclatura	Tipo de Ciclón			
		Lapple	Swift	Paterson	Zenz
Diámetro del Ciclón	$D_c/D_c$	1,000	1,000	1,000	1,000
Altura de entrada	$a/D_c$	0,500	0,500	0,583	0,500
Ancho de entrada	$b/D_c$	0,250	0,250	0,208	0,250
Altura de salida	$S/D_c$	0,625	0,600	0,583	0,760
Diámetro de salida	$D_s/D_c$	0,500	0,500	0,500	0,500
Altura de parte cilíndrica	$h/D_c$	2,000	1,750	1,333	2,000
Altura de la parte cónica	$z/D_c$	2,000	2,000	1,837	2,000
Altura total del ciclón	$H/D_c$	4,000	3,750	3,170	4,000
Diámetro de salida partículas	$B/D_c$	0,250	0,400	0,500	0,250
Factor de configuración	G	402,880	381,790	342,79	425,410
Número de cabeza de velocidad	NH	8,000	8,000	7,760	8,000
Número de vórtices	N	6,000	5,500	3,900	6,000

(Echeverry, 2006, p.4)

En la Figura AIII.1 se muestra las dimensiones de un ciclón de entrada tangencial, y que son mencionadas en la Tabla 3.3.



**Figura AIII.1.** Dimensiones del ciclón  
(Echeverry, 2006, p. 20)

Para hallar el diámetro del ciclón, es necesario calcular el área del ducto de entrada mediante las siguientes Ecuaciones 3.19 y 3.20.

Para determinar el caudal del gas, se determinó el flujo másico que se obtuvo en el balance de masa del gasificador es decir  $693,33 \text{ kg h}^{-1}$  y determinar la densidad del gas de síntesis resultante de acuerdo a la composición del gas y la temperatura de salida del gasificador.

$$A_{de} = \frac{0,35 \left( \frac{m^3}{s} \right)}{22 \left( \frac{m}{s} \right)}$$

$$A_{de} = 0,016 \text{ m}^2$$

$$a = 0,5 * D_c$$

$$b = 0,2 * Dc$$

$$Dc = \sqrt{\frac{0,016}{0,5*0,2}} = 0,40 \text{ m}$$

El resto de dimensiones se obtiene en base a las siguientes proporciones, y que se encuentran detalladas en la Tabla AIII.3.

**Tabla AIII.3.** Dimensiones del ciclón (H-101)

Dimensiones	Relación	Valor
Altura de entrada al ciclón (m)	$a=0,5*Dc$	0,20
Ancho de entrada al ciclón (m)	$b=0,5*Dc$	0,08
Altura de salida del ciclón (m)	$S=0,25*Dc$	0,10
Diámetro de salida del ciclón (m)	$Ds=0,4*Dc$	0,16
Altura parte cilíndrica del ciclón (m)	$h=2,5*Dc$	1,00
Altura parte cónica (m)	$z=1,5*Dc$	0,60
Altura total del ciclón (m)	$H=4,0*Dc$	1,60
Diámetro de salida partículas	$B=0,375*Dc$	0,15

Shepherd y Lapple desarrollaron la correlación que se considera más útil para calcular la caída de presión a través de un ciclón, con la Ecuación 3.21 (Echeverry, 2006, p.6)

$$\Delta P_c = 90 \text{ kPa}$$

### **AIII.3. DISEÑO DEL REACTOR DE SINTESIS DE METANOL**

La corriente de alimentación que ingresa al reactor de metanol tiene que ser sometido a dos reacciones químicas para la formación de metanol, por tal razón se establecen las condiciones iniciales para favorecer la formación de este producto. Se consideró que el gas de síntesis ingrese al reactor con una presión de 5 000 kPa y a una temperatura de 250 °C aproximadamente.



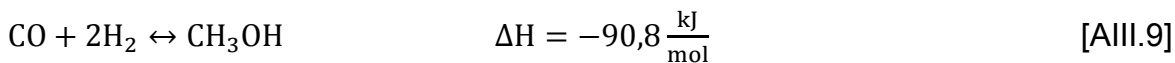
El diseño del reactor de metanol involucra varias variables es decir que se debe resolver el sistema con una herramienta que facilite su resolución, por tal razón se utilizó el programa Matlab con el objetivo de ingresar todas la variables involucradas en el sistema.

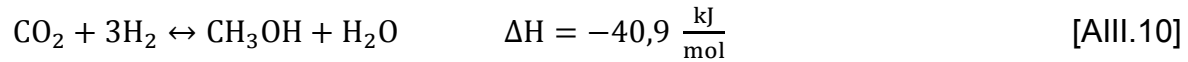
Los valores ingresados en la simulación de acuerdo a los balances de masa y propiedades de cada compuesto que se calcularon anteriormente, se muestra en la Tabla AIII.4, estos valores serán los valores de inicio de la simulación

**Tabla AIII.4.** Valores de simulación

Especificación	Valor	Simbología
Temperatura de entrada (K)	523	T(i)
Presión (bar)	50	P(i)
Flujo molar CO (kgmol s <sup>-1</sup> )	1,71E-03	F <sub>CO</sub> (i)
Flujo molar CO <sub>2</sub> (kgmol s <sup>-1</sup> )	7,38E-04	F <sub>CO2</sub> (i)
Flujo molar N <sub>2</sub> (kgmol s <sup>-1</sup> )	1,35E-02	F <sub>N2</sub> (i)
Flujo molar CH <sub>4</sub> (kgmol s <sup>-1</sup> )	2,36E-04	F <sub>CH4</sub> (i)
Flujo molar H <sub>2</sub> (kgmol s <sup>-1</sup> )	5,67E-03	F <sub>H2</sub> (i)
Peso del catalizador (kg)	1,5E-02	dw
Densidad del catalizador (kg m <sup>-3</sup> )	1250	Dcat
Porosidad del catalizador	0.5	e
Diámetro de partícula	5,4E-03	Dcat
Constante de los gases (J mol <sup>-1</sup> K <sup>-1</sup> )	8,314	R
Densidad del gas (kg m <sup>-3</sup> )	18,82	Densidadgas
Viscosidad (kg m <sup>-1</sup> s <sup>-1</sup> )	2,13E-05	Viscogas
Peso molecular gas (kg kmol <sup>-1</sup> )	16,62	PMgas

En el sistema interviene dos reacciones, en la cual se determinó las constantes de reacción para cada una de las reacciones de formación de metanol que se muestran en la Ecuaciones AIII.10 y AIII.11 (Stoica et al, 2015, p. 135), en la Tabla AIII.4 se detallan las condiciones de operación empleadas para el diseño del reactor.





$$R_{M1} = \frac{k_1 K_{\text{CO}} \left[ P_{\text{CO}} P_{\text{H}_2}^{3/2} - P_{\text{CH}_3\text{OH}} / \left( P_{\text{H}_2}^{1/2} K_{P1} \right) \right]}{(1 + K_{\text{CO}} P_{\text{CO}} + K_{\text{CO}_2} P_{\text{CO}_2}) \left[ P_{\text{H}_2}^{1/2} + \left( K_{\text{H}_2\text{O}} / K_{\text{H}_2}^{1/2} \right) P_{\text{H}_2\text{O}} \right]} \quad [\text{AIII.11}]$$

$$R_{M2} = \frac{k_2 K_{\text{CO}_2} \left[ P_{\text{CO}_2} P_{\text{H}_2}^{3/2} - P_{\text{CH}_3\text{OH}} P_{\text{H}_2\text{O}} / \left( P_{\text{H}_2}^{3/2} K_{P3} \right) \right]}{(1 + K_{\text{CO}} P_{\text{CO}} + K_{\text{CO}_2} P_{\text{CO}_2}) \left[ P_{\text{H}_2}^{1/2} + \left( K_{\text{H}_2\text{O}} / K_{\text{H}_2}^{1/2} \right) P_{\text{H}_2\text{O}} \right]} \quad [\text{AIII.12}]$$

Donde:

$R_M$ : velocidad de producción de metanol por unidad de masa de catalizador ( $\text{mol h}^{-1}$ )

$K$ : constante de velocidad ( $\text{mol h}^{-1}$  por kilogramo de catalizador)

$P_i$ : presión (MPa)

$K_i$ : constante de equilibrio de reacción termodinámicamente determinada

$R$ : 8 314,0 ( $\text{J kmol}^{-1} \text{K}^{-1}$ )

$T$ : temperatura de entrada al reactor (K)

Para determinar las diferentes constantes, se determinan a partir de las Ecuaciones AIII.13 a AIII.20 (Stoica et al, 2015, p.136).

$$k_1 = 4,89 \times 10^7 * e^{-113000/RT} \quad [\text{AIII.13}]$$

$$K_{\text{CO}} = 2,16 \times 10^{-5} * e^{46800/RT} \quad [\text{AIII.14}]$$

$$K_{\text{CO}_2} = 7,05 \times 10^{-7} * e^{61700/RT} \quad [\text{AIII.15}]$$

$$K_{\text{H}_2\text{O}} / (K_{\text{H}_2})^{\frac{1}{2}} = 6,37 \times 10^{-9} * e^{84000/RT} \quad [\text{AIII.16}]$$

$$\log K_{P1} = \frac{5139}{T} - 12,621 \quad [\text{AIII.17}]$$

$$k_3 = 1,09 \times 10^5 * e^{-87500/RT} \quad [\text{AIII.18}]$$

$$\log K_{P2} = -\frac{2073}{T} - 2,029 \quad [\text{AIII.19}]$$

$$K_{P3} = K_{P1}K_{P2} \quad [\text{AIII.20}]$$

- Constante cinética la reacción 1:

$$k_1 = 4,89 \times 10^7 * e^{-113000/(8,315*500)} = 7,67 \times 10^{-5}$$

- Constante cinética de la reacción 2 :

$$k_2 = 1,09 \times 10^5 * e^{-\frac{87500}{8,315*500}} = 7,89 \times 10^{-5}$$

- Constante del Monóxido de Carbono en la reacción:

$$K_{CO} = 2,16 \times 10^{-5} * e^{46800/(8,315*500)} = 1,67$$

- Constante del Dióxido de Carbono en la reacción:

$$K_{CO_2} = 7,05 \times 10^{-7} * e^{61700/(8,315*500)} = 1,96$$

- Relación entre la constante del agua y el hidrogeno la reacción:

$$\frac{K_{H_2O}}{K_{H_2}^{1/2}} = 6,37 \times 10^{-9} * e^{(84000/(8,315*500))} = 3,79$$

- Constante de equilibrio de reacción 1:

$$\log K_{P1} = \frac{5139}{500} - 12,621 \quad K_{P1} = 4,53 \times 10^{-3}$$

- Constante de equilibrio :

$$\log K_{P2} = -\frac{2073}{500} - 2,029 \quad K_{P2} = 6,68 \times 10^{-7}$$

- Constante de equilibrio de la reacción 3:

$$K_{P3} = K_{P1}K_{P2} = 3,02 \times 10^{-9}$$

$$R_{M1} = \frac{7,67 \times 10^{-5} * 1,67 [0,735 * 3,24 - 1,537 / (1,47 * 4,53 \times 10^{-3})]}{(1 + 1,67 * 0,735 + 1,96 * 0,32) [1,47 + (3,79) * 0,4625]} = -3,17 \times 10^{-3}$$

$$R_{M2} = \frac{7,89 \times 10^{-5} * 1,96 [0,32 * 3,24 - 1,537 * 0,4625 / (1,47 * 3,09 \times 10^{-9})]}{(1 + 1,67 * 0,735 + 1,96 * 0,32) [1,47 + (3,79) * 0,4625]} = -2\,644,76$$

Una vez determinadas las constantes de reacción y la velocidad de reacción, se determinó el balance de masa para determinar la cantidad de producto que se obtiene.

Se determinó el factor de fricción de acuerdo a la Ecuación 3.23 (Luyben, 2001, p. 5 777).

$$f = 1,75 * \frac{1 - 0,50}{0,50^3} = 7,00$$

Para determinar el diámetro y longitud de los tubos, se estableció un perfil de temperatura en función del peso del catalizador, para lo cual se necesita las características del catalizador que se utilizará. La Tabla AIII.5 describe las características del catalizador que se utilizó en la simulación.

**Tabla AIII.5.** Características del catalizador CuO/ZnO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> (KATALCO 51)

Características	Valor
Área (m <sup>2</sup> g <sup>-1</sup> )	120,0
Longitud de partícula (mm)	5,2
Diámetro de partícula (mm)	5,4
Densidad (kg m <sup>-3</sup> )	1 250
Porosidad (%)	50
Forma del catalizador	Pellets

(Johnson Matthey, 2008, p.12)

Una vez establecidas todas las condiciones dentro de la simulación, se utilizó varios valores de diámetros y longitudes, para obtener el perfil de temperaturas más adecuado para el reactor. La Tabla AIII. 6. muestra los resultados obtenidos a los diferentes diámetros y longitudes.

**Tabla AIII.6.** Resultados de la simulación para diferentes diámetros y longitudes de tubos.

Diámetro (m)	Longitud (m)	Peso de Catalizador (kg)	Temperatura (K)	Número de tubos	U (kJ s <sup>-1</sup> m <sup>-2</sup> K <sup>-1</sup> )
0,03	1,5	196,35	535,4	146	0,1385
	2,0	196,35	532,4	110	0,1798
	2,5	196,35	530,5	88	0,2212
	3,0	196,35	529,3	73	0,2625
0,05	1,5	196,35	544,7	52	0,1385
	2,0	196,35	539,2	39	0,1798
	2,5	196,35	535,9	31	0,2212
	3,0	196,35	533,8	26	0,2625
0,08	1,5	196,35	560,1	20	0,1385
	2,0	196,35	550,4	15	0,1798
	2,5	196,35	544,7	12	0,2212
	3,0	196,35	540,9	10	0,2625

De acuerdo a los resultados obtenidos en la simulación se compara los perfiles de temperaturas con la temperatura de desactivación del catalizador que es 540 K

(Ereña et al, 2008, p. 2 238) esto con el fin de considerar que temperaturas superiores a este valor, no se utilizarán para el diseño; los diámetros y longitudes que cumple con estas condiciones se encuentran resaltadas de color amarillo en la Tabla AIII.6.

Con la ecuación diferencial planteada en anteriormente en el capítulo 3 para el reactor, se la resolvió utilizando el método de Euler, con el objetivo de obtener la información del reactor.

Se utilizó la herramienta Matlab para resolver el modelo.

### Codigo de Matlab:

```
clear all
%Contador
i=1;
%Variables iniciales
x(i)=0;W(i)=0;
T(i)=523;%Temperatura inicial K;250 C
P(i)=50*1.2;%bar
Fco(i)=6.18/3600;%kmol/s
Fco2(i)=2.66/3600;%kmol/s
Fn2(i)=13.51/3600;%kmol/s
Fch4(i)=0.85/3600;%kmol/s
Fh2(i)=20.44/3600;%kmol/s
Fmet(i)=0;%kmol/s
Fh2o(i)=0;%kmol/s
Ft(i)=Fco(i)+Fco2(i)+Fn2(i)+Fch4(i)+Fh2(i)+Fmet(i)+Fh2o(i);%kmol/s
%Propiedades catalizador
dw=0.001;%kg
dcat=1250;%kg/m3
Dcat=5.4e-3;%mm
e=0.5;%porosidad del catalizador
f=1.75*(1-e)/(e^3); %factor fricción
%Dimensiones
Ltubo=3;%metro
Dtubo=0.08;%metro
Wf=194.35;
Ntubos=Wf*4/(Ltubo*dcat*pi*Dtubo^2);
while W(i)<Wf
%Presiones parciales
Pco(i)=Fco(i)*P(i)/Ft(i);%bar
Pco2(i)=Fco2(i)*P(i)/Ft(i);%bar
Pn2(i)=Fn2(i)*P(i)/Ft(i);%bar
Pch4(i)=Fch4(i)*P(i)/Ft(i);%bar
Ph2(i)=Fh2(i)*P(i)/Ft(i);%bar
Pmet(i)=Fmet(i)*P(i)/Ft(i);%bar
Ph2o(i)=Fh2o(i)*P(i)/Ft(i);%bar
%Cinética de reacción
```

```

R=8.314;%J/molK
k1=4.89e7*exp(-113000/(R*T(i)));
Kco=2.16e-5*exp(46800/(R*T(i)));
Kco2=7.05e-7*exp(61700/(R*T(i)));
kh2okh2=6.37e-9*exp(84000/(R*T(i)));
Kp1=10^(5139/T(i)-12.621);
k2=9.64e11*exp(-152900/(R*T(i)));
Kp2=10^(-2073/T(i)+2.029);
k3=1.09e5*exp(-87500/(R*T(i)));
Kp3=Kp1*Kp2;
%Velocidad de reacción
R1=(k1*Kco*(Pco(i)*Ph2(i)^(3/2)-
Pmet(i)/(Ph2(i)^(1/2)*Kp1)))/((1+Kco*Pco(i)+Kco2*Pco2(i))*(Ph2(i)^(1/2)+(k
h2okh2)*Ph2o(i)))/1000;%mol/s.kg-kmol/kg.s
R2=(k2*Kco2*(Pco(i)*Ph2(i)-
Pco(i)*Ph2o(i)/(Kp2)))/((1+Kco*Pco(i)+Kco2*Pco2(i))*(Ph2(i)^(1/2)+(kh2okh2
)*Ph2o(i)))/1000;%mol/h.kg-kmol/kg.s
R3=(k3*Kco2*(Pco2(i)*Ph2(i)^(3/2)-
Pmet(i)*Ph2o(i)/(Ph2(i)^(3/2)*Kp3)))/((1+Kco*Pco(i)+Kco2*Pco2(i))*(Ph2(i)^(
1/2)+(kh2okh2)*Ph2o(i)))/1000;%mol/h.kg-kmol/kg.s
%Entalpias de reacción
Hrx1=-90706;%unidades kJ/kmol
Hrx2=49742;
Hrx3=-40964;
%Peso de catalizador
dFmet1=R1*dw;%kmol/s
dFmet2=R2*dw;%kmol/s
dFco=R3*dw;%kmol/s
%Balance de masa
Fco(i+1)=Fco(i)-dFmet1+dFco;%kmol/s
Fco2(i+1)=Fco2(i)-dFmet2/2-dFco;%kmol/s
Fn2(i+1)=Fn2(i);%kmol/s
Fch4(i+1)=Fch4(i);%kmol/s
Fh2(i+1)=Fh2(i)-dFmet1*3-dFmet2*2-dFco;%kmol/s
Fh2o(i+1)=Fh2o(i)+dFmet2/2+dFco;%kmol/s
Fmet(i+1)=Fmet(i)+dFmet1+dFmet2;%kmol/s
Ft(i+1)=Fco(i+1)+Fco2(i+1)+Fn2(i+1)+Fch4(i+1)+Fh2(i+1)+Fmet(i+1)+Fh2o(i+1
);%kmol/s
%Balance de energía
T(i+1)=T(i);
f=(7/8)*(1-e)/(e^3); %factor fricción
Densidadgas=18.82;%kg/m3
PMgas=16.62;%kg/kmol
Viscogas=2.13E-5;%kg/ms
npi=3.141592;%Número Pi
%Velocidad superficial del tubo
%DeltaP=0.5;%Caida de presión bar
vsup=(Fco2(i)*44+Fco(i)*28+Fh2(i)*2+Fh2o(i)*18+Fn2(i)*28+Fmet(i)*32+Fch4(i)
*16)/(Densidadgas*pi*Ntubos*e*Dtubo^2/4);%((Dcat*DeltaP*10^5)/(f*Ltubo*
Densidadgas))^(1/2);%Velocidad superficial m/s
Ftubo=vsup*(npi)*((Dtubo^2)/4)*Densidadgas/PMgas;%Flujo por cada tubo
kmol/s
%Ntubos=Ft(1)/Ftubo;%Número de tubos
Re=(Dcat*vsup*Densidadgas)/Viscogas;%Número de Renolds
U=0.01454+(0.6885E-6)*(vsup*Densidadgas)/Viscogas;%Coeficiente global
transferencia
%F en kmol/s y cp en KJ/kmol.K
aCO2=21.5663;
bCO2=0.063627;
cCO2=0.000012;

```

```

dCO2=7.50E-9;
aCO=6.726;
bCO=4.0E-4;
cCO=1.28E-6;
dCO=-5.3E-10;
aH2=6.95;
bH2=-4.5E-4;
cH2=9.5E-7;
dH2=-2.0E-10;
ametanol=5.39;
bmetanol=1.22E-2;
cmetanol=1.4E-5;
dmetanol=-1.08E-8;
aH2O=30.17;
bH2O=9.92E-3;
cH2O=1.12E-6;
an2=27.2703;
bn2=5.225;
cn2=-4.18;
ach4=19.218;
bch4=52.1031;
cch4=11.9535;
dch4=-11.299;
Cpco=aCO+bCO*(T(i)-523)/2+cCO*((T(i)-523)^2)/3+dCO*((T(i)-523)^3)/4;
Cpco2=aCO2+bCO2*(T(i)-523)/2+cCO2*((T(i)-523)^2)/3+dCO2*((T(i)-523)^3)/4;
Cph2=aH2+bH2*(T(i)-523)/2+cH2*((T(i)-523)^2)/3+dH2*((T(i)-523)^3)/4;
Cph2o=aH2O+bH2O*(T(i)-523)/2+cH2O*((T(i)-523)^2)/3;
Cpmet=ametanol+bmetanol*(T(i)-523)/2+cmetanol*((T(i)-523)^2)/3+dmetanol*((T(i)-523)^3)/4;
Cpn2=an2+bn2*(T(i)-523)/2+cn2*((T(i)-523)^2)/3;
Cpch4=ach4+bch4*(T(i)-523)/2+cch4*((T(i)-523)^2)/3+dch4*((T(i)-523)^3)/4;
SumCpF=Fco(i)*Cpco+Fco2(i)*Cpco2+Fn2(i)*Cpn2+Fch4(i)*Cpch4+Fh2(i)*Cph2+Fmet(i)*Cpmet+Fh2o(i)*Cph2o;
Tt(1)=523;
Tt(i+1)=Tt(i)+((-Hrx1*R1-Hrx2*R2-Hrx3*R3-4*U*(Tt(i)-523)/(dcat*Dtubo))*dw)/(SumCpF);
%Caida de Presion
P(i+1)=P(i)-dw*(f*Ltubo*Densidadgas*vsup^2)/(Dcat*Wf*10^5);
%Aumento contador y W
W(i+1)=W(i)+dw;
i=i+1;
end
plot(W,Tt)
x1=1-Fco(i)/Fco(1);%Conversion CO
x2=1-Fco2(i)/Fco2(1);%Conversion CO
Xt=1-(Fco(i)+Fco2(i))/(Fco(1)+Fco2(1));
disp(['W',Tt',Fch4',Fco',Fh2',Fmet',Fn2',Fh2o',Fco2'])
disp('    Peso    Temperatura    Ch4    co    h2    met
n2    h2o    co2')
disp('Num de tubos  Diametro Longitud Coeficiente Conversion CH4    CO
CO2    H2    H2O    CH3OH    N2')
disp(['Ntubos',Dtubo',Ltubo', U', Xt'])

```

Para el diseño del reactor se consideró una longitud de tubo de 3 m y un diámetro interno de 0,03 m, esto debido a que su perfil de temperatura se encuentra más alejado de la temperatura de desactivación del catalizador. Con este valor se



determinó las composiciones de los gases resultantes, se determinó la temperatura de salida del reactor, la conversión en el reactor, la caída de presión, coeficiente global de transferencia de calor, el número de Reynolds, temperatura máxima, etc. La Tabla AIII.7 muestra los resultados obtenidos de la simulación para el diámetro y longitud seleccionado.

**Tabla AIII.7.** Resultados finales de la simulación

<b>Características</b>	<b>Valor</b>
Temperatura de salida del reactor (K)	529,3
Longitud de tubo (m)	5,2
Diámetro de Tubo (m)	0,03
Caída de presión (bar)	0,06
Coficiente global de transferencia de calor ( $\text{kJ s}^{-1} \text{m}^{-2} \text{K}^{-1}$ )	0,26
Re	1944,7
Conversión (%)	0,21
Velocidad superficial ( $\text{m s}^{-1}$ )	0,41
Flujo en cada tubo ( $\text{kg mol s}^{-1}$ )	3,26E-04
Número de tubos	73
Peso de tubo (kg)	196,35
Temperatura máxima (K)	536,0
Flujo de CO ( $\text{kmol s}^{-1}$ )	1,3E-03
Flujo de CO <sub>2</sub> ( $\text{kmol s}^{-1}$ )	7,0E-04
Flujo de CH <sub>4</sub> ( $\text{kmol s}^{-1}$ )	2,0E-04
Flujo de H <sub>2</sub> ( $\text{kmol s}^{-1}$ )	4,1E-03
Flujo de N <sub>2</sub> ( $\text{kmol s}^{-1}$ )	3,8E-03
Flujo de H <sub>2</sub> O ( $\text{kmol s}^{-1}$ )	1,00E-4
Flujo de CH <sub>3</sub> OH ( $\text{kmol s}^{-1}$ )	5,00E-04

#### **AIII.4. DISEÑO DE UN SEPARADOR BIFÁSICO (S-101)**

En el separador bifásico se considera el flujo de entrada, a la corriente gaseosa generada en el reactor de síntesis de metanol (R-101).

Como primer paso se determinó la velocidad en la superficie, esto se lo realizó en base a las normas API (API, 2008, p. 13), se utilizó la Ecuación 3.54, las propiedades del líquido y del gas en las unidades necesarias para el cálculo se detallan en la Tabla AIII.8.

Para el caso en mención se ha elegido un separador bifásico vertical de 5 pies de altura con un nivel normal del líquido del 30,00 % y un factor típico de 0,12 (API, 2008, p. 17).

$$V_S = 0,12 * \sqrt{\frac{42,87-0,05}{0,05}} = 3,51 \text{ (pie s}^{-1}\text{)}$$

En la Tabla AIII.9 detalla las características de un separador vertical.

**Tabla AIII.8.** Propiedades líquido y gas que ingresa al separador bifásico (S-101)

Propiedades	Valor
Presión (psi)	14,7
Temperatura (°F)	86
Flujo del gas (pie <sup>3</sup> s <sup>-1</sup> )	0,78
Flujo del líquido (bbl día <sup>-1</sup> )	143,40
Densidad del gas (lb pie <sup>-3</sup> )	0,05
Densidad del líquido (lb pie <sup>-3</sup> )	42,87
Peso molecular del gas (lb lbmol <sup>-1</sup> )	24,61
Viscosidad del gas (cP)	1,79E-02
Factor de compresibilidad	1

**Tabla AIII.9.** Características de un separador vertical

Separador	Altura o longitud l (pie)	Factor separador (pie s <sup>-1</sup> )
Vertical	5,00	0,12 a 0,24
	10,00	0,18 a 0,35

(API, 2008, p. 13)

El área de flujo de gas se determinó mediante la Ecuación 3.55 (API, 2006, p. 17).

$$A = \frac{0,78}{3,51} = 0,22 \text{ pies}^2$$

El diámetro del separador se calculó empleando la Ecuación 3.56 (API, 2008, p. 17).

$$D = \left( \sqrt{\frac{4}{\pi} * 0,22} \right) * 12 = 6,35 \text{ pulg}$$

Por seguridad hay que sobredimensionar el equipo por tal razón se considera el valor más alto de sobredimensionamiento es decir 9,00 % y se lo debe aplicar al diámetro (Couper et al, 2012, p. 6),

$$D = 1,09 * 6,35 = 6,92 \text{ pulg}$$

De acuerdo a la Norma API *Specification* 12J (2008, p. 17), el diámetro mínimo es de 30 pulgadas, por lo tanto se tomó ese valor para el diseño.

La relación altura – diámetro, se consideró un valor de 2 (GPSA, 2004, p. 7.6).

$$\frac{H}{D} = \frac{60 \text{ (in)}}{30 \text{ (in)}} = 2$$

Se determinó el volumen de líquido a partir de las Ecuación 3.57 (API 12J, 2008, p. 14),

$$V = \frac{(30)^2 * \pi}{4} * \frac{10 * 0,30}{144 * 5,615} = 2,62 \text{ (bbl)}$$

La capacidad del líquido en el separador se calculó mediante la Ecuación 3.58, en la Tabla AIII.10 se describen los tiempos de residencia de acuerdo al líquido.

Se determinó la densidad en °API a partir de la Ecuación AIII.21 (Schlumberger, 2017).

**Tabla AIII.10.** Tiempos de residencia en el separador

Densidad (°API)	Tiempo de residencia (min)
> 35	1
20 – 30	1 – 2
10 – 20	2 – 4

(API, 2008, p. 14)

$$^{\circ}\text{API} = \frac{141,5}{\frac{d_L}{62,4}} - 131,1$$

[AIII.21]

$$^{\circ}\text{API} = \frac{141,5}{\frac{42,87}{62,4}} - 131,1 = 74,86$$

$$W = 1\,440 * \frac{2,62}{1} = 3772,8 \text{ (bbl día}^{-1}\text{)}$$

La capacidad del líquido en el separador es superior al 30,00 %, por lo tanto, el diseño es correcto.

En la Tabla AIII.11 se detallan las características de diseño del separador bifásico S – 101.

**Tabla AIII.11.** Especificaciones del separador bifásico (S-101)

Especificaciones	Valor
Presión (kPa)	101,3
Temperatura (°C)	120,0
Tipo de separador	Vertical
Factor de seguridad (%)	9,00
H (pie)	5
di (m)	0,17
de (m)	0,18
E (m)	1 E-03
H/D	2
Material	AISI-316

### AIII.5. DISEÑO DE UNA COLUMNA DE DESTILACIÓN

En el diseño de la columna de destilación o etapa de purificación del metanol se considera los datos de equilibrio entre el líquido y el vapor, es decir las entalpías de líquido y vapor saturado con esta información se debe construir primeramente la curva de equilibrio, para lo cual se utilizó la información de la Tabla AII.12; para el caso la curva de entalpia se utilizó la información obtenida en la Tabla AII.13.

**Tabla AIII.12.** Sistema metanol – agua, equilibrio entre el líquido –y el vapor

<b>Equilibrio líquido - vapor</b>		
<b>% molar del metanol</b>		<b>Punto de ebullición (°C)</b>
x	y	
0,0	0,0	100,0
2,0	13,4	96,4
4,0	23,0	93,5
6,0	30,4	91,2
8,0	36,5	89,3
10,0	41,8	87,7
15,0	51,7	84,4
20,0	57,9	81,7
30,0	66,5	78,0
40,0	72,9	75,3
50,0	77,9	73,1
60,0	82,5	71,2
70,0	87,0	69,3
80,0	91,5	67,6
90,0	95,8	66,0
95,0	97,9	65,0
100,0	100,0	65,4

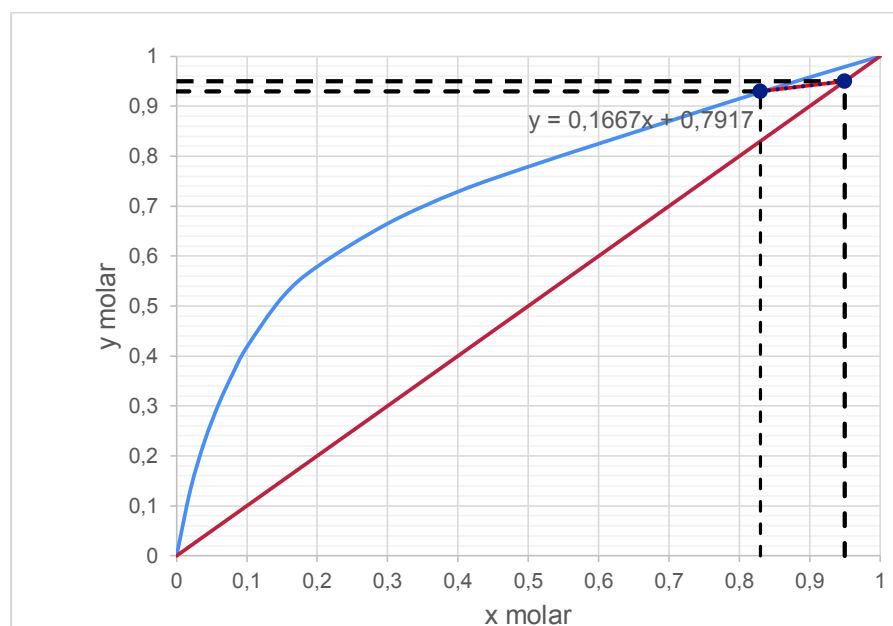
(Khoshandam, 2016)

**Tabla AIII.13.** Sistema metanol – agua entalpías del líquido y vapor saturado

% molar MeOH y o x	Entalpía sobre 0 °C solución (BTU lbmol <sup>-1</sup> )			
	Vapor Saturado		Líquido Saturado	
	T (°C)	H <sub>v</sub>	T (°C)	H <sub>L</sub>
0,00	100,00	20,72	100,00	3 240,00
5,00	98,90	20,52	92,80	3 070,00
10,00	97,70	20,34	87,70	2 950,00
15,00	96,20	20,16	84,40	2 850,00
20,00	94,80	20,00	81,70	2 760,00
30,00	91,60	19,64	78,00	2 620,00
40,00	88,20	19,31	75,30	2 540,00
50,00	84,90	18,97	73,10	2 470,00
60,00	80,90	18,65	71,20	2 410,00
70,00	76,60	18,31	69,30	2 370,00
80,00	72,20	17,98	67,60	2 330,00
90,00	68,10	17,68	66,00	2 290,00
100,00	64,50	17,39	64,50	2 250,00

(Khoshandam, 2016)

La Figura AIII.2 representa la curva de equilibrio en entre el líquido y el vapor para el sistema metanol – agua.

**Figura AIII.2.** Equilibrio líquido – vapor sistema metanol – agua para obtener el (Rm)

Con los datos representados en la curva de equilibrio, se utiliza el valor de la fracción molar en la alimentación, esta información fue obtenida en el balance de masa de la columna de destilación calculado anteriormente en el Anexo III.

La fracción molar obtenida es de 0,83 que se lo representa en la Figura AIII.2, en líneas negras entrecortadas, con esto se obtiene un valor de 0,90 en la fracción y molar, además se debe representar la fracción molar del destilado para el caso aplicado vamos a considerar 0,95.

Una vez determinado estos puntos, se debe trazar la recta de operación que relaciona las fracciones molares utilizadas, esto se representa en la Figura AIII.2 con una línea de color verde y se denomina recta de operación de enriquecimiento (ROE).

La recta (ROE) se la debe representar en forma de ecuación lineal, esto con el objetivo de relacionarla mediante la Ecuación 3.33 (Martinez y Reus, 2004, p.439), para determinar el reflujo mínimo.

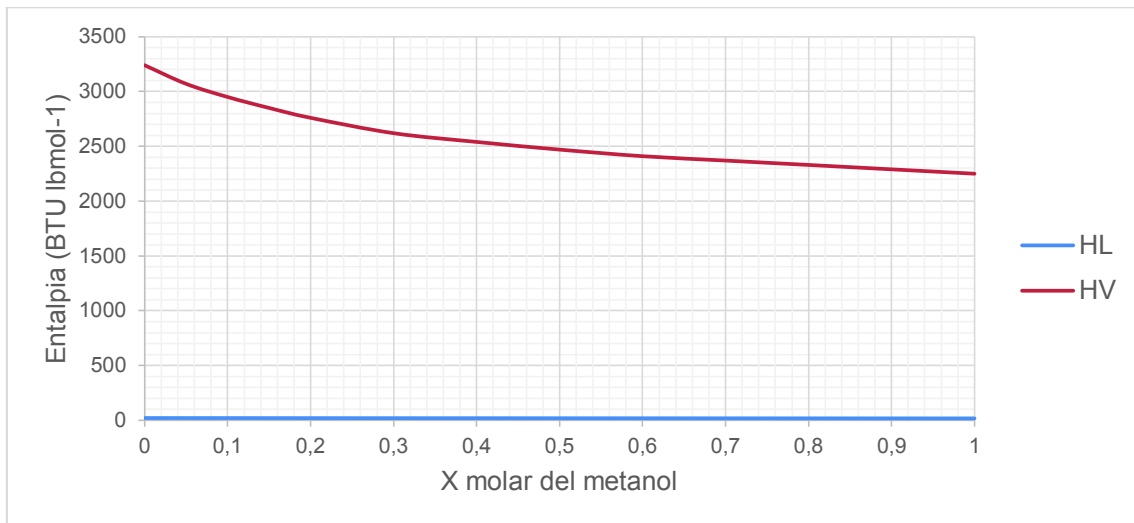
$$\frac{R_m}{R_m + 1} = 0,26$$

$$R_m = 0,19$$

Una vez determinado el reflujo mínimo ( $R_m$ ), se determinó el reflujo externo, con la Ecuación 3.34 (Martínez y Reus, 2014, p. 480).

$$R \cong 1,5 * 0,19 = 0,28 \left( \frac{\text{mol de reflujo}}{\text{mol de destilado}} \right)$$

La Figura AIII.3 representa la curva entálpica del líquido y vapor saturado del sistema metanol – agua, se utilizó los datos de la Tabla AIII.14.



**Figura AIII.3.** Curvas de entalpía líquido – vapor en función de la fracción molar del metanol

La curva de entalpía del líquido y vapor saturado representada en la Figura AIII.3 se la utilizó para determinar las entalpías de la fracción molar de la alimentación y del destilado.

Con estos resultados se determinó el polo de rectificación o enriquecimiento ( $M_D$ ) y el polo de agotamiento o despojamiento ( $M_W$ ) empleando las Ecuaciones 3.35 y 3.36 (Martínez y Rus, 2004, p. 438; Treybal, 2010, p. 420).

$$0,28 = \frac{M_D - 2300 \text{ (BTU lbmol}^{-1}\text{)}}{2300 \text{ (BTU lbmol}^{-1}\text{)} - 20,52 \text{ (BTU lbmol}^{-1}\text{)}}$$

$$M_D = 2733,10 \text{ (BTU lbmol}^{-1}\text{)} = 6313,46 \text{ (kJ kgmol}^{-1}\text{)}$$

$$\begin{aligned} 2,17 \text{ (kgmol h}^{-1}\text{)} * (22,31 \text{ (KJ Kgmol}^{-1} \text{ K}^{-1}\text{)} * (354,20 - 273)\text{K}) \\ = 1,88 \text{ (kgmol h}^{-1}\text{)} * 6313,46 \text{ (kJ kgmol}^{-1}\text{)} + 0,29 \text{ (kgmol h}^{-1}\text{)} * M_W \end{aligned}$$

$$M_W = -27373,08 \text{ (kJ kgmol}^{-1}\text{)} = -11849,81 \text{ (BTU lbmol}^{-1}\text{)}$$

Una vez determinados los polos de rectificación y agotamiento, se debe calcular el calor presente en el calderín, esto se determinó mediante la Ecuación 3.37 (Treybal, 2010, p. 419).



$$q_r = 0,29 \text{ (kgmol h}^{-1}\text{)} * (45,88 - (-27\ 373,08))\text{(kJ kgmol}^{-1}\text{)} = 7\ 677,30 \text{ (kJ h}^{-1}\text{)}$$

El calor presente en el calderín se utilizó en la Ecuación 3.38 (Treybal, 2010, p. 419) y se calculó la cantidad de vapor de calentamiento que se necesita en el calderin.

$$m_v = \frac{7\ 677,30 \text{ (KJ h}^{-1}\text{)}}{2\ 255 \text{ (KJ kg}^{-1}\text{)}} = 3,40 \text{ (kg h}^{-1}\text{)}$$

En la zona de rectificación o enriquecimiento se debe determinar el calor que necesario para condensar el destilado y la cantidad de agua de refrigeración necesaria para conseguir la condensación del destilado, esto se determinó mediante las Ecuaciones 3.39 y 3.40 (Treybal, 2010, p. 433).

$$q_c = 1,88 \text{ (Kgmol h}^{-1}\text{)} * (6\ 313,46 - 39,21)\text{(kJ kgmol}^{-1}\text{)} = 11\ 795,59 \text{ (KJ h}^{-1}\text{)}$$

$$m_c = \frac{11\ 795,59 \text{ (kJ h}^{-1}\text{)}}{4,18 \text{ (kJ kg}^{-1}\text{C}^{-1}\text{)} * (81,19 - 65)\text{C}} = 174,29 \text{ (kg h}^{-1}\text{)}$$

Una vez determinados los flujos energéticos y másicos tanto en el calderin como en el condensador, se debe diseñar la columna de destilación, el primer paso es determinar el número de platos que tiene la columna, para este fin se utilizó las Figuras AIII.2 y AIII.3 esto debido a que el método gráfico empelado es decir el método de Ponchon – Savarit, considera una superposición de las Figuras AIII.2 y AIII.3, este método se utiliza los valores tanto de la curva de equilibrio como los valores de la curva de entalpía del sistema metanol agua para su resolución (Martínez y Rus, 2004, pp. 423-431).

Los resultados obtenidos por este método se presentan en las Figuras AIII.4 y AIII.5, con esta información se determinó la cantidad de platos que tiene la columna de destilación, es decir 8 platos.

El segundo paso en el diseño de la columna de destilación, es determinar el diámetro y la altura que tiene la columna, para este fin utilizó las Ecuaciones 3.41 y 3.42 descritas en Jiménez (2013, p. 151).

$$V = 0,761 * \left(\frac{1}{1}\right)^{1/2} = 0,761$$

$$D_C = \left[ \left( \frac{4}{\pi * 0,761} \right) (1,88) * (0,28 + 1)(22,2) \left( \frac{339,25}{273} \right) * \left( \frac{1}{1} \right) * \left( \frac{1}{3\ 600} \right) \right]^{1/2}$$

$$D_C = 0,17(\text{m})$$

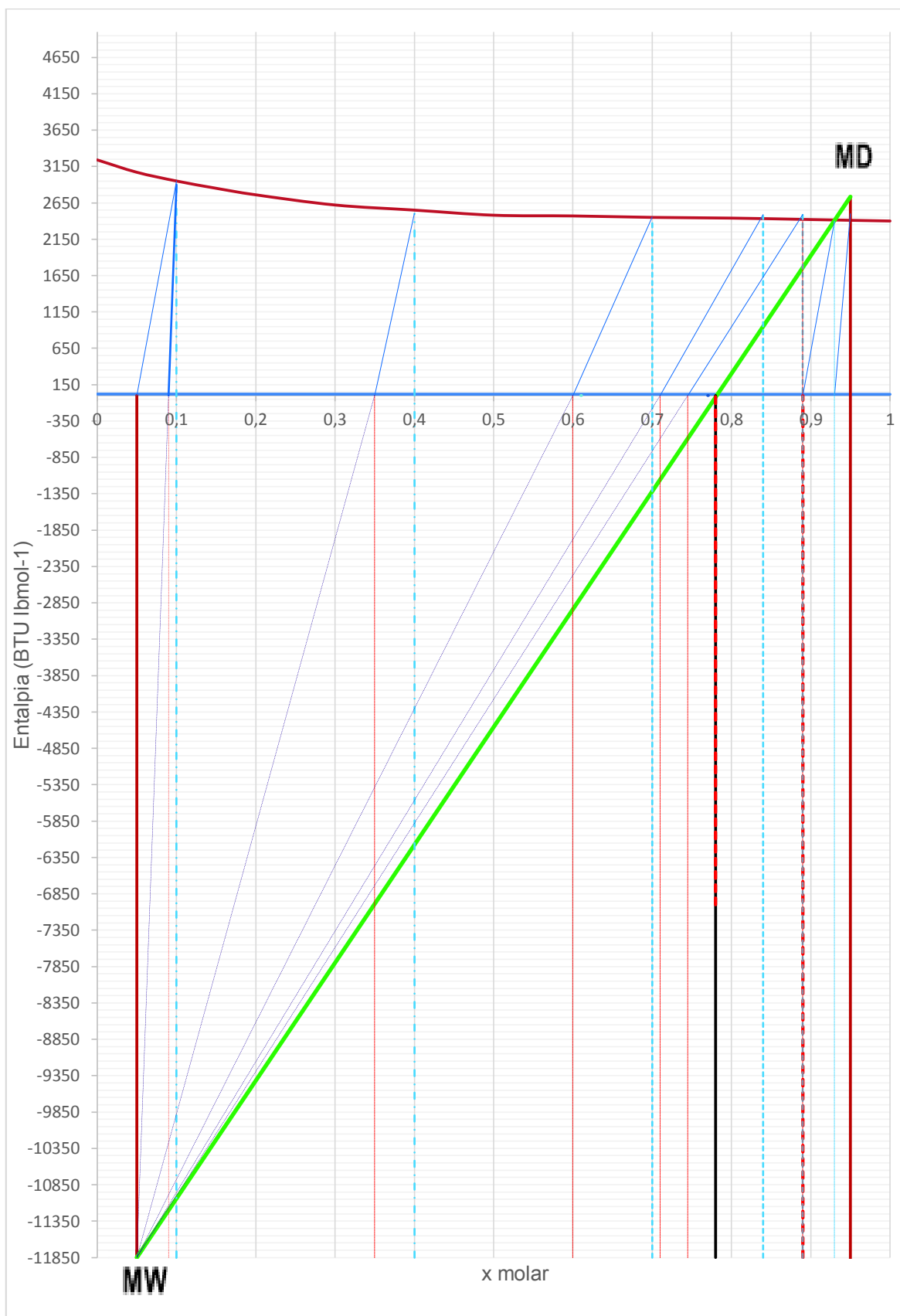
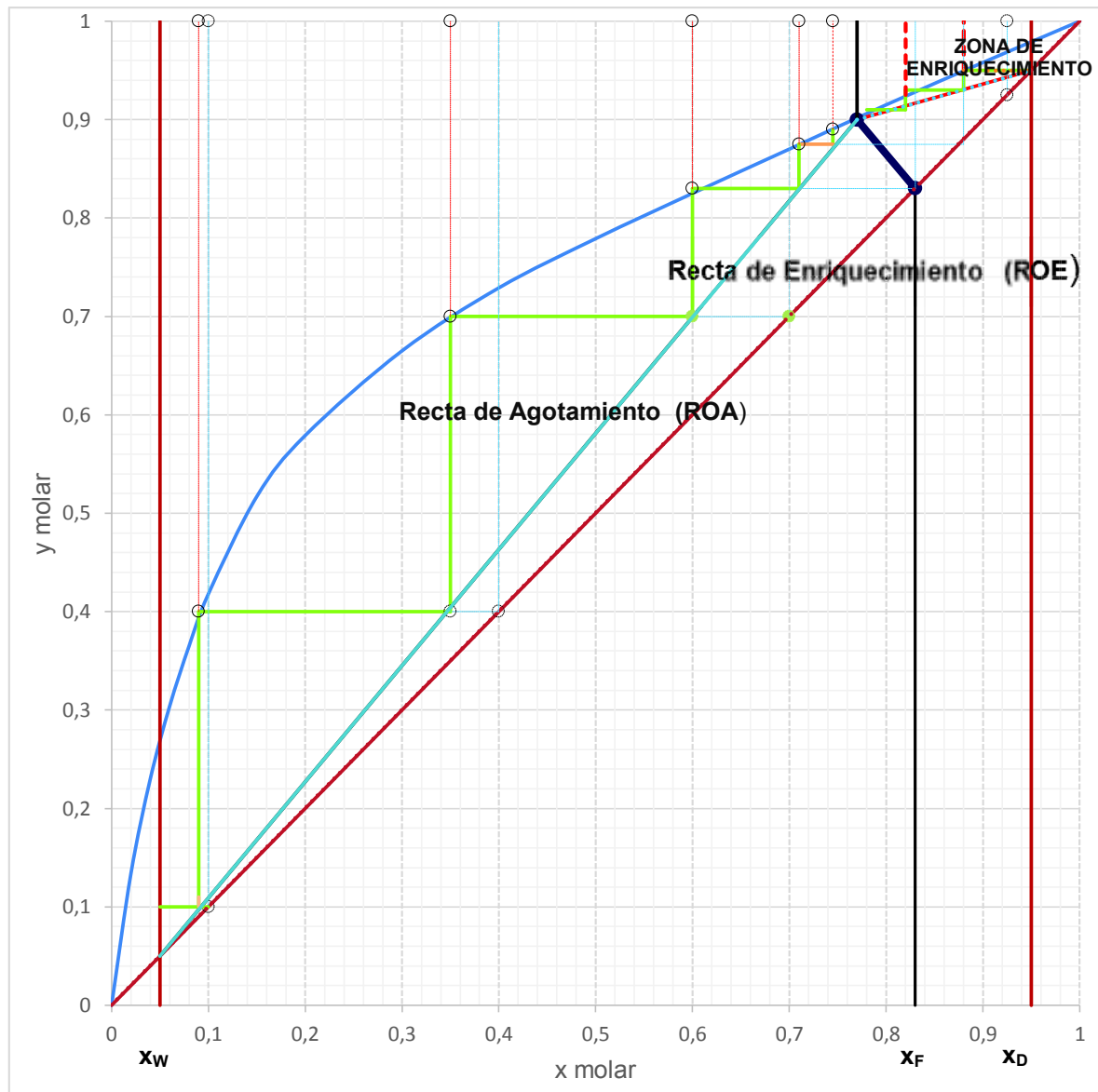


Figura AIII.4. Ponchon – Savarit parte 1



**Figura AIII.5. . Ponchon – Savarit parte 2**

Por seguridad se debe sobredimensionar el equipo, para el caso de la columna de destilación la variable en la cual se aplica es el diámetro, se consideró un factor de seguridad del 16,00 % (Couper et al. 2012, p. 6).

$$D_C = 1,16 * 0,17$$

$$D_C = 0,20 \text{ (m)}$$

En la altura de la columna de destilación empleando la Ecuación 3.43 (Jiménez, 2003, p. 151), se necesita el número de etapas ideales, el autor considera que este valor corresponde al número de platos calculado anteriormente, para el diseño de calculado en la planta se determinó la altura de la columna considerando un número de etapas ideales de 8 (Abolpour B, Abolpour R, Shamseddini A, Kamyabia S y Hamzehee F, 2013).

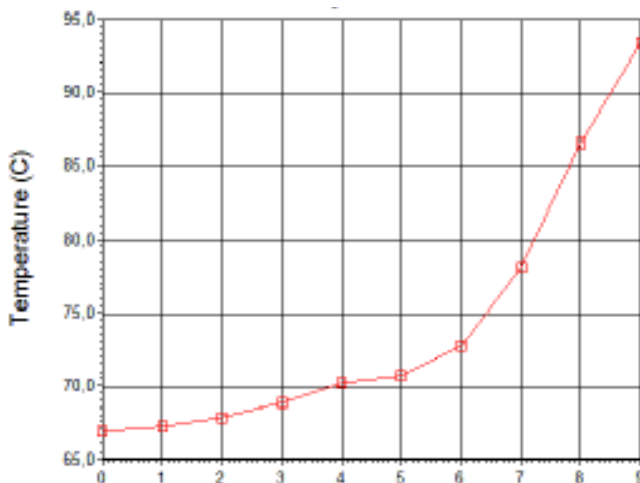
$$H_C = 0,61 * \left( \frac{8}{0,90} \right) + 4,27$$

$$H_C = 9,69 \text{ (m)}$$

Una vez determinadas las dimensiones de la columna de destilación, se debe seleccionar el tipo de plato que se necesita en la columna, para este caso se seleccionó platos perforados, en la Tabla AIII.14 se describen algunas características de la columna de destilación diseñada (C-101).

**Tabla AIII.14.** Características de la columna de destilación (C-101)

<b>Características</b>	<b>Especificación</b>
Presión (kPa)	101,3
Temperatura de alimentación (°C)	80,0- 100,0
Temperatura del destilado (°C)	66,9
Temperatura de los fondos (°C)	93,3
R	0,28
Rmin	0,19
mv (kg h <sup>-1</sup> )	3,40
mc (kg h <sup>-1</sup> )	543,72
Numero de platos	8
Dc( m)	0,17
Dc seguro (m)	0,20
Hc(m)	9,69
Material	Acero inoxidable AISI-316
Plato de alimentación	5
Espaciamiento entre plato	0,8
Tipo de plato	Perforado



**Figura AIII.6.** Perfil de temperatura a lo largo de la columna de destilación

La Figura AIII.6 muestra el perfil de temperatura de la columna de destilación, representa la temperatura en cada plato de la columna.

### **AIII.6. DISEÑO DE TANQUES DE ALMACENAMIENTO**

Para el almacenamiento del metanol se considera un tanque atmosférico.

Se determina el caudal de operación, caudal de diseño y el volumen de operación, la temperatura de diseño y la presión de diseño a partir de las Ecuaciones 3.44 y 3.45 (API, 2007, B.1).

$$Q_{\text{operación}} = 7,00 \text{ (m}^3 \text{ h}^{-1}\text{)}$$

$$Q_{\text{diseño}} = 7,70 \text{ (m}^3 \text{ h}^{-1}\text{)}$$

$$V_{\text{operación}} = 156 \text{ (m}^3\text{)} = 981,74 \text{ (bbl)}$$

Los criterios utilizados para el diseño del tanque atmosférico se basan en la Norma API 650 (API, 2007, p. B-1):

- Cuando el volumen de operación ( $V_{operación}$ ) < 1 000 (bbl) se determina el volumen nominal ( $V_{nominal}$ ) de tal forma que este sea el de  $V_{operación}$  y se suma 4 pies de altura al tanque.
- Cuando el  $V_{nominal}$  < 1 000 (bbl) se debe redondear de 50 en 50.
- Cuando el  $V_{nominal}$  < 10 000 (bbl) la altura es menor al diámetro interno.
- Cuando el  $V_{nominal}$  < 2 000 (bbl) se suele emplear planchas de 6 pies de altura.
- Para tanques atmosféricos medianos y pequeños  $H/D_i = 2$ .
- Factor de seguridad 10 %.
- Tiempo de contingencia entre 4 – 8 horas.

$$V_{nominal} = V_{operación} = 981,74(\text{bbl})$$

Aplicando los criterios de diseño, se obtiene que la altura del tanque es 132,80 pies y el diámetro interno es 16,40 pies;  $H = 10$  (m) y  $D_i = 5$  (m).

El espesor del tanque se determinó con la Ecuación AIII.22.

$$t_t = \frac{d \cdot h \cdot g}{2 \cdot S_t \cdot E} * \frac{D_i}{1\ 000} \quad [\text{AIII.22}]$$

En la Tabla AIII.15 se detallan las propiedades necesarias para calcular el espesor del tanque de almacenamiento de metanol.

**Tabla AIII.15.** Propiedades empleadas para calcular el espesor del tanque

Propiedad	Valor
$d$ ( $\text{kg m}^{-3}$ )	782,0
$h$ (m)	10,0
$g$ ( $\text{m s}^{-2}$ )	9,81
$D_i$ (m)	5,0
$S_t$ (esfuerzo)	107,56
$E$ (eficiencia)	85

$$t_t = \frac{782 * 10,0 * 9,81}{2 * 107,56 * 0,85} * \frac{5,0}{1000} = 2,09 \text{ (mm)} = 2,09 \times 10^{-3} \text{ (m)}$$

Los cálculos anteriores fueron empleados para el diseño del tanque de almacenamiento de agua y metanol, las dimensiones de los tanques se encuentran detallados en la Tabla AIII.16.

**Tabla AIII.16.** Características tanques de almacenamiento de agua y metanol

Características	Valor	Valor
Q <sub>operación</sub> (m <sup>3</sup> h <sup>-1</sup> )	7,00	0,07
Q <sub>diseño</sub> (m <sup>3</sup> h <sup>-1</sup> )	7,70	0,07
Tiempo (h)	24	24
V <sub>operación</sub> (m <sup>3</sup> )	168,00	1,68
V <sub>nominal</sub> (m <sup>3</sup> )	198,00	1,97
H (m)	10,0	4,0
Di (m)	5,0	2,0
E (m)	2,09E-03	4,20E-04

## AIII.7.DIMENSIONAMIENTO DE INTERCAMBIADORES DE CALOR

Para el dimensionamiento de los intercambiadores de calor se van a considerar algunos criterios de diferentes autores, en la Tabla AIII.17 se describen las características de los fluidos para el dimensionamiento de los intercambiadores de calor (Incropera, DeWitt, Bergman y Lavine, 2011, p. 655).

**Tabla AIII.17.** Criterios de dimensionamiento del enfriador (E-101)

Fluidos	Ubicación	Flujo volumétrico (m <sup>3</sup> h <sup>-1</sup> )	Presión (kPa)	Temperatura (°C)
Gas de síntesis	Coraza	350,00	101,3	350,0
Agua	Tubos	0,77	101,2	70,0



En la Tabla AIII.18 se describen los fluidos y características para el dimensionamiento del enfriador (E-102).

**Tabla AIII.18.** Criterios de dimensionamiento del enfriador E-102

Fluidos	Ubicación	Flujo volumétrico (m <sup>3</sup> h <sup>-1</sup> )	Presión (kPa)	Temperatura (°C)
Productos Síntesis	Coraza	350,00	101,3	250,0
Agua	Tubos	1,34	101,3	70,0

En la Tabla AIII.19 se describen los fluidos y características para el dimensionamiento del enfriador (E-103).

**Tabla AIII.19.** Criterios de dimensionamiento del calentador (E-103)

Fluidos	Ubicación	Flujo volumétrico (m <sup>3</sup> h <sup>-1</sup> )	Presión (kPa)	Temperatura (°C)
CH <sub>3</sub> /OH	Coraza	0,31	101,3	30,0
Agua Caliente	Tubos	0,08	101,3	70,0

Una vez determinada la ubicación de los fluidos y la condición de operación de los mismos se determinó el tipo de intercambiador a utilizar y se seleccionó de catálogos (HRS Heat Exchangers, 2016, p. 1), en Tabla AIII.20 detalla las especificaciones de los intercambiadores seleccionados en las diferentes etapas del proceso de producción de metanol.

**Tabla AIII.20.** Intercambiadores de Calor

Características	E-101	E-102	E-103
Longitud (m)	1,5	1,5	1,5
Numero de tubos	31	31	31
Área de Transferencia (m <sup>2</sup> )	9,7	9,7	9,7
LMTD	357,7	313,30	24,09
Diámetro tubos (m)	0,02	0,02	0,02
Diámetro de a coraza (m)	0,30	0,30	0,30
Numero de pasos	1:2	1:2	1:1

(HRS Heat Exchangers, 2016, p. 1)

### AIII.8. DIMENSIONAMIENTO DE COMPRESORES (K-101 Y K-102)

El dimensionamiento de los compresores se detalla a continuación:

Con el objetivo de seleccionar un compresor acorde a las necesidades de la planta, en la Tabla AIII.21 se detallan las condiciones de operación necesarias para el dimensionamiento de los compresores (K-101 y K-102).

**Tabla AIII.21.** Especificaciones de dimensionamiento del compresor (K-101) y (K-102).

<b>Especificaciones</b>	<b>K-101</b>	<b>K-102</b>
Presión de succión (kPa)	101,3	101,3
Presión de descarga (kPa)	606,6	5 000,0
Temperatura de succión (°C)	25,0	150,0
Temperatura de descarga (°C)	53,6	219,5
Potencia (HP)	35,73	376,73

Se puede utilizar un compresor centrífugo de una sola etapa o un compresor recíprocante multietapas, el número de etapas se determinó con la Ecuación 3.59 (Lira, 2007, pp.27-28)

$$R_c = \left( \frac{P_D}{P_S} \right) = 3,68$$

Si  $R_c > 5$  se debe usar una sola etapa.

Si  $R_c > 30$  se debe usar dos etapas.

Si  $R_c > 100$  se deben usar tres etapas.

La potencia del compresor se determinó con la Ecuación 3.60 (Lira, 2007, pp.27-28)

$$\frac{\text{BHP}}{\text{etapa}} = 3,03(1) \left( \frac{(0,27)(536,67)}{0,85} \right) \left( \frac{1,4}{1,4-1} \right) \left( \frac{14,65}{520} \right) \left( \left( \frac{88,2}{14,7} \right)^{\frac{1,4-1}{1,4}} - 1 \right)$$

$$\text{BHP} = 35,73 \text{ HP}$$

La temperatura de salida del compresor se determina con la Ecuación 3.61 (Lira, 2007, pp.27-28).

$$T_D = 230,9 \text{ } ^\circ\text{F} = 110,0 \text{ } ^\circ\text{C}$$

La Tabla AIII.22 detalla las especificaciones de los compresores seleccionados de catálogos que cumplen los requerimientos de la planta.

**Tabla AIII.22.** Especificaciones de los compresores (K-101) y (K-102)

<b>Especificaciones</b>	<b>K-101</b>	<b>K-102</b>
Marca	Josval	SUER
Modelo	Mistral 50-A	WP206L
Máxima presión de trabajo (bar)	8	75
Número de etapas	1 – 3	1 – 5
Potencia máxima (kW)	40	100

### **AIII.9. DIMENSIONAMIENTO DE LAS BOMBAS**

Para dimensionamiento de las bombas y tuberías, debemos considerar los criterios de diseño descritos anteriormente en la sección 3, para esto se debe considerar

Se determinó las velocidades de entrada y salida, tomando en consideración los rangos permisibles detallados en la Tabla AIII.23 (API, 2013, p.21)

**Tabla AIII.23.** Velocidades de entrada y salida para una bomba centrífuga

<b>Característica</b>	<b>Entrada</b>	<b>Salida</b>
Velocidad (pie s <sup>-1</sup> )	2,00 – 3,00	6,00 – 9,00
(m s <sup>-1</sup> )	0,61 – 0,91	1,83 – 2,74

(API RP 14E, 2013, p. 21)

Para el cálculo de la velocidad de entrada a la bomba se empleó la Ecuación 3.47, se tiene q asumir un valor de diámetro interno para comprobar que la velocidad en

la tubería cumpla con los rangos establecidos anteriormente en la Tabla AIII.23, para los cálculos realizados para el diseño se utilizó un diámetro de 2 pulgadas, esto debido a que tomo en consideración diámetros comerciales de las tuberías.

$$V = 4\,879,49 \text{ (Kg h}^{-1}\text{)} * \frac{1}{999} \text{ (m}^3 \text{ Kg}^{-1}\text{)} * \frac{1}{3600} \text{ (h s}^{-1}\text{)} \frac{1}{\left(\frac{\pi * (0,0508 \text{ m})^2}{4}\right)}$$

$$V = 0,66 \text{ m s}^{-1} = 2,19 \text{ pie s}^{-1}$$

Una vez comprobado que la velocidad del fluido esta entre los rangos establecidos por la Norma API RP 14E, de se determinó el número de Reynolds mediante la Ecuación 3.49 (Streeter et al, 2000, p.291).

$$Re = \frac{0,66 \text{ m s}^{-1} * 0,0508 \text{ m} * 999 \text{ Kg m}^{-3}}{0,001 \text{ Kg m}^{-1} \text{ s}^{-1}} = 33\,944,43$$

Se determinó la rugosidad relativa y el coeficiente de fricción con la Ecuación 3.48. (Streeter et al, 2000, p.291).

Se utilizó acero inoxidable con una rugosidad de 0,002 (Ocon yTojo, 2015, p.17).

$$\frac{\varepsilon}{D_i} = \frac{0,002 \text{ mm}}{50,8 \text{ mm}} = 3,93 \times 10^{-5}$$

El factor de fricción de Darcy ( $f$ ), se obtiene considerando algunos criterios (Streeter et al, 2000, p. 292):

De acuerdo a los criterios mencionados anteriormente en la sección 3.5 del capítulo 3, y utilizando el Diagrama de Moody presentando en la Figura 3.4, se determinó el factor de Darcy.

$$f = 0,04$$

La pérdida de carga en la tubería, se determinó con la Ecuación 3.50 (Streeter, et al, 2000, p. 294).

$$h_f = 0,04 * \frac{5 \text{ m} * (0,91 \text{ m s}^{-1})^2}{0,0508 \text{ m} * 2 * 9,8 \text{ m s}^{-2}} = 0,16 \text{ m}$$

Se determinó la velocidad de descarga con un nuevo diámetro.

$$V = 4\,879,49 \text{ (kg h}^{-1}\text{)} * \frac{1}{999} \text{ (m}^3 \text{ kg}^{-1}\text{)} * \frac{1}{3600} \text{ (h s}^{-1}\text{)} \frac{1}{\left(\frac{\pi * (0,0254 \text{ m})^2}{4}\right)}$$

$$V = 2,67 \text{ m s}^{-1} = 8,78 \text{ pie s}^{-1}$$

Se calculó el número de Reynolds mediante la Ecuación 3.49 (Streeter et al, 2000, p.291).

$$Re = \frac{2,67 \text{ m s}^{-1} * 0,0254 \text{ m} * 999 \text{ Kg m}^{-3}}{0,001 \text{ Kg m}^{-1} \text{ s}^{-1}} = 61\,766,878$$

Se determinó la rugosidad relativa y el coeficiente de fricción con la Ecuación 3.48. (Streeter et al, 2000, p.291).

Se utilizó acero inoxidable con una rugosidad de 0,002 (Ocon yTojo, 2015, p.17).

$$\frac{\varepsilon}{D_i} = \frac{0,002 \text{ mm}}{25,4 \text{ mm}} = 7,87 \times 10^{-5}$$

De acuerdo a los criterios mencionados anteriormente, se determinó el factor de fricción de Darcy empleando el Diagrama de Moody descrito en la Figura 3.4.

$$f = 0,042$$

La pérdida de carga en la tubería, se determinó con la Ecuación 3.50 (Streeter et al, 2000, p. 294).

$$h_f = 0,042 * \frac{4 \text{ m} * (2,61 \text{ m s}^{-1})^2}{0,0254 \text{ m} * 2 * 9,8 \text{ m s}^{-2}} = 2,29 \text{ m}$$

Para la selección de bombas, se empleó la Ecuación de Bernoulli descrita por la Ecuación 3.51 (Streeter et al, 2000, p. 298), se determina la altura de bomba ( $H_B$ ), los accesorios para las tuberías se encuentra detalladas en la Tabla AIII.24.

**Tabla AIII.24.** Coeficientes de pérdidas para diferentes accesorios

Accesorio	K
Válvula de globo (abierta)	10,00
Válvula de ángulo (abierta)	5,00
Válvula de cheque (abierta)	2,50
Válvula de compuerta (abierta)	0,19
Tee estándar	1,80
Codo estándar	0,90
Pérdidas a la salida de la tubería	1,00
Pérdidas a la entrada de la tubería	0,50

(Streeter et al, 2000, p. 300)

$$H_B = 4,0 \text{ m} + 0,16 \text{ m} + \frac{(0,66 \text{ m s}^{-1})^2}{2 * 9,8 \text{ m s}^{-2}} * (1,80 + 1,80 + 2 * 10,00 + 2,50) + 2,29 \text{ m}$$

$$+ \frac{(2,67 \text{ m s}^{-1})^2}{2 * 9,8 \text{ m s}^{-2}} * (1,00 + 3 * 10,00 + 2 * 2,50 + 0,50)$$

$$H_B = 20,03 \text{ (m)}$$

Se determinó la presión de succión a partir de la Ecuación AIII.23.

$$P_S = \Delta H_{ss} - \Delta H_{fs} \quad \text{[AIII.23]}$$

Donde:

$\Delta H_{ss}$ : cabezal estático en la succión (psi)

$\Delta H_{fs}$ : pérdida de por fricción y accesorios en la succión (psi)

Se determinó cabezal estático en la succión a partir de la Ecuación AIII.24.

$$\Delta H_{ss} = \rho * H_{TS} \quad [AIII.24]$$

Donde:

$\rho$ : densidad del fluido (lb pie<sup>-3</sup>)

$H_{TS}$ : altura de la línea de succión (pulg)

$$\Delta H_{ss} = 62,23 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3} * 13,12 \text{pie} * \frac{1 \text{ pie}^2}{144 \text{ pulg}}$$

$$\Delta H_{ss} = 5,67 \text{ psi}$$

$$\Delta H_{fs} = 0,16 \text{ m} + \frac{(0,66 \text{ m s}^{-1})^2}{2 * 9,8 \text{ m s}^{-2}} * (1,80 + 1,80 + 2 * 10,00 + 2,50)$$

$$\Delta H_{fs} = 0,74 \text{ m} * \frac{3,28 \text{ pie}}{1 \text{ m}} * 62,23 \text{ lb pie}^3 * \frac{1 \text{ pie}^2}{144 \text{ pulg}}$$

$$\Delta H_{fs} = 1,04 \text{ psi}$$

$$P_s = 5,67 \text{ psi} - 1,04 \text{ psi} = 4,62 \text{ psi}$$

Se determinó la presión de descarga a partir de la Ecuación AIII.25.

$$P_d = \Delta H_{sd} - \Delta H_{fd} \quad [AIII.25]$$

Donde:

$\Delta H_{sd}$ : cabezal estático en la descarga (psi)

$\Delta H_{fd}$ : pérdida de por fricción y accesorios en la descarga (psi)

Se determinó cabezal estático en la succión a partir de la Ecuación AIII.26.

$$\Delta H_{sd} = \rho * H_{Td} \quad [AIII.26]$$

Donde:

$\rho$ : densidad del fluido (lb pie<sup>-3</sup>)

$H_{Td}$ : altura de la línea de succión (pulg)

$$\Delta H_{sd} = 62,23 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3} * 4,04 \text{ pie} * \frac{1 \text{ pie}^2}{144 \text{ pulg}}$$

$$\Delta H_{sd} = 1,74 \text{ psi}$$

$$\Delta H_{fd} = 2,29 \text{ m} + \frac{(2,67 \text{ m s}^{-1})^2}{2 * 9,8 \text{ m s}^{-2}} * (1,00 + 3 * 10,00 + 2 * 2,50 + 0,50)$$

$$\Delta H_{fd} = 0,74 \text{ m} * \frac{3,28 \text{ pie}}{1 \text{ m}} * 62,23 \text{ lb pie}^3 * \frac{1 \text{ pie}^2}{144 \text{ pulg}}$$

$$\Delta H_{fd} = 15,56 \text{ psi}$$

$$P_d = 15,56 \text{ psi} + 1,744 \text{ psi} = 17,30 \text{ psi}$$

$$\text{TDH} = 17,30 \text{ psi} - 4,62 \text{ psi}$$

$$\text{TDH} = 12,68 \text{ psi}$$

Se determinó la potencia de la bomba a partir de las Ecuaciones 3.52 (Streeter et al, 2000, pp. 533, 536).

$$\text{Potencia} = 4,88 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} * \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} * 999 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} * 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} * 20,03 \text{ m}$$

$$\text{Potencia} = 265,82 \text{ W} = 0,35 \text{ HP}$$

Se consideró factor de sobredimensionamiento del 10,00 %, a la potencia de la bomba.

$$\text{Potencia} = 0,38 \text{ HP}$$

Las bombas de selecciona de catálogo, se detallan en la Tabla AIII.25.



**Tabla AIII.25.** Bombas seleccionadas para la planta de metanol

Bomba	Q <sub>calculado</sub> (m <sup>3</sup> h <sup>-1</sup> )	Q <sub>bomba</sub> (m <sup>3</sup> h <sup>-1</sup> )	H <sub>b</sub> calculado (m)	H <sub>b</sub> bomba (m)	T <sub>op.</sub> (°C)	T <sub>bomba</sub> (°C)	Potencia (Hp)
P-101	0,77	50,00	17,00	215,00	15,0	-73,0 a 290,0	0,24
P-102	4,88	50,00	20,03	215,00	15,0	-73,0 a 290,0	0,24
P-103	1,34	50,00	7,33	215,00	15,0	-73,0 a 290,0	0,24
P-104	0,63	50,00	5,03	215,00	15,0	-73,0 a 290,0	0,24
P-105	0,04	50,00	1,05	215,00	15,0	-73,0 a 290,0	0,24
P-106	0,04	50,00	1,05	215,00	15,0	-73,0 a 290,0	0,24
P-107	0,20	50,00	4,54	215,00	15,0	-73,0 a 290,0	0,24
P-108	0,77	50,00	7,33	215,00	15,0	-73,0 a 290,0	0,24
P-109	0,01	0,04	8,55	10,00	15,0	-73,0 a 290,0	0,12
P-110	0,01	0,04	5,25	10,00	15,0	-73,0 a 290,0	0,12

(Flowserve, 2016, pp. 10-28)

### AIII.10. DIMENSIONAMIENTO DE VÁLVULAS

La planta de producción de metanol dispone de algunas válvulas para regular y controlar el proceso.

Se determinó la capacidad de la válvula (C<sub>v</sub>) con la Ecuación AIII.27 (Vildósola, 2014, p.1).

$$C_v = \frac{Q}{\sqrt{\frac{\Delta P}{G}}} \quad [\text{AIII.27}]$$

Donde:

C<sub>v</sub>: capacidad de válvula

Q: caudal del fluido que circula por la válvula (gpm)

ΔP: caída de presión en la válvula (psi)

G: gravedad específica

Para la válvula CV-106-1" se determinó el CV con la Ecuación AIII.29

$$C_v = \frac{21,50}{\sqrt{\frac{13,5}{0,91}}}$$

$$C_v = 5,58$$

En la Tabla AIII.26 se detalla las dimensiones de las válvulas.

**Tabla AIII.26.** Dimensionamiento de válvulas de la planta de producción de metanol

Válvula	Caída de presión (psi)	Q (gpm)	Capacidad de la válvula
CV-101	13,5	1 437,82	84,77
CV-102	73,5	5 000,00	556,34
CV-105	10,5	3,38	0,99
CV-106	13,5	1,38	0,35
CV-107	13,5	3,40	0,88
CV-108	720,3	94,26	3,35
CV-109	6,5	5,90	1,64
CV-110	6,4	0,96	0,36
CV-111	6,5	0,30	0,11
CV-112	4,5	0,30	0,11
CV-113	4,5	0,30	0,11
CV-114	5,6	17,65	7,11
CV-115	5,6	0,02	0,01
CV-116	5,3	0,74	0,30

## ANEXO IV

### ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD

Para el estudio de prefactibilidad consideran los ingresos que generará la planta con su producción, los costos que se tendrán lugar antes de la operación y la inversión inicial para la planta de producción de metanol.

Se debe considerar a los activos fijos, son bienes tangibles, su vida útil es mayor a la de operación de la planta, aporta un valor a la empresa. Su principal función es ejecutar y soportar el proceso. (Noboa et al, 2002, p. 88).

**Tabla AIV.1. Parámetros del proyecto**

<b>Nombre del Parámetro</b>	<b>Unidad</b>	<b>Valor del Parámetro</b>
Aportación de socios	USD	50 000,00
Aporte Patronal al IESS	% de valor sueldo o salario	11,15
Compensación mensual	USD	
Costo de construcción de bodegas y galpones, por m <sup>2</sup>	USD/m <sup>2</sup>	200,00
Costo de construcción de oficinas, por m <sup>2</sup>	USD/m <sup>2</sup>	250,00
Costo de construcción de Galpón Fabril	USD/m <sup>2</sup>	350,00
Duración de capital de operación	meses	1
Imprevistos	% de costos de producción	10,00
Impuesto a la renta sobre utilidades	%	15,00
Interés bancario por anualidad	%	9,8
Mantenimiento de maquinaria y equipos	% valor de maquinaria y equipo	1,00
Mantenimiento de edificios	% del valor de edificios	2,00
Nombre del Proyecto	N/A	Planta de Metanol
Número de turnos de trabajo		3
Reparación de maquinaria	% de Inversión en Maquinaria y Equipo	2,00
Tasa de seguro de Muebles y Equipo de oficina	tantos por mil del valor asegurado	0
Tasa de seguro de transporte de mercaderías	tantos por mil del valor asegurado	5
Tasa de seguro de Maquinaria Y Equipo	tantos por mil del valor asegurado	5
Tasa de seguro inmuebles	tantos por mil del valor asegurado	5
Amortización de edificios	años	20
Amortización de Maquinaria y Equipo	años	15
Amortización de Muebles y Equipo de oficina	años	15
Amortización de otros activos	años	15

Existen diferentes tipos de inversiones que se realizan antes de que el proyecto comience a estar en marcha, estos son: los activos tangibles, los activos intangibles y el capital de trabajo.

### **Activos tangibles**

Se denomina activos intangibles a todas las inversiones que recaen en los bienes, que se utilizarán como respaldo para el funcionamiento de la planta.

### **Inversión Maquinaria y Equipos**

Para el correcto funcionamiento de la planta, los equipos que se diseñaron y dimensionaron anteriormente en el Anexo II, se deben comprar.

El precio de los equipos se detalla a continuación, para lo cual se emplearon diferentes tipos de criterios de acuerdo a bibliografía (Couper et al, 2012, p.732; Walas, 1990, p. 687).

#### *Costo del compresor reciprocante*

Para el compresor reciprocante de 3 etapas que se utiliza en la planta, se calculó el costo mediante la Ecuación AIV.1 (Couper et al, 2012, p.732).

$$C = 7,19 * (P)^{0,61} * 1000 \quad [AIV.1]$$

Donde:

C: costo del compresor (USD)

P: potencia del compresor (HP)

$$C = 7,19 * (116,5)^{0,61} * 1000$$

$$C = 130\,974,78 \text{ USD}$$

### *Costo del compresor de aire*

Para el compresor de aire presente en la planta, se determinó el costo empleando la Ecuación AIV.2 (Couper et al, 2012, p.732).

$$C = 1,81 * (P)^{0,71} * 1000 \quad [AIV.2]$$

Donde:

C: costo del compresor (USD)

P: potencia del compresor (HP)

$$C = 1,81 * (35,73)^{0,71} * 1000$$

$$C = 22\,926,19 \text{ USD}$$

### *Costo del intercambiador de calor*

La planta de metanol dispone de sistemas de calentamiento y enfriamiento para su correcto funcionamiento, por tal razón se utilizaron tres intercambiadores de calor de tubos y coraza, el costo se calculó mediante la Ecuación AIV. 3 (Walas, 1990, p. 687) en función del área del intercambiador.

$$C = f_d * f_m * f_p * C_b \quad [AIV.3]$$

Donde:

fd: tipo de intercambiador

fm: material de los tubos y carcasa

fp: rango de presión de diseño

c: costo del intercambiador (USD)

El cálculo del  $C_b$ , se determinó por la Ecuación AIV.4, en función del área del intercambiador  $A= 105,48 \text{ pies}^2$  (Walas, 1990, p. 687).

$$C_b = \exp[8,821 - 0,3063 * (\ln A) + 0,0681 * (\ln A)^2] \quad [\text{AIV.4}]$$

$$C_b = \exp[8,821 - 0,3063 * \ln(105,48) + 0,0681 * (\ln 105,48)^2]$$

$$C_b = 6\,438,24$$

El valor de  $f_d$  se determinó por medio de la Ecuación AIV.5, en función del área del intercambiador y el tipo de intercambiador, para la planta se utilizó intercambiadores de tubos y coraza (Walas, 1990, p. 687).

$$f_d = \exp[-1,1156 + 0,0906 * \ln(A)] \quad [\text{AIV.5}]$$

$$f_d = \exp[-1,1156 + 0,0906 * \ln(105,48)]$$

$$f_d = 0,499$$

El valor de  $f_p$  se determinó por medio de la Ecuación AIV.6, en función del área del intercambiador y el rango de presión de operación de los intercambiadores (Walas, 1990, p. 687).

$$f_p = 0,7771 + 0,04981 * \ln(A) \quad [\text{AIV.6}]$$

$$f_p = 0,7771 + 0,04981 * \ln(105,48)$$

$$f_p = 1,00$$

El valor de  $f_m$  se determinó de acuerdo al material de los tubos y coraza, en este caso se utilizó acero al carbón (CS) que tiene un valor de  $f_m$  es 1 (Walas, 1990, p. 687).

$$C = (0,499) * (1,00) * (1,00) * (6\ 438,24)$$

$$C = 3\ 212,68 \text{ USD}$$

### *Costo de los tanques de almacenamiento*

El precio de los tanques de almacenamiento se determinó de acuerdo a la Ecuación AIV.7 (Walas, 1990, p. 668), para tanques verticales.

$$C = F_M * C_b + C_a \quad \text{[AIV.7]}$$

Donde:

$$C_b = \exp[9,100 - 0,2889 * \ln(W) + 0,04576 * (\ln W)^2], \text{ W en lb.}$$

$$C_a = D^{0,7396} * L^{0,7066}, \text{ D y L en ft.}$$

El valor de W en lb es de 16 940, está en el rango de aplicación de la fórmula  $5\ 000 < W < 226\ 000$  (Walas, 1990, p. 668).

$$C_b = \exp[9,100 - 0,2889 * \ln(16\ 940) + 0,04576 * (\ln 16\ 940)^2]$$

$$C_b = 1\ 310,31$$

El valor del diámetro y la altura del tanque son de 16 pies y 32 pies respectivamente.

$$C_a = 16^{0,7396} * 32^{0,7066}$$

$$C_a = 89,97$$

El factor de costo  $F_M$ , se determinó de acuerdo al material de construcción para acero inoxidable 304 es de 1,7.

$$C = 1,7 * 1\,310,31 + 89,97$$

$$C = 2\,317,49 \text{ USD}$$

La Tabla AIV.2 detalla los equipos que se necesitan para la operación de la planta.

**Tabla AIV.2.** Maquinaria y Equipos

Designación del equipo	Planta o Unidad Productiva	Unidades	Valor Unitario (USD)	Valor Total (USD)	Dividendo de Amortización
Trituradora	TR-101	1	24 854,58	24 854,58	1 656,97
Secador	D-101	1	11 918,72	11 918,72	794,58
B. Transportadora	BT-101	3	7 000,00	7 000,00	466,67
Gasificador	G-101	1	374 224,57	374 224,57	24 948,30
Ciclón	H-101	1	6 132,93	6 132,93	408,86
Intercambiadores	E-101/102/103	3	3 212,68	9 638,04	642,54
Mezclador	MX-101	1	24 854,58	24 854,58	1 656,97
Compresor de Aire	K-101	1	22 926,19	22 926,19	1 528,41
Compresor Gas	K-102	1	130 974,78	130 974,78	8 731,65
Separador Bifásico	S-101	1	7 290,09	7 290,09	486,01
Columna Destilación	C-101	1	58 205,00	58 205,00	3 880,33
Generador de hidrogeno	HG-101	1	81 349,14	81 349,14	5 423,28
Tanques	TK-101/102/103	4	2 317,49	9 269,96	618,00
Tuberías		1	2 450,00	2 450,00	163,33
Bombas	P-101/102/103/104/105/106/107/108/109/110	20	567,00	5 670,00	378,00
		<b>TOTAL</b>		<b>\$776 758,58</b>	<b>\$51 783,91</b>

### Activos intangibles:

Se denomina activos intangibles, al pago que se realiza en la fase de constitución del proyecto, es decir que no son palpables físicamente.



Ese rubro es considerado como un costo, entra dentro de los costos operativos del proyecto cuando entra en funcionamiento (Noboa et al, 2002, p. 89).

Entre estos activos tenemos gastos de constitución, capacitación pre operacional, pruebas, calibraciones, puesta en marcha de los equipos, patentes, licencias e investigación y desarrollo.

**Tabla AIV.3.** Activos intangibles

<b>Designación del activo</b>	<b>Número de Unidades</b>	<b>Valor Unitario (USD)</b>	<b>Valor total (USD)</b>	<b>Dividendo anual de amortización</b>
Gastos constitución de la empresa	1	1 244,00	1 244,00	82,93
Registro de nombre y marca	1	157,00	157,00	10,47
Gastos permiso de funcionamiento	1	519,00		
<b>TOTALES</b>		<b>1 401,00</b>	<b>1 401,00</b>	<b>93,40</b>

### **Capital de trabajo**

Al hablar de capital de trabajo, se hace referencia a una inversión que se necesita para poder comenzar con el proyecto en su fase operativa. Este capital incurrirá en algunos gastos, es decir que algunos rubros deben ser cubiertos por este capital, entre algunos de estos gastos se encuentra la materia prima, insumos, materiales, salarios, servicios públicos, lo que supone que se debe disponer de estos recursos económicos para poder cumplir con estos gastos, por tal razón se lo considera como el dinero circulante que ayudará con la operatividad normal del proyecto tanto en la parte operativa como administrativa (Noboa et al, 2002, p. 91).

**Tabla AIV.4.** Capital de Trabajo

<b>Denominación</b>	<b>Valor (USD)</b>	<b>Contribución porcentual</b>
Inversión fija		
Terreno y construcciones	177 454,30	18,80
Maquinaria y equipo	740 988,24	76,98
Equipo y muebles de oficina	57 180,00	0,67
Otros activos	1 401,00	0,15
Capital de operación	45 198,65	3,40
<b>TOTAL INVERSIONES</b>	<b>1 022 222,19</b>	<b>100,00</b>

### **Costos**

El término costos hace referencia a los desembolsos que se incurre en el proceso productivo. Este valor afecta al estado de pérdidas y ganancias y al flujo de caja (Noboa et al, 2002, p. 94).

### **Costos reales**

- Costo de materia prima: Se define como un conjunto de bienes que sufren algún grado de transformación.
- Costo de materiales indirectos. Hace referencia a los materiales de empaque y embalaje (botellas, fundas, cajas, etiquetas, papel) o también a material que se utiliza para el proceso, las mascarillas desechables y guantes, los reactivos de control de calidad.
- Costo de suministros y servicios: se refiere a los servicios básicos (agua potable, energía eléctrica, internet, alcantarillado) y transporte del producto terminado
- Costo de mano de obra directa: Se define como la mano de obra que interviene personalmente en el proceso producción, al transformar la materia prima en producto terminado, se les debe incluir el sueldo y los beneficios que por ley les corresponde.

- Costo de mano de obra indirecta. Son los trabajadores que no participan personalmente en el proceso, como del jefe de planta, supervisores, control de calidad, seguridad, mantenimiento y limpieza del área de producción, es necesario el pago remuneraciones y todos los beneficios de ley.
- Mantenimiento. Se considera un porcentaje anual para el cuidado de maquinaria y equipos.
- Seguros: Asegurar los activos fijos contra incendios, inundaciones, robo, desastres naturales.

### **Costos contables**

- Depreciación de los activos fijos operativos: Es el costo que se le asigna al proyecto por concepto de uso de estos, está relacionada a su vida útil.
- Amortización de los activos diferidos: Son costos asociados a la parte legal, ambiental, capacitación, investigación y desarrollo de la empresa.

Todos estos costos mencionados anteriormente a los que se recurren para el correcto funcionamiento de la planta, como son terreno, costos de instalación, costos de mantenimiento, maquinarias, equipos, muebles, equipos de oficina, edificios y seguros se describen en la Tabla AIV.5.

Tabla AIV.5. Costos de Producción

Costos de Anuales Producción						
Designación del rubro	Valor (USD)	Sub-Totales (USD)	Costos Fijos (USD)	Costos variables Unitarios (USD)	Contribución porcentual	Capital (USD)
Materiales directos	136 450,62			0,34	24,15	11 370,89
Mano de obra directa	70 957,05		70 957,05		12,56	5 913,09
Carga Fabril					0,00	0,00
Mano de obra indirecta	81 294,51		81 294,51		14,39	6 774,54
Materiales indirectos	151 200,00			0,10	26,76	12 600,00
Depreciaciones		54 240,97			0,00	0,00
Construcciones	4 436,36		4 436,36		0,79	369,70
Maquinaria y Equipo	49 399,22		49 399,22		8,74	4 116,60
Muebles y equipos de oficina	312,00		312,00		0,06	26,00
Otros Activos	93,40		93,40		0,02	7,78
Mantenimiento					0,00	0,00
Maquinaria y Equipo	74,10		74,10		0,01	6,17
Repuestos para Maquinaria y Equipo	148,20		148,20		0,03	12,35
Edificios	1 729,09		1 729,09		0,31	144,09
Reparación de maquinaria	148,20		148,20		0,03	12,35
Suministros	11 760,00				2,08	980,00
Seguros					0,00	0,00
Transporte de materiales directos	682,25			0,0000	0,12	56,85
Transporte de materiales indirectos	756,00			0,0005	0,13	63,00
Edificios	432,27		432,27		0,08	36,02
Maquinaria y Equipo	3 704,94		3 704,94		0,66	308,75
SUB-TOTAL COSTOS DE PRODUCCION	513 578,20					42 798,18
Imprevistos	51 357,82				9,09	4 279,82
TOTAL, COSTOS ANUALES DE PRODUCCION	<b>564 936,02</b>		<b>212 729,33</b>	<b>\$0,45</b>	100,00	<b>47 078,00</b>

## **Gastos**

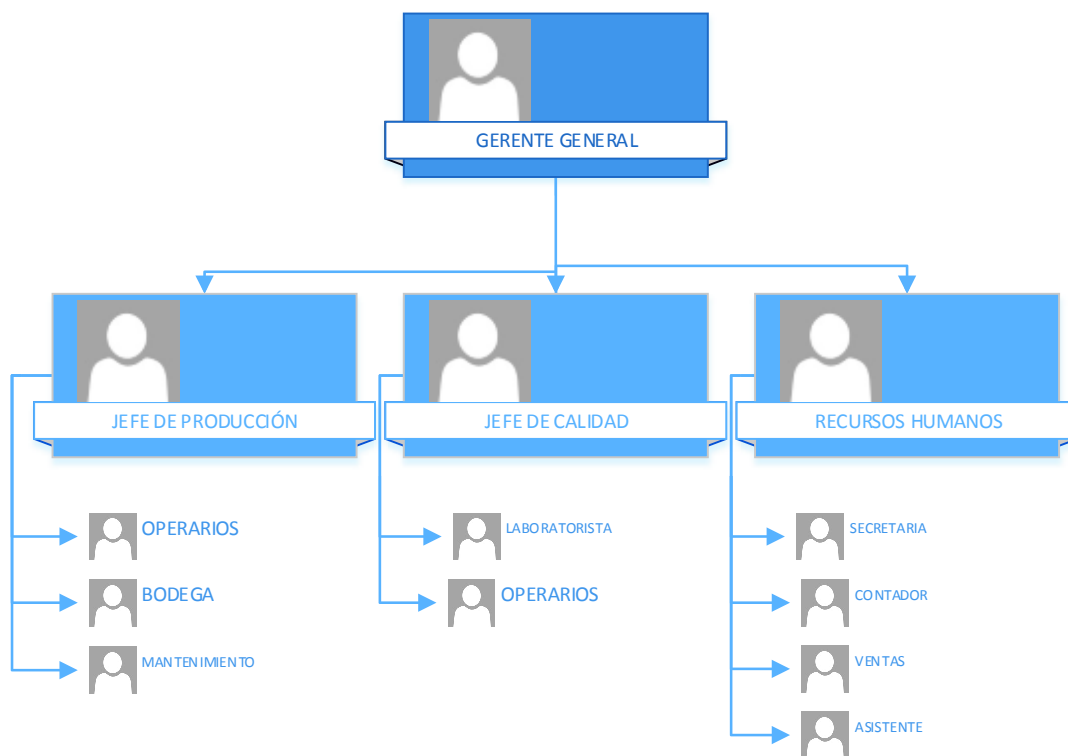
Se definen como los valores reales o contables, en los que se incurrir como parte del proyecto para el proceso productivo (Noboa et al, 2002, p.96).

- Gastos de administración: Es el pago de las remuneraciones de la plana administrativa de la empresa.
- Gastos de ventas: es el pago que corresponden al del área de mercadeo y ventas de la empresa
- Gastos financieros. Se definen como los intereses y comisiones de los créditos vigentes, el precio del dinero.

## **Organigrama de la planta de metanol**

El organigrama de la planta de producción de metanol a partir de la fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos se describe en la Figura AIV.1 determina el personal operativo y administrativo que estará en la planta (Enciclopedia Financiera, 2017).

Este grupo de personas son la mano de obra directa, es decir las personas que se encargan del trabajo diario en la planta, la parte operativa, registras 3 tunos de o horas mientras que el área administrativa laboran 8 horas diarias y cinco días a la semana.



**Figura AIV.1.** Organigrama de la planta

En las Tablas AIV.5 y AIV.6 se detalla el salario, el aporte al IESS, vacaciones, el décimo tercer y décimo cuarto sueldo.

El flujo de caja para el escenario 1, escenario 2 y escenario 3 con una proyección de 10 años de funcionamiento de la planta se describe en las Tablas AIV.6 a AIV.10.

En el escenario 2, para conocer el precio comercial de metanol en el mercado nacional se solicitó una proforma a un proveedor local, HR representaciones, el valor utilizado se muestra en la Figura AIV.2 (HR representaciones, 2017).



Tabla AIV.6. Mano de obra nómina administración

Nómina de Administración											
Cargo	Personal	Salario (USD)	Aporte 11,15 % al IESS (USD)	Total mensual, ex-bonificaciones (USD)	Total anual, ex-bonificaciones (USD)	Vacaciones (USD)	13avo (USD)	14avo (USD)	Fondo de Reserva (USD)	Utilidades sobre el ejercicio (USD)	Total anual (USD)
Auxiliar	1	400,00	44,60	444,60	5 335,20	200,00	444,60	400,00	444,60		6 824,40
Contador	1	400,00	44,60	444,60	5 335,20	200,00	444,60	400,00	444,60		6 824,40
Gerente General	1	1500,00	167,25	1 667,25	20 007,00	750,00	1 667,25	1 500,00	1 667,25		2 5591,50
Secretaria	1	500,00	55,75	555,75	6 669,00	250,00	555,75	500,00	555,75		8530,50
Guardias	2	600,00	66,90	1 333,80	16 005,60	600,00	1 333,80	1 200,00	1 333,80		0473,20
Jefe de Calidad	1	1000,00	111,50	1 111,50	13 338,00	500,00	1 111,50	1 000,00	1 111,50		1 7061,00
Jefe de Producción	1	1000,00	111,50	1 111,50	13 338,00	500,00	1 111,50	1 000,00	1 111,50		1 7061,00
	8									TOTAL	<b>68 244,00</b>



Tabla AIV.7. Mano de obra de producción y ventas

Operarios	Número de operarios por turno	Salario Mensual (USD)	Aporte Patronal de 11.15% al IESS (USD)	Total mensual, ex-bonificaciones (USD)	Total anual, ex-bonificaciones (USD)	Vacaciones (USD)	13avo (USD)	14avo (USD)	Fondo de Reserva (USD)	Utilidades sobre el ejercicio (USD)	Gran total anual (USD)
Area de recepción de RSU	2	375,00	41,81	833,63	10 003,50	416,81	833,63	813,72	833,63		12 901,28
Area de Trituración y Secado	2	375,00	41,81	833,63	10 003,50	416,81	833,63	813,72	833,63		12 901,28
Area de Gasificación	1	375,00	41,81	416,81	5 001,75	208,41	416,81	406,86	416,81		6 450,64
Área de Síntesis	2	375,00	41,81	833,63	10 003,50	416,81	833,63	813,72	833,63		12 901,28
Area de Destilación	1	375,00	41,81	416,81	5 001,75	208,41	416,81	406,86	416,81		6 450,64
Area de Almacenamiento	1	375,00	41,81	416,81	5 001,75	208,41	416,81	406,86	416,81		6 450,64
Laboratorista	1	375,00	41,81	416,81	5 001,75	208,41	416,81	406,86	416,81		6 450,64
Limpieza	1	375,00	41,81	416,81	5 001,75	208,41	416,81	406,86	416,81		6 450,64
	11									TOTAL	70 957,05
Cargo	Número de Vendedores	Salario Mensual (USD)	Aporte Patronal de 11.15% al IESS (USD)	Total mensual, ex-bonificaciones (USD)	Total anual, ex-bonificaciones (USD)	Vacaciones (USD)	13avo (USD)	14avo (USD)	Fondo de Reserva (USD)	Utilidades sobre el ejercicio (USD)	Gran total anual (USD)
Vendedor de la Empresa	1	800,00	89,20	889,20	10 670,40	444,60	889,20	157,11	889,20		13 050,51
										TOTAL	13 050,51

Tabla AIV.8 Flujo de caja para el escenario I

Planta de Metanol											
Designación	Flujo de Caja										
	Año 0 (USD)	Año 1 (USD)	Año 2 (USD)	Año 3 (USD)	Año 4 (USD)	Año 5 (USD)	Año 6 (USD)	Año 7 (USD)	Año 8 (USD)	Año 9 (USD)	Año 10 (USD)
(-) Aportación de socios	50 000,00										
Ventas		801 360,00	801 360,00	801 360,00	801 360,00	801 360,00	801 360,00	801 360,00	801 360,00	801 360,00	801 360,00
(-) Costo de Producción		564 936,02	564 936,02	564 936,02	564 936,02	564 936,02	564 936,02	564 936,02	564 936,02	564 936,02	564 936,02
(-) Gasto de venta		13 050,51	13 050,51	13 050,51	13 050,51	13 050,51	13 050,51	13 050,51	13 050,51	13 050,51	13 050,51
(-) Gasto de Administración		68 244,00	68 244,00	68 244,00	68 244,00	68 244,00	68 244,00	68 244,00	68 244,00	68 244,00	68 244,00
Flujo bruto		155 129,47	155 129,47	155 129,47	155 129,47	155 129,47	155 129,47	155 129,47	155 129,47	155 129,47	155 129,47
Dividendo de financiamiento	-974 101,54	97 935,97	97 935,97	97 935,97	97 935,97	97 935,97	97 935,97	97 935,97	97 935,97	97 935,97	97 935,97
Flujo antes de impuestos		57 193,50	57 193,50	57 193,50	57 193,50	57 193,50	57 193,50	57 193,50	57 193,50	57 193,50	57 193,50
(-) Impuesto a la renta		85,79	85,79	85,79	85,79	85,79	85,79	85,79	85,79	85,79	85,79
Flujo después de impuestos		57 107,71	57 107,71	57 107,71	57 107,71	57 107,71	57 107,71	57 107,71	57 107,71	57 107,71	57 107,71
Flujo Acumulativo		-966 993,83	-909 886,12	-852 778,41	-795 670,70	-738 562,99	-681 455,28	-624 347,57	-567 239,86	-510 132,15	-453 024,44
Inversión total	<b>-1 024 101,54</b>	57 107,71	57 107,71	57 107,71	57 107,71	57 107,71	57 107,71	57 107,71	57 107,71	57 107,71	57 107,71
				TIR=	-9 %						
				VAN=	-670 164,14						

Tabla AIV.9 Flujo de caja para el escenario 2

Planta de Metanol											
Designación	Flujo de Caja										
	Año 0 (USD)	Año 1 (USD)	Año 2 (USD)	Año 3 (USD)	Año 4 (USD)	Año 5 (USD)	Año 6 (USD)	Año 7 (USD)	Año 8 (USD)	Año 9 (USD)	Año 10 (USD)
(-) Aportación de socios	50 000,00										
Ventas		1 602 720,00	1 602 720,00	1 602 720,00	1 602 720,00	1 602 720,00	1 602 720,00	1 602 720,00	1 602 720,00	1 602 720,00	1 602 720,00
(-) Costo de Producción		564 936,02	564 936,02	564 936,02	564 936,02	564 936,02	564 936,02	564 936,02	564 936,02	564 936,02	564 936,02
(-) Gasto de venta		13 050,51	13 050,51	13 050,51	13 050,51	13 050,51	13 050,51	13 050,51	13 050,51	13 050,51	13 050,51
(-) Gasto de Administración		68 244,00	68 244,00	68 244,00	68 244,00	68 244,00	68 244,00	68 244,00	68 244,00	68 244,00	68 244,00
Flujo bruto		956 489,47	956 489,47	956 489,47	956 489,47	956 489,47	956 489,47	956 489,47	956 489,47	956 489,47	956 489,47
Dividendo de financiamiento		97 935,97	97 935,97	97 935,97	97 935,97	97 935,97	97 935,97	97 935,97	97 935,97	97 935,97	97 935,97
Flujo antes de impuestos		858 553,50	858 553,50	858 553,50	858 553,50	858 553,50	858 553,50	858 553,50	858 553,50	858 553,50	858 553,50
(-) Impuesto a la renta		1 287,83	1 287,83	1 287,83	1 287,83	1 287,83	1 287,83	1 287,83	1 287,83	1 287,83	1 287,83
Flujo después de impuestos		857 265,67	857 265,67	857 265,67	857 265,67	857 265,67	857 265,67	857 265,67	857 265,67	857 265,67	857 265,67
Flujo Acumulativo		-166 835,87	690 429,80	1 547 695,47	2 404 961,14	3 262 226,81	4 119 492,48	4 976 758,15	5 834 023,82	6 691 289,49	7 548 555,16
Inversión total	<b>-1 024 101,54</b>	857 265,67	857 265,67	857 265,67	857 265,67	857 265,67	857 265,67	857 265,67	857 265,67	857 265,67	857 265,67
				TIR=	84%						
				VAN=	4 288 988,08						

Tabla AIV.10 Flujo de caja para el escenario 3

Planta de Metanol											
Designación	Flujo de Caja										
	Año 0 (USD)	Año 1 (USD)	Año 2 (USD)	Año 3 (USD)	Año 4 (USD)	Año 5 (USD)	Año 6 (USD)	Año 7 (USD)	Año 8 (USD)	Año 9 (USD)	Año 10 (USD)
(-) Aportación de socios	50 000,00										
Ventas		1 602 720,00	1 602 720,00	1 602 720,00	1 602 720,00	1 602 720,00	1 602 720,00	1 602 720,00	1 602 720,00	1 602 720,00	1 602 720,00
(-) Costo de Producción		674 284,21	674 284,21	674 284,21	674 284,21	674 284,21	674 284,21	674 284,21	674 284,21	674 284,21	674 284,21
(-) Gasto de venta		13 050,51	13 050,51	13 050,51	13 050,51	13 050,51	13 050,51	13 050,51	13 050,51	13 050,51	13 050,51
(-) Gasto de Administración		68 244,00	68 244,00	68 244,00	68 244,00	68 244,00	68 244,00	68 244,00	68 244,00	68 244,00	68 244,00
Flujo bruto		847 141,28	847 141,28	847 141,28	847 141,28	847 141,28	847 141,28	847 141,28	847 141,28	847 141,28	847 141,28
Dividendo de financiamiento	-983 213,89	98 852,12	98 852,12	98 852,12	98 852,12	98 852,12	98 852,12	98 852,12	98 852,12	98 852,12	98 852,12
Flujo antes de impuestos		748 289,16	748 289,16	748 289,16	748 289,16	748 289,16	748 289,16	748 289,16	748 289,16	748 289,16	748 289,16
(-) Impuesto a la renta		1 122,43	1 122,43	1 122,43	1 122,43	1 122,43	1 122,43	1 122,43	1 122,43	1 122,43	1 122,43
Flujo después de impuestos		747 166,72	747 166,72	747 166,72	747 166,72	747 166,72	747 166,72	747 166,72	747 166,72	747 166,72	747 166,72
Flujo Acumulativo		-286 047,17	461 119,56	1 208 286,28	1 955 453,00	2 702 619,73	3 449 786,45	4 196 953,18	4 944 119,90	5 691 286,62	6 438 453,35
Inversión total	-1 033 213,89	747 166,72	747 166,72	747 166,72	747 166,72	747 166,72	747 166,72	747 166,72	747 166,72	747 166,72	747 166,72
				TIR=	72%						
				VAN=	3 597 513,67						

# ANEXO V

## SIMULACIONES

Los resultados de las simulaciones utilizadas para la planta de producción de metanol se presentan en las imágenes AV.1 a AV.4.

LEGEND		Case Name: PLANTA DE METANOL.hsc				
Burlington, MA, USA,		Unit Set: SI				
		Date/Time: Sun May 28 09:34:24 2017				
-----						
GASIFICADOR 1 (Conversion Reactor): Worksheet						
-----						
Conversion Reactor: GASIFICADOR 1,						
-----						
CONDITIONS						
Name	RSU	AIRE	3-2	2-2	g10000	
Vapour	0.8140	1.0000	0.0000	1.0000		
Temperature (C)	500.0000+	120.0000+	1200.0000	1200.0000+		
Pressure (kPa)	101.3250+	101.3000+	101.3000	101.3000		
Molar Flow (kgmole/h)	33.0757	13.8441	4.3020	32.4284		
Mass Flow (kg/h)	335.3330+	400.0000+	51.8700	461.4638		
Std. Ideal Liq. Vol. Flow (m3/h)	0.6067	0.8624	0.0315	1.1611		
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	1.075e+004	2435	2.135e+004	-2.102e+004		
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	91.49	189.1	51.85	213.4		
Heat Flow (kJ/h)	3.5540e+05	3.4535e+04	3.2473e+04	-6.8165e+05	-3.7520e+05	
-----						
Name	RSU	AIRE	3-2	2-2		
Molecular Weight	10.00	28.98	12.01	21.02		
Molar Density (kgmole/m3)	3.066e-002	3.180e-002	134.7	8.263e-003		
Mass Density (kg/m3)	0.3090	0.3174	1.642	0.1735		
Act. Volume Flow (m3/h)	1079	436.0	3.147e-002	3522		
Mass Enthalpy (kJ/kg)	1046	86.50	1790	-1000		
Mass Entropy (kJ/kg-C)	3.078	5.314	2.453	10.15		
Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	25.21	29.71	21.03	39.25		
Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.502	1.030	1.751	1.567		
LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	2.896e+005	0.0000	3.335e+005	1.810e+005		
LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	2.874e+004	0.0000	3.276e+004	8608		
Phase Fraction (Vol. Basis)	0.8042	1.000		1.000		
Phase Fraction (Mass Basis)	0.4207	1.000	0.0000	1.000		
Partial Pressure of CO2 (kPa)	0.0000	0.0000	0.0000	8.482		
Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	1079	436.0		3522		
Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	34.52	25.98	134.7	27.53		
Specific Heat (kJ/kgmole-C)	25.21	29.71	21.03	39.25		
Std. Gas Flow (STD_m3/h)	782.1	327.8	101.7	766.9		
Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	349.4	885.1	1.642	387.1		
Act. Liq. Flow (m3/s)						
Z Factor		1.000				
Watson K	14.60	8.042	7.324	8.833		
Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.502	1.030	1.751	1.567		
LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	2.896e+005	0.0000	3.335e+005	1.810e+005		
LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	2.874e+004	0.0000	3.276e+004	8608		
Phase Fraction (Vol. Basis)	0.8042	1.000		1.000		
Phase Fraction (Mass Basis)	0.4207	1.000	0.0000	1.000		
Partial Pressure of CO2 (kPa)	0.0000	0.0000	0.0000	8.482		
Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	1079	436.0		3522		
Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	34.52	25.98	134.7	27.53		
Specific Heat (kJ/kgmole-C)	25.21	29.71	21.03	39.25		
Std. Gas Flow (STD_m3/h)	782.1	327.8	101.7	766.9		
Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	349.4	885.1	1.642	387.1		
Act. Liq. Flow (m3/s)						
Z Factor		1.000				
Watson K	14.60	8.042	7.324	8.833		
Deer Property						
Partial Pressure of H2S (kPa)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
Cp/(Cp - R)	1.492	1.369	1.454	1.269		
Cp/Cv	1.492	1.369	1.454	1.269		
Heat of Vap. (kJ/kgmole)		5892		1.013e+004		
Kinematic Viscosity (cSt)		24.64		312.4		
Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	0.8289	1.221	1.642	0.8955		
Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	402.1	327.4	3.147e-002	766.4		
Liquid Fraction	0.4840	0.0000	1.000	0.0000		
Molar Volume (m3/kgmole)	32.42	31.42	7.314e-002	120.3		
Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	-3251	204.3	-2728	481.7		
Phase Fraction (Molar Basis)	0.5140	1.0000	0.0000	1.0000		
Surface Tension (dyne/cm)						
Thermal Conductivity (W/m-K)		3.179e-002		8.1727		
Viscosity (cP)		2.241e-002		5.420e-002		
Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	16.90	21.40	12.71	20.93		
Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	1.477	0.7446	1.058	1.472		
Cv (kJ/kgmole-C)	16.90	21.40	12.71	20.93		
Mass Cv (kJ/kg-C)	1.477	0.7446	1.058	1.472		
Cv (Enr. Method) (kJ/kgmole-C)						
Mass Cv (Enr. Method) (kJ/kg-C)						
Cp/Cv (Enr. Method)						
Soid VP at 27.8 C (kPa)			5.524e-016			
True VP at 27.8 C (kPa)			5.524e-016			
Liq. Vol. Flow - SemiStd. Cond) (m3/h)	402.1	327.4	3.147e-002	766.4		
LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	3.043e+005	0.0000	3.335e+005	1.920e+005		
LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	3.059e+004	0.0000	3.276e+004	3417		
CO2 Loading						
CO2 Apparent Mole Conc. (kgmole/m3)			0.0000			

Figura AV1. Flujos de materia de las corrientes del gasificador

LEGENDS, Case Name: PLANTA DE METANOL.doc  
 Burlington, MA, Unit Sec: SI  
 USA, Date/Time: Sun May 28 09:48:04 2017

-----  
 GASIFICADOR 2 (Equilibrium Reactor): Results, Worksheet  
 -----  
 Equilibrium Reactor: GASIFICADOR 2,  
 -----  
 REACTION RESULTS FOR : Ser-4

Extents

	Act. & Conv.,	Base Comp.,	Eqs. Constant,	Run Extent
Rxn-22,	.	CO,	.	.
Rxn-2,	.	CO,	.	.
Rxn-4,	.	CO2,	.	.
Balance	.	.	.	.

	Total Inflow,	Total Run,	Total Outflow
Carbon,	.	.	.
Oxygen,	.	.	.
CO,	.	.	.
CO2,	.	.	.
Methane,	.	.	.
Hydrogen,	.	.	.
H2O,	.	.	.
Nitrogen,	.	.	.
Methanol,	.	.	.
PROPERTIES	.	.	.

Name	2-2	5-2	GAS DE SINTESIS
Molecular Weight	21.02	21.02	21.02
Molar Density (kgmol/m3)	8.249e-003	1.909e-003	1.909e-003
Mass Density (kg/m3)	0.1728	0.3803	0.3803
Act. Volume Flow (m3/h)	2822	0.0000	1792
Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1000	-2395	-2395
Mass Entropy (kJ/kg-C)	10.15	8.901	8.901
Heat Capacity (kJ/kgmol-C)	39.25	33.57	33.57
Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	1.467	1.597	1.597
LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmol)	1.910e+005	1.910e+005	1.910e+005
LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	8608	8608	8608
Phase Fraction (Vol. Basis)	1.000	1.000	1.000
Phase Fraction (Mass Basis)	1.000	0.0000	1.000
Partial Pressure of CO2 (kPa)	0.000	0.0000	0.000
Coef Based on Flow (Coef/s)	0.0000	0.0000	0.0000
Act. Gas Flow (ACT m3/h)	2822	.	1792
Avg. Liq. Density (kgmol/m3)	27.92	.	27.92
Specific Heat (kJ/kgmol-C)	39.25	33.57	33.57
Std. Gas Flow (STD m3/h)	746.8	0.0000	746.8
Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	587.1	587.1	587.1
Act. Liq. Flow (m3/s)	.	0.0000	.
Z Factor	.	.	.
Watson K	0.639	0.639	0.639
Deer Property	.	.	.
Partial Pressure of H2S (kPa)	0.0000	0.0000	0.0000
Cp/Cp - R)	1.249	1.229	1.229
Cp/Cv	1.249	1.229	1.229
Heat of Vap. (kJ/kgmol)	1.015e+004	1.015e+004	1.015e+004
Kinematic Viscosity (cSt)	312.4	1.175	74.12
Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	0.8995	0.8995	0.8995
Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	746.4	0.0000	746.4
Liquid Fraction	0.0000	1.000	0.0000
Molar Volume (m3/kgmol)	120.9	25.27	25.27
Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	481.7	481.7	481.7
Phase Fraction (Molar Basis)	1.0000	0.0000	1.0000
Surface Tension (dyne/cm)	.	.	.
Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1727	5.719e-002	0.052e-002
Viscosity (cP)	5.430e-002	4.471e-004	2.619e-002
Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmol-C)	30.92	25.26	25.26
Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	1.472	1.202	1.202
Cv (kJ/kgmol-C)	30.92	25.26	25.26
Mass Cv (kJ/kg-C)	1.472	1.202	1.202
Cv (Ent. Method) (kJ/kgmol-C)	.	.	.
Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	.	.	.
Cp/Cv (Ent. Method)	.	.	.
Reid VP at 27.8 C (kPa)	.	.	.
True VP at 27.8 C (kPa)	.	.	.
Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	746.4	0.0000	746.4
HV Molar Basis (Std) (kJ/kgmol)	1.909e+005	1.909e+005	1.909e+005
HV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	8417	8417	8417
CO2 Loading	.	.	.
CO2 Apparent Mole Conc. (kgmol/m3)	.	.	.
CO2 Apparent Mole Conc. (kgmol/kg)	.	.	.
Phase Fraction (Act. Vol. Basis)	1.000	.	1.000
Mass Energy (kJ/kg)	1195	202.7	202.7
Viscosity Index	13.92	5.286	5.286

Figura AV.2. Flujos de materia de las corrientes del gasificador

LESENGE, Burlington, MA, USA,		Case Name: PLANTA DE METANOL, Inc		
		Unit Set: SI		
		Date/Time: Sun May 28 09:42:10 2017		
CRU-100 (Conversion Reactor): Worksheet				
Conversion Reactor: CRU-100,				
CONDITIONS				
Name	GAS COMPRIMIDO	METANOL 2	METANOL 1	04
Vapour	1.0000	0.0000	1.0000	
Temperature (C)	232.0000*	250.0000	250.0000*	
Pressure (kPa)	5000.0000*	5000.0000	5000.0000	
Molar Flow (kgmole/h)	49.0611	0.0000	42.0509	
Mass Flow (kg/h)	991.4602	0.0000	991.6561	
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	1.4617	0.0000	1.2044	
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.173e+005	-2.615e+005	-1.423e+005	
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	162.6	101.5	138.9	
Heat Flow (kJ/h)	-5.7529e+04	-0.0000e-01	-5.3812e+04	-2.2292e+01
PROPERTIES				
Name	GAS COMPRIMIDO	METANOL 2	METANOL 1	
Molecular Weight	50.00	32.04	32.04	
Molar Density (kgmole/m3)	1.242	20.57	1.227	
Mass Density (kg/m3)	24.96	194.1	29.65	
Accr. Volume Flow (m3/h)	29.49	0.0000	24.27	
Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2966	-1.345e+004	-4034	
Mass Entropy (kJ/kg-C)	7.832	1.220	6.904	
Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	26.34	111.7	40.37	
Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	1.747	5.744	1.229	
LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	1.136e+005	6.296e+004	1.312e+005	
LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	5370	5265	5621	
Phase Fraction (Vol. Basis)	1.000		1.000	
Phase Fraction (Mass Basis)	1.000	0.0000	1.000	
Partial Pressure of CO2 (kPa)	282.1	0.0000	23.05	
Coef Based on Flow (Coef/s)	0.0000	0.0000	0.0000	
Accr. Gas Flow (ACT m3/h)	29.49		24.27	
Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	23.28		24.91	
Specific Heat (kJ/kgmole-C)	26.34	111.7	40.37	
Std. Gas Flow (STD m3/h)	1160	0.0000	994.3	
Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	471.6	967.0	815.0	
Accr. Liq. Flow (m3/s)		0.0000	0.0000	
Accr. Gas Flow (ACT m3/h)	39.49		34.27	
Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	23.28		24.91	
Specific Heat (kJ/kgmole-C)	26.34	111.7	40.37	
Std. Gas Flow (STD m3/h)	1160	0.0000	994.3	
Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	471.6	967.0	815.0	
Accr. Liq. Flow (m3/s)		0.0000	0.0000	
S Factor	0.3713			
Nelson M	0.429	10.24	0.028	
Heat Property				
Partial Pressure of H2S (kPa)	0.0000	0.0000	0.0000	
Cp/(Cp - R)	1.309	1.090	1.259	
Cp/Cv	1.418	1.255	1.425	
Heat of Vap. (kJ/kgmole)	4.269e+004	4.247e+004	4.216e+004	
Kinematic Viscosity (cSt)	0.9099	0.1209	0.4592	
Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	0.9500	972.4	695.0	
Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	1155	0.0000	1.479	
Liquid Fraction	0.0000	1.000	0.0000	
Molar Volume (m3/kgmole)	0.9046	3.271e-002	0.9149	
Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	2434	3276	1804	
Phase Fraction (Molar Basis)	1.0000	0.0000	1.0000	
Surface Tension (dyne/cm)		29.45		
Thermal Conductivity (W/m-K)	4.169e-002	0.4691	4.221e-002	
Viscosity (cP)	2.011e-002	7.790e-002	2.003e-002	
Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	27.03	103.3	32.04	
Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	1.351	5.314	1.373	
Cv (kJ/kgmole-C)	24.96	28.95	28.33	
Mass Cv (kJ/kg-C)	1.548	4.576	1.234	
Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)				
Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)				
Cp/Cv (Ent. Method)				
Satd VP at 27.8 C (kPa)		404.5	1.275e+005	
True VP at 27.8 C (kPa)			2.412e+005	
Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	1155	0.0000	1.479	
HVV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	1.447e+005	1.089e+005	1.606e+005	
HVV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	7235	5600	4970	
CO2 Loading				
CO2 Apparent Mole Conc. (kgmole/m3)				
CO2 Apparent Wt. Conc. (kgmol/kg)				
Phase Fraction (Accr. Vol. Basis)	1.000		1.000	
Mass Energy (kJ/kg)	413.3	264.7	595.3	
Viscosity Index	-27.52		-23.40	

Figura AV.3. Flujos de materia de las corrientes del reactor

LEGEND		Case Name: PLANTA DE METANOL, Inc				
Burlington, MA		Unit: Ser: 21				
DGA,		Date/Time: Sun May 28 09:50:48 2017				
-----						
T-100 (Distillation): Worksheet						
-----						
Distillation: T-100 (Main)						
-----						
CONDITIONS						
Name	METANOL7 @Main	2 @Main	1 @Main	Q200 @Main	Q200 @Main	
Upper	0.0000	0.0000	0.0000			
Temperature (C)	74.4000*	99.8273	51.8224			
Pressure (kPa)	101.3200*	101.3250	101.3250			
Molar Flow (kgmole/h)	21.6822	11.2374	10.3507			
Mass Flow (kg/h)	435.6424	204.5097	229.4587			
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	0.4632	0.2082	0.2549			
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.764e+005	-2.795e+005	-2.721e+005			
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	62.54	71.15	62.44			
Heat Flow (kJ/h)	-5.955e+006	-2.171e+04	-2.213e+04	7.1602e+05	7.094e+05	
-----						
PROPERTIES						
Name	METANOL7 @Main	2 @Main	1 @Main			
Molecular Weight	30.10	30.10	30.10			
Molar Density (kgmole/m3)	44.60	51.48	59.70			
Mass Density (kg/m3)	896.6	941.2	890.1			
Act. Volume Flow (m3/h)	0.4662	0.2194	0.2607			
Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1.275e+004	-1.526e+004	-1.227e+004			
Mass Entropy (kJ/kg-C)	3.111	2.906	2.965			
Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	64.50	60.12	62.02			
Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	4.202	4.299	4.151			
LNW Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	0.490e+004	9073	1.609e+005			
LNW Mass Basis (Std) (kJ/kg)	4721	491.8	8571			
Phase Fraction (Vol. Basis)	1.235e-005	0.0000	0.0000			
Phase Fraction (Mass Basis)	1.189e-005	0.0000	0.0000			
Partial Pressure of CO2 (kPa)	2.418	0.0000	0.0000			
Dist Based on Flow (Dist/a)	0.0000	0.0000	0.0000			
Act. Gas Flow (ACT m3/h)	5.705e-003					
Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	44.62	54.44	40.60			
Specific Heat (kJ/kgmole-C)	66.50	60.12	62.02			
Std. Gas Flow (STD m3/h)	512.9	249.1	244.7			
Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	941.2	991.7	900.1			
Act. Liq. Flow (m3/s)	1.295e-004	6.094e-005	7.242e-005			
Act. Gas Flow (ACT m3/h)	5.705e-003					
Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	44.62	54.44	40.60			
Specific Heat (kJ/kgmole-C)	66.50	60.12	62.02			
Std. Gas Flow (STD m3/h)	512.9	249.1	244.7			
Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	941.2	991.7	900.1			
Act. Liq. Flow (m3/s)	1.295e-004	6.094e-005	7.242e-005			
Z Factor		6.225e-004	9.446e-004			
Watson K	10.42	10.42	10.42			
User Property						
Partial Pressure of H2S (kPa)	0.0000	0.0000	0.0000			
Cp (Cp - R)	1.106	1.116	1.095			
Cp/Cv	1.001	1.176	1.176			
Heat of Vap. (kJ/kgmole)	4.462e+004	4.106e+004	4.462e+004			
Kinematic Viscosity (cSt)		0.2327	0.5472			
Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	966.2	1008	921.6			
Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	0.4560	0.2048	0.2517			
Liquid Fraction	1.000	1.000	1.000			
Molar Volume (m3/kgmole)	2.245e-002	1.925e-002	2.519e-002			
Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	2220	2254	2013			
Phase Fraction (Molar Basis)	0.0000	0.0000	0.0000			
Surface Tension (dyne/cm)	27.19	50.09	54.95			
Thermal Conductivity (W/m-K)	0.5597	0.6710	0.4597			
Viscosity (cP)	0.9922	0.2755	0.4992			
Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	79.19	71.91	82.71			
Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	3.930	3.942	3.776			
Cv (kJ/kgmole-C)	66.44	68.14	79.11			
Mass Cv (kJ/kg-C)	4.300	3.741	3.525			
Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)			62.16			
Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)			3.662			
Cp/Cv (Ent. Method)			1.134			
Reid VP at 27.8 C (kPa)	29.38	27.79	30.10			
True VP at 27.8 C (kPa)	82.40	6.202	91.07			
Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	0.4560	0.2048	0.2517			
HNW Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	1.420e+005	5.067e+004	2.420e+005			
HNW Mass Basis (Std) (kJ/kg)	7064	2782	1.032e+004			
CO2 Loading						
CO2 Apparent Mole Conc. (kgmole/m3)	5.079e-004	5.148e-029	9.472e-004			
CO2 Apparent M. Conc. (kgmol/kg)	5.645e-007	5.490e-032	1.076e-006			
Phase Fraction (Act. Vol. Basis)	1.173e-002	0.0000	0.0000			
Mass Energy (kJ/kg)	15.77	34.96	4.716			
Viscosity Index	-12.42	-24.24	-8.329			
-----						
Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 6.4 (30.0.0.0422)				

Figura AV.4. Flujos de materia de las corrientes de la columna de destilación