

ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL

**FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y
AGROINDUSTRIA**

**DISEÑO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN PARA LA
OBTENCIÓN DE ETANOL ANHIDRO**

**PROYECTO PREVIO A LA OBTENCIÓN DEL TÍTULO DE INGENIERA
QUÍMICA**

ERIKA ALEXANDRA VENEGAS VENEGAS

erika.venegas@epn.edu.ec

DIRECTORA: ING. LILIANA GUZMÁN BECKMANN MSc.

liliana.guzman@epn.edu.ec

Quito, enero 2018

© Escuela Politécnica Nacional 2018
Reservados todos los derechos de reproducción

DECLARACIÓN

Yo, Erika Alexandra Venegas Venegas, 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.

Erika Alexandra Venegas Venegas

CERTIFICACIÓN

Certifico que el presente trabajo fue desarrollado por la señora Erika Alexandra Venegas Venegas

Ing. Liliana Guzmán Beckmann MSc.
DIRECTORA DE PROYECTO

AGRADECIMIENTOS

A mis padres, Ximena y Víctor, quienes me han apoyado y guiado todos estos años. A ustedes mi más sincero agradecimiento, gracias por permitirme estudiar en la mejor universidad del país.

A la Ing. Liliana Guzmán, quien confió en mí y permitió el desarrollo de este proyecto, gracias por haberme tenido paciencia y brindarme su amistad.

A mis amigos y compañeros de carrera, Germania, Cristian, Jessy, Zory y Lis, con ustedes que compartimos todos estos años, un Dios les pague, me siento la consentida de todos.

Al Ing. Andrés Chico, quien compartió conmigo parte de su conocimiento al brindarme los mejores consejos y observaciones en la realización de este proyecto.

DEDICATORIA

A Samantha, quien cambio mi vida con su cariño sincero e inocencia.

 Mi gordita, te amo.

 A Henry, mi amor, mi amigo y compañero de vida.
Seguiremos cumpliendo nuestros sueños, juntos. Te Amo.

 A Ximena, a ti te debo todo en esta vida.
Gracias por dejar tus sueños para yo cumplir los míos, lo
recompensaré.

 A Víctor, amado padre.
Quien se sacrificó todos estos años para brindarnos un futuro mejor.

 A Cristian, mi hermano gruñón.
Gracias por aguantarme todos estos años, estudia y sé grande.

ÍNDICE DE CONTENIDO

	PÁGINA
RESUMEN	xviii
1 JUSTIFICACIÓN	1
1.1 Antecedentes	1
1.2 Consumo y costos de combustibles	2
1.3 Etanol carburante	6
1.4 Disponibilidad de Materia Prima	8
2 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO	10
2.1 Materias primas, insumos y servicios auxiliares	10
2.1.1 Materias primas	10
2.1.2 Servicios Auxiliares	10
2.2 Descripción del proceso	11
2.2.1 Columna Deshidratadora	11
2.2.2 Decantador	12
2.2.3 Columna Recuperadora	12
3 CRITERIOS DE DISEÑO PARA EL DISEÑO DE UNA PLANTA DE DESHIDRATACIÓN DE ETANOL	13
3.1 Criterios de diseño para una torre de destilación multicomponente	13
3.1.1 Temperatura de burbuja y rocío	14
3.1.2 presión de operación de la columna y tipo de condensador	15
3.1.3 Presión y Temperatura de diseño	17
3.1.4 Componentes clave y distribuidos	19
3.1.5 Reflujo mínimo y número teórico de platos	19
3.1.6 Diseño del “Reboiler” y el Condensador	23
3.1.7 Diámetro mínimo de la columna	26
3.1.8 Tipo y diseño del plato	29

3.1.9	Espesores del cilindro y las tapas de la torre	31
3.1.10	Altura total de la Torre de Destilación	35
3.1.11	Materiales de construcción	39
3.2	Criterios de diseño para una torre de destilación binaria	40
3.2.1	Curva de equilibrio líquido vapor	40
3.2.2	Balance de masa en la zona de enriquecimiento, agotamiento y alimentación	42
3.2.3	Número teórico de platos	46
3.2.4	Balance de energía	47
3.2.5	Diámetro de la columna	49
3.2.6	Tipo y diseño de plato	49
3.2.7	Espesores del cilindro y las tapas de la torre	49
3.2.8	Altura total de la Torre de Destilación	49
3.3	Criterios de diseño para un tanque de almacenamiento con techo flotante y domo geodésico.	50
3.3.1	Envolvente del tanque	50
3.3.2	Altura de las boquillas y alarmas de nivel	52
3.3.3	Requerimientos de venteo	54
3.3.4	Número de “manways” y Drenajes	58
3.3.5	Techo con membrana flotante	59
3.3.6	Domo Geodésico	61
3.4	Criterios de diseño para tuberías	64
3.4.1	Diámetro de conducción	64
3.4.2	Cálculo de las pérdidas de carga	65
3.5	Criterios de diseño para el dimensionamiento de un decantador horizontal.	67
3.5.1	Envolvente del recipiente	68
3.6	Criterio de diseño para el dimensionamiento de bombas centrifugas	70
3.6.1	Altura total de aspiración	70
3.6.2	Altura total de impulsión	70
3.6.3	Carga neta positiva de aspiración	71
3.6.4	Potencia de la bomba	72
4	DISEÑO DE LA PLANTA	74

4.1	Diagramas de bloques BFD y diagrama de flujo PFD	74
4.1.1	Balance de masa	75
4.2	Planificación de la producción	83
4.3	Balance de energía	84
4.4	Disposición en planta (Layout) y planos de elevación (vistas)	85
4.5	Diagramas de tuberías e instrumentación (P&ID) y control	92
4.6	Dimensionamiento y especificaciones de los equipos propuestos	98
4.6.1	Dimensionamiento de una torre de destilación multicomponente	98
4.6.2	Dimensionamiento de una torre de destilación binaria	106
4.6.3	Dimensionamiento de un tanque de almacenamiento de techo flotante con Domo Geodésico.	114
4.6.4	Dimensionamiento de un decantador horizontal	116
4.6.5	Dimensionamiento de las tuberías	118
4.6.6	Dimensionamiento de bombas	119
4.7	ESPECIFICACIONES TÉCNICAS DE LOS EQUIPOS	121
5	ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD ECONÓMICA	128
5.1	Inversiones	128
5.2	Costos fijos y costos variables	129
5.2.1	Costos fijos	129
5.2.2	Costos variables	132
5.3	Ventas	133
5.4	Flujo de caja e Indicadores económicos de rentabilidad	133
6	REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	135
7	ANEXOS	141

ÍNDICE DE TABLAS

	PÁGINA
Tabla 1.1. Importación de nafta de alto y bajo octano y consumo de gasolinas en el ecuador desde el año 2011 al 2016	3
Tabla 1.2 propiedades del metanol, etanol y gasolina	7
Tabla 3.1. Criterios de diseño para temperatura de recipientes	17
Tabla 3.2. Criterios de diseño para presión en equipos	18
Tabla 3.3. Valores de q , según las condiciones de la alimentación	20
Tabla 3.4 Criterios de selección para el número de pasos en el plato	30
Tabla 3.5 Régimen de operación del plato	30
Tabla 3.6 Selección del tamaño de las caperuzas en función del diámetro de la columna	31
Tabla 3.7. Especificaciones aproximadas para el cálculo de las dimensiones de tapas abovedadas	35
Tabla 3.8. Requerimientos de venteo normal	56
Tabla 3.9 Requerimientos de venteo por temperatura en pies cúbicos por hora.	56
Tabla 3.10. Flujo de calor a través de áreas húmedas	57
Tabla 3.11. Factores del entorno para tanques no refrigerados sobre la superficie	58
Tabla 3.12. Número de “manways” en el techo del tanque	59
Tabla 3.13. Número de “manways” en el cuerpo del tanque en función del diámetro nominal	59
Tabla 3.14. Número de drenajes en el tanque en función del diámetro nominal	59
Tabla 3.15. Velocidad máxima según el fluido	64
Tabla 4.1 Composición de las fases liviana y pesada formadas en la deshidratación de etanol	76
Tabla 4.2 Resumen de las corrientes del balance de masa del proceso de deshidratación de etanol	80
Tabla 4.3. Planificación de la producción de etanol anhidro	83
Tabla 4.4. Resumen del balance de energía de la columna de destilación multicomponente	84
Tabla 4.5. Resumen del balance de energía de la torre de destilación binaria	84

Tabla 4.6. Resumen del flujo calórico del condensador y “reboiler” de la columna de destilación multicomponente y de la columna de destilación binaria	85
Tabla 4.7. Constantes de antoine y resultados de presión de vapor de la última iteración para el cálculo de la temperatura de burbuja ($t_b=381,202$ k)	99
Tabla 4.8. Constantes de antoine y resultados de presión de la última iteración para el cálculo de la temperatura de rocío	99
Tabla 4.9 Resultados finales de las temperaturas de burbuja y rocío de la destilación multicomponente	100
Tabla 4.10. Distribución de los componentes clave según la composición en el fondo y en el destilado	100
Tabla 4.11. Valores de presión de vapor a 49 °c para cada componente	101
Tabla 4.12. Composición en la corriente del destilado de la columna de destilación multicomponente	102
Tabla 4.13. Composición en la corriente del fondo de la columna de destilación multicomponente	102
Tabla 4.14. Volatilidad relativa de los componentes presentes en la destilación multicomponente a la temperatura de operación de la columna	102
Tabla 4.15. Tabla resumen de corriente de la torre de destilación multicomponente	104
Tabla 4.16. Tabla de entalpías de formación y capacidad calórica de los componentes presentes en la destilación multicomponente	104
Tabla 4.17. Resumen de la composición de las corrientes que intervienen en el balance de energía para el diseño del “reboiler” y condensador de la torre de destilación multicomponente	104
Tabla 4.18. Resumen de la composición de las corrientes de gas (g) y líquido (l)	105
Tabla 4.19. Constantes de antoine y temperatura de ebullición de los componentes de la separación binaria.	107
Tabla 4.20. Valores del equilibrio liquido vapor para el sistema: ciclohexano-agua a presión constante	107
Tabla 4.21. Propiedades de la mezcla ciclohexano agua para el cálculo de las constantes de wilson.	108
Tabla 4.22. Valores del coeficiente de actividad, fracción de vapor y fracción de líquido empleados para la elaboración de los diagramas de equilibrio liquido-vapor	110

Tabla 4.23. Resumen de las composiciones de las corrientes de la torre de destilación binaria	112
Tabla 4.24. Dimensiones del tanque de almacenamiento de materia prima	115
Tabla 4.25. Dimensiones del tanque de almacenamiento de etanol anhidro	115
Tabla 4.26 Requerimientos de venteo del tanque de almacenamiento de materia prima	115
Tabla 4.27 Requerimientos de venteo del tanque de almacenamiento de etanol anhidro	116
Tabla 4.28 Características adicionales del tanque de almacenamiento de materia prima	116
Tabla 4.29 Características adicionales del diseño del tanque de almacenamiento de etanol anhidro	116
Tabla 4.30. Dimensiones del decantador horizontal	117
Tabla 4.31. Dimensiones del tanque de reflujo de la columna deshidratadora	117
Tabla 4.32. Dimensiones del tanque de reflujo de la columna recuperadora	117
Tabla 4.33. Detalle de las dimensiones y códigos de líneas usados en la planta de destilación de etanol anhidro.	118
Tabla 4.34. Detalle de las dimensiones y códigos de líneas usados en la planta de destilación de etanol anhidro, continuación...	119
Tabla 4.35. Flujo volumétrico y potencia de bombas	119
Tabla 4.36. Dimensiones de bombas dispuestas en la planta de destilación para la obtención de etanol anhidro	120
Tabla 5.1 Costo de materia prima e insumos para el proceso de deshidratación de etanol	128
Tabla 5.2. Costos fijos de equipos, sin iva	130
Tabla 5.3. Costo anual de la nómina de personal	131
Tabla 5.4. Consumo de energía eléctrica según la aplicación	132
Tabla 5.5. Costos variables en la obtención de etanol anhidro en un año de producción.	132
Tabla 5.6 Ingresos por ventas de etanol anhidro en el primer año de producción.	133
Tabla 5.7. Indicadores económicos de rentabilidad	133
Tabla 5.8. Flujo de caja de la planta de destilación para la obtención de etanol anhidro	134

ÍNDICE DE FIGURAS

	PÁGINA
Figura 1.1. Crecimiento de transporte en miles	3
Figura 1.2. Subsidio de gasolina a nivel mundial (usd por persona por año),	4
Figura 1.3. Subsidio de la gasolina a nivel mundial (usd/l)	4
Figura 1.4. Inversión pública en ecuador en los diferentes tipos de energía	5
Figura 1.5. Ciclo del carbono del bioetanol	6
Figura 1.6. Producción y ventas de caña de azúcar en toneladas	8
Figura 1.7. A) Consumo actual de gasolina ecopaís. B) Proyección del reemplazo de la gasolina ecopaís en ecuador para el año 2017.	9
Figura 2.1 Diagrama de la planta de destilación de etanol	11
Figura 3.1. Esquema de la destilación multicomponente	13
Figura 3.2. Algoritmo para establecer la presión de la columna de destilación y el tipo de condensador	16
Figura 3.3. Diagrama de la corrección de gilliland	22
Figura 3.4. Esquema general de la torre de destilación multicomponente	24
Figura 3.5. Sección de fraccionamiento en la torre de destilación.	28
Figura 3.6 Relación diámetro interno espesor en recipientes	32
Figura 3.7 Diagrama de esfuerzos tangenciales y longitudinales en un recipiente	32
Figura 3.8 Esquema de una tapa torisférica	34
Figura 3.9 Especificaciones para tapas abovedadas	34
Figura 3.10 Esquema de la altura en la zona de alimentación	37
Figura 3.11 Esquema de las dimensiones presentes en el tope de la columna	37
Figura 3.12 Esquemas de las dimensiones del fondo de la columna	38
Figura 3.13. Esquema de una columna de destilación binaria	42
Figura 3.14. Esquema de la zona de enriquecimiento	43
Figura 3.15. Esquema de la zona de agotamiento	44
Figura 3.16. Esquema de la alimentación en la columna de destilación	45
Figura 3.17 Esquema de una torre de destilación binaria para el método Ponchon-Savarit.	47
Figura 3.18 Esquema de la ubicación de los niveles de llenado del fluido en tanque	52

Figura 3.19 Esquema de requerimiento de venteo por vaciado de tanque (<i>inbreathing</i>)	54
Figura 3.20 Esquema de requerimiento de venteo por llenado del tanque (<i>outbreathing</i>)	55
Figura 3.21 Esquema de un techo flotante interno y sus accesorios móviles	60
Figura 3.22 Esquema de un domo geodésico y sus principales dimensiones	61
Figura 3.23 Diagrama de moody	66
Figura 3.24. Esquema de un separador-decantador horizontal	67
Figura 3.25. Ubicación óptima de los soportes en un recipiente horizontal,	68
Figura 3.26. Cabezal de tipo elipsoidal en recipientes horizontales	69
Figura 3.27. Diferencia entre la altura de succión y altura de descarga	71
Figura 3.28. Esquema bomba centrífuga de succión positiva	72
Figura 4.1 Diagrama de bloques del proceso de deshidratación de etanol	74
Figura 4.2 Esquema Para El Balance De Masa Global	75
Figura 4.3 Esquema Para El Balance De Masa Del Ciclohexano	77
Figura 4.4 Esquema Para El Balance De Masa De Etanol	78
Figura 4.5 Esquema Para El Balance De Masa De Agua	79
Figura 4.6. Pfd 1 de la planta de destilación para la obtención de etanol anhidro	81
Figura 4.7. Pfd 2 de la planta de destilación para la obtención de etanol anhidro	82
Figura 4.8. Vista superior de la planta de destilación para la producción de etanol anhidro	86
Figura 4.9. Vista frontal de la planta de destilación para la producción de etanol anhidro	87
Figura 4.10. Vista lateral de la planta de destilación para la producción de etanol anhidro	88
Figura 4.11. Vista superior con cotas de equipos de la planta de destilación para la producción de etanol anhidro	89
Figura 4.12. Vista frontal con cotas de equipos de la planta de destilación para la producción de etanol anhidro	90
Figura 4.13. Vista lateral con cotas de equipos de la planta de destilación para la producción de etanol anhidro	91
Figura 4.14. P&id 1 de la planta de destilación para la obtención de etanol anhidro	93
Figura 4.15. P&id 2 de la planta de destilación para la obtención de etanol anhidro	94
Figura 4.16. P&id 3 de la planta de destilación para la obtención de etanol anhidro	95
Figura 4.17. P&id 4 de la planta de destilación para la obtención de etanol anhidro	96

Figura 4.18. Diagrama de simbología usada	97
Figura 4.19. Esquema de una columna de destilación	98
Figura 4.20 Esquema de la torre de destilación	103
Figura 4.21. Gráfico temperatura vs composición del sistema ciclohexano-agua	108
Figura 4.22 Gráfico de la temperatura vs la composición de la fracción líquida y la composición de la fracción de vapor del componente más volátil	109
Figura 4.23 Diagrama de equilibrio del sistema ciclohexano- agua	109
Figura a.7.1 Catálogo de caldera pirotubular	191
Figura a.7.2. Catálogo del intercambiador de calor para agua de enfriamiento	192
Figura a.7.3. Catálogo de intercambiadores de calor de tubos y coraza	193
Figura a.7.4. Catálogo de bombas centrifugas	194

ÍNDICE DE HOJAS DE ESPECIFICACIONES TÉCNICAS

	PÁGINA
HOJA DE ESPECIFICACIÓN TÉCNICA 1. Especificaciones técnicas de la columna deshidratadora	121
HOJA DE ESPECIFICACIÓN TÉCNICA 2. Especificaciones técnicas de la columna recuperadora	122
HOJA DE ESPECIFICACIÓN TÉCNICA 3. Especificaciones técnicas del decantador	123
HOJA DE ESPECIFICACIÓN TÉCNICA 4. Especificaciones técnicas del tanque de almacenamiento de materia prima	124
HOJA DE ESPECIFICACIÓN TÉCNICA 5. Especificaciones técnicas del tanque de almacenamiento de etanol anhidro	125
HOJA DE ESPECIFICACIÓN TÉCNICA 6. Especificaciones técnicas de la caldera pirotubular	126
HOJA DE ESPECIFICACIÓN TÉCNICA 3. Especificaciones técnicas de la bomba centrífuga	127

ÍNDICE DE ANEXOS

	PÁGINA
ANEXO 1. Ejemplo de cálculo de la temperatura de burbuja y rocío	142
ANEXO 2. Presión de operación de la columna y tipo de condensador	147
ANEXO 3. Presión y temperatura de diseño	148
ANEXO 4. Cálculo del reflujo mínimo y número teórico de platos	150
ANEXO 5. Diseño del “reboiler” y condensador de la columna deshidratadora.....	152
ANEXO 6. Diámetro mínimo de la columna deshidratadora.....	156
ANEXO 7. Espesor del cilindro y de las tapas de la torre deshidratadora	159
ANEXO 8. Altura total de la torre de destilación multicomponente.....	160
ANEXO 9. Curva de equilibrio de la destilación binaria	162
ANEXO 10. Balance de masa y energía en la zona de enriquecimiento y en la zona de agotamiento de la columna de destilación binaria.....	164
ANEXO 11. Número teórico de platos de la columna de destilación binaria	167
ANEXO 12. Balance de energía de la columna de destilación binaria	168
ANEXO 13. Diámetro de la columna de destilación binaria	169
ANEXO 14. Espesor del cilindro y de las tapas de la torre de destilación binaria	170
ANEXO 15. Altura total de la torre de destilación binaria	171
ANEXO 16. Dimensionamiento de un tanque de almacenamiento de techo flotante con domo geodésico	172
ANEXO 17. Dimensionamiento de un decantador horizontal	178
ANEXO 18. Niveles de operación de equipos principales.....	179
ANEXO 19. Temperatura y presión de diseño de los equipos principales	180
ANEXO 20. Parámetros generales de requerimiento de vapor	181
ANEXO 21. Costo individual de equipos	182
ANEXO 22. Captura de pantalla, curva binodal programa chemcad.....	190
ANEXO 23. Catálogos de equipos	191

RESUMEN

En este proyecto se realizó el diseño de una planta de destilación para la producción de etanol anhidro, donde la corriente de alimentación es el alcohol rectificado extraneutro al 96 % w/w, proveniente de los excedentes de producción de caña de azúcar. Esta propuesta contribuye al cumplimiento de los objetivos planteados por el Estado ecuatoriano para la producción de etanol carburante, con el que se puede producir gasolina EcoPaís para su distribución y uso en todo el territorio ecuatoriano.

Se analizó la producción actual de etanol anhidro en el Ecuador. Se especificó la disponibilidad de materia prima como el excedente de producción de azúcar y las posibles zonas aptas para el cultivo de caña de azúcar. Además, se identifican las ventajas económicas y ambientales que se alcanzarían al combinar la gasolina extra con el etanol deshidratado.

Se realizaron los balances de masa y energía de la planta de destilación, con los que se estructuraron los diagramas de bloques (BPD), diagramas de flujo (PFD), diagramas de tubería e instrumentación (P&ID), disposición en planta (Layout), planos de elevación y hojas de datos de equipos.

El flujo másico de etanol producido al día es de 19 861 kg al 99,8 % w/w. Para alcanzar esta producción es necesaria la recirculación de ciclohexano cuyo flujo es de 690 kg/h. El ciclohexano es el agente que permite la ruptura del azeótropo existente entre el agua y el etanol. La pureza del etanol anhidro producido es del 99,8 % w/w.

Se dimensionó la columna deshidratadora, que consta de 44 platos de tipo caperuza, con condensador parcial y rehervidor total, donde se realiza una destilación multicomponente. También se dimensionó la columna recuperadora de ciclohexano, que está compuesta de 9 platos de tipo caperuza, donde se realiza una destilación binaria. Se requieren dos tanques, uno de recepción de materia prima y el otro de almacenamiento de etanol anhidro, los cuales contienen techo flotante interno y domo geodésico, que son idóneos para el almacenamiento de etanol por sus propiedades de volatilidad y capacidad higroscópica.

En la evaluación económica se requiere una inversión inicial de aproximadamente 10 000 000,00 USD para equipos y de cerca de 8 300 000,00 USD en costos variables. En un tiempo de ejecución estimado de 5 años se obtiene una tasa interna de retorno del 30 % y un valor actual neto de 700 000,00 USD.

1 JUSTIFICACIÓN

1.1 ANTECEDENTES

Desde el año 2008, el Estado Ecuatoriano promueve el cambio del patrón de especialización productiva, lo que busca generar productos con alto valor agregado con el máximo aprovechamiento de materia prima propia del país. El objetivo 10 del Plan Nacional del Buen Vivir 2013 – 2017 establece: “Impulsar la transformación de la Matriz productiva”. Con lo cual se busca incentivar la producción nacional, la productividad y la competitividad sistémica (Senplades, 2014, pp. 77-80).

El decreto 675 del registro oficial señala “Dispónese que la gasolina EcoPaís estará compuesta por un porcentaje de hasta el 10% de bioetanol anhidro, grado carburante, y la diferencia por naftas necesarias para alcanzar el número de octanos que establece la correspondiente norma I”. Según declaraciones de autoridades gubernamentales en actos públicos se esperaba que hasta el 2017 se reemplace en todo el territorio ecuatoriano la gasolina extra por la gasolina EcoPaís.

El objetivo del Plan Nacional de Reactivación Agropecuaria es la de fomentar la siembra de caña de azúcar en nuevas áreas de cultivo, para producir materia prima para la producción de etanol con fines energéticos (MAGAP, 2008, pp. 11-15). El Estado Ecuatoriano ha impulsado la producción de etanol anhidro grado carburante, para reemplazar hasta en un 10 % en la gasolina extra del país. De esta manera, se podría reducir la salida de divisas por la compra de nafta de alto octano y así promover la actividad económica en el sector agroindustrial (Villena, 2015, pp. 47-58).

Se requiere tener una producción disponible en el territorio ecuatoriano, de etanol como biocombustible de 40 millones de L por año (Molina, 2015). En el 2014, se produjo aproximadamente 15 millones de L de etanol anhidro que fueron empleados en el abastecimiento de la gasolina EcoPaís en la ciudad de Guayaquil (Petroecuador, 2017, pp. 17-19). Para cubrir la demanda nacional existe disponibilidad de materia prima y de plantas de destilación con las que se obtiene etanol al 96 % w/w; sin embargo, se requiere ampliar la producción de etanol anhidro para cumplir los objetivos del Estado en el cambio de la matriz energética.

Entre los métodos de deshidratación de etanol, se encuentra la destilación azeotrópica y la destilación extractiva con el uso de ciclohexano como agente separador, tienen un consumo moderado de energía, por lo que hoy en día es el proceso más usado para la obtención de etanol grado carburante (Serrano y Luque, 2011). Esta técnica permite alcanzar mayores concentraciones de etanol, cercanas al 99,8 % w/w. Es importante recalcar que el alcohol producido con este método solo puede ser usado como biocombustible por las trazas de ciclohexano remanentes del proceso (Wankat, 2008).

En el Ecuador se producen cerca de 600 000 t de azúcar al año, entre el consumo doméstico y las exportaciones, la demanda de caña de azúcar asciende a 560 000 por año, lo que genera un excedente de 40 000 t (MAGAP, 2015, pp. 47-50). Con base en el mapa de zonificación agroecológica para cultivos estratégicos, en la cuenca del río Guayas existen cerca de 8 300 ha que son aptas para el cultivo específico de caña de azúcar con fines energéticos (Lasso et al., 2005, pp. 30-42).

La producción de alcohol carburante es una alternativa para reducir la salida de divisas por las importaciones de nafta de alto octano (NAO), que corresponden al 37 % del total de importaciones del año 2016 en el Ecuador (Banco Central del Ecuador, 2016). Con la combinación entre la gasolina extra y el etanol anhidro se llegaría a reducir las importaciones de este derivado hasta un 18,4 %.

1.2 CONSUMO Y COSTOS DE COMBUSTIBLES

A medida que la tecnología y la industria se fortalece, la población se tecnifica y la demanda energética se incrementa como se observa en la Tabla 1.1, donde se evidencia el crecimiento en la importación de derivados de petróleo y el consumo nacional de gasolinas desde el año 2011 al año 2016. La tasa de crecimiento promedio es del 6 % en importaciones y del 5 % en consumo de gasolinas, por lo que para el año 2020 se proyectan importar 84 MMBLS de derivados, razón por la cual, el Estado seguirá en el aporte de grandes cantidades de dinero por el ingreso de estos productos al país (Cevallos, 2015, pp. 2-15).

Tabla 1.1. Importación de nafta de alto y bajo octano y consumo de gasolinas en el Ecuador desde el año 2011 al 2016

Año	Importación derivados	Importación Nafta RON 93	Importación Nafta RON 87	Consumo Interno Gasolinas
	MMBLS*	MMBLS*	MMBLS*	MMBLS*
2011	41,02	11,08	-	22,39
2012	43,02	14,23	-	23,6
2013	48,7	16,05	-	24,93
2014	57,41	15,85	4,22	26,48
2015	56,1	14,15	5,27	27,32
2016	45,4	18,2	-	29,64

(Petroecuador, 2017)

*MMBLS: Miles de millones de barriles

En la Figura 1.1, se observa el crecimiento del parque automotor en el Ecuador hasta el año 2013, clasificado en carga pesada, transporte de pasajeros y vehículos particulares. La tasa de crecimiento de vehículos promedio es del 7,8 % anual, que en gran parte corresponde a vehículos de uso privado. En lo que a la distribución del consumo de combustibles se refiere, el transporte terrestre representa el 77 % del consumo total, del cual el 68 % es subsidiado sin diferenciar el tipo de vehículo o uso que se dé al combustible (Cevallos, 2015, pp. 2-15).

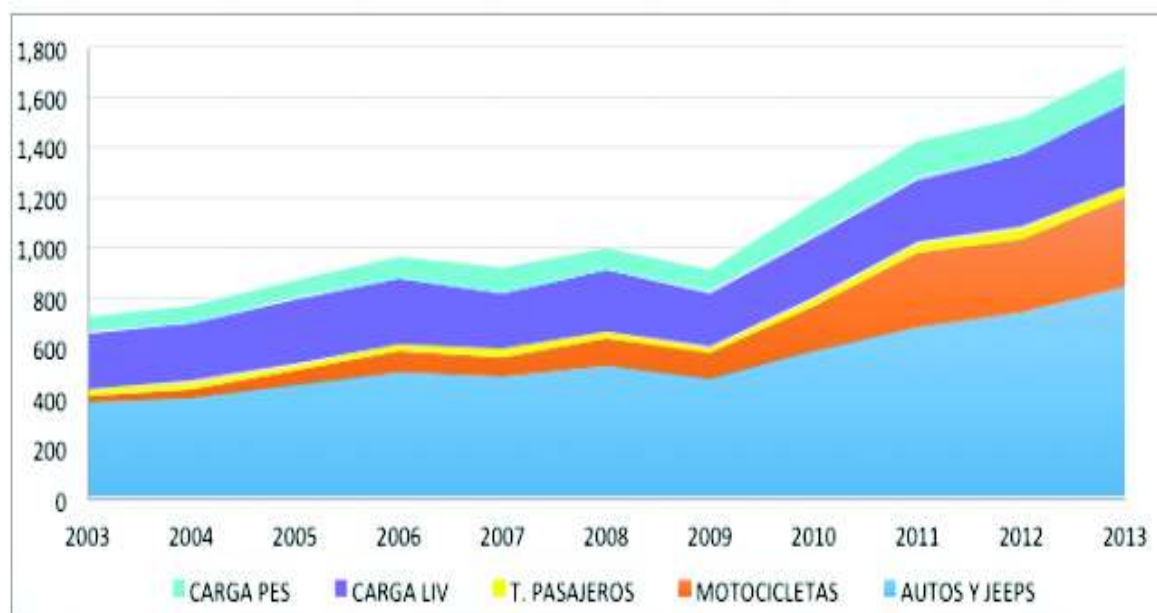


Figura 1.1. Crecimiento de transporte en miles
(Cevallos, 2015)

En la Figura 1.2, se observa el subsidio de la gasolina por persona en el año 2016 a nivel mundial. El gobierno ecuatoriano subsidia 31,7 USD por año por persona. Si se considera la población actual de aproximadamente 14 millones de ecuatorianos, el subsidio promedio del gobierno asciende a 443 millones USD por año solo en el transporte privado (Muñoz, 2013, pp. 8-10).

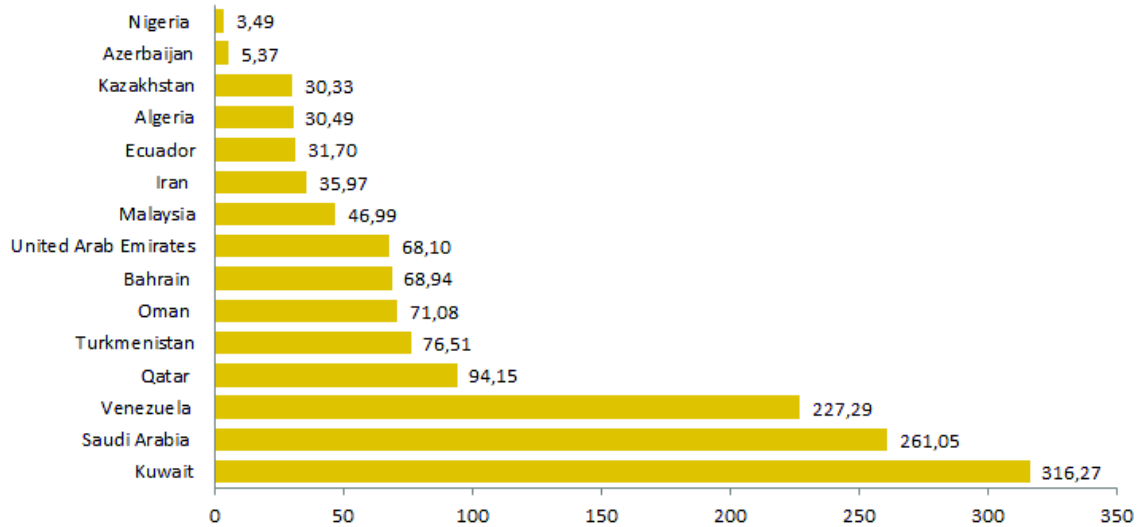


Figura 1.2. Subsidio de gasolina a nivel mundial (USD por persona por año),
(GlobalPetrolPrices, 2016)

En la Figura 1.3 se observa que Ecuador es el tercer país con el precio de gasolina más barato, después de Venezuela y Bolivia en América Latina, esto debido al subsidio de combustibles fósiles como políticas de Estado.

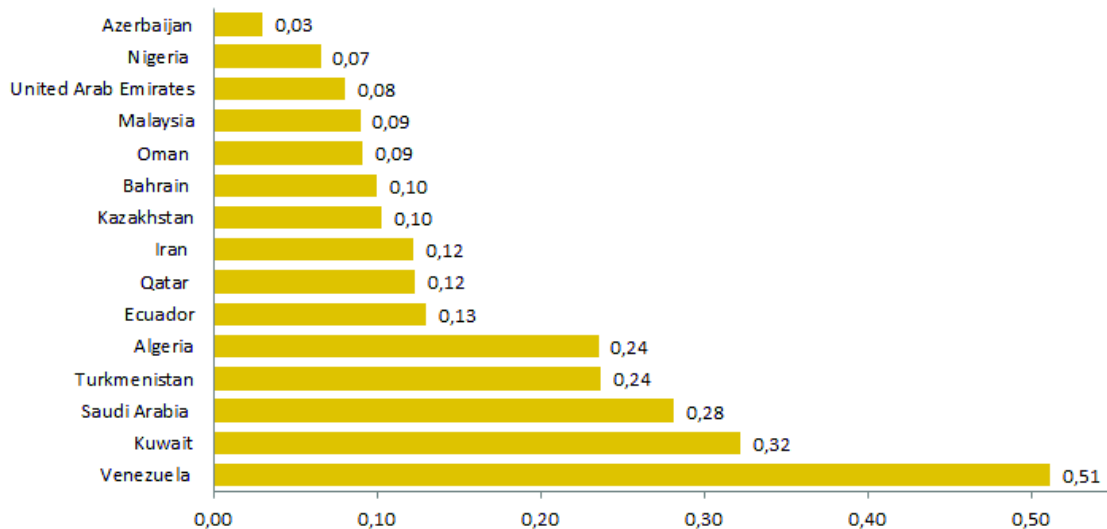


Figura 1.3. Subsidio de la gasolina a nivel mundial (USD/L)
(GlobalPetrolPrices, 2016)

Este beneficio mantiene un precio estable de transporte público y fletes con beneficios también al transporte privado, sin embargo, con implicaciones de costo para el Estado, que, en Ecuador en 2013, llegaron a 3 800 millones USD, sin considerar el gas de uso doméstico (Andes, 2014).

Al aplicar el decreto 675, se pretende ahorrar al menos 30 MMBS de derivados hasta el 2020, puesto que cada año se destina alrededor del 16 % del presupuesto total del Estado Ecuatoriano a la importación de derivados. Además, esta aplicación fomentará el desarrollo agroindustrial del país lo que promueve la liquidez y dinámica económica del mercado (Orozco, 2015, pp. 3-5).

En la Figura 1.4 se observa la inversión pública destinada a las diferentes formas de producción de energía, donde la extracción de petróleo, su refinación, su distribución y transmisión abarcan un 65,7 % del total de inversiones. Para los biocombustibles, apenas se ha destinado un 5 % desde el sector público, por lo que la inversión privada es un pilar fundamental para el desarrollo de esta tecnología en el país (Novoa, 2012, pp. 2-48).

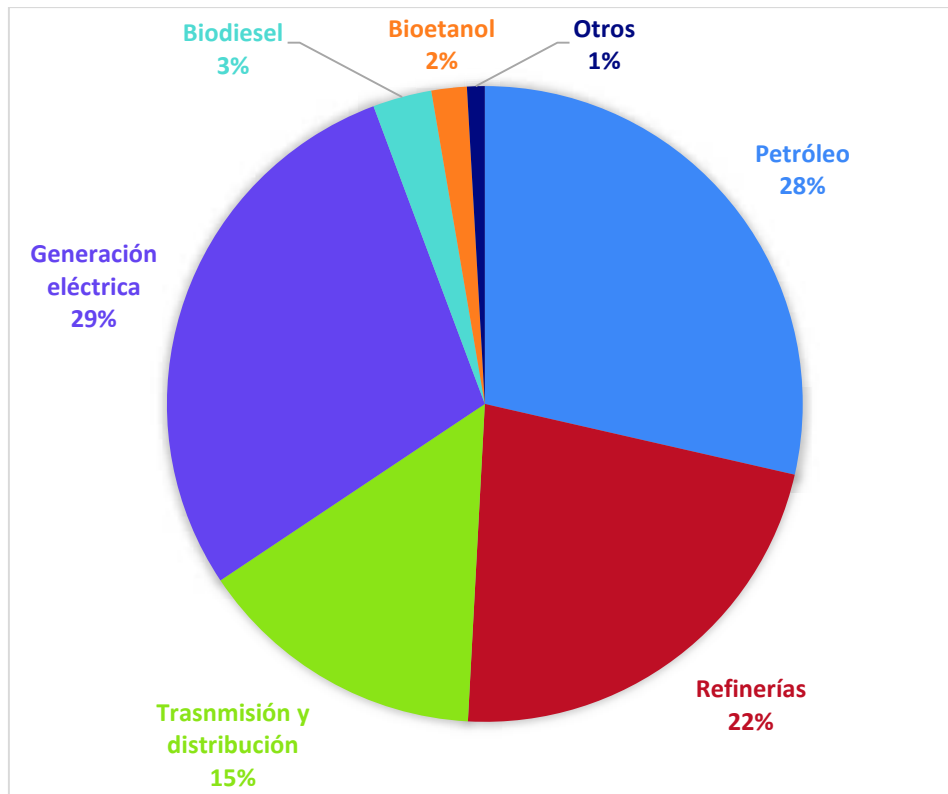


Figura 1.4. Inversión pública en Ecuador en los diferentes tipos de energía (Novoa, 2012)

1.3 ETANOL CARBURANTE

El uso del petróleo y de sus derivados (combustibles), con el paso de los años, ha modificado de manera significativa el ambiente; la principal evidencia es el aumento de las concentraciones de gases de efecto invernadero en la atmósfera.

Los biocombustibles o agrocarburos, por definición, son neutros en producción de CO_2 , en su combustión emiten la cantidad de CO_2 que habrían absorbido en su crecimiento. Al contrastar la combustión de biocombustibles con los hidrocarburos fósiles, estos emiten menos gases efecto invernadero: 60 % menos de CO_2 para el agrodiesel y 70 % menos para el etanol (ILCA, 2007, pp. 107-122).

En la Figura 1.5 se observa el ciclo neutro de carbono en la combustión de etanol por lo que la tendencia en los últimos años se ha inclinado a la sustitución parcial de los hidrocarburos por sustancias generadas en partir de procesos donde interviene la fotosíntesis como es el caso del bioetanol (ILCE, 2016).

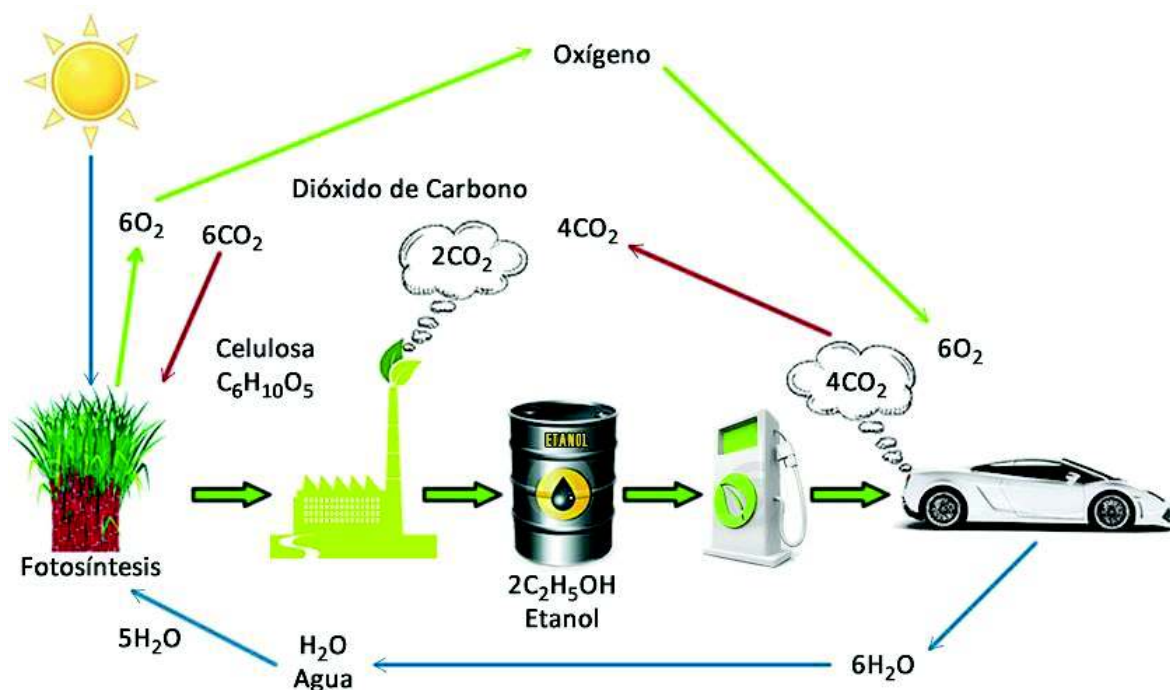


Figura 1.5. Ciclo del carbono del bioetanol
(Fedebiocombustibles, 2017)

El etanol a temperatura y presión ambientales es líquido, incoloro, inflamable, higroscópico y forma un azeótropo con el agua, lo que genera un producto con el 96 % w/w de etanol, que no es apto para ser usado en mezclas con gasolina, puesto

que a pesar de su poco contenido de agua puede determinar una separación de fases, por la baja miscibilidad de los componentes. Por esta razón necesaria la deshidratación de este compuesto. Los métodos convencionales de destilación no son aplicables para obtener concentraciones superiores al 96 % w/w, por lo que se usan métodos como la destilación por solventes que permite romper el azeótropo, gracias a la presencia de un compuesto con polaridad semejante al etanol, como es el caso del uso de ciclohexano (Uyazán et al., 2004, pp. 49-59).

El etanol anhidro que ha sido deshidratado es el óptimo para ser usado como biocombustible. Su principal ventaja es el aporte de oxígeno a las gasolinas, puesto que su contenido es del 34,8 %, como se observa en la Tabla 1.2. Al utilizar la mezcla etanol gasolina, se utiliza un menor consumo de aire en la combustión y se favorece la conversión a dióxido de carbono (CO₂) y agua (H₂O). El poder calórico de la gasolina es mayor que del bioetanol. Por otro lado, el calor de vaporización del bioetanol es tres veces mayor y el número de octanos supera el valor de 100 (ILCE, 2016).

Tabla 1.2 Propiedades del metanol, etanol y gasolina

Propiedad	Metanol	Etanol	Gasolina
Punto de ebullición (°C)	65	878	35-210
Calor de vaporización (MJ/kg)	1,17	0,93	0,18
RON (research octane number)	109	109	80-100
MON (motor octane number)	89	90	80-90
Contenido de oxígeno (%w/w)	50	34,8	0
Relación aire/carburante	6,45:1	9:1	14,6:1
Poder calórico (kcal/kg)	5,037	6,619	10,15

(ILCE, 2016)

Los motores de combustión interna, regularmente, pueden usar mezclas de hasta 20 % etanol y 80 % gasolina, sin embargo, en Brasil donde se desarrolla esta tecnología desde los años 80, se utilizan mezclas 95 % etanol o incluso 100 % etanol (Carreón et al., 2009, pp. 85-102). Ecuador posee un gran potencial en recursos renovables y no renovables, entre ellas tecnologías limpias como la solar, hidráulica y bioenergía. La producción de biocombustibles en Ecuador es mínima y apenas se destina el 8 % del cultivo de caña para la producción de bioetanol (IICA, 2007, pág. 34)

1.4 DISPONIBILIDAD DE MATERIA PRIMA

En el continente americano, específicamente en Sudamérica, en donde la presencia del sol es abundante, existe la disponibilidad de grandes extensiones de tierra con baja densidad poblacional, además existen grandes reservas de agua lo que ha generado el gran interés en el desarrollo de los agrocarburos (IICA, 2007, pp. 50-55).

El cultivo de la caña de azúcar tiene una gran importancia en la economía del Ecuador, su aporte al PIB agrícola nacional es del 12 %. El objetivo en el Plan Nacional de reactivación agropecuaria es fomentar la siembra de caña en nuevas áreas como materia prima para la producción de etanol de grado energético (Presidencia de la República, 2007, pp. 34-47).

Como se observa en la Figura 1.6, la producción de caña de azúcar en el Ecuador es superior a la demanda de sus productos convencionales.

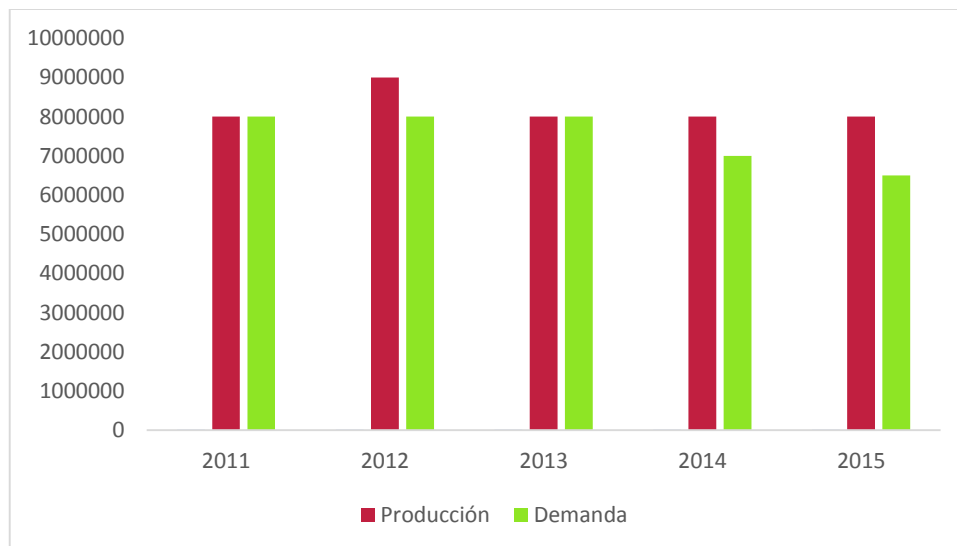


Figura 1.6. Producción y ventas de caña de azúcar en toneladas (CINCAE, 2015)

El excedente de producción puede ser utilizado en la producción de bioetanol, que contribuye a los objetivos del gobierno que corresponden al reemplazo del consumo de la gasolina extra por la EcoPaís.

En la Figura 1.7 se observa el estado actual de consumo de gasolina EcoPaís y la proyección del reemplazo de la gasolina EcoPaís para el año 2017.

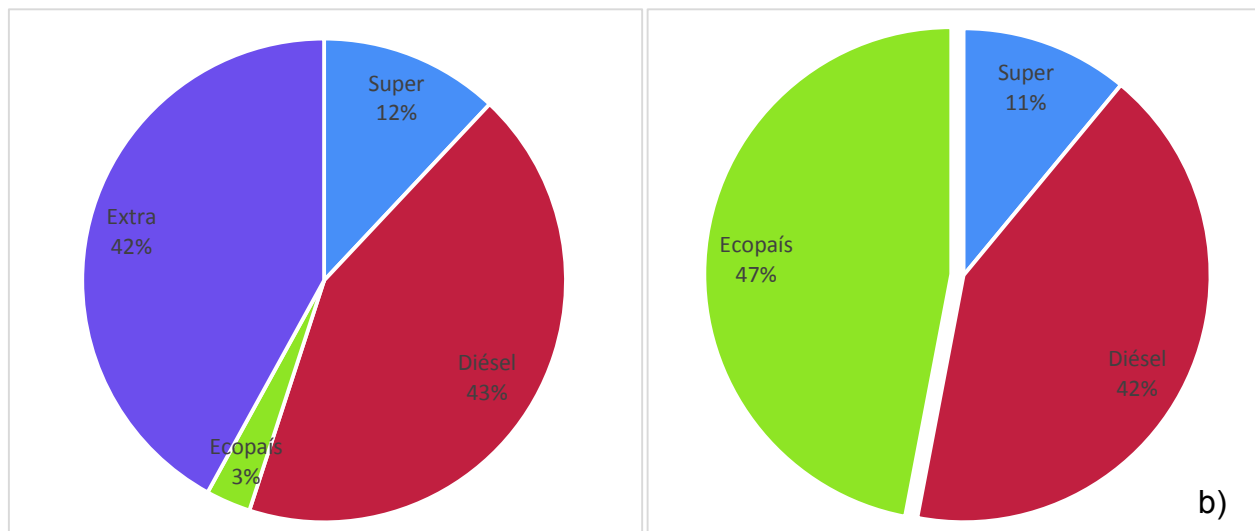


Figura 1.7. a) Consumo actual de gasolina EcoPaís. b) Proyección del reemplazo de la gasolina EcoPaís en Ecuador para el año 2017. (MCPEC, 2016)

Si se hubiese completado el reemplazo de gasolina extra por la EcoPaís, como se observa en la Figura 1.7, serían necesarios 200 millones de L de etanol al año. Las principales empresas proveedoras de bioetanol, que son Codana, Producargo y Soderal, han realizado ampliaciones en sus capacidades de producción con lo que podrían abastecer hasta 105 millones de L anuales de etanol, que corresponde a 52,8 % de lo requerido.

El Ministerio Coordinador de la Producción, Empleo y Competitividad desde el año 2014, ha buscado atraer inversionistas nacionales y extranjeros para el proceso de siembra de caña y producción de alcohol etílico anhidro. Además, el Gobierno promueve la adquisición de grandes cantidades de alcohol artesanal con un grado promedio de 60 °GL, por parte de las empresas destiladoras que, posteriormente será deshidratado para ser empleado en la producción de la gasolina EcoPaís. A inicios del año 2016, aproximadamente 1 732 000 L de alcohol artesanal fueron entregados a las distintas destilerías para ser deshidratados y posteriormente incorporados en el programa EcoPaís (MCPEC, 2016).

2 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

Dentro de la descripción del proceso, se presentan las materias primas, los insumos y los servicios auxiliares que son necesarios en la producción de etanol anhidro. Además, se describe cada proceso y equipo a emplearse en la deshidratación de etanol como: deshidratación en la columna de destilación azeotrópica, recuperación de ciclohexano en la columna de destilación binaria, almacenamiento en los respectivos tanques de techo flotante con domo geodésico, con sus respectivas condiciones de operación y flujos volumétricos.

2.1 MATERIAS PRIMAS, INSUMOS Y SERVICIOS AUXILIARES

2.1.1 MATERIAS PRIMAS

La materia prima para el proceso es alcohol extra neutro con una composición en peso del 96,5 % de etanol, que puede ser adquirido en los principales ingenios del país como son: Ingenios Valdez, Soderal y Producargo. Esta planta de deshidratación de etanol también podría ser utilizada para procesar la producción artesanal de etanol que asciende a 1 732 000 L de alcohol por año en el país (MCPEC, 2016).

El principal insumo es el ciclohexano que permite la deshidratación de etanol hasta alcanzar un 99,8 % w/w. El ciclohexano, por su miscibilidad, forma una mezcla ternaria que permite romper el azeótropo formado por el etanol y el agua. El ciclohexano es recirculado en su totalidad, sin considerar las trazas que son pérdidas a causas de la evaporación (Serrano y Luque, 2011)

2.1.2 SERVICIOS AUXILIARES

El principal servicio auxiliar es el vapor proveniente de calderas pirotubulares, este vapor permite alcanzar las temperaturas necesarias para la separación de los componentes involucrados en la deshidratación del etanol.

2.2 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

En la Figura 2.1 se observa un esquema de los equipos que serán diseñados y dimensionados para la deshidratación de etanol. Los principales equipos son la columna deshidratadora, columna recuperadora, decantador, tanques de almacenamiento y bombas de transporte.

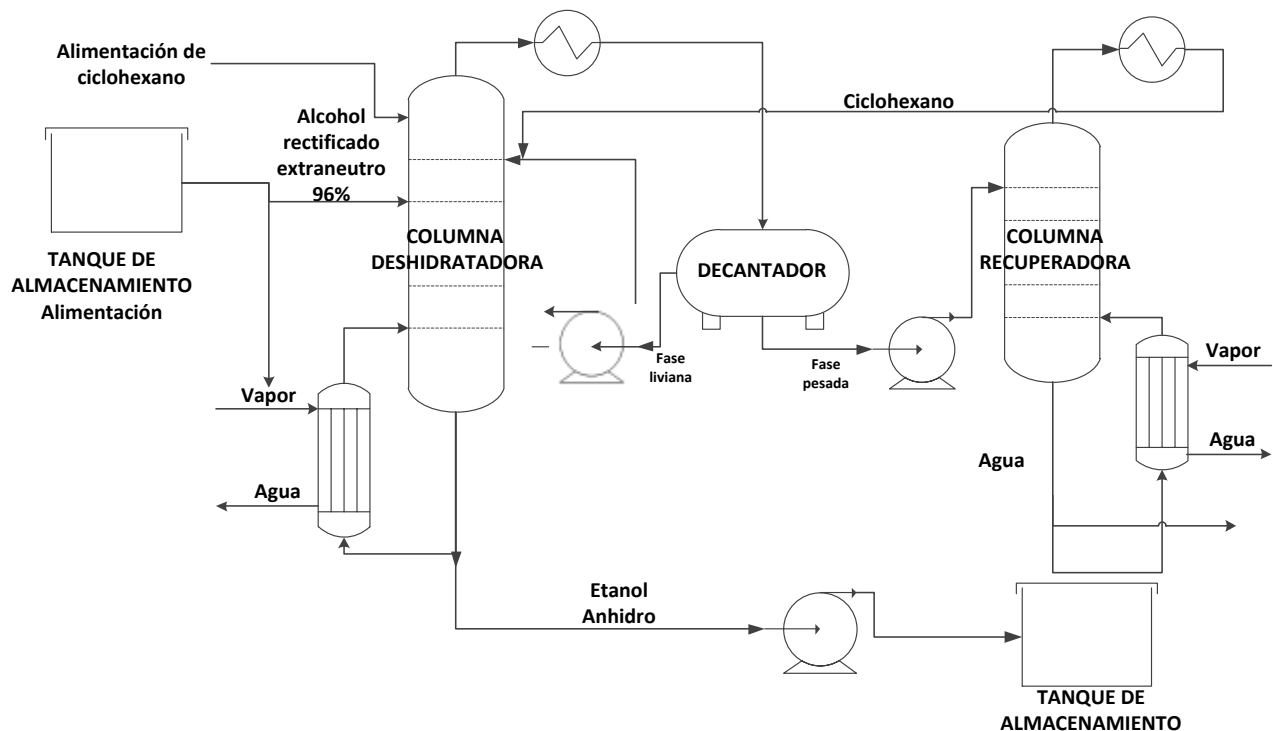


Figura 2.1 Diagrama de la planta de destilación de etanol

2.2.1 COLUMNA DESHIDRATADORA

El alcohol rectificado extraneutro, de concentración cercana al 96 % w/w, que se encuentra en el tanque de almacenamiento, es alimentado a la columna deshidratadora. Se inyecta vapor al calderín de la columna deshidratadora para que la temperatura del fondo alcance valores entre 84,2 a 84,5 °C. A medida que la separación ocurre, la presión en la columna aumenta por la formación de vapores, por lo que existe una válvula de alivio de vapor para controlar la presión de operación de la misma para que no supere los 33,34 psi (Véliz, 2016). El ciclohexano recuperado de separaciones anteriores es alimentado a la columna para que sea posible la extracción.

Cuando los vapores alcohólicos, junto con el ciclohexano, han alcanzado el tope de la columna, ingresan al condensador, parte de esa corriente es enviada a un decantador en el cual se produce la separación de fases. La corriente orgánica de esta separación es alimentada nuevamente a la columna deshidratadora de forma continua. Este mecanismo permite la obtención por el fondo de la columna de alcohol de hasta 99,9% w/w el cual es almacenado en una cámara de equilibrio previo al almacenamiento en tanques de techo flotante con domo geodésico (Uyazán et al., 2004).

2.2.2 DECANTADOR

Del condensador de la columna deshidratadora se destina una porción al decantador, donde la separación se realiza a temperatura ambiente. Se obtienen dos fases: una fase liviana, que corresponde a un 60 - 75 % y una fase pesada que corresponde a un 25 - 40 %. La fase liviana u orgánica, está compuesta por 99,76 % de ciclohexano y 0,21 % de agua, con pequeñas trazas de etanol. La fase pesada o acuosa, está compuesta por 92,67 % de agua, 7,00 % de ciclohexano y trazas de etanol. La fase liviana es enviada directamente a la columna deshidratadora, mientras que la fase pesada es enviada a la columna recuperadora (Quintero et al., 2007, pp. 73-83).

2.2.3 COLUMNA RECUPERADORA

La fase acuosa del decantador es alimentada a la columna recuperadora, en la cual, por la inyección de vapor directo, se alcanza una temperatura en el fondo de 109 °C. El vapor, que sube por la columna, es enviado a un sistema de condensadores, donde los recircula en forma de reflujo a la columna deshidratadora, puesto que por el tope solo se obtiene ciclohexano con trazas de etanol. El agua, que es separada de esta mezcla, al no poseer ciclohexano, es recirculada a la columna deshidratadora por su aporte energético, para iniciar nuevamente el proceso de deshidratación (Quintero et al., 2007, pp. 73-83).

3 CRITERIOS DE DISEÑO PARA EL DISEÑO DE UNA PLANTA DE DESHIDRATACIÓN DE ETANOL

3.1 CRITERIOS DE DISEÑO PARA UNA TORRE DE DESTILACIÓN MULTICOMPONENTE

La torre de destilación azeotrópica será alimentada con una mezcla de ciclohexano, agua y etanol, por lo que se este sistema se considera multicomponente. En la Figura 3.1, se observa el esquema de la columna de destilación multicomponente, en donde se diferencia la columna, el condensador y el “reboiler”.

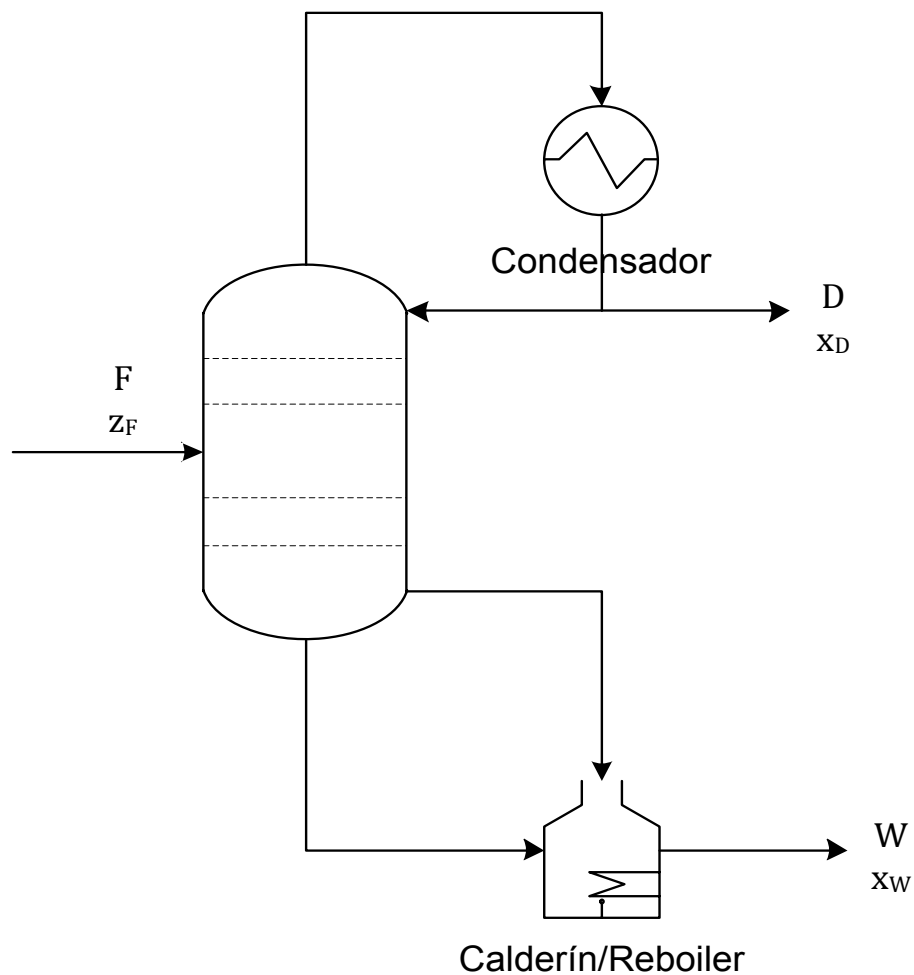


Figura 3.1. Esquema de la destilación multicomponente
(Chattopadhyay, 2012)

3.1.1 TEMPERATURA DE BURBUJA Y ROCÍO

Las temperaturas de burbuja y rocío dependen de las composiciones de las corrientes de salida, es decir del producto que se quiere conseguir, con base en las condiciones de operación de las columnas de destilación.

3.1.1.1 Temperatura de burbuja

Para calcular las temperaturas de burbuja se aplicará el método de las volatilidades relativas, en el cual se relaciona la presión de vapor de cada uno de los componentes presentes en la destilación con la presión de vapor del componente menos volátil, como se observa en la Ecuación 3.1.

$$\alpha_{ij} = P_i^0 / P_j^0 \quad [3.1]$$

Donde:

P_i^0 : Presión de vapor del componente i, [psi]

P_j^0 : Presión de vapor del componente menos volátil j o componente de referencia, [psi].

α_{ij} : Volatilidad relativa.

Para el cálculo de la temperatura de burbuja, una vez conocido el valor de la volatilidad relativa de cada componente, se calcula la fracción del líquido en equilibrio con el vapor para cada componente, cuya sumatoria que debe ser igual a 1, como se observa en la Ecuación 3.2.

$$y_i = \frac{\alpha_{ij} x_i}{\sum(\alpha_{ij} x_i)} \quad [3.2]$$

Donde:

α_{ij} : Volatilidad relativa del componente i

x_i : Fracción de vapor en equilibrio con el líquido del componente i

$\sum(\alpha_{ij} x_i)$: Sumatoria del producto de la volatilidad relativa con la fracción molar de vapor de los n componentes.

3.1.1.2 Temperatura de rocío

Para el cálculo de la temperatura de rocío, se realiza un proceso matemático similar al cálculo de la temperatura de burbuja en el cual el objetivo es calcular la fracción de vapor en equilibrio con el líquido para cada componente, cuya sumatoria deber ser igual a 1, como se presenta en la Ecuación 3.3.

$$x_i = \frac{\frac{y_i}{\alpha_{ij}}}{\sum \left(\frac{y_i}{\alpha_{ij}} \right)} \quad [3.3]$$

Donde:

x_i : Fracción de vapor en equilibrio con el líquido del componente i

y_i : Fracción de líquido en equilibrio con el vapor del componente i.

α_{ij} : Volatilidad relativa del componente i

$\sum \left(\frac{y_i}{\alpha_{ij}} \right)$: Sumatoria del cociente de la fracción de vapor en equilibrio del componente j entre la volatilidad relativa.

3.1.2 PRESIÓN DE OPERACIÓN DE LA COLUMNA Y TIPO DE CONDENSADOR

En la Figura 3.2, se observa el procedimiento que permite establecer la presión de la columna de destilación y el tipo de condensador que debe ser usado en la misma. Se inicia el cálculo de la presión en la corriente del destilado (P_D), mediante la presión de vapor de los diferentes componentes contenidos en la corriente.

Según el criterio de diseño consultado en bibliografía, el cálculo inicia al asumir una temperatura de 49 °C y se calcula la presión en el destilado (P_D), con el aporte de las presiones de vapor de cada componente presente en el destilado. Esta presión permite determinar si es necesario utilizar un refrigerante o agua para el condensador.

La presión mínima del destilado para la operación de una columna de destilación multicomponente es de 30 psia, que debe ser ajustada a este valor si no cae en algún rango de los indicados en la Figura 3.2.

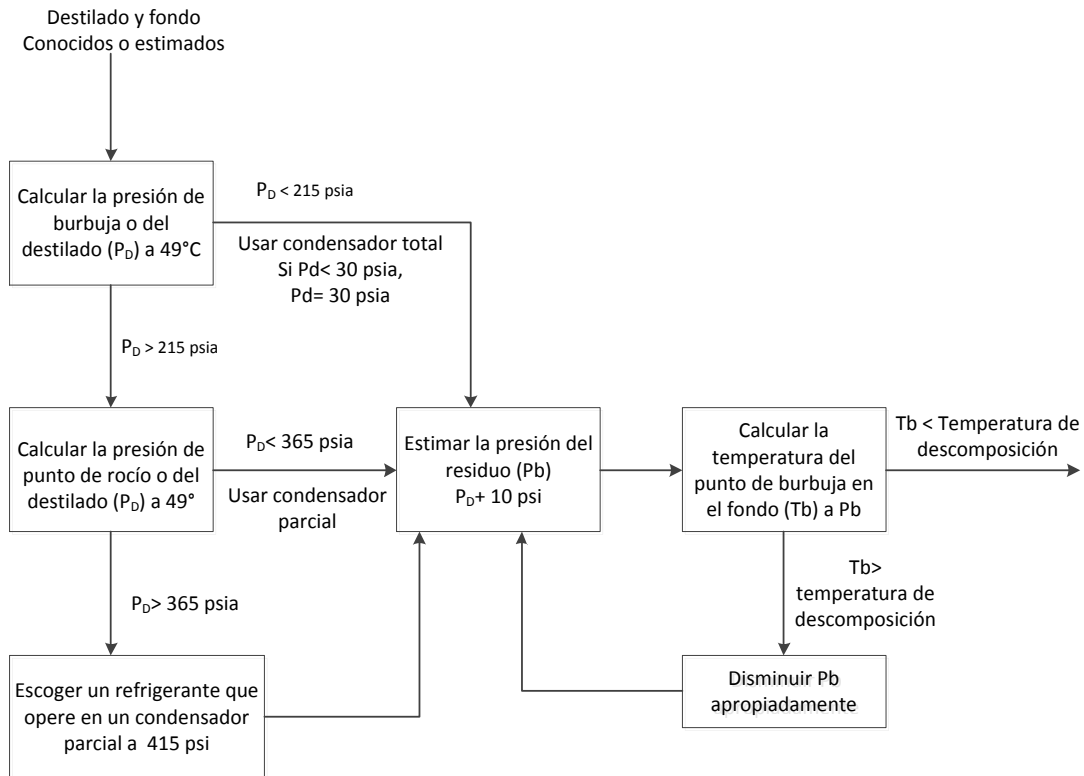


Figura 3.2. Algoritmo para establecer la presión de la columna de destilación y el tipo de condensador
(Henley y Seader, 2000)

Si P_D es menor a 215 psia, se debe usar un condensador total. Si P_D se encuentra entre 215 y 365 psi se debe seleccionar un condensador parcial con el uso de agua como refrigerante; y si P_D es mayor a 315 psi, se debe seleccionar un condensador parcial con uso de refrigerante.

Con el dato de la presión del destilado y la consideración de la caída de presión a lo largo de la columna, se estima la presión en el fondo. Con esta presión, se corrige la temperatura de burbuja, que debe ser menor a la calculada anteriormente. Si la temperatura de burbuja es mayor a la calculada, se realiza un proceso iterativo en el cual se debe disminuir P_D y calcular nuevamente la presión en el fondo, como se presentan en las Ecuaciones 3.4 y 3.5 (Henley y Seader, 2000, pp.76-85).

$$P_{\text{Columna}} = P_D + 7,5 \text{ psia} \quad [3.4]$$

$$P_{\text{Fondo}} = P_D + 10 \text{ psia} \quad [3.5]$$

Donde:

P_{Columna} : Presión de operación en la columna, [psi].

P_{Fondo} : Presión en el fondo de la columna, [psi].

3.1.3 PRESIÓN Y TEMPERATURA DE DISEÑO

Es necesario conocer y determinar las condiciones de diseño de los equipos principales, así como también de los equipos auxiliares, para lo cual se detallan los criterios de diseño en función de la temperatura máxima del fluido que va a ser contenido en el respectivo equipo, además de los criterios de presión necesarios en el diseño de recipientes, tanques y tuberías (Sinnott, 2005).

3.1.3.1 TEMPERATURA

Temperatura de diseño para recipientes

En la Tabla 3.1, se detallan los criterios de diseño para temperatura de recipientes, según el rango de temperatura en el que se encuentra el líquido contenido en el recipiente. Dentro de recipientes se pueden considerar torres de destilación, separadores horizontales y tanques de almacenamiento. Por tal razón todos los equipos dimensionados en la planta de destilación son considerados dentro de los criterios a continuación explicados.

Tabla 3.1. Criterios de diseño para temperatura de recipientes

Rango de Temperatura	Temperatura de diseño
120-650 °F	$T_D = T_{\text{max}} + 50^\circ\text{F}$
650 – 850 °F	$T_D = 0,9 T_{\text{max}}$ Accesorios no aislados $T_D = T_{\text{max}}$ Accesorios aislados
>850 °F	$T_D = 650^\circ\text{F}$

(ASME, 2003)

Temperatura de diseño Tuberías

Para la selección de la temperatura en tuberías es imprescindible diferenciar el uso de aislante y/o recubrimiento. Dentro de las tuberías que se dimensionaran en la planta de destilación para la obtención de etanol anhidro, se tienen tuberías sin aislante ni recubrimiento, por lo que en ese caso se considera:

$\Delta T = 5\%$ de la temperatura máxima del fluido

La Ecuación 3.6 permite calcular la temperatura de diseño en tuberías.

$$T_D = T_{max} + \Delta T \quad [3.6]$$

Donde:

T_D : Temperatura de diseño, [°F]

T_{max} : Temperatura máxima del fluido, [°F]

ΔT : Variación de temperatura, [°F]

3.1.3.2 Presión

La presión de diseño será determinada por la influencia de la presión de vapor, cabezal estático, presión de succión de las bombas y cambios en el peso específico del fluido (ASME, 2003). Es importante recordar que la presión mínima de diseño de cualquier equipo es de 16 psig.

En la Tabla 3.2, se muestran los criterios de diseño para presión de recipientes, entre los que se encuentran torres de destilación, tanques de almacenamiento y separadores horizontales.

Tabla 3.2. Criterios de diseño para presión en equipos

Rango de Presión (psig)	Presión de diseño
< 250	$P_D = P_{op} + 25 \text{ psi}$
250 – 580	$P_D = 110\% P_{op}$
580 – 1160	$P_D = P_{op} + 58 \text{ psi}$
1160	$P_D = 105\% P_{op}$

(ASME, 2003)

El cálculo de la presión de diseño de tuberías se realiza con la Ecuación 3.7

$$P_D = 110\% P_{op} \quad [3.7]$$

Donde:

P_D : Presión de diseño, [psi]

P_{op} : Presión de operación, [psi]

Para drenajes atmosféricos la presión de diseño es de 50 psig sin importar la ubicación del equipo.

3.1.4 COMPONENTES CLAVE Y DISTRIBUIDOS

A conveniencia del diseñador, se seleccionan dos componentes que presenten mayores fracciones de recuperación, un producto en el destilado y el otro producto en el fondo; estos componentes son llamados “clave”. El compuesto más volátil es llamado clave ligero (X_{LK}) y el menos volátil es llamado clave pesado (X_{HK}) (Henley y Seader, 2000, pp. 55-59).

3.1.5 REFLUJO MÍNIMO Y NÚMERO TEÓRICO DE PLATOS

El método FUG es la agrupación de ecuaciones desarrolladas por algunos autores, que permite el cálculo preliminar del número mínimo y número real de platos, la relación de reflujo mínima y el plato de la alimentación de una torre de destilación multicomponente (Chattopadhyay, 2012, pp. 120-130).

3.1.5.1 Ecuación de Fenske

Esta ecuación relaciona las fracciones de los componentes clave ligero y pesado tanto en el destilado como en el fondo, así como también sus volatilidades relativas, generando un valor de platos mínimos requeridos en la separación deseada, como se observa en la Ecuación 3.8, (Chattopadhyay, 2012).

$$N_{\min} = \frac{\log\left(\left(\frac{x_{LK}}{x_{HK}}\right)_D \left(\frac{x_{HK}}{x_{LK}}\right)_B\right)}{\log \frac{\alpha_{LK}}{\alpha_{HK}}} \quad [3.8]$$

Donde:

N_{\min} : Número mínimo de platos para la separación deseada

$\left(\frac{x_{LK}}{x_{HK}}\right)_D$: Relación de la fracción en peso del componente clave ligero respecto del componente clave pesado en el destilado.

$\left(\frac{x_{HK}}{x_{LK}}\right)_B$: Relación de la fracción en peso del componente clave pesado respecto del componente clave ligero en el fondo.

α_{LK} : Volatilidad relativa del componente clave ligero.

α_{HK} : Volatilidad relativa del componente clave pesado.

3.1.5.2 Método de Underwood

Este método consta de dos ecuaciones, con las cuales es posible determinar el reflujo mínimo requerido. Como primer paso se relacionan las composiciones del destilado con la volatilidad relativa para calcular el parámetro de Underwood, como se presenta en la Ecuación 3.9 (Chattopadhyay, 2012).

$$\sum \frac{\alpha_{i/j} z_{fi}}{\alpha_{i/j} - \theta} = 1 - q \quad [3.9]$$

Donde:

$\alpha_{i/j} z_{fi}$: Relación ente la volatilidad relativa y la fracción molar en la alimentación de cada componente.

$\alpha_{i/j}$: Volatilidad relativa de cada componente.

θ : Parámetro de Underwood

q : Tipo de alimentación (Líquido frío, líquido saturado, mezcla líquido-vapor, vapor saturado, vapor sobrecalentado).

Tabla 3.3. Valores de q , según las condiciones de la alimentación

Tipo de alimentación	q
Líquido frío	$q > 1$
Líquido saturado a la temperatura de burbuja	$q = 1$
Mezcla líquido – vapor	$0 < q < 1$
Vapor saturado a la temperatura de rocío	$q = 0$
Vapor sobrecalentado	$q < 0$

(Wankat, 2008)

En la Tabla 3.3, se observan los valores del tipo de alimentación (q), según las condiciones a las que ingresa la alimentación.

Como segundo paso, una vez conocido el parámetro de Underwood, se determina el reflujo mínimo, el cual se encuentra en relación de 1,33 al reflujo de operación y se emplea la Ecuación 3.11.

$$R_{\min} + 1 = \sum \frac{\alpha_{i/j} x_{Di}}{\alpha_{i/j} - \theta} \quad [3.11]$$

Donde:

R_{\min} : Relación de reflujo mínimo.

$\alpha_{i/j} x_{Di}$: Relación entre la volatilidad relativa y la fracción molar en el destilado de cada componente.

3.1.5.3 Método Van Winkle

Como método alternativo para el cálculo del reflujo óptimo puede ser usar la ecuación de Van Winkle que correlaciona de manera gráfica el reflujo mínimo con el reflujo óptimo.

Se emplea la Ecuación 3.11, para disminuir el error en el cálculo de θ , y de esta manera obtener valores más cercanos al real.

$$y = \log \left[\left(\frac{x_{lk}}{x_{hk}} \right)_D \left(\frac{x_{hk}}{x_{lk}} \right)_B \left(\frac{x_{lk}}{x_{hk}} \right)_F^{0,55\alpha} \right] \quad [3.11]$$

Donde:

$\left(\frac{x_{lk}}{x_{hk}} \right)_D$: Relación entre la fracción molar del componente clave ligero y el clave pesado en el destilado.

$\left(\frac{x_{hk}}{x_{lk}} \right)_B$: Relación entre la fracción molar del componente clave pesado y el clave ligero en el fondo.

$\left(\frac{x_{lk}}{x_{hk}} \right)_F$: Relación entre la fracción molar del componente clave ligero y el clave pesado en la corriente de alimentación.

α : Volatilidad relativa del componente ligero con respecto al clave pesado a la temperatura promedio de la torre o a las condiciones de la alimentación (Van Winkle y Todd, 1971).

3.1.5.4 Método de Gilliland

Propone una solución empírica para estimar el número de platos necesarios para la separación esperada en una mezcla multicomponente. Esta solución se puede encontrar gráficamente al relacionar el reflujo de operación con el reflujo mínimo y el número mínimo de platos (Ludwing, 1994).

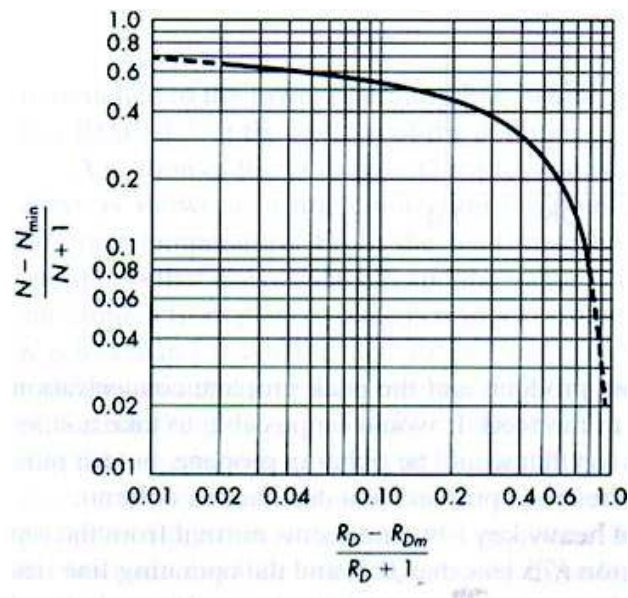


Figura 3.3. Diagrama de la corrección de Gilliland (Chattopadhyay, 2012)

En la Figura 3.3 se observa el diagrama de la corrección de Gilliland, con el cual se puede realizar de manera rápida y muy cercana a la real un cálculo del número de platos que intervienen en la destilación multicomponente.

Este gráfico puede ser representado por las Ecuaciones 3.12 y 3.13, para determinar de manera más exacta el valor del número de platos reales.

$$Y = \frac{N - N_{\min}}{N + 1} = 1 - \exp \left[\left(\frac{1 + 54.4X}{11 + 117.2X} \right) \left(\frac{X - 1}{X^{0.5}} \right) \right] \quad [3.12]$$

$$X = \frac{R - R_{\min}}{R + 1} \quad [3.13]$$

Donde:

N: Número teórico de platos

N_{\min} : Número mínimo de platos

R: Relación de reflujo óptima

R_{\min} : Relación de reflujo mínima

3.1.5.5 Método de Kickbride

Dentro de este método se puede añadir la Ecuación de Kickbride, que permite identificar el plato de alimentación, además se pueden calcular cuántos platos existen en la zona de agotamiento y en la zona de enriquecimiento, con las Ecuaciones 3.14 y 3.15, (King, 2003).

$$\log \frac{n}{m} = 0,206 \log \left[\frac{W}{D} \left(\frac{x_{HK}}{x_{LK}} \right)_F \left(\frac{x_{LHW}}{x_{HKD}} \right)^2 \right] \quad [3.14]$$

$$N = n + m \quad [3.15]$$

Donde:

n: Número de platos en la zona de enriquecimiento

m: Número de platos en la zona de agotamiento

W: Flujo másico en el fondo

D: Flujo másico en el destilado

$\left(\frac{x_{HK}}{x_{LK}} \right)_F$: Relación entre la fracción molar del clave pesado y el clave ligero en la alimentación.

$\frac{x_{LHW}}{x_{HKD}}$: Relación entre la fracción molar del clave ligero en el fondo y el clave pesado en el destilado.

3.1.6 DISEÑO DEL “REBOILER” Y EL CONDENSADOR

El método descrito por Arroyave, Suárez, Ospina y Gonzales (2004) permite el diseño del “reboiler” y el condensador de la columna de destilación, es necesario

para una correcta operación del sistema de destilación, conocer los requerimientos de calor en los mismos. Se realiza un balance de masa y energía, y así se determina la cantidad de vapor, agua de enfriamiento y el tipo de intercambiadores que se deben usar.

En la Figura 3.4 se observa un esquema de la columna de destilación, donde se identifican sus componentes principales, como son el “reboiler” y el condensador.

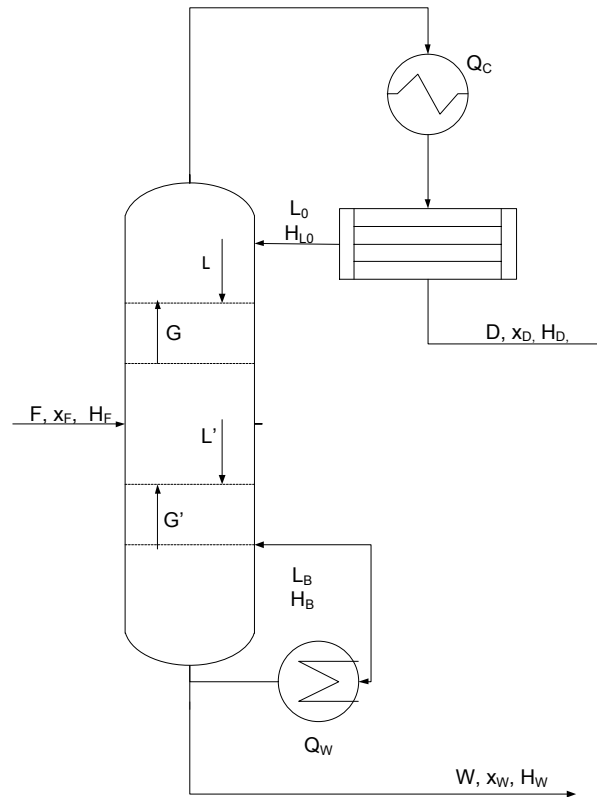


Figura 3.4. Esquema general de la torre de destilación multicomponente
(Arroyave et al., 2004)

El diseño del “reboiler” y condensador se realiza mediante un balance combinado de masa y energía.

El balance de masa se lo realiza mediante las Ecuaciones 3.16, 3.17, 3.18, 3.19 y 3.20.

Balance de Masa

$$F = D + W \quad [3.16]$$

$$Fx_F = Dx_D + Wx_w \quad [3.17]$$

$$L = RD \quad [3.18]$$

$$\frac{L}{D} = R \quad [3.19]$$

$$G = L + D \quad [3.20]$$

Balance de Energía

El balance de energía se realiza al emplear las Ecuaciones 3.21, 3.22, 3.23, 3.24, 3.25 y 3.26.

$$GH_G = LH_L + DH_D + Q_C \quad [3.21]$$

$$H_L = H_D \quad [3.22]$$

$$GH_G = H_L(L + D) + Q_C \quad [3.23]$$

$$FH_F + Q = DH_D + WH_W \quad [3.24]$$

$$Q = Q_B - Q_C \quad [3.25]$$

$$FH_F + Q_B = DH_D + WH_W + Q_C \quad [3.26]$$

Donde:

F: Flujo másico de la alimentación, [kg/h].

D: Flujo másico del destilado, [kg/h].

W: Flujo másico del fondo, [kg/h].

L: Flujo másico de la fase líquida en la zona de rectificación, [kg/h].

G: Flujo másico de la fase gaseosa en la zona de agotamiento, [kg/h].

x_F : Fracción molar del componente más volátil en la alimentación

x_D : Fracción molar del componente más volátil en el destilado

x_W : Fracción molar del componente más volátil en el fondo

H_G : Entalpía específica de la fase gaseosa en la zona de rectificación, [kJ/kg].

H_L : Entalpía específica de la fase líquida en la zona de rectificación, [kJ/kg].

H_D : Entalpía específica del destilado, [kJ/kg].

Q_C : Calor del condensador, [kJ].

Q : Calor total de la columna de destilación, [kJ].

Q_B : Calor del reboiler, [kJ].

3.1.7 DIÁMETRO MÍNIMO DE LA COLUMNA

El cálculo del diámetro mínimo de la columna está relacionado con el flujo de líquido que atraviesa la columna. Con base en este parámetro se determinan los siguientes factores: factor de capacidad, máxima velocidad del líquido bajante, área mínima del bajante líquido y área mínima de la columna, que hacen posible su estimación. Toda la Sección 3.1.7 está basada en el método explicado por Chattopadhyay en su libro "*Distillation Engineering Handbook*".

3.1.7.1 Factor de Capacidad (CAF)

Este factor está relacionado con la densidad del flujo de vapor que circula por la columna y el espaciamiento entre los platos. El espaciamiento debe ser estimado por experiencias probadas de diseño (para este caso el espaciamiento entre platos más usado es de 40 cm), según la eficiencia de separación máxima para el sistema multicomponente.

Si la densidad de la fase gaseosa es menor a 10 kg/m^3 , se emplean las Ecuaciones 3.27 o 3.28.

$$\text{CAF} = (0,144 - 0,0085 \log \rho_G) \left(\frac{TS}{610} \right)^{0,4} \quad [3.27]$$

$$\text{CAF} = 0,001954 \rho_G^{0,167} TS^{0,65} \quad [3.28]$$

Si la densidad de la fase gaseosa es mayor a 10 kg/m^3 , se emplea la Ecuación 3.29.

$$\text{CAF} = 0,457 - 0,175 \log_{10} \rho_G \quad [3.29]$$

Donde:

CAF: Factor de capacidad

ρ_G : Densidad del vapor, [kg/m³]

TS: Espaciamiento de platos, [mm]

3.1.7.2 Máxima velocidad del bajante (líquido) (MUDC)

Es la velocidad a la que circula la fase líquida por la columna, esta velocidad debe ser menor o igual a 0,17 m/s, y se emplea la Ecuación 3.30 para su determinación.

$$\text{MUDC} = 0,0002547\sqrt{(\rho_L - \rho_G)TS} \quad [3.30]$$

Donde:

MUDC: Velocidad máxima del líquido que baja, [m/s].

ρ_L : Densidad del líquido, [kg/m³].

ρ_G : Densidad del vapor, [kg/m³].

TS: Espaciamiento entre platos, [cm].

3.1.7.3 Área mínima del bajante (líquido) (DCAMIN)

Es la superficie mínima que recibe en el plato actual la fase líquida proveniente del plato anterior. Este parámetro está relacionado con el flujo de líquido que regresa del condensador, el porcentaje de inundación (que suele ser del 80 %), el factor de desgasificación, que depende del sistema que se esté separando, y la velocidad máxima del líquido bajante. El área mínima del bajante es calculada mediante la Ecuación 3.31.

$$\text{DCAMIN} = \frac{L}{\rho_L \left[\frac{\text{MAXFLD}}{100} \right] (\text{SFAC})(\text{MUDC})} \quad [3.31]$$

Donde:

DCAMIN: Área mínima del líquido bajante, [m²]

SFAC: Factor de sistemas de desgasificación

MAXFLD: Máximo porcentaje de inundación, usualmente del 80%

ρ_L : Densidad del líquido, [kg/m³]

MUDC: Máxima velocidad del bajante, [m/s].

En la Figura 3.5 se observa la Sección de fraccionamiento en la torre de destilación multicomponente, se identifican el área activa con caperuzas y el DCAMIN.

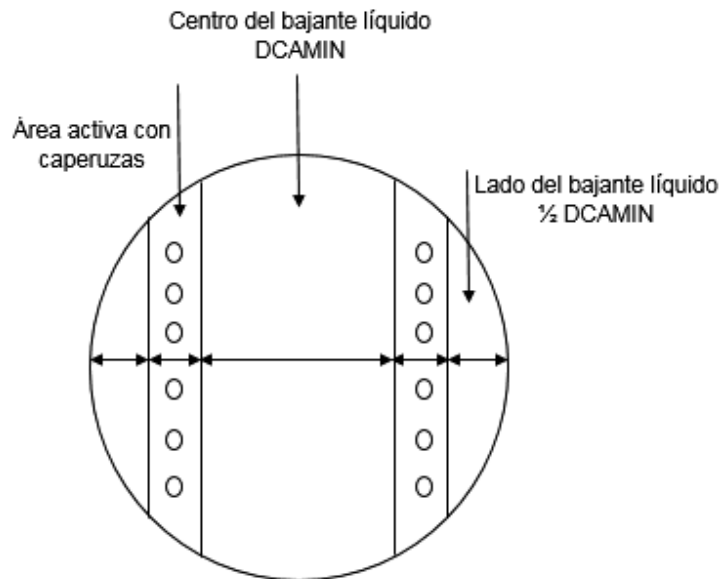


Figura 3.5. Sección de fraccionamiento en la torre de destilación.
(Chattopadhyay, 2012)

3.1.7.4 Área mínima de la columna (CAMIN)

Es el área mínima del plato con la cual se calcula el diámetro mínimo, con ambos valores se inicia un proceso de iteración. El cálculo del área mínima se realiza al relacionar el flujo de líquido que baja con su densidad, el flujo de vapor que asciende al tope de la columna con su densidad, el factor de desgasificación y la longitud de la lámina de flujo que para una primera iteración se considera igual a 0,8. El cálculo del área mínima de la columna se realiza con la Ecuación 3.32.

$$\text{CAMIN} = \frac{\frac{L}{\rho_L} 1,37 \text{FLP} + \frac{G}{\rho_G} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G} \right)^{1/2}}{\rho_L \left[\frac{\text{MAXFLD}}{100} \right] (\text{SFAC})} + 2\text{DCAMIN} \quad [3.32]$$

Donde:

CAMIN: Área mínima de la columna, [m²]

L: Carga de líquido en el plato, [kg/h].

FLP: Longitud de la película de baja, [mm]

G: Carga de vapor o gas en el plato, [kg/h].

ρ_G : Densidad del vapor, [kg/m³]

MAXFLD: Porcentaje máximo de inundación, usualmente 80%

SFAC: Factor de sistemas de desgasificación

DCAMIN: Área mínima del bajante, [m²]

3.1.7.5 Diámetro mínimo de la columna (DMIN)

Con el área mínima de la columna se puede determinar el diámetro mínimo. Este diámetro debe ser evaluado por una función objetivo, en la cual el diámetro está relacionado con el espesor del lado del bajante (DMIN). Esta función debe ser calculada por con la Ecuación 3.33.

$$D_{MIN} = \left(\frac{4}{\pi} C_{AMIN} \right)^{1/2} \quad [3.33]$$

Donde:

DMIN: Diámetro mínimo de la columna, [m]

CAMIN: Área mínima de la columna, [m²].

3.1.8 TIPO Y DISEÑO DEL PLATO

El tipo de plato que se utiliza es el de caperuza, puesto que es el más aplicado en la separación de alcoholes. Para su diseño se debe considerar lo siguiente:

3.1.8.1 El número de pasos

Está directamente relacionado con el diámetro de la columna y, a su vez, con el flujo de alimentación. El criterio de selección para el número de pasos en el plato depende de dos parámetros: el diámetro de la columna y el flujo del líquido. En la Tabla 3.4 se presentan los criterios de diseño para establecer el número de pasos por el plato.

Tabla 3.4 Criterios de selección para el número de pasos en el plato

DT	Flujo del líquido (m ³ /s)			
	Flujo reverso	Un paso	Dos pasos	Cascada
0,9144	0 – 6,8	6,8 - 45,4	-	-
1,2192	0 – 9,1	9,1 - 68,1	-	-
1,8288	0 – 11,4	11,4-90,8	90,8 – 159	-
2,4384	0 – 11,4	11,4 - 113,6	113,6 - 181,7	-
3,0480	0 – 11,4	11,4 - 113,6	113,6 – 204,4	204,4 – 317,9
3,6576	0 – 11,4	11,4 - 113,6	113,6 – 227,1	227,1 – 363,4
4,5720	0 – 11,4	11,4 - 113,6	113,6 – 249,8	249,8 – 454,2

(Bernal y Gerardo, 2011)

3.1.8.2 Régimen de operación

Existen cinco regímenes que permiten comprender de mejor manera el comportamiento hidráulico del plato que son: burbujas, emulsión, espuma, aspersion y espuma celular, de los cuales espuma, aspersion y emulsión son los más comunes.

Tabla 3.5 Régimen de operación del plato

Régimen de operación	Descripción
Burbujas	Bajos flujos de gas
Emulsión	Alto flujo del líquido
Aspersion	Altos flujos de gas

(Bernal y Gerardo, 2011)

En la Tabla 3.5 se presentan los principales regímenes de operación en función de las caracterizas del flujo que circula por la columna, depende de la cantidad de líquido o vapor existentes en la columna como resultado del proceso de existente.

3.1.8.3 Limitantes hidráulicas

La limitante hidráulica del gas más significativa es el arrastre del líquido entre los platos. El arrastre máximo permisible es determinado por una combinación de factores hidráulicos y de eficiencia, generalmente el arrastre es de 0,15. Para disminuir la cantidad de líquido arrastrado se pueden realizar los siguientes

cambios: Incrementar el diámetro de la columna, aumentar el espaciado entre platos, entre otras, (Bernal y Gerardo, 2011).

El “lloriqueo” es el paso de líquido por los orificios donde circula el gas. Es aceptable si baja por estos orificios entre un 20 a 25 % de la fase líquida. Para disminuir el “lloriqueo” se puede disminuir el diámetro de los orificios.

Además de tener un control definido del gradiente hidráulico. Si el “lloriqueo” es alto, los platos superiores no presentan contacto con el gas y así la separación se vuelve deficiente (Bernal y Gerardo, 2011)

3.1.8.4 Tamaño del plato

Según los criterios presentados en la Tabla 3.6 se puede seleccionar en tamaño de las caperuzas en función del diámetro de la columna, (Bernal y Gerardo, 2011)

Tabla 3.6 Selección del tamaño de las caperuzas en función del diámetro de la columna

Tamaño caperuza (m)	DT (m)
0,0762	$0,762 < DT < 1,2192$
0,1016	$1,2192 < DT < 4,8768$
0,1524	$DT > 4,8768$

3.1.9 ESPESTORES DEL CILINDRO Y LAS TAPAS DE LA TORRE

3.1.9.1 Espesor del cilindro

Para determinar el espesor de pared, tanto del cilindro como de las tapas del recipiente, es necesario determinar si es pared delgada o pared gruesa (Massa et al., 2015). Este parámetro se determina mediante la relación del diámetro interno para el espesor total del recipiente, como se observa en la Figura 3.6.

$$\text{De pared delgada: } \frac{D_i}{t} > 10$$

$$\text{De pared gruesa: } \frac{D_i}{t} < 10$$

$$t = \text{esfuerzo tangencial} + \text{esfuerzo longitudinal} \quad [3.33]$$

Donde:

D_i : Diámetro interno, [m].

t : espesor, [mm].

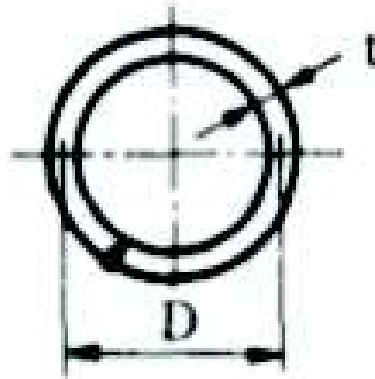


Figura 3.6 Relación diámetro interno espesor en recipientes
(Massa et al., 2015)

Los recipientes más comunes son los de pared delgada, estos recipientes al ser sometidos a una presión interna o externa soportan tensiones de esfuerzos tangenciales y esfuerzos longitudinales, como se observan en la Figura 3.7.

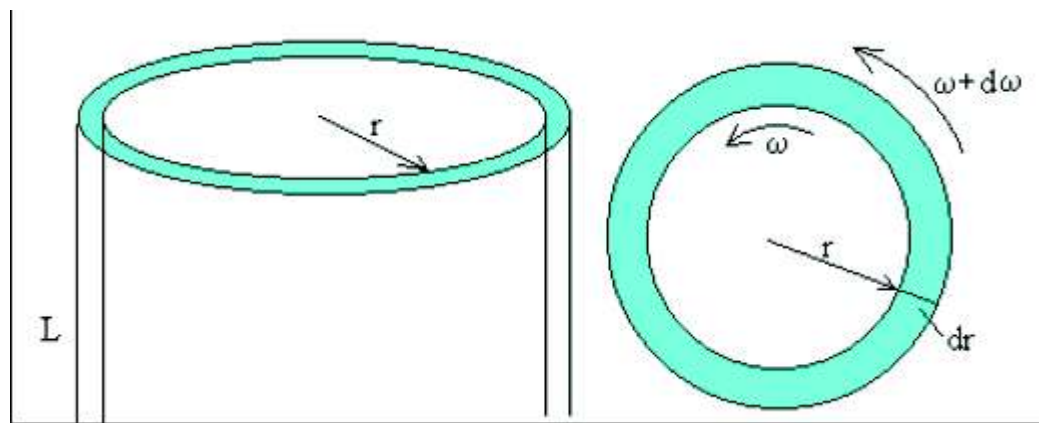


Figura 3.7 Diagrama de esfuerzos tangenciales y longitudinales en un recipiente
(Massa et al., 2015)

Esfuerzo tangencial

Es el esfuerzo resultante de la tensión provocada por la presión interna aplicada en el área tangencial. Su cálculo se determina mediante la Ecuación 3.34, con la cual se determina el espesor requerido para soportar esta tensión.

$$t = \frac{PR_i}{SE-0,6P} = \frac{PR_o}{SE+0,4P} \quad [3.34]$$

Donde:

t : Espesor mínimo requerido de pared de recipiente, [in]

P: Presión aplicada en el interior del recipiente, [psig]

R_i: Radio interno del recipiente, [in]

S: Resistencia de trabajo máxima admisible del material, [psi]

E: Eficiencia de la soldadura

Esfuerzo Longitudinal

Es el esfuerzo al que es sometido el recipiente debido a la presión interna a lo largo del recipiente. El espesor que tolera este esfuerzo es calculado mediante la Ecuación 3.35.

$$t = \frac{PR_i}{2SE+0,4P} = \frac{PR_o}{2SE+1,4P} \quad [3.35]$$

Donde:

t : Espesor mín requerido de pared de recipiente, [in]

P: Presión aplicada en el interior del recipiente, [psig]

R_i: Radio interno del recipiente, [in]

S: Resistencia de trabajo máx admisible del material, [psi]

E: Eficiencia de la soldadura

Además, se debe considerar un espesor adicional para la corrosión, que generalmente es de 2 mm, con ello se garantiza un uso adecuado hasta el final de su vida útil (Massa et al., 2015).

3.1.9.2 Tapas del recipiente

Las tapas más comunes para recipientes son las torisféricas tipo ASME, como se observa en la Figura 3.8, son recomendables si la presión de operación del

recipiente es menor a 15 bar (Massa et al., 2015). El espesor de las tapas torisféricas se puede calcular al emplear la Ecuación 3.36.

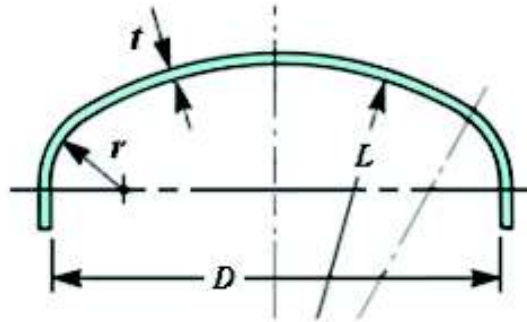


Figura 3.8 Esquema de una tapa torisférica
(Massa et al., 2015)

$$t = \frac{0,885 PL}{SE-0,1P} \quad [3.36]$$

Donde:

t : Espesor mínimo requerido de pared de recipiente, [in]

P: Presión aplicada en el interior del recipiente, [psig]

R_i: Radio interno del recipiente, [in]

S: Resistencia de trabajo máxima admisible del material, [psi]

E: Eficiencia de la soldadura

L: Diámetro de la torre, [m].

Para determinar las dimensiones de la tapa se consideran las siguientes relaciones, que se presentan en la

Figura 3.9. La Tabla 3.7 permite el cálculo de la altura y diámetro de la tapa, puesto que estos parámetros están en función de las dimensiones del recipiente

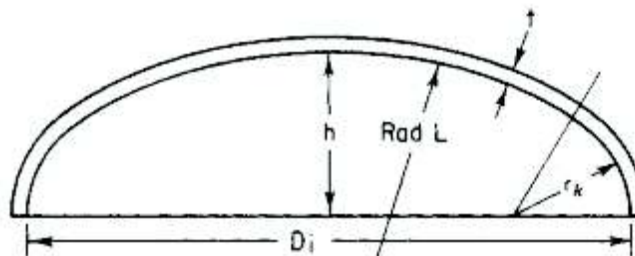


Figura 3.9 Especificaciones para tapas abovedadas
(ASME, 2003)

Con la Tabla 3.7, que se relaciona con la Figura 3.9, se pueden realizar los cálculos de aproximados para las dimensiones de las tapas abovedadas principales como son la torisférica, elipsoidal, hemisférica y cónica.

Tabla 3.7. Especificaciones aproximadas para el cálculo de las dimensiones de tapas abovedadas

Tipo de cabeza	Radio nudillo, r_k	H	L	Volumen	Error %	Observaciones
Cabeza estándar	Aprox $3t$		Aprox, D_i	$0,050D_i^3 + 1,65tD_i^2$	± 10	h varia con t
Torrisférica o ASME	$0,06L$		D_i	$0,0809D_i^3$	$\pm 0,1$ ± 8	r_k debe ser mayor que $0,06L$ y $3t$
Torrisférica o ASME	$3t$		D_i	$0,513hD_i^2$		
Elipsoidal				$\pi D_i^2 h/6$	0	
Elipsoidal		$D_i/4$		$D_i^3/24$	0	Proporciones estándar
Hemisférica		$D_i/2$	$D_i/2$	$D_i^3/12$	0	
Cónica				$\pi h(D_i^2 + D_i d + d^2)/12$	0	Cono truncado h =altura d = diámetro en el extremo pequeño

3.1.10 ALTURA TOTAL DE LA TORRE DE DESTILACIÓN

Para el cálculo de la altura de la torre se consideran todas las zonas que conforman la torre, como son: altura en la zona de rectificación, altura en la zona de despojamiento, altura de la alimentación, altura del tope de la columna y la altura del fondo de la columna. Su cálculo se realiza con el empleo la Ecuación 3.37. Como referencia para el cálculo de la altura total de la torre de destilación Almengló, 2007, pp. 27-31).

$$H_{\text{Total}} = H_D + H_W + H_z + H_T + H_B \quad [3.37]$$

Donde:

H_{Total} : Altura total de la columna, [m].

H_D : Altura de la zona de rectificación, [m].

H_W : Altura de la zona de agotamiento, [m].

H_z : Altura de la zona de la alimentación, [m].

H_T : Altura del tope de la columna, [m].

H_B : Altura del fondo de la columna, [m].

3.1.10.1 Altura de la zona de rectificación

En la zona de rectificación, la altura será determinada por la Ecuación 3.38

$$H_D = [(N_D - 1)t] + (N_D \times l) \quad [3.38]$$

Donde:

H_D : Altura de la zona de rectificación, [m].

N_D : Número de platos reales en la zona de rectificación.

t : Espaciamiento entre platos, [m].

l : Espesor del plato, [mm]

3.1.10.2 Altura de la zona de agotamiento

En la zona de agotamiento, la altura será determinada por la Ecuación 3.39:

$$H_W = [(N_W - 1)t] + (N_W \times l) \quad [3.39]$$

Donde:

H_W : Altura de la zona de agotamiento, [m].

N_W : Número de platos reales en la zona de agotamiento.

t : Espaciamiento entre platos, [m].

l : Espesor del plato, [mm].

3.1.10.3 Altura en la zona de la alimentación

Si la alimentación consta de vapor, se recomienda un incremento de 6 pulgadas para un desempeño satisfactorio. También es recomendable ubicar un *manhole* sobre el plato de la alimentación. Además, se considera un incremento de 3 pulgadas para iniciar la separación tanto en la zona de agotamiento como en la zona de rectificación.

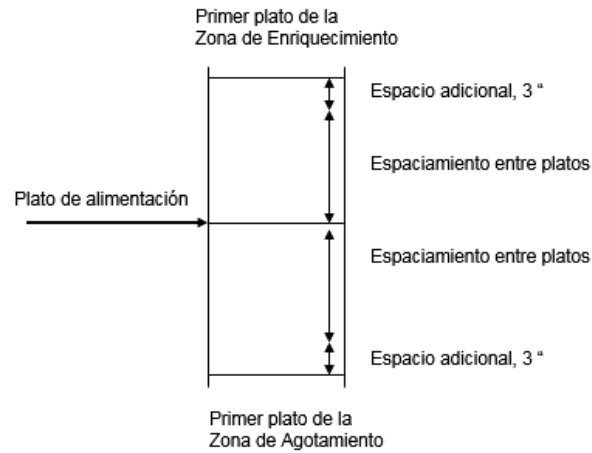


Figura 3.10 Esquema de la altura en la zona de alimentación
(Henley y Seader, 2000)

3.1.10.4 Altura del tope de la columna

En la Figura 3.11, se observan todas las dimensiones que deben ser consideradas en el cálculo de la altura del tope de la columna.

Se emplea la Ecuación 3.40 para determinar la altura total del tope de la columna.

$$H_T = h_1 + x + z \quad [3.40]$$

Donde:

H_T : Altura total del tope de la columna, [m].

h_1 : Altura de la tapa torisférica, [m].

x : Altura de la cresta sobre el rebosadero, [m].

z : Diámetro interior de la boquilla, [m].

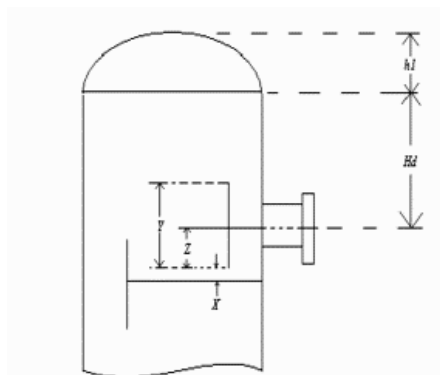


Figura 3.11 Esquema de las dimensiones presentes en el tope de la columna

(Henley y Seader, 2000)

La altura de la cresta sobre el rebosadero y el diámetro interior de la boquilla son calculados mediante las Ecuaciones 3.41 y 3.42.

$$x = 0,05 \text{ in} , \text{ criterio de construcción} \quad [3.41]$$

$$z = 3,9q_f^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \quad [3.42]$$

Donde:

q_f : Caudal de la alimentación, [ft³/s].

ρ : Densidad del líquido en el fondo, [lb/in³].

3.1.10.5 Altura del fondo de la columna

Al igual que el tope de la columna, existe una boquilla de retorno al rehervidor como se observa en la Figura 3.12. La distancia desde el centro de la boquilla hasta el límite superior del fondo de la columna debe ser igual a 36 pulgadas, además se recomienda una distancia adicional de 12 pulgadas desde el centro de la boquilla hacia el borde donde inicia la altura h_1 , puesto que la boquilla no debe encontrarse cerca del nivel máximo de líquido de fondo. Por estas razones debe considerar una distancia de 48 pulgadas como se presenta en la Ecuación 3.43.

$$H_B = h_1 + h_2 + 1,22 \text{ m} \quad [3.43]$$

Donde:

H_B : Altura del fondo de la torre, [m]

h_1 : Altura, V/A [m]

h_2 : Altura de la tapa torisférica, [m]

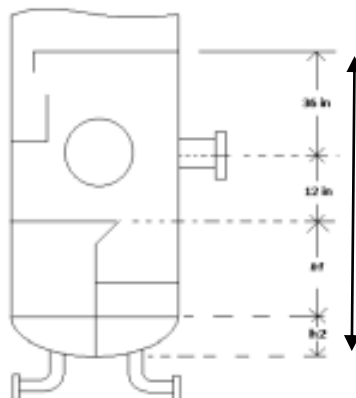


Figura 3.12 Esquemas de las dimensiones del fondo de la columna
(Henley y Seader, 2000)

La Ecuación 3.44, permite determinar la altura de la zona donde inicia la separación al relacionar el volumen de separación con el área de contacto.

$$h_1 = \frac{V}{A} = \frac{\frac{L \cdot \theta}{\rho_L}}{\frac{\pi D^2}{4}} \quad [3.44]$$

Donde:

L: Flujo del líquido en el fondo, [kg/h]

θ : Tiempo de residencia, [h]

ρ_L : Densidad del líquido en el fondo, [kg/m³]

D: Diámetro del fondo, [m]

3.1.11 MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN

En mezclas de etanol con gasolina, en porcentajes de entre el 5 y 20 % de etanol, se ha comprobado que el acero inoxidable ANSI 304 no presenta un cambio significativo en pruebas de corrosión como EIS y Tafel, además que el material de construcción más usado en torres de destilación de platos por los fabricantes es el acero ya mencionado. Por esta razón, este será el material de construcción usado para todos los equipos, tuberías y accesorios que estén en contacto en algún proceso con el bioetanol (Sabogal, 2011).

3.2 CRITERIOS DE DISEÑO PARA UNA TORRE DE DESTILACIÓN BINARIA

La torre de destilación binaria se usará para la recuperación del ciclohexano, que es el agente de separación en la destilación multicomponente. Se empleará el método de McCabe-Thiele en combinación con el método de Ponchon Savarit.

3.2.1 CURVA DE EQUILIBRIO LÍQUIDO VAPOR

Generalmente, los sistemas de destilación no son ideales, por lo que es necesario añadir un coeficiente, que permita corregir las ecuaciones convencionales. Para los gases, este coeficiente es el de fugacidad y para los líquidos es el coeficiente de actividad. Los coeficientes de fugacidad son despreciables, puesto que su valor tiende a 1. Sin embargo, en los coeficientes de actividad no ocurre lo mismo por lo que su cálculo es imprescindible. Para el cálculo de los coeficientes de actividad de la mezcla ciclohexano-agua se aplicará el Método de Wilson para cada componente (Ludwing, 1994). Las ecuaciones 3.45 y 3.46, permiten calcular los coeficientes de actividad, así como las constantes de Wilson para el sistema.

$$\ln(\gamma_1) = -\ln(x_1 + A_{12}x_2) + x_2 \left[\frac{A_{12}}{x_1 + A_{12}x_2} - \frac{A_{21}}{x_2 + A_{21}x_1} \right] \quad [3.45]$$

$$\ln(\gamma_2) = -\ln(x_2 + A_{21}x_1) + x_1 \left[\frac{A_{21}}{x_2 + A_{21}x_1} - \frac{A_{12}}{x_1 + A_{12}x_2} \right] \quad [3.46]$$

Siendo A_{12} y A_{21} las constantes de Wilson, que serán calculadas por un método aproximado al considerar los coeficientes de actividad como un sistema ideal.

Donde:

γ_1 : Coeficiente de actividad del componente 1.

γ_2 : Coeficiente de actividad del componente 2.

x_1 : Fracción de la fase gaseosa en equilibrio con el líquido del componente más volátil.

x_2 : Fracción de la fase gaseosa en equilibrio con el líquido del componente menos volátil.

Al aplicar estas fracciones de la fase gaseosa, en equilibrio con el líquido, en la Ley de Raoult, se obtiene el primer coeficiente de actividad que será usado en el cálculo de las constantes de Wilson, se emplea la Ecuación 3.47 para su determinación.

$$y_i = \frac{P_i^0 x_i}{P} \gamma_i^L \quad [3.47]$$

Donde:

y_i : Composición de la fracción de vapor en equilibrio con la fracción de líquido del componente más volátil.

P_i^0 : Presión de vapor del componente, [psi]

x_i : Composición del líquido en equilibrio con el vapor

P : Presión del sistema, [psi]

γ_i^L : Coeficiente de actividad

Al aplicar la Ecuación 3.47, se obtiene un sistema de ecuaciones con dos incógnitas donde la fracción de vapor en equilibrio con el líquido se encuentra en función de la presión de operación de la torre.

Esta presión es calculada mediante la ecuación de 3.48, donde se otorgan distintos valores de temperatura para cada componente y se determina y_i , hasta encontrar la temperatura donde la sumatoria de las fracciones de vapor en equilibrio con el líquido sean igual a la unidad, como se indica en la Ecuación 3.49 (Henley y Seader, 2000).

$$\ln P = A - \frac{B}{t+C} \quad [3.48]$$

Donde:

P : Presión de vapor del componente, [mmHg]

A, B, C : Constantes correspondientes a cada componente en la ecuación de Antoine.

t : Temperatura del sistema, [°C]

$$y_1 + y_2 \approx 1 \quad [3.49]$$

Donde:

y_1 : Fracción de vapor en equilibrio con el líquido del componente más volátil.

y_2 : Fracción de vapor en equilibrio con el líquido del componente menos volátil.

Para construir los diagramas de equilibrio del sistema agua-ciclohexano se repite el procedimiento mencionado, para todas las composiciones del sistema desde fracción de líquido en equilibrio con el vapor del componente más volátil igual a cero ($x_1 = 0$), hasta la fracción de líquido en equilibrio con el vapor del componente más volátil igual a uno ($x_1 = 1$).

3.2.2 BALANCE DE MASA EN LA ZONA DE ENRIQUECIMIENTO, AGOTAMIENTO Y ALIMENTACIÓN

La columna de destilación consta de dos zonas principales, la zona de enriquecimiento, que se encuentra sobre el plato de la alimentación; y la zona de agotamiento, que se encuentra bajo el plato de la alimentación, como se presenta en la Figura 3.13.

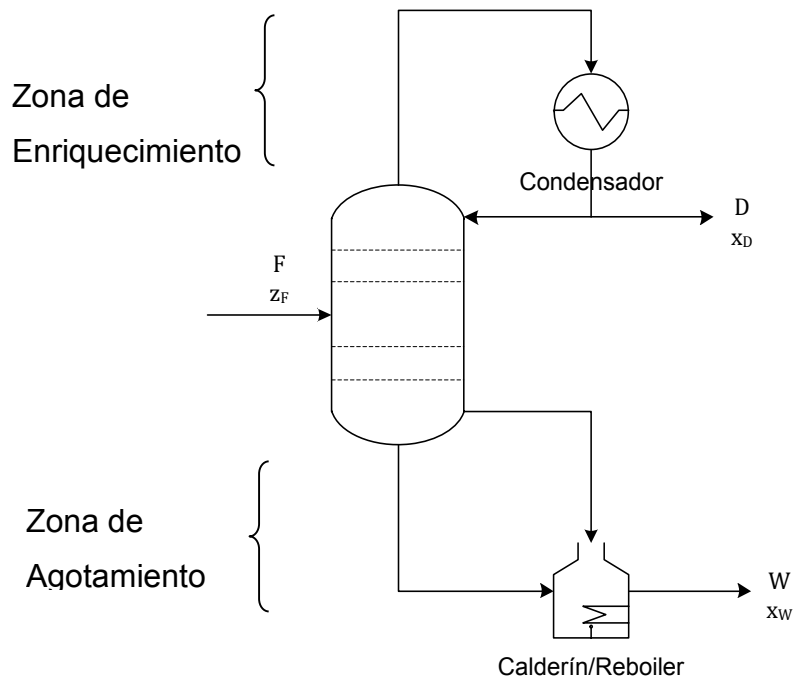


Figura 3.13. Esquema de una columna de destilación binaria

3.2.2.1 Recta de Operación de Enriquecimiento (ROE)

Para determinar la recta de operación en la zona de enriquecimiento (ROE) se realiza un balance de masa en la zona de enriquecimiento, donde la referencia es el plato n , el más cercano a la recuperación del destilado, como se observa en la Figura 3.14.

El comportamiento de los componentes en el plano n , se describe mediante las Ecuaciones 3.50 y 3.51.

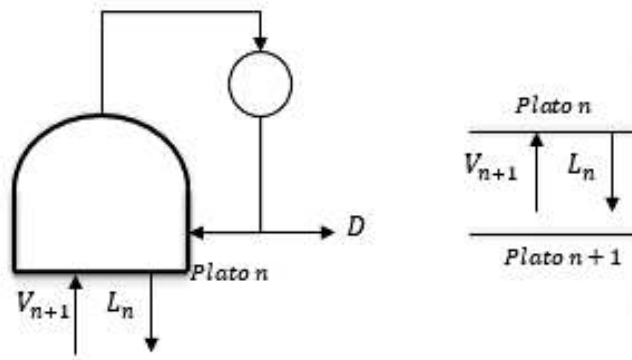


Figura 3.14. Esquema de la zona de enriquecimiento
(Henley y Seader, 2000)

$$y_{n+1}V_{n+1} = x_nL_n + x_D D \quad [3.50]$$

$$y_{n+1} = \left(\frac{L_n}{V_{n+1}}\right)x_n + \left(\frac{D}{V_{n+1}}\right)x_D \quad [3.51]$$

Donde:

L_n : Número de moles del líquido que baja del plato n

V_{n+1} : Número de moles del vapor que llega al plato n

y_{n+1} : Composición de la fase gaseosa en equilibrio con el líquido en el plato $n+1$.

L_n : Flujo de líquido que baja del plato n , [kg/h]

D : Flujo del destilado, [kg/h]

x_D : Concentración del componente más volátil en el destilado

Al relacionar el reflujo (R) con la porción de líquido que regresa de la columna desde el condensador se aplica la Ecuación 3.52:

$$R = \frac{L_n}{D} \quad [3.52]$$

La Ecuación de la zona de enriquecimiento se puede escribir como la Ecuación 3.53.

$$y_{n+1} = \left(\frac{R}{R+1}\right)x_n + \left(\frac{1}{R+1}\right)x_D \quad [3.53]$$

Donde:

R: Relación de reflujo óptimo

y_{n+1} : Composición del vapor en equilibrio con el líquido en el plato n+1

x_D : Concentración del componente más volátil en el destilado

x_n : Concentración del componente más volátil en el plato n

3.2.2.2 Recta de Operación de Agotamiento (ROA)

Para determinar la recta de operación en la zona de agotamiento (ROA) se realiza un balance de masa en la zona de agotamiento, donde la referencia es el plato m, el más cercano al fondo de la columna, que se presenta en la Figura 3.15 y el balance en las Ecuaciones 3.54 a 3.56.

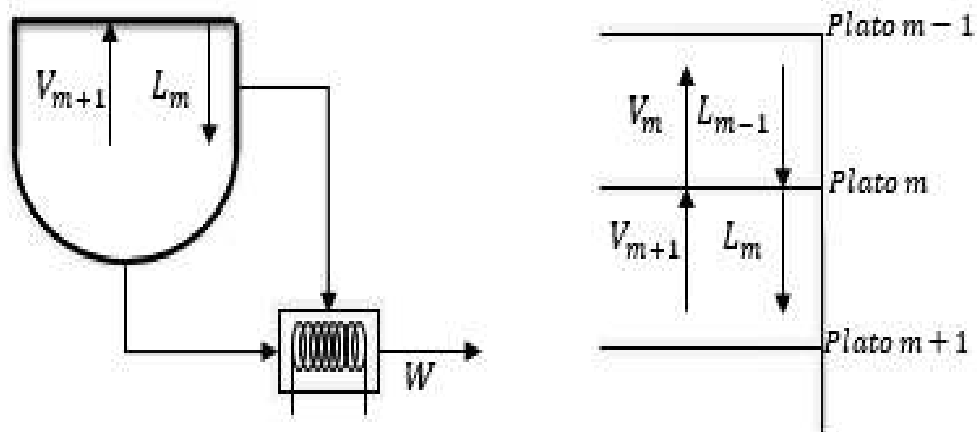


Figura 3.15. Esquema de la zona de agotamiento
(King, 2003)

$$x_m L_m = y_{m+1} V_{m+1} + x_W W \quad [3.54]$$

$$y_{m+1} V_{m+1} = x_m L_m - x_W W \quad [3.55]$$

$$y_{m+1} = \left(\frac{L_m}{V_{m+1}}\right)x_m - \left(\frac{W}{V_{m+1}}\right)x_W \quad [3.56]$$

Donde:

x_m : Concentración del componente más volátil en el plato m

L_m : Flujo molar del líquido que bajan del plato m , [kmol/h]

y_{m+1} : Composición del vapor en equilibrio con el líquido en el plato $m+1$

V_{m+1} : Flujo molar del vapor que llega al plato $m + 1$, [kmol/h]

x_W : Concentración del componente más volátil en el fondo

W : Número de moles del residuo.

Las rectas de operación de enriquecimiento y la de operación de agotamiento, representadas en un diagrama de equilibrio, permiten la determinación del número de platos necesarios para la separación de una mezcla binaria (Henley y Seader, 2000)

Mezcla de alimentación

La mezcla de la alimentación puede introducirse en cualquier condición térmica, desde un líquido muy por debajo de su punto de burbuja hasta un vapor sobrecalentado y según este parámetro varía la pendiente de la recta de alimentación. Se determina la recta de la alimentación que se presenta en la Ecuación 3.57. Además, se muestra un esquema de la alimentación en la columna en la Figura 3.16.

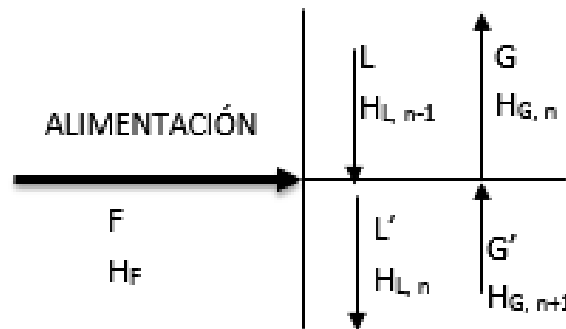


Figura 3.16. Esquema de la alimentación en la columna de destilación (King, 2003)

Si se realizan algunas consideraciones ya identificadas en la Tabla 3.3,

$$y = \frac{q}{q-1} x - \frac{z_F}{q-1} \quad [3.57]$$

Se realiza un balance de materia global y energía para determinar la recta de alimentación, al aplicar las Ecuaciones 3.58, 3.59 y 3.60

$$F + L + G' = G + L' \quad [3.58]$$

$$FH_F + LH_{L,n-1} + G'H_{G,n+1} = GH_G + L'H_L \quad [3.59]$$

$$\frac{L' - L}{F} = \frac{H_G - H_F}{H_G - H_L} = q \quad [3.60]$$

Donde:

L' : Flujo molar del líquido que sale del plato de la alimentación a la zona de agotamiento, [kmol/h].

L : Flujo molar del líquido que ingresa al plato de la alimentación de la zona de enriquecimiento, [kmol/h].

F : Flujo molar que ingresa al plato de la alimentación, [kmol/h].

H_G : Entalpía específica de la fase gaseosa que sale del plato de la alimentación, [kJ/kg].

H_F : Entalpía específica de la mezcla de la alimentación, [kJ/kg].

H_L : Entalpía específica de la fase líquida que ingresa al plato de la alimentación, [kJ/kg].

q : Condición térmica a la que ingresa la mezcla de la alimentación

3.2.3 NÚMERO TEÓRICO DE PLATOS

El método de McCabe-Thiele propone una solución gráfica para determinar el número mínimo o teórico de platos para lograr la separación deseada. Este método propone graficar las rectas de la zona de agotamiento, de la zona de enriquecimiento y de la alimentación, con las cuales se puede determinar el número de platos teóricos y, según la eficiencia de la separación, el número de platos reales (Wankat, 2008).

El número mínimo de platos también puede ser determinado mediante la aplicación de la Ecuación 3.61

$$\text{Número mínimo platos} = \frac{\log\left(\frac{x_D(1-x_W)}{x_W(1-x_D)}\right)}{\log(\bar{\alpha}_{AB})} \quad [3.61]$$

Donde:

x_D : Concentración del componente más volátil en el destilado.

x_W : Concentración del componente más volátil en el residuo.

$\bar{\alpha}_{AB}$: Volatilidad relativa del sistema ciclohexano-agua.

3.2.4 BALANCE DE ENERGÍA

El método de Ponchon Savarit permite realizar el diagrama entalpía vs composición, para lo cual es necesario un balance combinado de materia y energía, tanto en la zona de agotamiento como en la zona de enriquecimiento

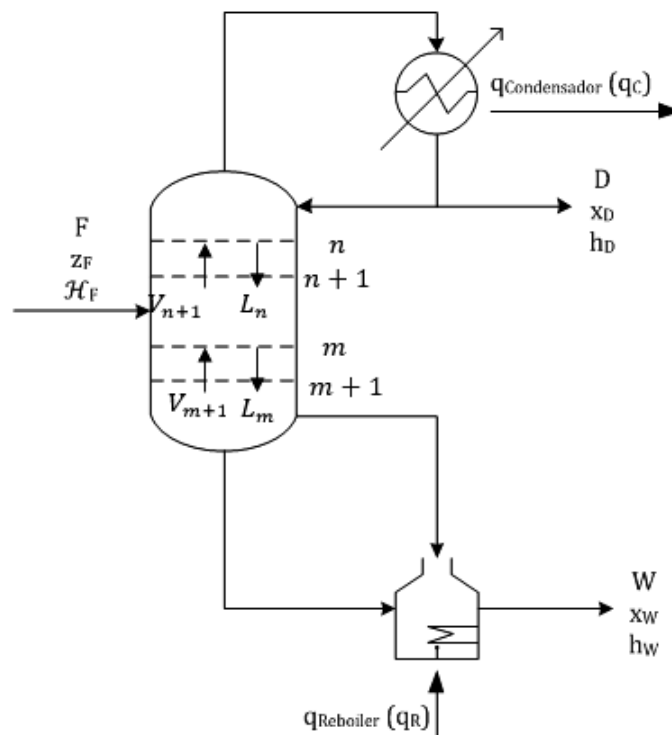


Figura 3.17 Esquema de una torre de destilación binaria para el método Ponchon-Savarit.

Con este diagrama se puede conocer los requerimientos de calor tanto en el calderín como en el condensador, en la Figura 3.17, se observan los flujos de calor que intervienen en el proceso.

El método de Ponchon y Savarit es un método riguroso para calcular las corrientes y sobre todo los valores de entalpía en una mezcla binaria que en este caso es el sistema agua ciclohexano. Se aplican las Ecuaciones 3.62 a 3.68.

Balance de masa:

$$\text{Global: } F = D + W \quad [3.62]$$

$$\text{Parcial: } z_F F = x_D D + x_W W \quad [3.63]$$

$$\text{Balance Global de energía: } \mathcal{H}_F F + q_R = h_D D + h_W W + q_C \quad [3.64]$$

$$H_F F = (h_D D + q_C) + (h_W W - q_R) \quad [3.65]$$

$$H_F F = D \left(h_D + \frac{q_C}{D} \right) + W \left(h_W - \frac{q_R}{W} \right) \quad [3.66]$$

$$M_D = h_D + \frac{q_C}{D} \quad M_W = h_W - \frac{q_R}{W} \quad [3.67]$$

$$H_F F = M_D D + M_W W \quad [3.68]$$

Donde:

F: Corriente de alimentación que ingresa a la columna de destilación binaria, [kg/h]

D: Corriente de destilado que sale de la columna de destilación binaria, [kg/h].

W: Corriente de fondo que recircula a la columna de destilación binaria, [kg/h].

z_F : Fracción del componente más volátil en la corriente de alimentación

x_D : Fracción del componente más volátil en la corriente del destilado.

x_W : Fracción del componente más volátil en la corriente del fondo.

\mathcal{H}_F : Entalpía específica de la corriente de alimentación, [kJ/kg]

q_R : Flujo de calor requerido por el reboiler, [kJ/s]

h_D : Entalpía específica de la corriente de destilado, [kJ/kg].

h_W : Entalpía específica de la corriente de residuo, [kJ/kg].

q_C : Flujo de calor desprendido por el condensador, [kJ/s].

3.2.5 DIÁMETRO DE LA COLUMNA

El diámetro de una columna de destilación binaria se calcula mediante la Ecuación 3.69 (King, 2003).

$$\phi = \sqrt{\frac{4V(22,4)(t+273)(760)}{\pi u(3600)(P)(273)}} \quad [3.69]$$

Donde:

ϕ : Diámetro de la columna, [m]

V: Flujo del vapor, [kmol/h]

t: Temperatura media de la columna o Temperatura media de los vapores, [°C].

u : Velocidad lineal del vapor en m/s, o velocidad con la que sube el vapor, generalmente igual a 0,55 m/s.

P: Presión total, [mmHg].

3.2.6 TIPO Y DISEÑO DE PLATO

El tipo de plato que se va utiliza es el de caperuza, puesto que son los más usados en la industria de compuestos orgánicos. Para su diseño se debe tomar considerar lo explicado en la Sección 3.1.8.

3.2.7 ESPESORES DEL CILINDRO Y LAS TAPAS DE LA TORRE

El diseño del cilindro o envolvente y de las tapas torisféricas de la columna recuperadora se debe realizar según los criterios expuestos en la Sección 3.1.9.

3.2.8 ALTURA TOTAL DE LA TORRE DE DESTILACIÓN

En la Sección 3.1.10, se indican los criterios a considerar en el cálculo de la altura total de la torre de recuperación.

3.3 CRITERIOS DE DISEÑO PARA UN TANQUE DE ALMACENAMIENTO CON TECHO FLOTANTE Y DOMO GEODÉSICO.

El dimensionamiento del tanque de almacenamiento de etanol anhidro se realizará sobre las bases de las propiedades físicas y químicas de este compuesto, como son su alta volatilidad y la tendencia a mezclarse con el agua y formar fases acuosas que puedan perjudicar el uso del bioetanol, en conjunto con la gasolina.

Se propone el dimensionamiento de un tanque de techo flotante con domo geodésico, que minimizará el porcentaje de pérdidas por evaporación, como se usa en las terminales de despacho de Pascuales y El Beaterio (Véliz, 2016). El tanque debe soportar el techo de cúpula de aluminio. El techo y sus accesorios determinarán la magnitud y la dirección de todas las fuerzas que actúan sobre el depósito, como resultado de las cargas de techo.

Su viga de viento deberá cumplir los siguientes requisitos:

- La parte superior de la carcasa del tanque deberá ser adecuada para la unión de la estructura de la cubierta del domo con él tanque.
- Los soportes fijos deberán ser rígidos para unirlos directamente al tanque. La parte superior del tanque deberá estar diseñada para sostener el empuje horizontal transferido desde el techo (API 650, 2012).

Para el diseño del envolvente, se calcula el diámetro y la altura, como un tanque abierto, en el cual se acoplará el diseño del techo flotante y domo geodésico, según la capacidad requerida.

3.3.1 ENVOLVENTE DEL TANQUE

Dentro de los cálculos del envolvente de los tanques de almacenamiento., se deben obtener los valores de volumen nominal, altura de boquillas y alarmas, requerimientos de venteo y número de *manways* en el cuerpo y techo.

3.3.1.1 Volumen Nominal

El volumen nominal del tanque está en función del flujo que ingresa al tanque y el tiempo de contingencia, generalmente se toma tiempos de contingencia de 4-8 horas, se emplean las Ecuaciones 3.70 y 3.71 (API 2000, 2012).

$$V_{op} = t_c \cdot F_d \quad [3.70]$$

$$F_d = 1,1 \cdot F_{op} \quad [3.71]$$

Dónde:

V_{op} = Volumen de operación, [gal]

t_c = Tiempo de contingencia, [h]

F_d = Flujo de entrada de diseño, [gal/h]

F_{op} = Flujo de entrada de operación, [gal/h]

A continuación, se determina el volumen nominal (V_{nom}), para lo que se tiene las siguientes opciones:

a. Si $V_{op} < 1\ 000$ BBL

Se calcula V_{nom} como si fuera el volumen de operación y se le suman 4 pies de altura al tanque, que no son utilizables.

b. Si $1\ 000$ BBL $< V_{op} < 10\ 000$ BBL

$$0,85 V_{nom} = V_{op}$$

c. Si $V_{op} \geq 10000$ BBL

$$0,90 V_{nom} = V_{op}$$

Una vez determinado el volumen nominal, se debe determinar las dimensiones del tanque, de acuerdo con la disposición del tanque en la planta (API 2000, 2012)

a. Tanque vertical: se dimensiona el diámetro interno (D_i) y la altura (H) del tanque.

b. Tanque horizontal: se dimensiona el diámetro interno (D_i) y el largo (L) del tanque.

La relación entre el diámetro interno del tanque y la altura depende del volumen:

- Si $V_{nom} < 10000$ BBL, Di debe ser menor a H.
- Si $V_{nom} > 10000$ BBL, Di debe ser mayor a H.

La altura del tanque debe ser proporcional a la altura de las planchas que se utilizarán para la construcción del tanque (API 2000, 2012):

- Si $V_{nom} \geq 2000$ BBL, planchas de 8 ft o 6 ft de altura.
- Si $V_{nom} < 2000$ BBL, planchas de 6 ft de altura.

3.3.2 ALTURA DE LAS BOQUILLAS Y ALARMAS DE NIVEL

Los tanques atmosféricos deben constar de al menos 3 boquillas para el ingreso o salida del fluido que contiene el tanque que se está dimensionando, una de alimentación, una de salida y una de rebose. Las boquillas de alimentación y de salida deben ser colocadas desde el piso a la base de la tubería a 1 ft.

La distancia entre la altura del tanque y la parte superior de la boquilla de rebose es de 1 ft (API 2000, 2012). Se observa en la Figura 3.18., los niveles de llenado.

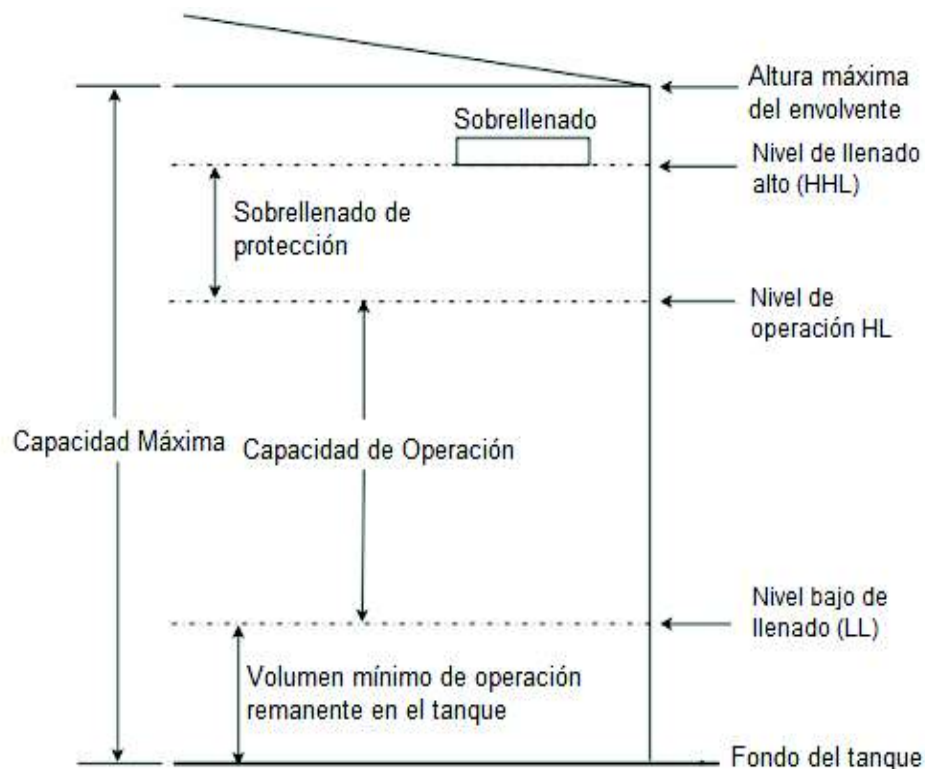


Figura 3.18 Esquema de la ubicación de los niveles de llenado del fluido en tanque (Kuan , 2009).

Para determinar las alturas de las alarmas de nivel bajo, alto y de operación, se debe determinar el volumen que aumentaría en el tanque en el tiempo de respuesta necesario para la activación de una señal de alarma y la acción de respuesta.

El nivel de operación (HL) se calcula con la capacidad media del tanque, por lo que $HL = h_o/2$.

El nivel bajo de llenado se calcula con un 15 % de la capacidad de llenado del tanque, y el nivel máximo de operación se calcula con el 85 % de la capacidad de llenado.

Se puede calcular la variación de altura en cada nivel de alarma con la ecuación 3.71, en la cual la variación de volumen se calcula con el porcentaje indicado para cada Sección.

$$\Delta h = \frac{4 \cdot \Delta V}{\pi \cdot D_i^2} \quad [3.71]$$

Donde:

Δh : Variación de altura del tanque, [m].

ΔV : Variación de Volumen, [m³].

D_i : Diámetro interno del tanque, [m]

La altura de la alarma de nivel alto (HL) se encuentra a una distancia Δh de la altura del fluido cuando el tanque ocupa su volumen de operación, se emplean las Ecuaciones 3.72 y 3.73.

$$h_{op} = \frac{4 \cdot V_{op}}{\pi \cdot D_i^2} \quad [3.72]$$

$$HL = h_{op} + \Delta h \quad [3.73]$$

Donde:

h_{op} : Altura de operación del tanque, [m]

V_{op} : Volumen óptimo de operación del tanque, [m³].

D_i : Diámetro interno del tanque, [m]

El nivel bajo se considera con un porcentaje de llenado del tanque del 15 % de su capacidad. La altura de la alarma de nivel Bajo (LALL) depende de la ubicación de la bomba de vaciado del tanque, puesto que se busca evitar la cavitación de esta bomba. Para ello la LALL debe cumplir con la Ecuación 3.74.

$$LALL = H_s > \frac{2,31 (P_v + H_f)}{S_g} \quad [3.74]$$

Donde:

Hs: presión estática del líquido, [ft].

Pv: presión de vapor del líquido, [ft].

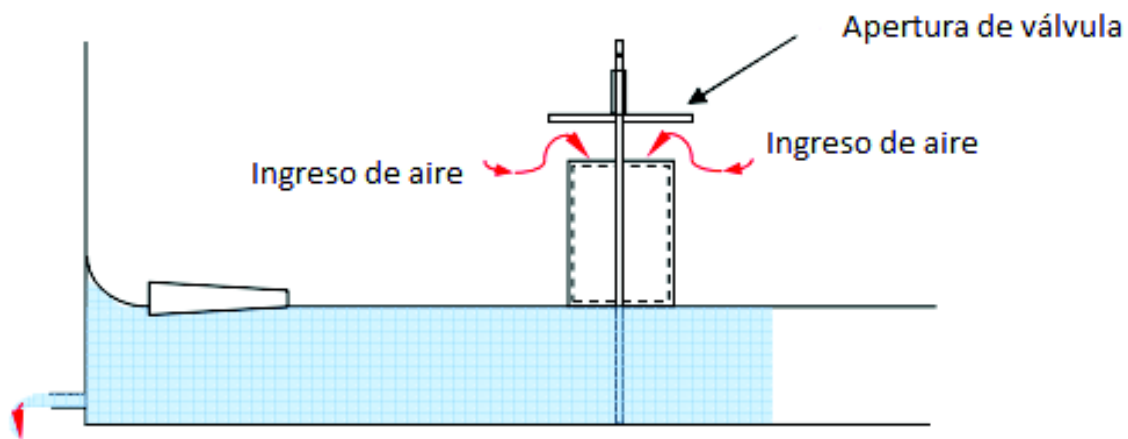
Hf: pérdida de presión por fricción en la línea de tubería de succión, [ft].

Sg: gravedad específica del líquido, (lb/ft³ Líquido/ lb/ft³ agua).

3.3.3 REQUERIMIENTOS DE VENDEO

El requerimiento de respiraderos de alivio es necesario tanto para el ingreso del fluido de almacenamiento al tanque como para la salida del fluido del tanque. Se deben considerar su inclusión en los siguientes casos:

En la Figura 3.19, se observa el esquema de requerimiento de venteo por vaciado de tanque o "*Inbreathing*".



Vaciado del tanque

Figura 3.19 Esquema de requerimiento de venteo por vaciado de tanque (*Inbreathing*), (Kuan , 2009)

- a. "*Inbreathing*" resultante del máximo flujo de salida del tanque.

- b. "Inbreathing" resultante de la contracción o condensación de vapores causados por el máximo descenso en "space temperature" (thermal breathing).

En la Figura 3.20, se observa el esquema de requerimiento de venteo por vaciado del tanque o "Outbreathing".

- c. "Outbreathing" resultante del máximo flujo de entrada del líquido al tanque y la máxima vaporización causada por este flujo.
- d. "Outbreathing" resultante de la expansión y vaporización provocadas por el incremento máximo en la temperatura del volumen ocupado por vapores.

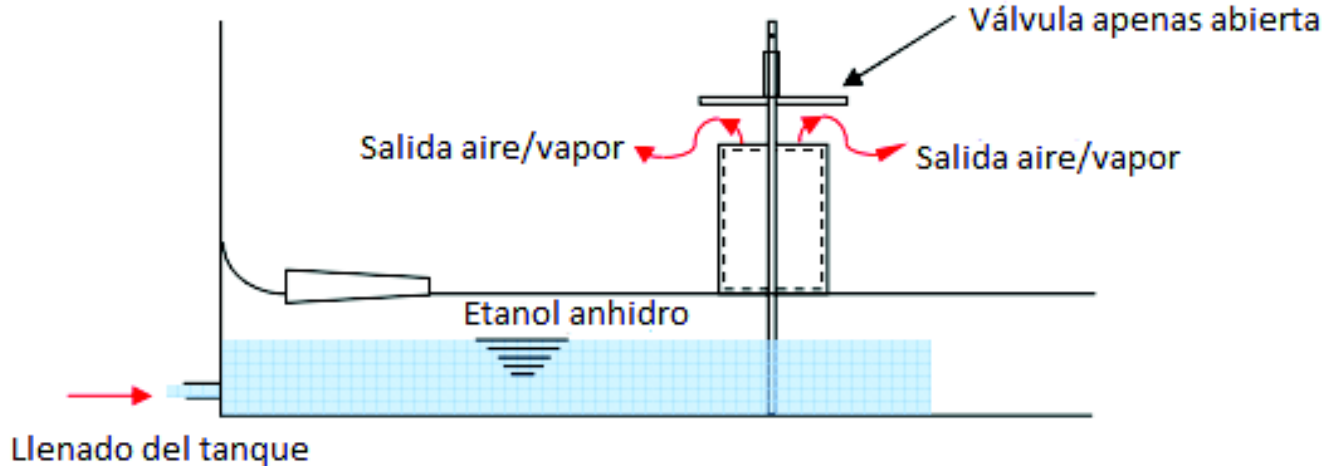


Figura 3.20 Esquema de requerimiento de venteo por llenado del tanque (*Outbreathing*)
(Kuan, 2009)

- e. "Outbreathing" resultante de exposición al fuego (Respiradero de emergencia).

El "Inbreathing/Outbreathing" depende del flash point y del punto de ebullición del líquido que contiene el tanque, para ello en la ebullición se toma el flash point como referencia.

En la Tabla 3.8 se observan los requerimientos normales de venteo. Se obtiene el valor de "Inbreathing/Outbreathing" por el movimiento del líquido, en caso de tenerse el "flash point" y el punto de ebullición se toma el flashpoint como referencia.

Tabla 3.8. Requerimientos de Venteo Normal

Flash Point/ Punto de Ebullición	Inbreathing	Outbreathing
	Movimiento de salida del Líquido	Movimiento de entrada del Líquido
Flash Point \geq 100°F	5.6	6
Punto de ebullición \geq 300°F	5.6	6
Flash Point < 100°F	5.6	12
Punto de ebullición < 300°F	5.6	12

(API 2000, 2012)

Al valor obtenido de *Inbreathing* se multiplica por el flujo de salida [BPH] y al valor de *Outbreathing* se le multiplica por el flujo de entrada [BPH] y se obtienen los valores correspondientes a *Inbreathing/Outbreathing* para estos flujos de salida/entrada.

Este valor es el requerimiento de venteo normal de *Inbreathing* y *Outbreathing* por el movimiento del fluido y está dado en pies cúbicos de aire por hora (SCFH).

Para los casos b. y d. de *Inbreathing* y *Outbreathing* se utiliza la Tabla 3.9

Tabla 3.9 Requerimientos de Venteo por Temperatura en pies cúbicos por hora.

Tank Capacity		Inbreathing (Vacuum) Column 2 ^a	Outbreathing	
Column 1 ^d			Column 3 ^b	Column 4 ^c
Barrels	Gallons	SCFH Air	Flash Point \geq 100°F or Normal Boiling Point \geq 300°F SCFH Air	Flash Point < 100°F or Normal Boiling Point < 300°F SCFH Air
60	2,500	60	40	60
100	4,200	100	60	100
500	21,000	500	300	500
1,000	42,000	1,000	600	1,000
2,000	84,000	2,000	1,200	2,000
3,000	126,000	3,000	1,800	3,000
4,000	168,000	4,000	2,400	4,000
5,000	210,000	5,000	3,000	5,000
10,000	420,000	10,000	6,000	10,000
15,000	630,000	15,000	9,000	15,000
20,000	840,000	20,000	12,000	20,000
25,000	1,050,000	24,000	15,000	24,000
30,000	1,260,000	28,000	17,000	28,000
35,000	1,470,000	31,000	19,000	31,000
40,000	1,680,000	34,000	21,000	34,000
45,000	1,890,000	37,000	23,000	37,000
50,000	2,100,000	40,000	24,000	40,000
60,000	2,520,000	44,000	27,000	44,000
70,000	2,940,000	48,000	29,000	48,000
80,000	3,360,000	52,000	31,000	52,000
90,000	3,780,000	56,000	34,000	56,000
100,000	4,200,000	60,000	36,000	60,000
120,000	5,040,000	68,000	41,000	68,000
140,000	5,880,000	75,000	45,000	75,000
160,000	6,720,000	82,000	50,000	82,000
180,000	7,560,000	90,000	54,000	90,000

En el venteo de emergencia se debe determinar el área mojada del tanque, para ello se utiliza el método descrito a continuación:

El área húmeda del tanque vertical apoyado en el piso es igual al área superficial de la carcasa, si el tanque está sobre un soporte a una altura mayor a la del piso se considera el área de su fondo. Si el tanque tiene una altura mayor a 30 pies, se considera para el área húmeda sólo sus primeros 30 pies de altura (API 2000, 2012).

Una vez obtenida el área húmeda (A) [ft²] se aplica la siguiente Ecuación 3.75:

$$SCFH = 3,091 \left(\frac{Q \cdot F}{L} \right) \left(\frac{T}{M} \right)^{0,5} \quad [3.75]$$

Donde:

Q: Flujo de calor a través de áreas húmedas, [BTU/h],

F: Factores de entorno para tanques no refrigerados sobre la superficie, que se observa en la Tabla 3.11

L: Calor latente de vaporización del líquido almacenado a la presión y temperatura de almacenaje [BTU/lb].

T: Temperatura de ebullición del fluido almacenado, [°R].

M: Peso molecular del vapor que se desprende del fluido

Siempre se debe considerar el fluido que se va a almacenar en los tanques dimensionados. Por esta razón en la Tabla 3.10 se considera el diseño o configuración del tanque, además de la que conductancia y espesor del aislante..

Tabla 3.10. Flujo de calor a través de áreas húmedas

Área superficial húmeda [ft ²]	Presión de diseño [psig]	Flujo de entrada de calor [Btu/h]
< 200	≤15	Q = 20 000 ^a
≥200 y < 1 000	≤15	Q = 199 300A ^{0.566}
≥1 000 y < 2800	≤15	Q = 963 400A ^{0.338}
≥ 2 800	1≤P≤15	Q = 21 000A ^{0.82}
≥ 2 800	≤1	Q = 14 090 000

(ASME, 2003)

También se considera un factor F, que indica el medio donde se encuentra el tanque, siempre y cuando Siempre se debe considerar el fluido que se va a almacenar en los tanques dimensionados Por esta razón en la Tabla 3.11 se considera el diseño o configuración del tanque, además de la que conductancia y espesor del aislante.

También se considera un factor F, que indica el medio donde se encuentra el tanque, siempre y cuando este no sea refrigerado. Cuando el tanque es refrigerado el factor es igual a 1.

Tabla 3.11. Factores del entorno para tanques no refrigerados sobre la superficie

Diseño/Configuración del Tanque	Conductancia del aislante	Espesor del aislante	Factor F
Tanque de metal desnudo	-	0	1,0
Tanque aislado	4,0	1	0,3
Tanque aislado	2,0	2	0,15
Tanque aislado	1,0	4	0,075
Tanque aislado	0,67	6	0,05
Tanque aislado	0,5	8	0,0375
Tanque aislado	0,4	10	0,03
Tanque de concreto o a prueba de fuego	0,33	12	0,025
Facilidades de aplicaciones de agua	-	-	(c)
Facilidades de despresurizado y vaciado	-	-	1,0
Almacenamiento bajo tierra	-	-	1,0
Almacenamiento cubierto de tierra	-	-	0
Embalse lejos del tanque	-	-	0,03

(ASME, 2003)

3.3.4 NÚMERO DE “MANWAYS” Y DRENAJES

3.3.4.1 Manways

En la Tabla 3.13 y la Tabla 3.14, se muestra la relación entre el diámetro nominal del tanque, el número de “manways” o “manholes” en el techo y el cuerpo del tanque.

Tabla 3.12. Número de “manways” en el techo del tanque

Diámetro nominal del tanque (ft)	Manway en el techo	
	Nº	I.D. [in]
<100	1	20
>100	2	20

(API 650, 2012)

Tabla 3.13. Número de “manways” en el cuerpo del tanque en función del diámetro nominal

Diámetro nominal del tanque (ft)	“Manway” en el cuerpo	
	Nº	I.D. [in]
<39	1	24
40-149	2	24
150-199	3	24
>200	4	24

(API 650, 2012)

Si son 2 *manways* deben espaciarse a 180°, si son 3 a 120°, y si son 4 a 90°.

3.3.4.2 Drenajes

El número mínimo de conexiones de drenajes en el cuerpo del tanque está en función del diámetro nominal del tanque, como se observa en la Tabla 3.14.

Tabla 3.14. Número de drenajes en el tanque en función del diámetro nominal

Diámetro Nominal del Tanque (ft)	Drenajes
	Nº
<39	1
40-149	2
150-199	3

(API 650, 2012)

Si son 2 drenajes deben espaciarse a 180°, si son 3 a 120°, y si son 4 a 90°.

3.3.5 TECHO CON MEMBRANA FLOTANTE

Una vez dimensionado el tanque atmosférico es necesario dimensionar el techo flotante, para el cual los requerimientos de flotabilidad deben ser los siguientes:

1. Un techo interno flotante debe estar diseñado para soportar al menos dos veces su peso muerto, incluido el peso de los accesorios de flotación como las juntas, además del sello del techo flotante y los componentes que sirven para unir los accesorios al envolvente del tanque.
2. Los techos flotantes internos de diámetro menor o igual a 6 m, deben ser capaces de flotar a pesar de que hayan sido perforados e inundados en dos de sus compartimentos (API 650, 2012).
3. Dentro de las cargas de diseño se encuentran las cargas vivas “live loads”, el techo flotante interno debe soportar y dar seguridad a dos hombres con un peso de 2 kN ó 500 lbf, que se encuentren caminando o descansando sobre el mismo.
4. No se recomienda el diseño y construcción de techos flotantes internos con diámetros superiores a 9 m, ya que estos pueden volverse inestables y no son capaces de soportar las cargas vivas (Kuan , 2009).

En la Figura 3.21, se observa un esquema del techo flotante interno y sus accesorios móviles.

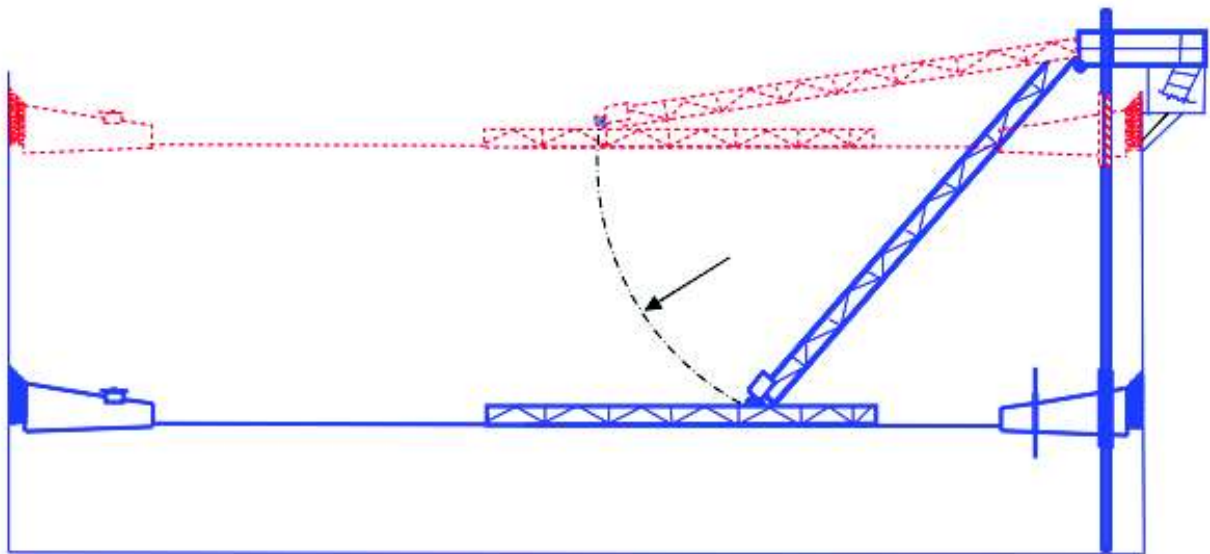


Figura 3.21 Esquema de un techo flotante interno y sus accesorios móviles (Kuan , 2009).

El cálculo para determinar la carga total que soporta el techo flotante, se indica en la Ecuación 3.76.

$$\text{Carga total} = D_L + P_e * L_{f1} * L_{f2} \quad [3.76]$$

Donde:

D_L : Peso muerto, peso del tanque y sus componentes incluidos aleaciones o protecciones para corrosión.

P_e : Presión externa de diseño, no debe ser menor a 0,25 kPa (1 pulg agua).

P_i : Presión interna de diseño, no debe exceder a 18 kPa.

H_t : Carga hidrostática, la carga debido al llenado del tanque con agua a la altura de diseño del líquido.

L_{f1} : Cargas internas uniformes; 0,6 kPa sin drenajes automáticos, 0,24 kPa con drenajes automáticos.

L_{f2} : Cargas vivas: 2,2 kN sobre 0,1 m².

3.3.6 DOMO GEODÉSICO

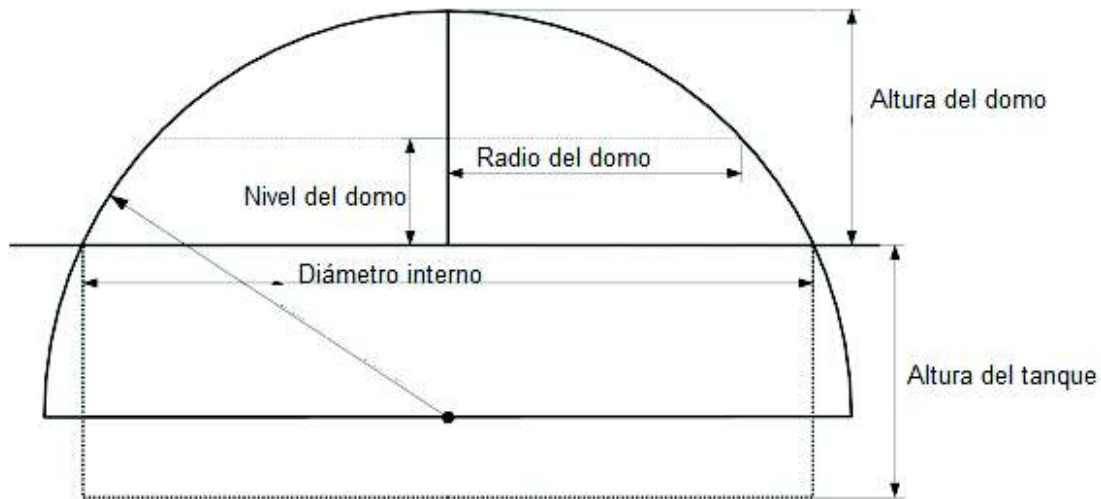


Figura 3.22 Esquema de un domo geodésico y sus principales dimensiones
(Kuan , 2009)

Las características o criterios de diseño que deben ser considerados para el dimensionamiento del domo geodésico son las siguientes:

- Un techo de cúpula de aluminio estructuralmente soportado es un armazón triangulado de aluminio, dispuesto en forma de una semi esfera.

- El techo de domo está unido y soportado por el tanque en puntos equidistantes alrededor del perímetro del tanque.
- La parte superior de la cubierta del tanque deberá ser estructuralmente adecuada para la fijación del domo en el techo del tanque, donde la cúpula estará apoyada solamente en el borde.
- Para el diseño del domo de aluminio la máxima temperatura permisible es de 70 °C (120 °F).
- El material del domo debe ser compatible con el fluido que se va a almacenar. Si la temperatura de diseño supera los 65 °C no se podrá usar ninguna aleación de aluminio con magnesio superior al 3 %.
- Los paneles que forman el techo se fabricarán con aluminio con un grosor nominal mínimo de 1,2 mm.
- Solo se deben usar sujetadores de acero para fijar el domo al envolvente del tanque (API 650, 2012).

3.3.6.1 Diámetro del domo

Consideraciones técnicas son identificadas en la Ecuación 3.77, donde se establece una relación entre el diámetro del domo y el diámetro del tanque.

$$0,7D_t < D_r < 1,2D_t \quad [3.77]$$

Donde:

D_t : Diámetro nominal del tanque, [m]

D_r : Diámetro del domo, [m]

3.3.6.2 Cargas de diseño

El marco y coraza de la cúpula se diseñan para carga o peso muerto completa más carga de nieve de 15 lb/ft², a menos que una carga más alta sea especificada.

Cada panel de aluminio debe estar asegurado al marco de la cúpula o domo y debe soportar dos cargas concentradas de 250 lb cada una, aplicadas simultáneamente, o en dos áreas separadas de 1 ft² de área del panel; o 60 lb/ft² distribuida sobre el área total del panel.

La resistencia a las cargas de viento se basa en una carga resultante de una velocidad del viento de 90 mph (Aluminum Association , 2011). Las consideraciones descritas anteriormente están contempladas en la Ecuación 3.86, donde se calcula la carga total de diseño. En la Figura 3.22, se observan las partes principales del domo geodésico.

A continuación, se presentan las ecuaciones necesarias para el dimensionamiento del domo esférico, se muestran las ecuaciones para calcular el perímetro, radio del domo, volumen del domo, área y la sumatoria total de las cargas que debe soportar la superficie, entre otros

$$C = 2\pi r \quad [3.78]$$

$$Fa = \pi r^2 \quad [3.79]$$

$$Rc = \frac{r^2 + h^2}{2h} \quad [3.80]$$

$$Sa = 2\pi h Rc = \pi(h^2 + r^2) \quad [3.81]$$

$$r_l = \sqrt{R_c^2 - (R_c - h + l)^2} \quad [3.82]$$

$$Vs = \frac{1}{3} \pi h^2 (3R_c - h) = \frac{1}{6} \pi h (3r^2 + h^2) \quad [3.83]$$

$$T_s = \frac{P_a R_c}{2} \quad [3.84]$$

$$P_a = 1 \text{ pulg } H_2O = 0,0361 \text{ psi} \quad [3.85]$$

$$C_d = C_n + C_c + C_w \quad [3.86]$$

Donde:

C : Circunferencia de la base, [m].

Fa : Área del piso, [m²].

Rc : Radio de curvatura, [m].

Sa : Área superficial, [m²].

r_l : Radio en el segundo nivel, [m]

Vs : Volumen, [m³]

T_s : Tensión en la superficie, [psi]

P_a : Presión del aire, [psi]

C_d : Carga total, [N]

r : Radio del tanque de almacenamiento, [m]

h : Altura del tanque, [m]

3.4 CRITERIOS DE DISEÑO PARA TUBERÍAS

El diseño de tuberías se realiza en las distintas líneas de procesos, al unir dos equipos consecutivos. Se consideran los siguientes parámetros para dimensionar las tuberías: diámetro nominal, pérdidas de carga, número de codos. Estos parámetros son evaluados para cada tramo de tubería.

3.4.1 DIÁMETRO DE CONDUCCIÓN

En la Tabla 3.15 se observan los valores de velocidad según la viscosidad del fluido que circula por la tubería.

Tabla 3.15. Velocidad máxima según el fluido

Fluido	Tipo de Flujo	Velocidad	
		ft/s	m/s
Líquidos poco viscosos	Flujo por gravedad	0,5 – 1	0,15 - 0,30
	Entrada de Bomba	1 – 3	0,3 - 0,9
	Salida de Bomba	4 - 10	1,2 - 3
	Línea de Conducción	4 - 8	1,2 - 2,4
Líquidos Viscosos	Entrada de bomba	0,2 - 0,5	0,06 - 0,15
	Salida de bomba	0,5 - 2	0,15 - 0,6
Vapor de Agua	-	30 - 50	9 - 15

(Sinnott, 2005)

Uno de los aspectos más importantes del sistema de tuberías es la velocidad que alcanza el fluido por el interior de las conducciones, que está determinada por el caudal y el diámetro de la sección interna. Según el tipo de fluido, existe un valor máximo de velocidad, que, al ser sobrepasado, puede ocasionar deterioro en la tubería.

3.4.2 CÁLCULO DE LAS PÉRDIDAS DE CARGA

El rozamiento de un fluido con las paredes de la tubería por la que circula provoca caída de presión. El valor de esta caída de presión se utiliza para el cálculo de las potencias de las bombas, también para comprobar que el diámetro nominal de la tubería sea el correcto (Smits, 2007).

En caudales de 0 a 60 m³/h se consideran los siguientes valores de caída de presión:

- Zona de aspiración de bombas: 0,40 kg/cm² (0,39 bar)
- Zona de impulsión de bombas: 0,6 a 0,8 kg/cm² (0,59 a 0,78 bar)

Si los valores de caída de presión sobrepasan los mencionados se debería aumentar el diámetro nominal, para que las pérdidas disminuyan, siempre y cuando el diámetro no incida en la variación de la velocidad permisible.

Para el cálculo de las pérdidas de carga se usa comúnmente la Ecuación de Fannig, representada en la Ecuación 3.87

$$H = \left(\frac{4fL}{d} \right) \frac{v^2}{2g} \quad [3.87]$$

Donde:

H: pérdida de carga en metros de columna de líquido (m.c.l.)

f: coeficiente de fricción adimensional

L: longitud de la tubería, [m]

d: Diámetro interior de la tubería, [m]

v: Velocidad del fluido, [m/s]

g: Gravedad (9.81 m/s²)

Para el cálculo del factor de fricción se considera el régimen en el que circula en fluido, el cual está definido por el número de Reynolds, por la Ecuación 3.88.

$$Re = \frac{\rho D v}{\mu} \quad [3.88]$$

Donde:

Re: Numero de Reynolds, adimensional

ρ : densidad de la sustancia, [kg/m³]

D: Longitud característica (diámetro de la tubería), [m]

v: velocidad a la que circula el fluido, [m/s]

μ : viscosidad de la sustancia, [Pa.s]

Si el flujo es laminar ($Re \leq 2000$), se aplica la Ecuación 3.89.

$$f = \frac{16}{Re} \quad [3.89]$$

Si el flujo es turbulento ($Re \geq 4\,000$) para el cálculo del factor de fricción se utiliza el Diagrama de Moody presentado en el que se relaciona el coeficiente de fricción y la rugosidad relativa que está asociada al material de la tubería con el número de Reynolds. Al conocer el régimen del fluido y con las pérdidas calculadas con el factor de Fanning, se puede determinar la longitud de la tubería para esas condiciones.

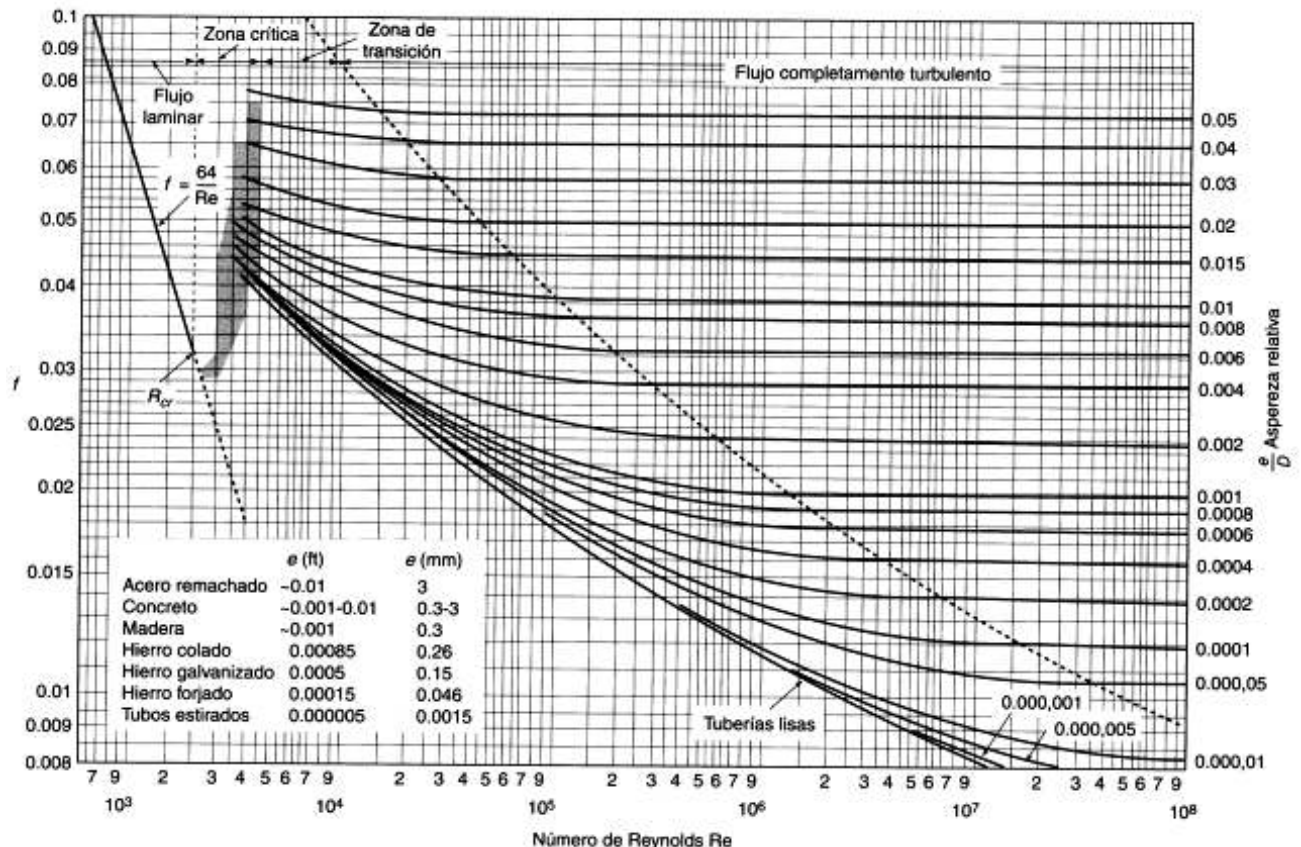


Figura 3.23 Diagrama de Moody
(Sinoot, 2005)

3.5 CRITERIOS DE DISEÑO PARA EL DIMENSIONAMIENTO DE UN DECANTADOR HORIZONTAL.

El principio de funcionamiento de un decantador o separador horizontal es la de separar por diferencia de densidades los fluidos que se encuentran en el mismo. En este caso, la fase acuosa es enviada al fondo del recipiente y la fase orgánica en la zona superior. En la Figura 3.24 se observa el esquema de un decantador horizontal.

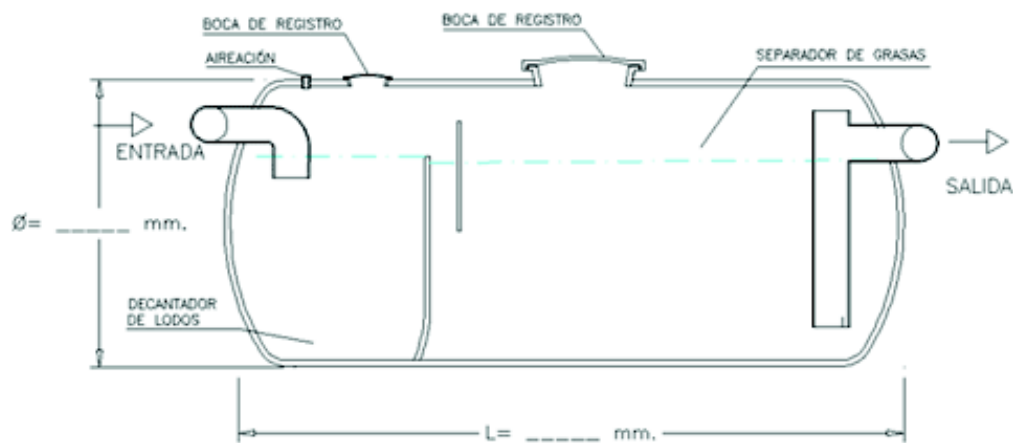


Figura 3.24. Esquema de un separador-decantador horizontal
(Massa et al., 2015)

Como la separación de las fases se produce por la diferencia de peso específico, para el dimensionamiento, se recomienda utilizar un recipiente horizontal apoyado sobre soportes tipo montura (Massa et al., 2015).

Las cargas que deben ser consideradas dependen del nivel de llenado, por lo que se recomienda el diseño con un recipiente totalmente lleno con el fluido de operación o agua, puesto que generalmente es el que provee mayor peso.

La ubicación de los soportes es correcta cuando se consideran las mismas distancias desde el frente del recipiente o cabezales hacia el fondo del recipiente por ambos extremos como se indica en la Figura 3.25.

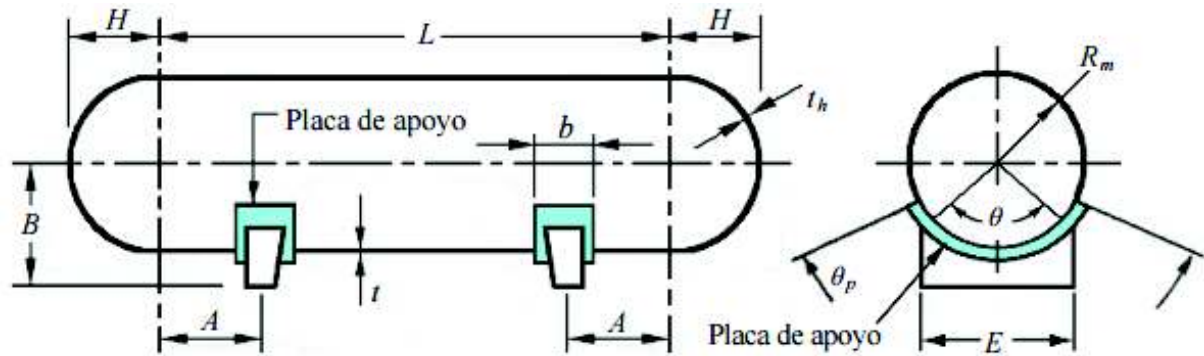


Figura 3.25. Ubicación óptima de los soportes en un recipiente horizontal, (Massa et al., 2015)

A es la distancia entre la unión del cilindro/tapa, generalmente elipsoidal; y el centro del soporte. H es la altura de la tapa a partir de la soldadura de la unión cilindro/tapa. Se deben considerar también las siguientes tensiones: longitudinal, de corte y circunferenciales (Massa et al., 2015).

3.5.1 ENVOLVENTE DEL RECIPIENTE

Para calcular las dimensiones de envoltorio del recipiente, es necesario conocer el volumen interno que ocupa el mismo, en este caso como ya se indicó se considera el recipiente completamente lleno. En referencia a la Figura 3.25, se tienen las Ecuaciones 3.90 y 3.91

$$L = \frac{4}{\pi D_i^2} \left(V_i - \frac{\pi D_i^3}{24} \right) \quad [3.90]$$

$$D_i = L/2 \quad [3.91]$$

Donde:

L: Longitud lateral del recipiente, [m].

V_i : Volumen del líquido, [m³].

D_i : Diámetro interno, [m].

Al considerar la volatilidad de las sustancias orgánicas que estarán en contacto en el recipiente, se asume que la presión interna será tres veces la presión atmosférica, por lo tanto, el espesor será calculado de la Ecuación 3.92 (ASME, 2003):

$$t = \frac{PR_m}{SE+0,4P} + c \quad [3.92]$$

Donde:

P : Presión interior de diseño, [Pa]

R_m : Radio interior de diseño, [m]

S : Esfuerzo permisible máximo en tensión, [Pa]

E : Eficiencia de la soldadura

c : Espesor permisible, $c=2\text{mm}$.

La tapa o cabezal de este tipo de recipientes es la del tipo elipsoidal, como se observa en la Figura 3.26,

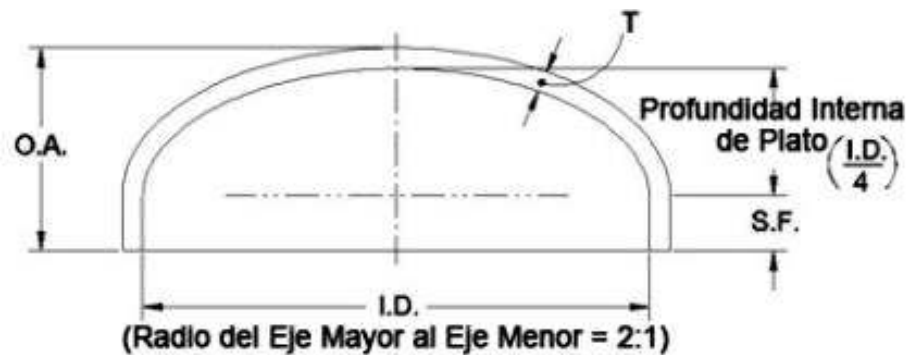


Figura 3.26. Cabezal de tipo elipsoidal en recipientes horizontales
(Massa et al., 2015)

Con las Ecuaciones 3.93 a 3.96, se pueden calcular las dimensiones de las tapas que corresponden al volumen, la altura al considerar la corrosión permisible.

$$t = \frac{PD_i}{2SE-0,2P} + c \quad [3.93]$$

$$t/L \geq 0,002$$

$$\frac{D_i}{h} = 4 \quad [3.94]$$

$$Vt = 0,13075D_i^3 \quad [3.95]$$

$$At = 0,931D_i^2 \quad [3.96]$$

Donde:

P : Presión interior de diseño, [Pa]

D_i : Diámetro interior de diseño, [m]

S : Esfuerzo permisible máximo en tensión, [Pa]

E : Eficiencia de la soldadura

c : Corrosión permisible, $c=2\text{mm}$.

V_t : Volumen de la tapa, [m^3].

A_t : Área de la tapa, [m^2].

3.6 CRITERIO DE DISEÑO PARA EL DIMENSIONAMIENTO DE BOMBAS CENTRIFUGAS

Las bombas centrífugas son usadas para el movimiento y transporte de fluidos con baja viscosidad, por su facilidad de movimiento, bajos costo de adquisición y mantenimiento, son las preferidas en la industria. Para este caso, el movimiento del etanol al ser de baja viscosidad, las bombas centrífugas son las indicadas (Pelegrí et al., 2011).

3.6.1 ALTURA TOTAL DE ASPIRACIÓN

Representa la presión a la entrada de la bomba. Es la suma algebraica de la altura estática de aspiración (distancia de la superficie libre del líquido al eje de la bomba), presión existente sobre el líquido y pérdidas de carga por rozamiento de la tubería de aspiración (Pelegrí et al., 2011).

3.6.2 ALTURA TOTAL DE IMPULSIÓN

Es la suma algebraica de la altura estática de impulsión, pérdida de carga en la impulsión y presión sobre el líquido en el punto de recepción.

La diferencia entre las alturas totales de impulsión y de aspiración es la carga de la bomba, es decir, la energía que ha de ser conferida al fluido. En la Figura 3.27, se observa la diferencia de altura de succión y descarga (Pelegrí et al., 2011).

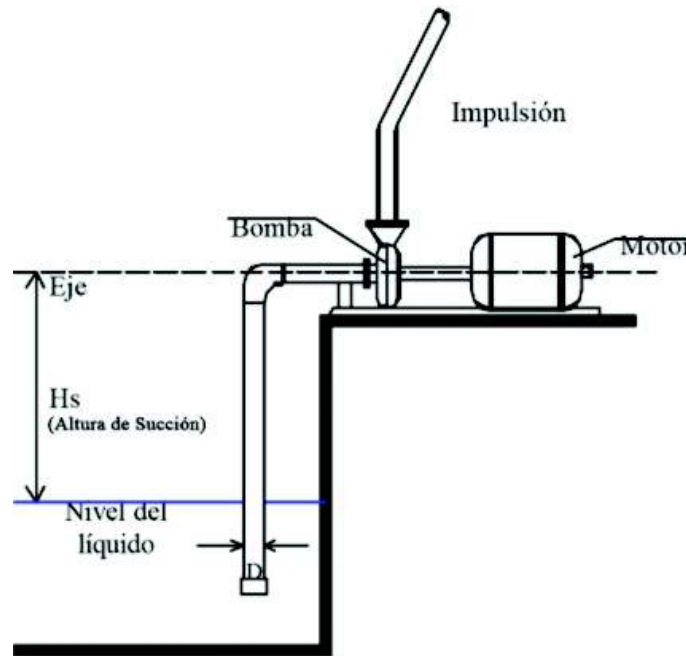


Figura 3.27. Diferencia entre la altura de succión y altura de descarga (Sinnott, 2005)

3.6.3 CARGA NETA POSITIVA DE ASPIRACIÓN

Se representa por las siglas NPSH (de la expresión inglesa "*Net Positive Suction Head*"). Se debe diferenciar entre dos conceptos:

NPSH requerida (NPSH_r): Representa la energía necesaria para llenar la parte de aspiración de la misma y vencer las pérdidas por rozamientos y aumento de velocidad desde la conexión de aspiración hasta el punto donde se incrementa la energía. Es, por tanto, un valor que depende del diseño constructivo de la bomba y que debe suministrar el fabricante de la misma (Sinnott, 2005).

NPSH disponible (NPSH_d): Es la diferencia entre la presión a la entrada de la bomba y la presión de vapor del fluido a la temperatura de funcionamiento (Sinnott, 2005).

Se miden NPSH_d y NPSH_r, en metros de columna de líquido. Siempre deberá cumplirse:

$$\text{NPSH}_d \geq \text{NPSH}_r$$

NPSH_d siempre tendrá que ser positiva y con el mayor valor numérico posible. Así se evita que la presión a la entrada de la bomba descienda por debajo de la presión

de vapor del fluido en las condiciones de temperatura existentes en dicho punto, lo que provocaría la aparición de burbujas de vapor y, con ello el peligro de que la bomba entre en cavitación. La cavitación reduce la carga de la bomba y la eficacia, al tiempo que daña el material de la bomba), puede seriamente la vida útil de la bomba. Para su cálculo se utiliza la Ecuación 3.97.

En la Figura 3.28, se observa un esquema de bomba centrífuga de succión positiva.

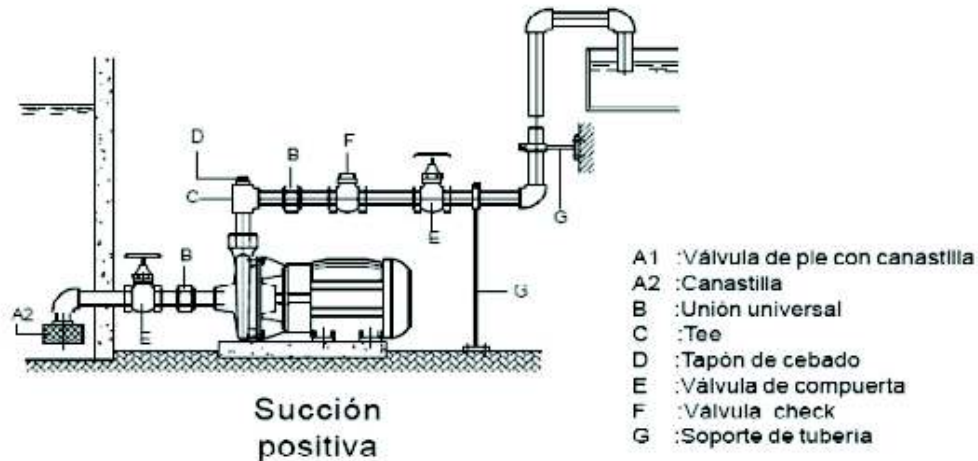


Figura 3.28. Esquema bomba centrífuga de succión positiva
(Sinnott, 2005)

$$NPSH_d = H_{atm} - (H_{vap} + h_s + \Delta H_s) \quad [3.97]$$

Donde:

$NPSH_d$: Carga neta de succión positiva disponible, [m].

H_{atm} : Cabeza de presión atmosférica, [m]

H_a : Cabeza de presión de vapor, [m]

h_s : Altura estática de succión, [m]

ΔH_s : Pérdida de carga por fricción de accesorios y tubería, [m]

3.6.4 POTENCIA DE LA BOMBA

Para el cálculo de la potencia de la bomba se debe aplicar la Ecuación 3.98

$$P = \frac{QH}{76 \eta} \quad [3.98]$$

Donde:

P_b = Potencia de la bomba y del motor [HP].

Q = Caudal de bombeo [L/s].

H = Altura manométrica total [m]

η = Eficiencia del sistema de bombeo, $\eta = \eta_{\text{motor}} \cdot \eta_{\text{bomba}}$. (OMS, 2005)

4 DISEÑO DE LA PLANTA

En este capítulo se muestran los diagramas de bloques BFD, diagrama de flujo PFD, diagrama de Instrumentación y tuberías, P&ID y Layout, además de los balances de masa y balances de energía.

4.1 DIAGRAMAS DE BLOQUES BFD Y DIAGRAMA DE FLUJO PFD

En la Figura 4.1 se observa el diagrama de bloques del proceso de deshidratación de etanol con la corriente de alimentación que corresponde a 25 000 L/día de alcohol extra neutro 96 % w/w, lo que corresponde a 829 kg/h. Al final del proceso de deshidratación se obtiene 827,54 kg/h de etanol anhidro lo que corresponde a un flujo volumétrico de 24 951 L/día.

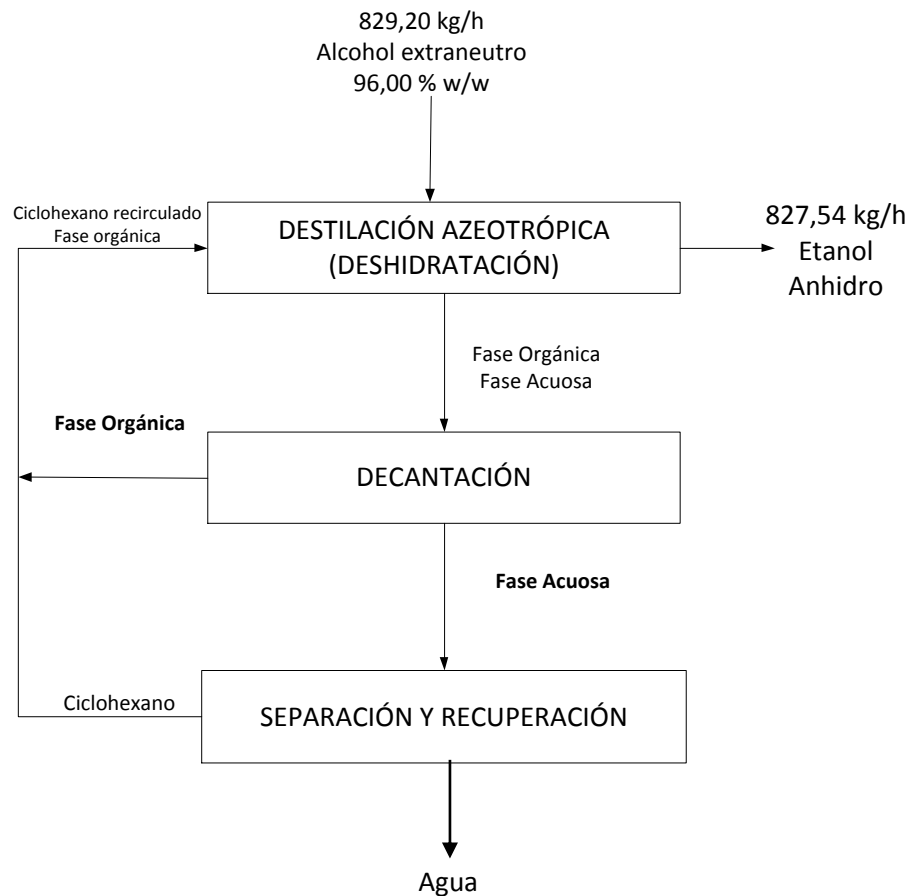


Figura 4.1 Diagrama de bloques del proceso de deshidratación de etanol

4.1.1 BALANCE DE MASA

Se realiza el balance de masa de cada componente y el balance de masa global para determinar los flujos másicos de cada una de las corrientes y composiciones que intervienen en el proceso de deshidratación de etanol y recuperación de ciclohexano.

4.1.1.1 Balance Global

En el balance de masa global se detallan las composiciones de los componentes que intervienen en la separación.

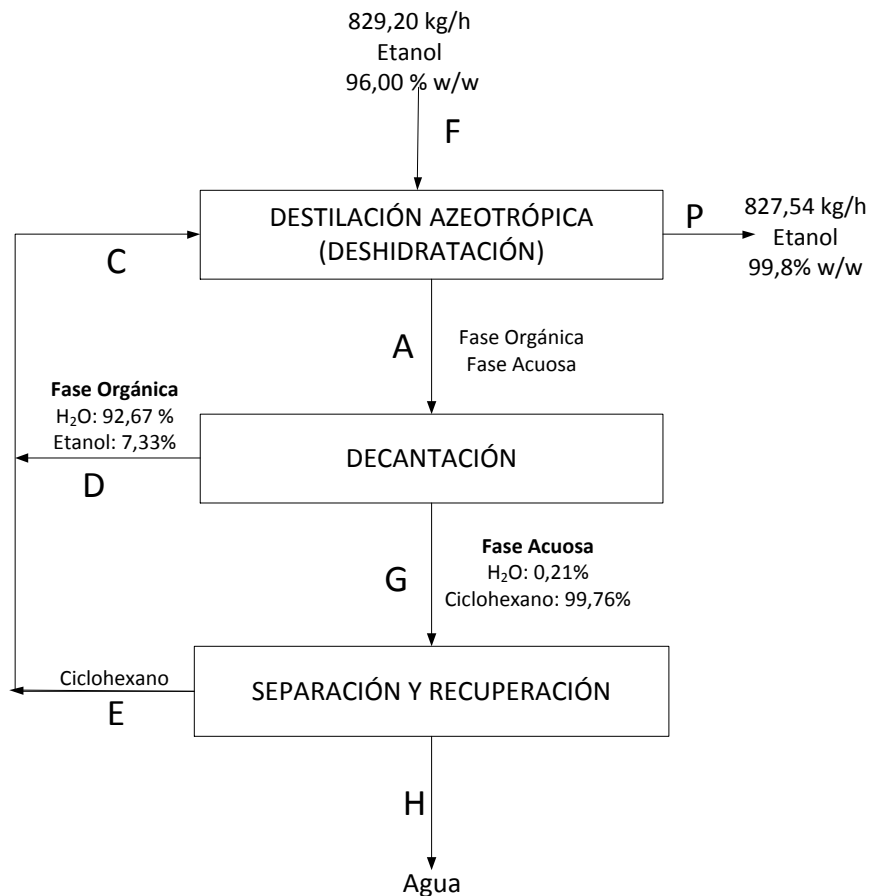


Figura 4.2 Esquema para el balance de masa global

La capacidad de diseño que se plantea es de 25 000 L/día de alcohol rectificado extraneutro 96 % w/w como flujo de alimentación. Con ayuda de la densidad de la mezcla se convierte el flujo volumétrico en flujo másico.

A una $T=25\text{ }^{\circ}\text{C}$, promedio en la ciudad de Milagro

$$\rho_{\text{etanol } 100\%} = 789,3 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$\rho_{\text{H}_2\text{O}} = 1\,000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$\rho_{\text{mezcla}} = \frac{M_t}{\frac{m_e}{\rho_e} + \frac{m_w}{\rho_w}}$$

$$\rho_{\text{mezcla}} = \frac{100 \text{ kg}}{\frac{96 \text{ kg}}{789,3 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} + \frac{4 \text{ kg}}{1\,000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}}$$

$$\rho_{\text{mezcla}} = 796,00 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$\text{Flujo másico} = 25\,000 \frac{\text{L}}{\text{día}} \times \frac{\text{día}}{24 \text{ h}} \times \frac{\text{m}^3}{1000 \text{ L}} \times 796,00 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$\text{Flujo másico} = 829,17 \approx 829,20 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \rightarrow \text{corriente F}$$

4.1.1.2 Balance de componentes

Para iniciar el balance de componente se realizó una simulación en el Programa ChemCad, con los tres componentes involucrados en la deshidratación; agua, etanol y ciclohexano. A partir de esta simulación se obtuvieron las concentraciones de cada componente tanto en la fase acuosa o pesada como en la fase orgánica o liviana. A continuación se muestra la Tabla 4.1, un resumen con las composiciones de cada una de las fases descritas. En el Anexo 5, se observan los valores completos de la simulación mencionada.

Tabla 4.1 Composición de las fases liviana y pesada formadas en la Deshidratación de etanol

Compuesto	Liviana		Pesada	
	% n/n	% w/w	% n/n	% w/w
Agua	0,833	0,240	97,000	92,670
Ciclohexano	99,166	99,760	0,000	0,000
Etanol	0,000	0,000	3,000	7,333

4.1.1.3 Balance de Ciclohexano

En base a la Figura 4.3, se muestra el balance de ciclohexano en la separación y recuperación del mismo.

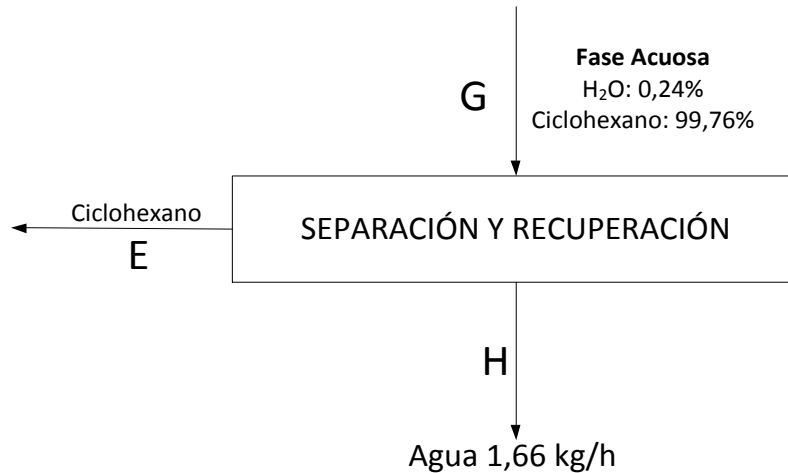


Figura 4.3 Esquema para el balance de masa del ciclohexano

El ciclohexano es recirculado en su totalidad, el proceso donde se observa esta recuperación es en la separación binaria en la columna recuperadora, donde se tiene lo siguiente:

$$G = E + H$$

$$G = E + 1,66 \text{ kg}$$

Si se considera el agua de la separación y recuperación

$$0,24 \% G = H$$

$$0,24 \% G = 1,66 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$G = 691,67 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Por lo tanto

$$E = G - H$$

$$E = 691,67 - 1,66$$

$$E = 690 \text{ kg/h}$$

La composición de la corriente G está determinada por la composición de la fase acuosa, donde el mayor porcentaje es el del ciclohexano, acompañado de una pequeña porción de agua.

4.1.1.4 Balance de etanol

Dentro de los métodos existentes para la deshidratación de etanol, el que presenta una mejor eficiencia y eficacia es el descrito en este trabajo, la destilación azeotrópica utilizando ciclohexano como agente extractor. Este método permite obtener etanol con una concentración de 99,8 % w/w (Cerpa, 2005).

$$\text{Flujo etanol} = 829,54 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 0,998 = 827,54 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\text{Flujo agua} = 829,54 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 0,002 = 1,66 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

En Figura 4.4 se muestra el esquema del balance de etanol, en el proceso de deshidratación.

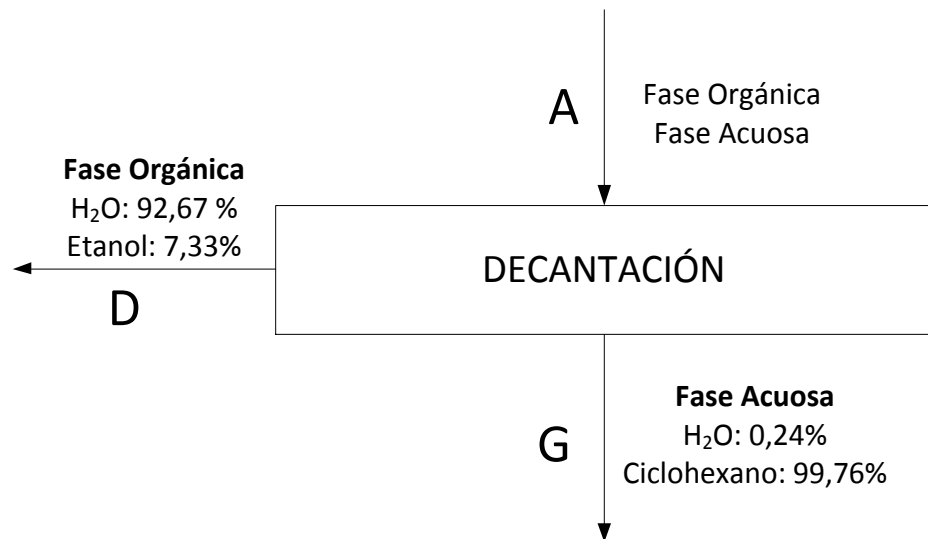


Figura 4.4 Esquema para el balance de masa de etanol

4.1.1.5 Balance de Agua

En la Figura 4.5 se presenta el esquema para el balance de masa de agua en las operaciones de decantación y de recuperación de ciclohexano.

La diferencia de agua entre el flujo de alimentación y la corriente de deshidratación permite calcular la cantidad de agua que forma la fase acuosa (corriente G) y la fase orgánica (corriente D).

$$\text{Flujo agua ingresa a la decantación} = 829,20 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot (0,04 - 0,002) = 31,51 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Balance después de la decantación:

$$31,51 = 0,0024G + 0,9267D$$

Reemplazando G

$$31,51 = 0,0024 (691,66) + 0,9267D$$

$$D = 32,21 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

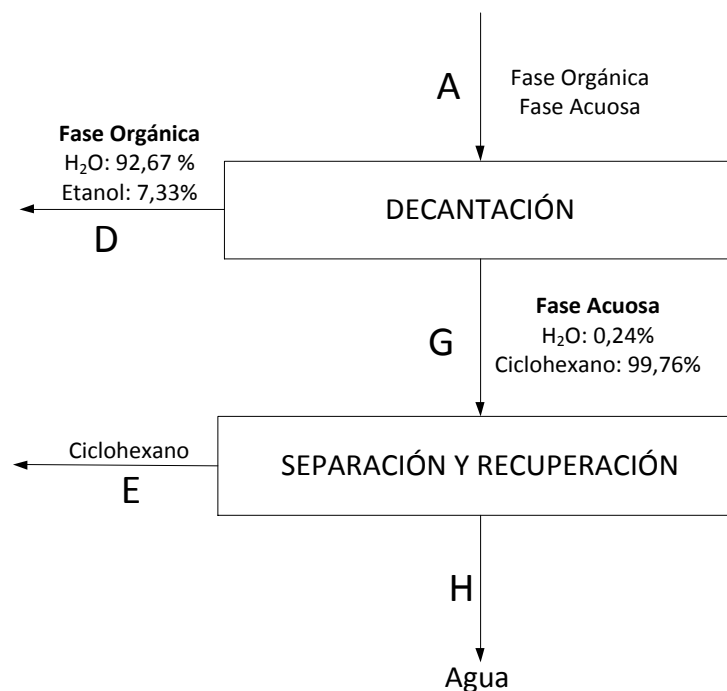


Figura 4.5 Esquema para el balance de masa de agua

A continuación, en la Tabla 4.2 se observa un resumen con las corrientes más importantes del proceso de deshidratación de etanol y recuperación de ciclohexano.

Tabla 4.2 Resumen de las corrientes del balance de masa del proceso de deshidratación de etanol

Corriente	Descripción	Flujo másico (kg/h)
F	Alimentación	829,20
P	Producto	827,54
D	Fase orgánica	32,21
G	Fase acuosa	691,67
E	Ciclohexano recirculado	690,01
H	Agua residual	1,66

Las Figura 4.6 y 4.7 permiten observar los diagramas de flujo de la planta de destilación de etanol anhidro.

X-101
 Tipo: Tanque de rotación
 Capacidad: 100 m³
 D = 4 m, H = 7 m
 V = 100 m³

P-101A/B
 Bomba de alimentación
 Capacidad: 1.01 m³/h
 D = 4 m, H = 7 m
 V = 100 m³

C-101
 Columna destiladora
 Tipo: Capleza
 N° platos: 35
 D = 1.2 m, H = 15.5 m
 V = 1.01 m³

E-101
 Intercambiador de calentamiento
 Tipo: Tubos y carcasa
 Q = 580.18 kW
 F = 5.94 m²/h
 TDH = 6.88 psig

P-103A/B
 Bomba de refilado
 Tipo: Soperlin
 Q = 233.16 kW
 D = 2.5 m, H = 5 m
 V = 25 m³

V-101
 Tanque de refilado
 Tipo: Soperlin
 Q = 233.16 kW
 D = 2.5 m, H = 5 m
 V = 25 m³

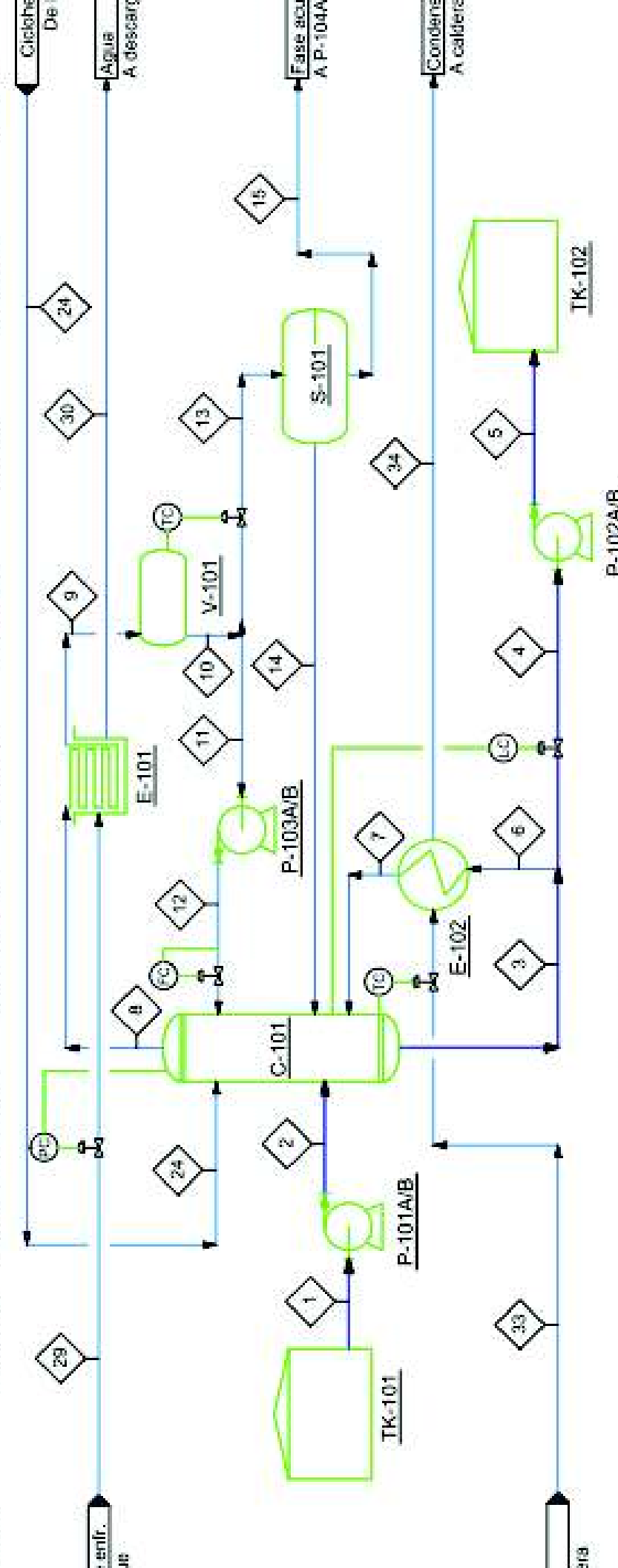
E-102
 Intercambiador de calentamiento
 Tipo: Tubos y carcasa
 Q = 580.18 kW
 F = 5.94 m²/h
 TDH = 6.88 psig

P-102A/B
 Bomba de refilado
 Tipo: Soperlin
 Q = 233.16 kW
 D = 2.5 m, H = 5 m
 V = 25 m³

S-101
 Fase acuosa
 Tipo: Soperlin
 Q = 233.16 kW
 D = 2.5 m, H = 5 m
 V = 25 m³

TK-101
 Tanque de almacenamiento
 Tipo: Soperlin
 Q = 233.16 kW
 D = 2.5 m, H = 5 m
 V = 25 m³

TK-102
 Tanque de almacenamiento
 Tipo: Soperlin
 Q = 233.16 kW
 D = 2.5 m, H = 5 m
 V = 25 m³



Nota	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32	33	34
Temperatura	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100
Presión	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100
Flujo	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100

NOTAS GENERALES

INGENIERIA/REGISTRO DE DISEÑO

DIBUJANTE: Erika Venegas

ING. DE DISEÑO: Liliana Guzmán

VERIFICADO POR: Liliana Guzmán

ING. DE PROYECTOS: Liliana Guzmán

APR. DEL CLIENTE:

FECHA: 2017-03

FRMA:

Escuela Politécnica Nacional

CLIENTE: DESTILERIA DE ETANOL

PROYECTO: DISEÑO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN DE LA PRODUCCIÓN DE ETANOL

DESCRIPCIÓN: PFD DE LA PLANTA DE DESTILACIÓN

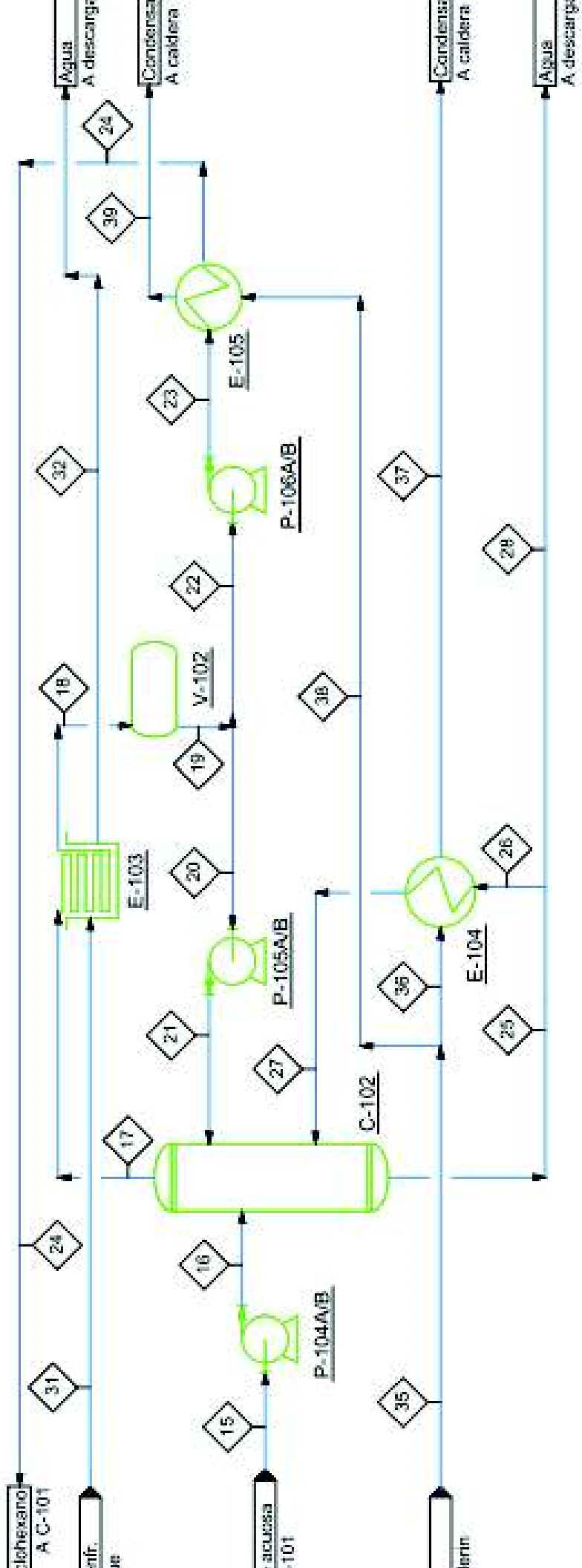
TAMAÑO: A3

ESCALA: 1/1

DIBUJO N°: 001

HOJA: 1 DE 1

Proyecto de ingeniería de procesos
 Tema: Tuberías y bombas
 Fecha: 11/04/2017
 Autor: 663.16 MW
 Tema: Tuberías y bombas



Item	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32	33	34	35	36	37	38	39
Flujo	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0
Temperatura [°C]	24	24	24	24	24	24	24	24	24	24	24	24	24	24	24	24	24	24	24	24	24	24	24	24	24	24	24
Presión [bar]	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0
Flujo	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0
Temperatura [°C]	24	24	24	24	24	24	24	24	24	24	24	24	24	24	24	24	24	24	24	24	24	24	24	24	24	24	24
Presión [bar]	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0

NOTAS GENERALES		INGENIERO/REGISTRO DE DISEÑO		FIRMA		FECHA	
		DISEÑANTE:		Erika Venegas		2017-03	
		ING. DE DISEÑO:		Litiana Guzmán		2017-03	
		VERIFICADO POR:		Litiana Guzmán		2017-03	
		ING. DE PROYECTOS:		Litiana Guzmán		2017-03	
		APR. DEL CLIENTE:					

CLIENTE		PROYECTO		DESCRIPCIÓN	
Escuela Politécnica Nacional		DESTILERIA DE ETANOL		DISEÑO DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN PARA LA PLANTA DE DESTILERIA DE ETANOL ANHIDRO	
TAMANO: A3		DIBUJO N°: 002		Hojas: 2	
ESCALA: S/M					

4.3 BALANCE DE ENERGÍA

En esta sección se presenta un resumen de los distintos balances de energía realizados para determinar todos los requerimientos energéticos necesarios para el correcto funcionamiento de la planta de deshidratación de etanol.

En la Tabla 4.4, se observa el resumen de los valores de entalpia que intervienen en cada una de las corrientes del proceso de destilación multicomponente, Sección 4.6.1.6 Diseño del “Reboiler” y Condensador de la columna deshidratadora.

En la Tabla 4.5, se observa el resumen de los valores de entalpia que intervienen en cada una de las corrientes del proceso de destilación binaria, Sección 4.6.2.3 Balance de masa y energía en la zona de enriquecimiento y en la zona de agotamiento.

Tabla 4.4. Resumen del balance de energía de la columna de destilación multicomponente.

Torre de destilación multicomponente	
Corriente	Entalpia kJ/mol
L	-151,14
G	-148,12
D	-148,12
F	-178,25
W	-267,41

Tabla 4.5. Resumen del balance de energía de la torre de destilación binaria

Torre de destilación binaria	
Corriente	Entalpia kJ/mol
L	-251,58
V	-148,781
D	-251,58
F	-151,86
W	-261,58

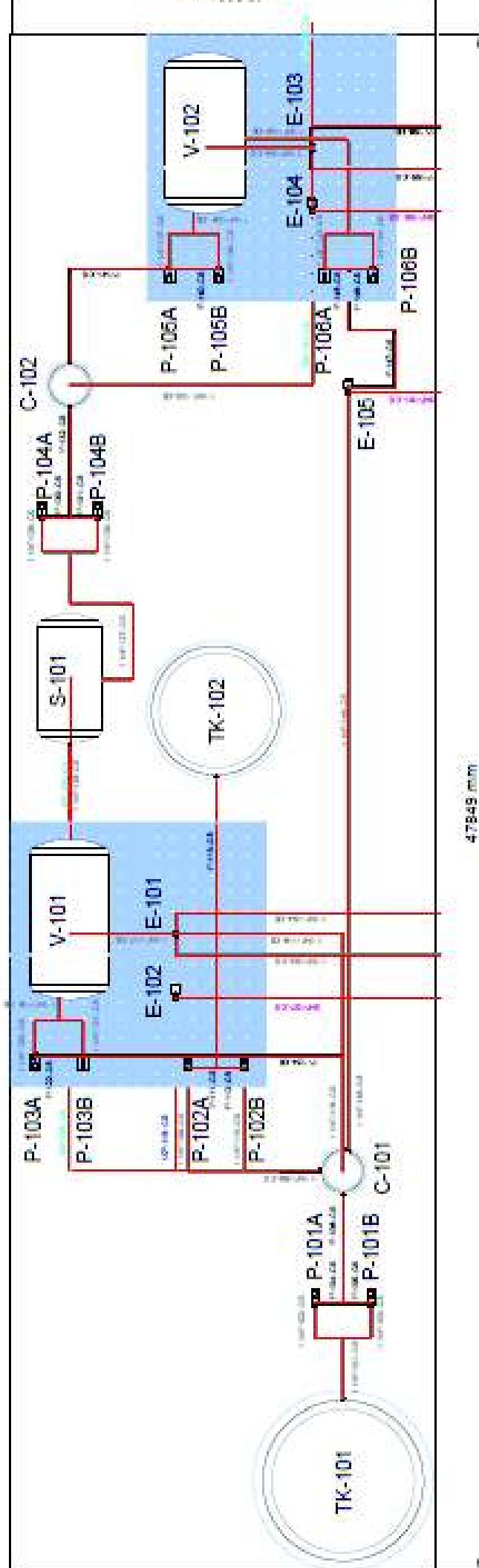
Se incluye también los requerimientos de calor para el “reboiler” y el condensador en las columnas de destilación multicomponente y binaria.

Tabla 4.6. Resumen del flujo calórico del condensador y “reboiler” de la columna de destilación multicomponente y de la columna de destilación binaria

Torre de destilación multicomponente	
Corriente	Flujo calórico (kW)
Q_C	-31,01
Q_R	-653,22
Q	-684,24
Torre de destilación binaria	
Q_C	105,80
Q_R	-587,46
Q	-693,26

4.4 DISPOSICIÓN EN PLANTA (LAYOUT) Y PLANOS DE ELEVACIÓN (VISTAS)

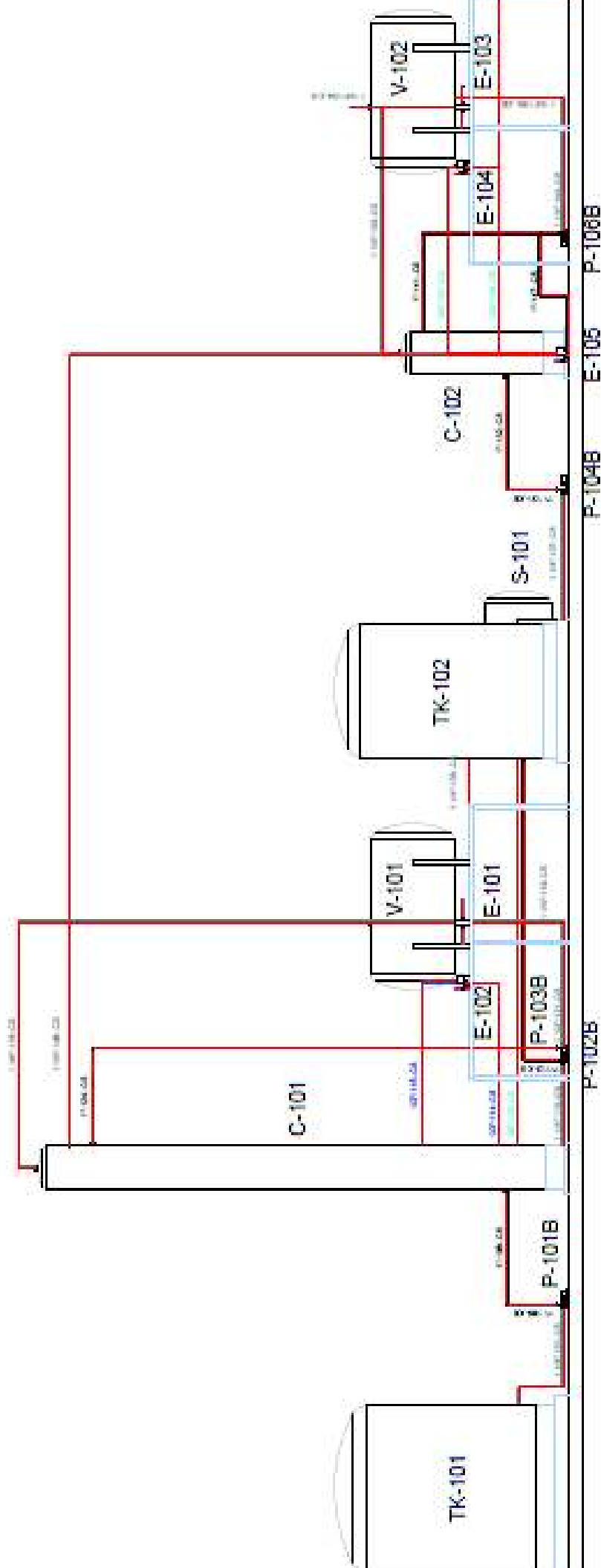
En la disposición en planta se presentan 3 vistas, la frontal, la lateral y la superior, divididas en las siguientes figuras: Figura 4.8. Vista superior de la planta de destilación para la producción de etanol anhidro, Figura 4.9. Vista frontal de la planta de destilación para la producción de etanol anhidro, Figura 4.10. Vista lateral de la planta de destilación para la producción de etanol anhidro, Figura 4.11. Vista superior con cotas de equipos de la planta de destilación para la producción de etanol anhidro, Figura 4.12. Vista frontal con cotas de equipos de la planta de destilación para la producción de etanol anhidro. Figura 4.13. Vista lateral con cotas de equipos de la planta de destilación para la producción de etanol anhidro



47848 mm

NOTAS GENERALES		INSTRUMENTAL DEL DISEÑO		FORMA		FECHA	
		DISEÑANTE:	Enza Venegas			2017-04	
		ING. DE DISEÑO:	Liliana Guzmán			2017-04	
		VERIFICADO POR:	Liliana Guzmán			2017-04	
		ING. DE PROYECTOS:	Liliana Guzmán			2017-04	
		APR. DEL CLIENTE:					
		TAMAÑO:	A3				
		ESCALA:	1:100				
		DIBUJO N°:	001				
		HOJA:					1 DE 3
CLIENTE:		DESTILERIA DE ETANOL					
PROYECTO:		DISEÑO DE UNA PLANTA DE DESTILACION PARA LA PRODUCCION DE ETANOL					
DESCRIPCION:		LAYOUT DE LA PLANTA					

Figura 4.8. Vista superior de la planta de destilación para la producción de etanol anhidro




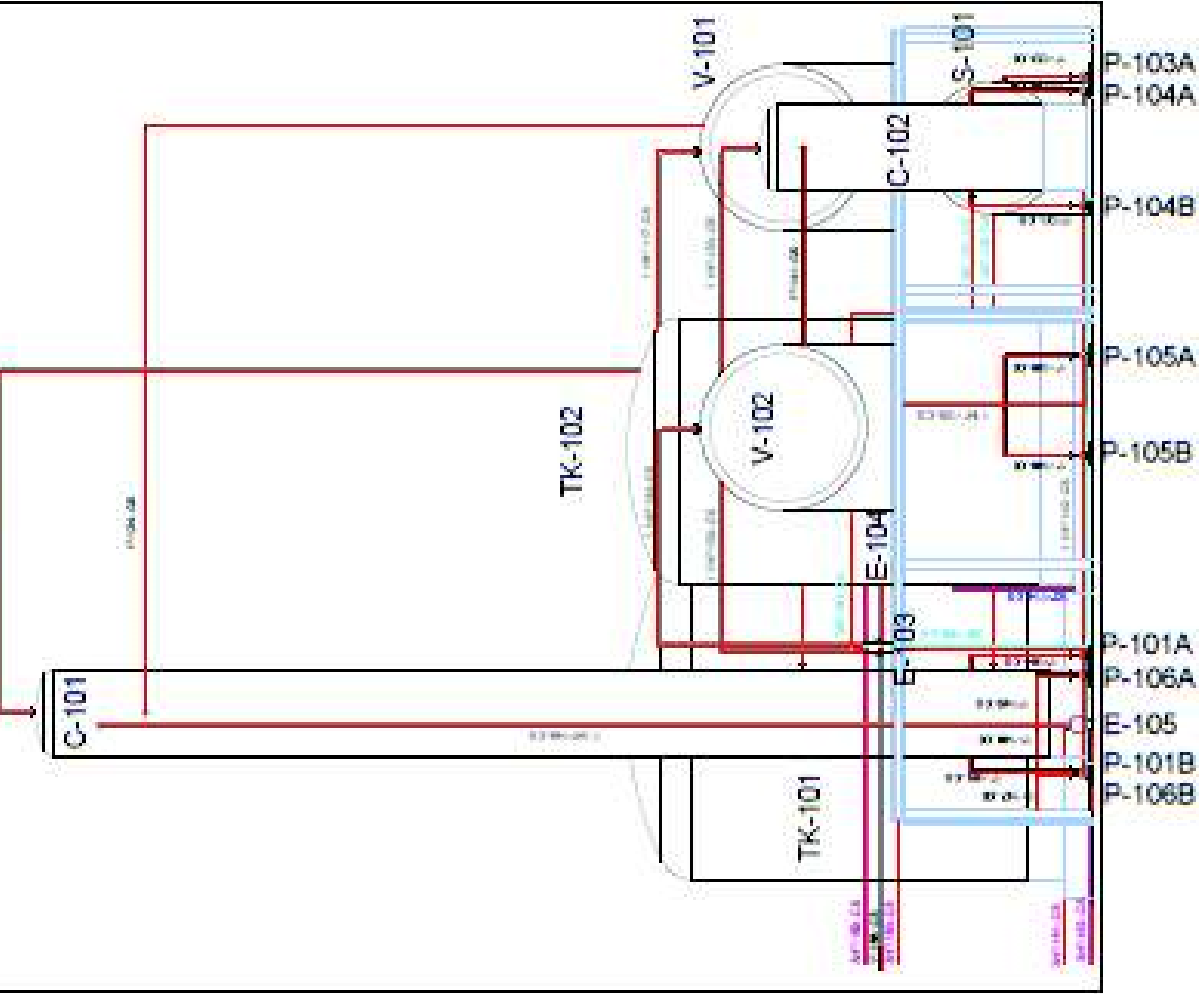
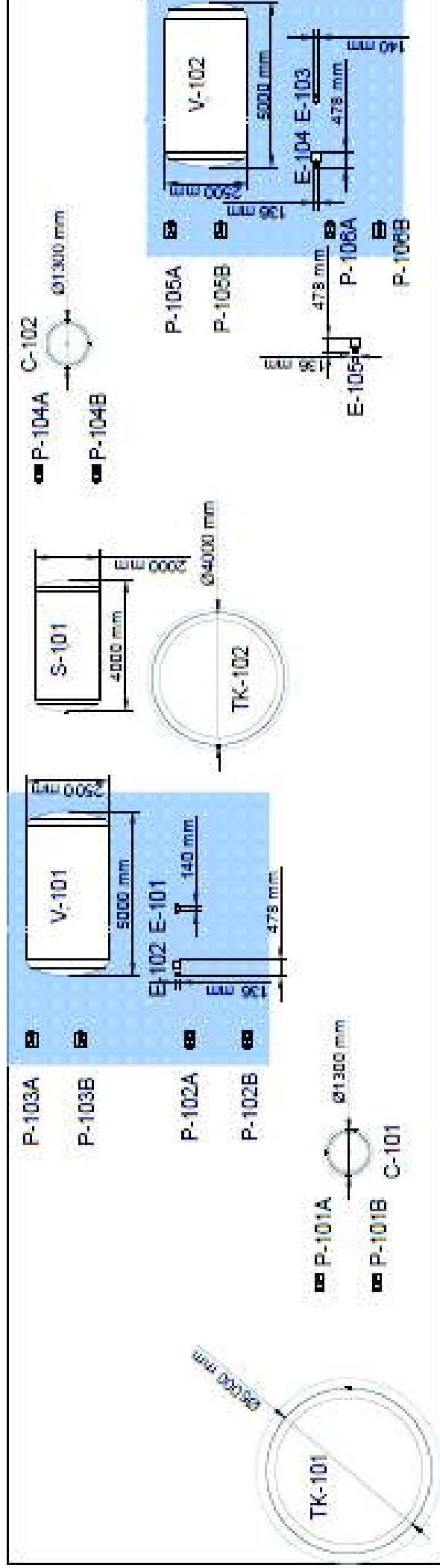
NOTAS GENERALES		INGENIERIA/REGISTRO DE DISEÑO	FIRMA	FECHA	Escuela Politécnica Nacional	CUENTE:	
		DISEÑANTE: Enza Venegas		2017-04		DESTILERIA DE ETANOL	
		ING. DE DISEÑO: Liliana Guzman		2017-04		PROYECTO:	DISEÑO DE UNA PLANTA DE D PARA LA PRODUCCION DE ETANOL
		VERIFICADO POR: Liliana Guzman		2017-04		DESCRIPCION:	VISTA FRONTAL DE LA P
		ING. DE PROYECTOS: Liliana Guzman		2017-04		TAMANO:	A3
		APR. DEL CUENTE			ESCALA:	1:150	
						DIBUJO N°:	002
						HORA:	20

Diagrama 4.0 Vista frontal de la planta de destilación para la producción de etanol en bido



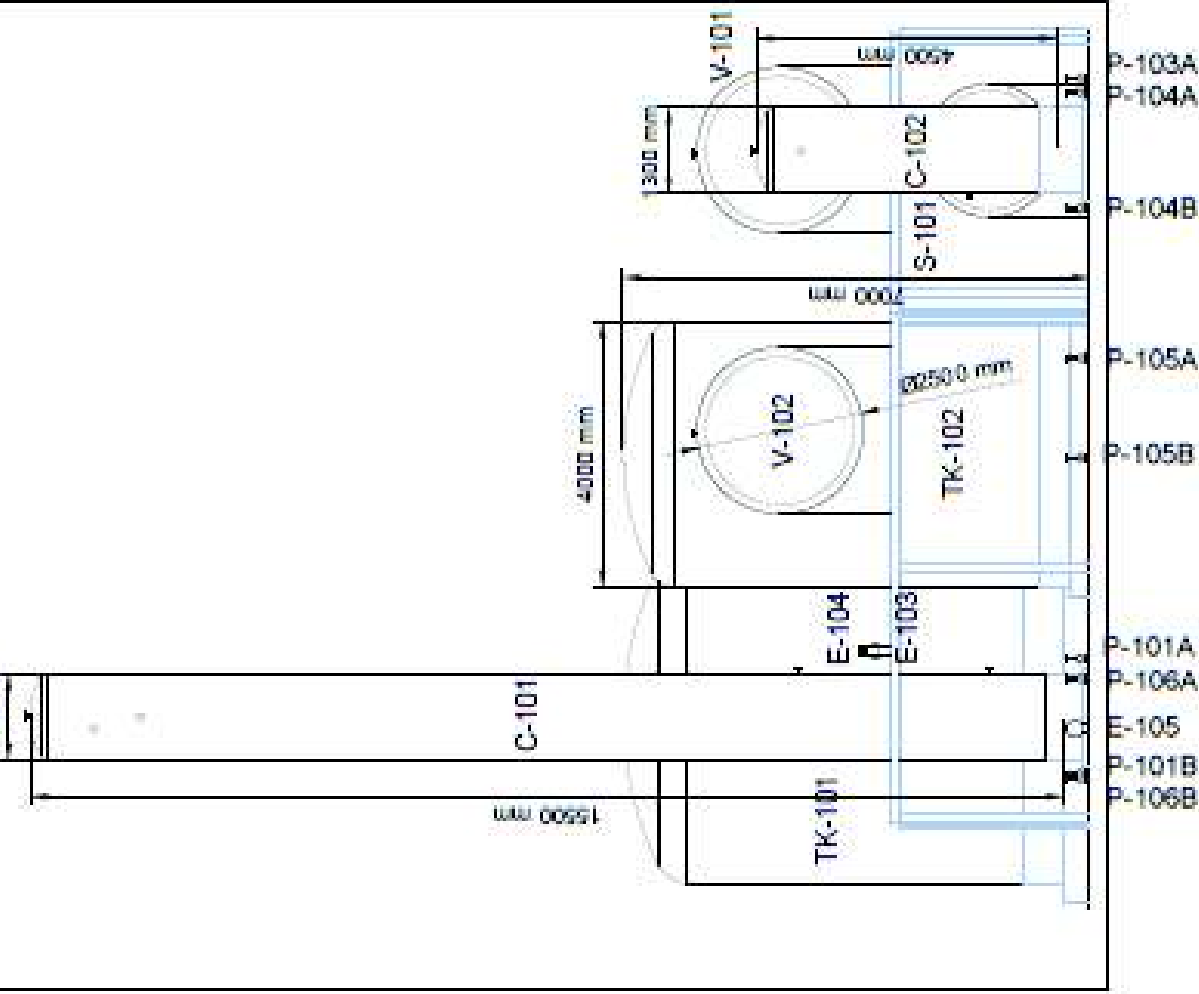
NOTAS GENERALES		Escuela Politécnica Nacional		CLIENTE: DESTILERIA DE ETANOL	
INGENIERO/REGISTRO DE DISEÑO	FIRMA	FECHA	PROYECTO: DISEÑO DE UNA PLANTA DE DE PARA LA PRODUCCIÓN DE ETANOL	DESCRIPCIÓN: VISTA LATERAL DE LA PL	
DIBUJANTE: Erika Venegas		2017-04		DIBUJO N°: 003	HOUA: 3 DE
ING. DE DISEÑO: Liliana Guzman		2017-04			
VERIFICADO POR: Liliana Guzman		2017-04			
ING. DE PROYECTOS: Liliana Guzman		2017-04			
APR. DEL CLIENTE:				TAMAÑO: A3	
				ESCALA: 1:100	

Figura 4.10. Vista lateral de la planta de destilación para la producción de etanol anhidro



NOTAS GENERALES		INGENIERIA/REGISTRO DE DISEÑO		FIRMA		FECHA	
		DIBUJANTE: ERIK VERGOS				2017-04	
		ING. DE DISEÑO: LILIANA GUERRIN				2017-04	
		VERIFICADO POR: LILIANA GUERRIN				2017-04	
		ING. DE PROYECTOS: LILIANA GUERRIN				2017-04	
		APR. DEL CLIENTE:					
		Escuela Politécnica Nacional		TAMBIÉN: ESCALA:		A3 1:150	
		CLIENTE: DESTILERIA DE ETANOL		PROYECTO: DISEÑO DE UNA PLANTA DE DE PARA LA PRODUCCIÓN DE ETANOL		DESCRIPCIÓN: LAYOUT DE LA PLANT	
		DIBUJO N°: 001		HOJA: 10			

Figura 4.11. Vista superior con cotas de equipos de la planta de destilación para la producción de etanol anhidro




NOTAS GENERALES		Escuela Politécnica Nacional		CLIENTE: DESTILERIA DE ETANOL	
INGENIERO/REGISTRO DE DISEÑO:	FECHA:		PROYECTO: DISEÑO DE UNA PLANTA DE DESTILACION PARA LA PRODUCCION DE ETANOL		
DIBUJANTE: Erica Venegas	2017-04		DESCRIPCION: VISTA LATERAL DE LA PLANTA		
ING. DE DISEÑO: Liliana Guzman	2017-04		DIBUJO N°: 003	HOJA: 3 DE 3	
VERIFICADO POR: Liliana Guzman	2017-04		TAMAFIO: A3	ESCALA: 1:100	
ING. DE PROYECTOS: Liliana Guzman	2017-04				
APR. DEL CLIENTE:					

Figura 4.13. Vista lateral con cotas de equipos de la planta de destilación para la producción de etanol anhidro

4.5 DIAGRAMAS DE TUBERÍAS E INSTRUMENTACIÓN (P&ID) Y CONTROL

Los diagramas de tuberías e instrumentación (P&ID), fueron diseñados de acuerdo a los criterios establecidos en la Normas para Instrumentación (ANSI/ISA, 1992), donde se identifican y definen los gráficos y símbolos de instrumentación. Además, se consideraron los diagramas, lazos e instrumentos de control para la destilación extractiva de un sistema IPA – agua (Yieng et al., 2016, pp. 58-60).

En la Figura 4.14, se muestra el diagrama, en el que se encuentra la columna deshidratadora con todos sus instrumentos de control de presión, nivel, y temperatura, además de las bombas con sus respectivas válvulas, que permiten la alimentación a la columna desde el tanque de almacenamiento y desde el tanque de reflujo.

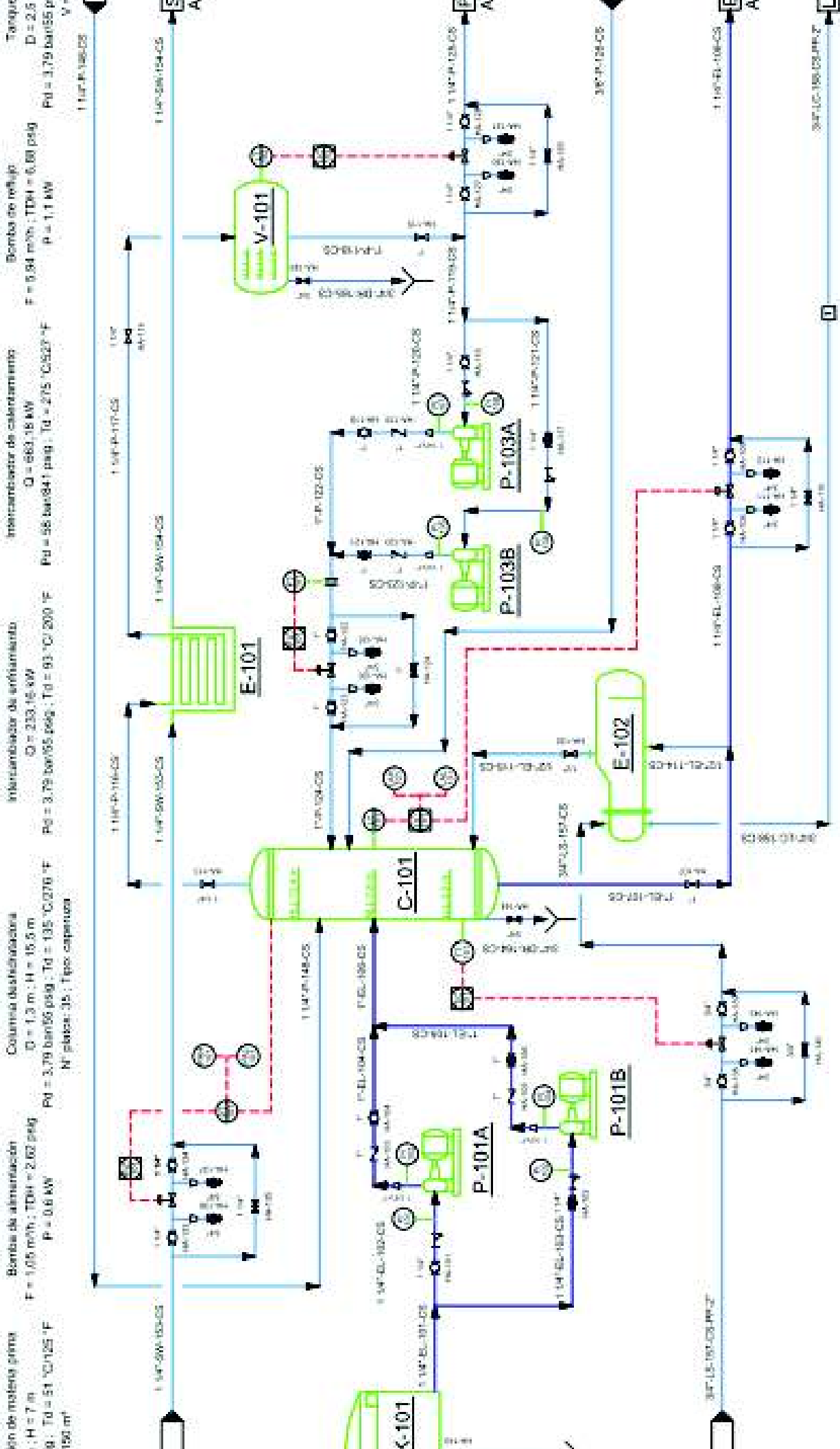
En la Figura 4.15, se observa el decantador y el tanque de almacenamiento del etanol anhidro, con sus respectivos arreglos.

En la Figura 4.16, se observa el sistema de bombas e intercambiadores de la columna recuperadora de ciclohexano, donde se observan los lazos de control de presión, temperatura y nivel de líquido.

En la Figura 4.17, se observan los equipos complementarios a la columna de recuperación, además de un intercambiador que permite elevar la temperatura del ciclohexano recuperado para que sea alimentado a la columna deshidratadora.

En la Figura 4.18, se observa la simbología utilizada en los diagramas de instrumentación, en la que se incluye los tipos de señal, equipos y válvulas.

Los lazos de control permiten mantener el proceso de destilación sin la influencia de las diferentes perturbaciones que se puedan presentar. Los lazos que se emplearon fueron para control de flujo, control de nivel y control de temperatura (Blanco, 2011).



NOTAS GENERALES		INGENIERIA/REGISTRO DE DISEÑO	FIRMA	FECHA	CLIENTE:
		DIBUJANTE: Erika Venegas		2017-04	Escuela Politécnica Nacional
		ING. DE DISEÑO: Liliana Guzmán		2017-04	PROYECTO: DISEÑO DE UNA PLANTA DE I PARA LA PRODUCCIÓN DE ET
		VERIFICADO POR: Liliana Guzmán		2017-04	DESCRIPCIÓN: P&ID DE LA PLANTA DE 08
		ING. DE PROYECTOS: Liliana Guzmán		2017-04	
		APR. DEL CLIENTE:			
		TAMAÑO: A3			DIBUJO N°: 001
		ESCALA: S/M			HOJA

Decantador

$D = 2 \text{ m}$, $H = 4 \text{ m}$
 $Pd = 2.69 \text{ bar/30 psig}$, $Td = 51^\circ\text{C}/125^\circ\text{F}$
 $\gamma = 12 \text{ m}^3$

Bomba de producto terminado

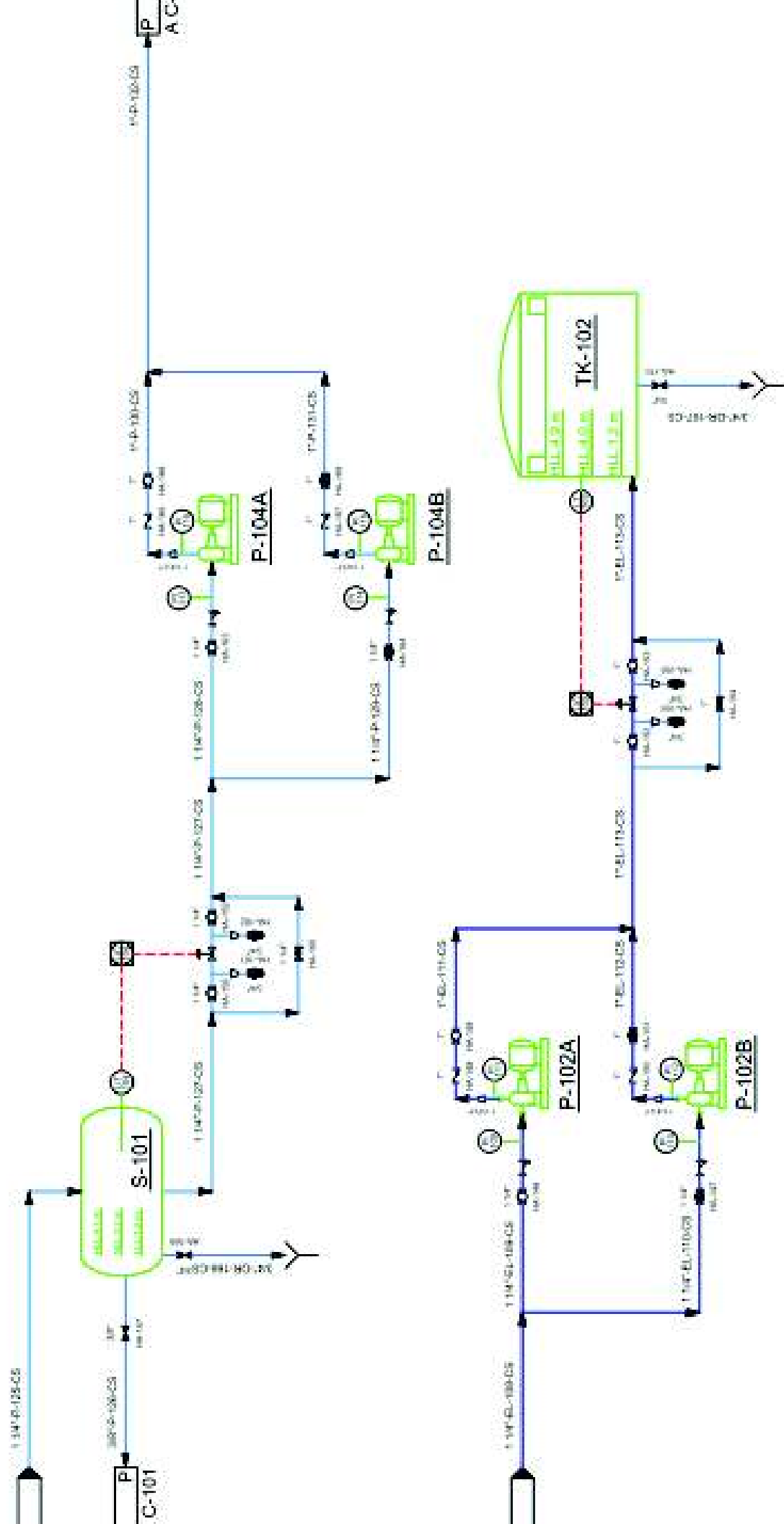
$F = 1.01 \text{ m}^3/\text{h}$, $TDM = 0.51 \text{ psig}$
 $P = 0.6 \text{ kW}$

Bomba de

$F = 5.98 \text{ m}^3/\text{h}$, $TDM = 6.88 \text{ psig}$
 $P = 1.3 \text{ kW}$

Bombas de almacenamiento

$D = 4 \text{ m}$, $H = 7 \text{ m}$
 $Pd = 2.60 \text{ bar/30 psig}$, $Td = 51^\circ\text{C}/125^\circ\text{F}$
 $\gamma = 100 \text{ m}^3$



NOTAS GENERALES:

INGENIERIA/REGISTRO DE DISEÑO		FIRMA	FECHA
DIBUJANTE: Erika Venegas			2017-04
ING. DE DISEÑO: Liliana Guzmán			2017-04
VERIFICADO POR: Liliana Guzmán			2017-04
ING. DE PROYECTOS: Liliana Guzmán			2017-04
APR. DEL CLIENTE:			

CLIENTE:		DESTILERIA DE ETANOL	
Escuela Politécnica Nacional		PROYECTO: DISEÑO DE UNA PLANTA DE ETANOL PARA LA PRODUCCIÓN DE ETANOL	
		DESCRIPCIÓN: P&ID DE LA PLANTA DE ETANOL	
TAMAÑO: A3	ESCALA: S/N	DIBUJO N°: 002	HOJA: 002

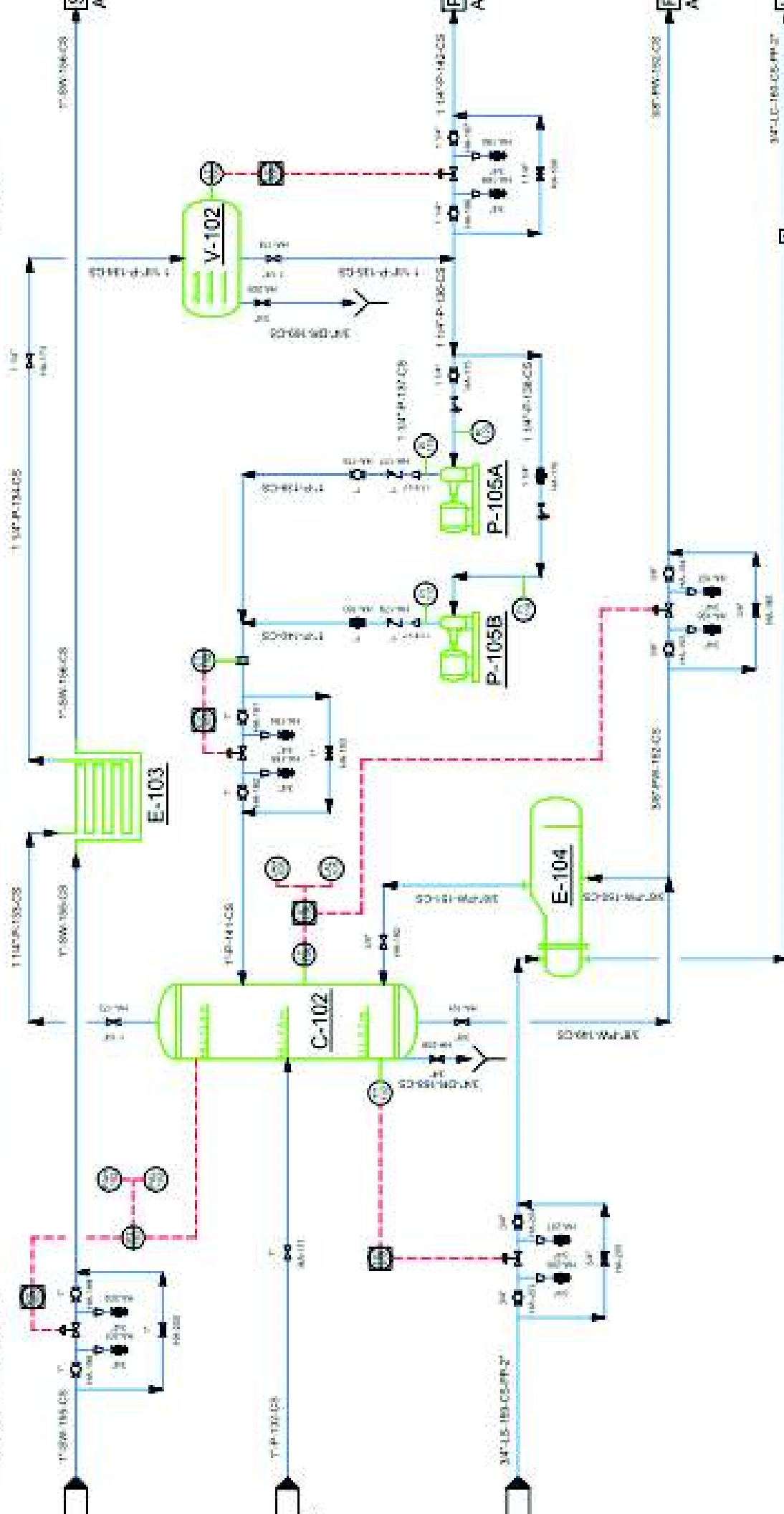
Columna rectificadora
 $D = 1,3 \text{ m}$; $H = 4,5 \text{ m}$
 $Pd = 3,79 \text{ bar/55 psig}$; $Td = 107 \text{ }^\circ\text{C}/225 \text{ }^\circ\text{F}$
 $N^\circ \text{ platos: } 9$; Tipo: Capetónica

Intercambiador de calentamiento
 $Q = 663,16 \text{ kW}$
 $Pd = 55 \text{ bar/801 psig}$; $Td = 275 \text{ }^\circ\text{C}/527 \text{ }^\circ\text{F}$


Intercambiador de enfriamiento
 $Q = 54,9 \text{ kW}$
 $Pd = 3,79 \text{ bar/55 psig}$; $Td = 61 \text{ }^\circ\text{C}/140 \text{ }^\circ\text{F}$

Bomba de refujo
 $F = 6,93 \text{ m}^3/\text{h}$; $TDH = 2,38 \text{ m}$
 $P = 1,1 \text{ kW}$

Tanque de refujo
 $D = 2,3 \text{ m}$; $H = 5 \text{ m}$
 $Pd = 3,79 \text{ bar/55 psig}$; $Td = 63 \text{ }^\circ\text{C}/148 \text{ }^\circ\text{F}$
 $V = 25 \text{ m}^3$



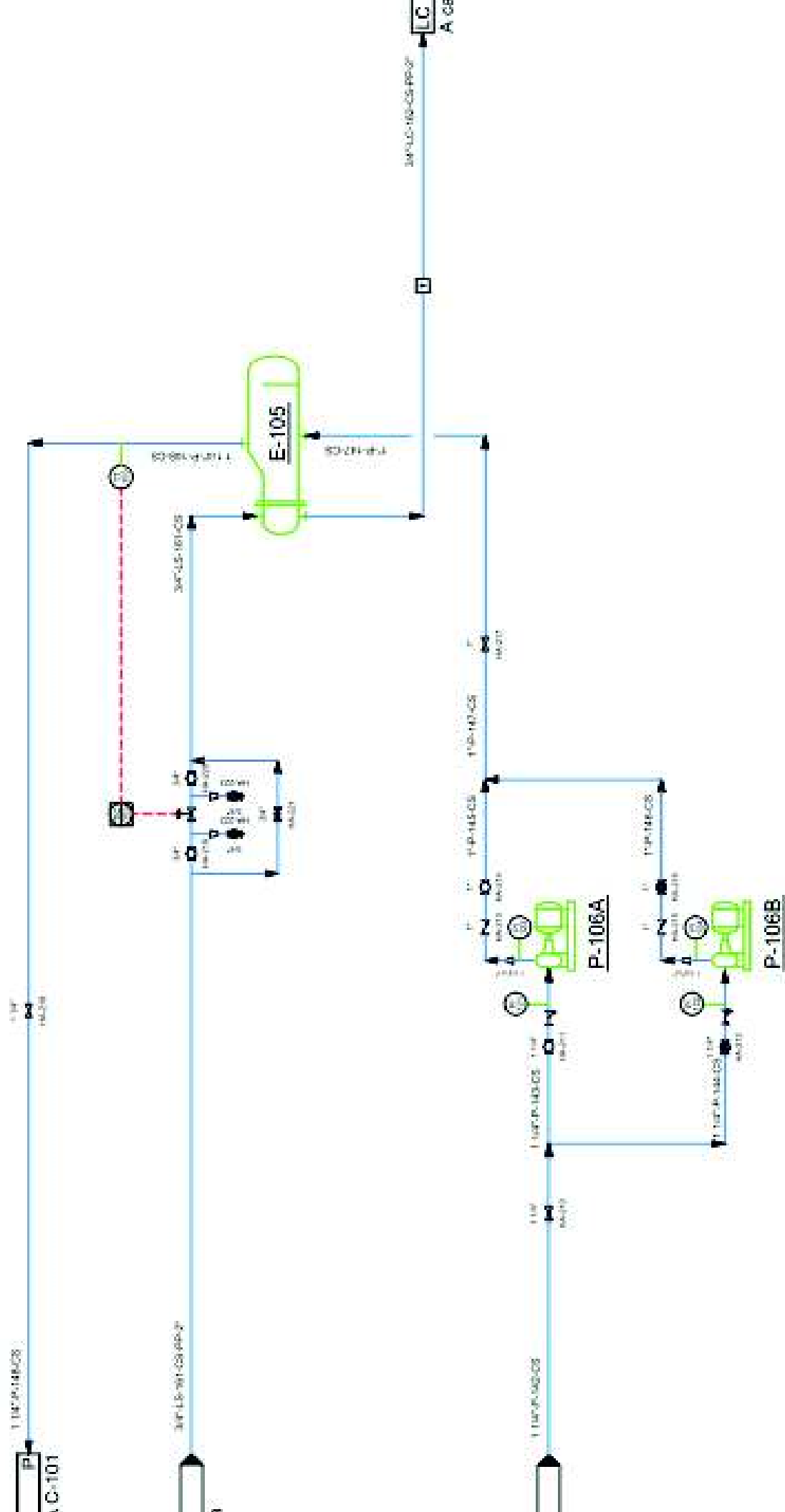
NOTAS GENERALES

Escuela Politécnica Nacional 	INGENIERIA/REGISTRO DE DISEÑO	FIRMA	FECHA
	DIRIJANTE: Enika Venegas		2017-04
	ING. DE DISEÑO: Lisseta Guzmán		2017-04
	VERIFICADO POR: Lisseta Guzmán		2017-04
ING. DE PROYECTOS: Lisseta Guzmán			2017-04
APR. DEL CLIENTE			
TAMANO: A3			
ESCALA: S/N			
DIBUJO N°: 003			
HOJA:			

CLIENTE:	DESTILERIA DE ETA
PROYECTO:	DISEÑO DE UNA PLANTA DE PARA LA PRODUCCION DE ETA
DESCRIPCION:	P&ID DE LA PLANTA DE

Bomba de recuperación de celofanato
 $F = 5.20 \text{ m}^3/\text{h}$; $TQH = 1.56 \text{ psig}$
 $P = 1.5 \text{ kW}$

Intensificador de calentamiento
 $G = 603.18 \text{ kW}$
 $PQ = 58 \text{ bar}$ (atm); $Td = 275 \text{ }^\circ\text{C}$ (527 °F)



NOTAS GENERALES		INGENIERIA/REGISTRO DE DISEÑO	FIRMA	FECHA
		DIBUJANTE	Érika Venegas	2017-04
		ING. DE DISEÑO	Liliana Guzmán	2017-04
		VERIFICADO POR:	Liliana Guzmán	2017-04
		ING. DE PROYECTOS:	Liliana Guzmán	2017-04
APR. DEL CLIENTE				

CLIENTE:	DESTILERIA DE ETA
PROYECTO:	DISEÑO DE UNA PLANTA DE ETANOL PARA LA PRODUCCIÓN DE ETANOL
DESCRIPCIÓN:	P&ID DE LA PLANTA DE DESTILACIÓN
TAMANO:	A3
ESCALA:	5/8
DIBUJO N°:	004
HOJA:	1/1

SIMBOLOGIA

ABREVIATURAS	TUBERIA E INSTRUMENTACIÓN	EQUIPOS EN EL P&ID	EQUIPOS EN EL P&ID																
<p><u>Código de equipos</u></p> <ul style="list-style-type: none"> Columna Intercambiador de calor Bomba Decantador Tanque Recipiente <p><u>Código de servicio</u></p> <ul style="list-style-type: none"> Drenaje Ebanol Condensado de baja presión Vapor de baja presión Comente de proceso Agua (Regnata) Agua de empujamiento <p><u>Código del material</u></p> <ul style="list-style-type: none"> Acero al carbono <p><u>Código de aislamiento</u></p> <p>Protección personal</p> <p><u>Código de instrumentación</u></p> <ul style="list-style-type: none"> Indicador controlador de flujo Transmisor de flujo Nivel de operación alto Alarma de alto nivel Alarma de bajo nivel Indicador controlador de nivel Transmisor de nivel Nivel de operación bajo Nivel de operación normal Alarma de alta presión Alarma de baja presión Indicador de presión Controlador indicador de presión Transmisor de presión Indicador controlador de temperatura Transmisor de temperatura <p><u>Misceláneos</u></p> <ul style="list-style-type: none"> Díametro Flujo volumétrico Altura Válvula manual Botencia Temperatura de diseño Calor Temperatura de proceso Carga dinámica total Volumen 	<p><u>Válvulas/Accesorios de tubería</u></p> <ul style="list-style-type: none"> Válvula de bola Válvula de compuerta Válvula de globo Válvula de retención Válvula de control con actuador tipo diafragma Conexión brida Drenaje Filtro Placa orificio Reducción concéntrica Tapon Trampa de vapor Conector de página <p><u>Señales de instrumentación</u></p> <ul style="list-style-type: none"> Señal de instrumentos Señal eléctrica <p><u>Líneas de tubería</u></p> <ul style="list-style-type: none"> Línea principal Línea secundaria <p><u>Identificación de equipos</u></p> <ul style="list-style-type: none"> Duplicado de equipos Número del equipo Código del área Código de equipos 	<p><u>Identificación de líneas de tubería</u></p> <p>3/4" - LC - 15D - CS - RP - 2"</p> <ul style="list-style-type: none"> Espesor de aislamiento Código de aislamiento Código del material Número de servicio Código de área Código de servicio Díametro nominal <p><u>Identificación del instrumento</u></p> <p>P Variable medida IC Función del instrumento Número de lazo</p> <p><u>Simbolos de instrumentos</u></p> <table border="1" style="width: 100%; border-collapse: collapse; text-align: center;"> <thead> <tr> <th>Localización normalmente accesible al operador</th> <th>Montado en el campo</th> <th>Localización auxiliar normalmente accesible al operador</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td></td> <td></td> <td></td> </tr> <tr> <td></td> <td></td> <td></td> </tr> <tr> <td></td> <td></td> <td></td> </tr> <tr> <td></td> <td></td> <td></td> </tr> </tbody> </table>	Localización normalmente accesible al operador	Montado en el campo	Localización auxiliar normalmente accesible al operador													<p><u>Tanques/Recipientes</u></p> <ul style="list-style-type: none"> Tanque Columna Recipiente Decantador <p><u>Intercambiadores de calor</u></p> <ul style="list-style-type: none"> Tipo kettle Serpentin <p><u>Bombas</u></p> <ul style="list-style-type: none"> Centrifuga 	<p><u>Tanques/Recipientes</u></p> <ul style="list-style-type: none"> Tanque Columna Recipiente Decantador <p><u>Intercambiadores de calor</u></p> <ul style="list-style-type: none"> Intercambiadores de calor Tanque de reflujo Intercambiadores de calor Intercambiador de calor tipo kettle Serpentin <p><u>Bombas</u></p> <ul style="list-style-type: none"> Centrifuga
Localización normalmente accesible al operador	Montado en el campo	Localización auxiliar normalmente accesible al operador																	

NOTAS GENERALES		INGENIERO/REGISTRO DE DISEÑO	FIRMA	FECHA
		DIBUJANTE: Erica Venegas		2017-03
		ING. DE DISEÑO: Liliana Guzman		2017-03
		VERIFICADO POR: Liliana Guzman		2017-03
		ING. DE PROYECTOS: Liliana Guzman		2017-03
APR. DEL CLIENTE:				

Escuela Politécnica Nacional

CLIENTE: DESTILERÍA DE ETANO
PROYECTO: DISEÑO DE UNA PLANTA DE DE PARA LA PRODUCCIÓN DE ETANO
DESCRIPCIÓN: PLANO DE SIMBOLOGIA

TAMAÑO: A3
ESCALA: SIN
DIBUJO N°: 001
HOJA: 1 DE 1

4.6 DIMENSIONAMIENTO Y ESPECIFICACIONES DE LOS EQUIPOS PROPUESTOS

En esta sección se muestran los cálculos de cada uno de los equipos que serán dimensionados para el correcto funcionamiento de la planta de deshidratación de etanol. La planta consta de una torre de destilación multicomponente, una torre de destilación binaria, un decantador, dos tanques de almacenamiento, bombas y tuberías.

4.6.1 DIMENSIONAMIENTO DE UNA TORRE DE DESTILACIÓN MULTICOMPONENTE

Para el dimensionamiento de la torre de destilación multicomponente se realizó el análisis de la mezcla ternaria que se forma por las distintas miscibilidades del etanol, ciclohexano y el agua. En la Figura 4.19 se observa el esquema general de una columna de destilación.

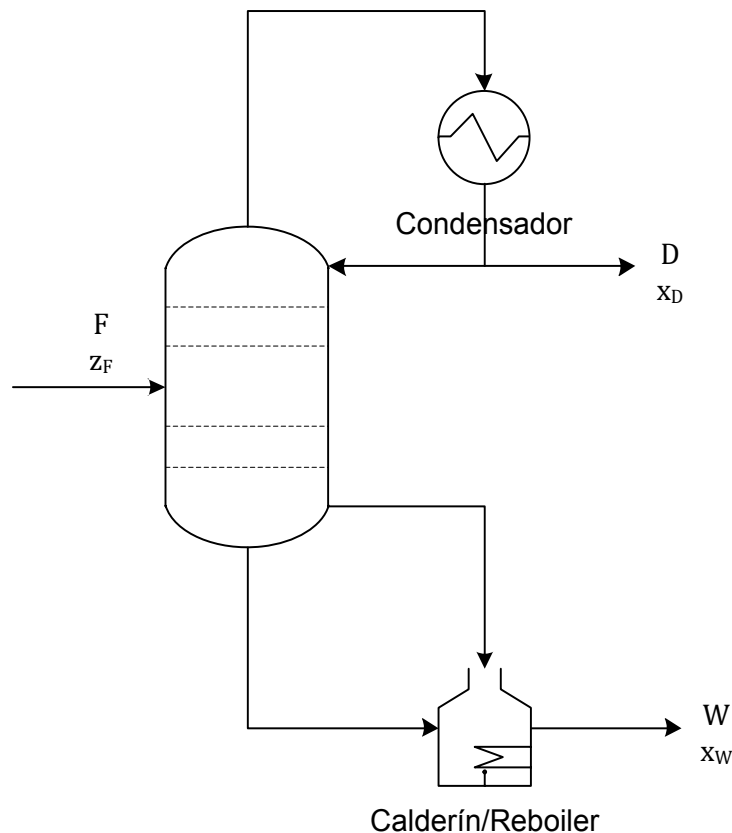


Figura 4.19. Esquema de una columna de destilación

4.6.1.1 Temperatura de burbuja y rocío

Temperatura de burbuja

Tanto para la temperatura de burbuja como para la de rocío, se considera que el producto de la volatilidad relativa y la fracción de vapor en equilibrio con el líquido o la fracción de líquido en equilibrio con el vapor es constante.

Tabla 4.7. Constantes de Antoine y resultados de presión de vapor de la última iteración para el cálculo de la temperatura de burbuja ($T_b=381,202$ K)

Componente	Temperatura Ebullición (°C)	Constantes de Antoine			Pv a la Tb (kPa)	α_{ij}	x_i	$\alpha_{ij}(x_i)$
		A	B	C				
Agua (1)	100 ¹	16,54	3985	-39	133,597	0,461	0,096	0,044
Ciclohexano (2)	80,74 ¹	13,79	2795	-49,11	215,650	0,743	0,001	0,001
Etanol (3)	78,37 ¹	16,19	3424	-55,72	290,097	1,000	0,903	0,903
								0,946

P_v = Presión de vapor

T_b = Temperatura de Burbuja

α_{ij} = Volatilidad relativa

x_i = fracción del líquido en equilibrio con el vapor del componente i

[1] Sciencelab, (2005)

Con el ejemplo de cálculo mostrado en el Anexo 1, se obtiene la temperatura de burbuja

$$T_{\text{Burbuja}} = 108,20 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Temperatura de rocío

Dado que la temperatura de rocío es mayor que la temperatura de burbuja, se escoge como referencia una mayor a la anteriormente calculada. En la Tabla 4.7 se observa las constantes de Antoine de cada componente y la presión de vapor calculados a la temperatura de referencia para determinar la temperatura de rocío.

Tabla 4.8. Constantes de Antoine y resultados de presión de la última iteración para el cálculo de la temperatura de rocío

Componente	Temperatura Ebullición (°C)	Constantes de Antoine			Pv (kPa) T_r	α_{ij}	y_i	y_i / α_{ij}
		A	B	C				
Agua	100	16,54	3985	-39,00	100,370	0,454	0,096	0,211
Ciclohexano	80,74	13,79	2795	-49,11	174,256	0,788	0,001	0,001
Etanol	78,37	16,19	3424	-55,72	221,024	1,000	0,903	0,903
Sumatoria								1,116

P_v = Presión de vapor

T_b = Temperatura de rocío

α_{ij} = Volatilidad relativa ; y_i = fracción del vapor en equilibrio con el líquido del componente i

$$T_{\text{Rocío}} = 81,588 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Tabla 4.9 Resultados finales de las temperaturas de burbuja y rocío de la destilación multicomponente

Temperatura	(°C)	(K)
Burbuja	108,202	381,202
Rocío	81,588	354,588

4.6.1.2 Componentes clave y distribuidos

Los componentes clave y distribuidos son seleccionados según los requerimientos de la separación. En la Tabla 4.8 se observa la distribución de los componentes que intervienen en la destilación multicomponente.

Tabla 4.10. Distribución de los componentes clave según la composición en el fondo y en el destilado

Componente	Alimentación			Destilado			Fondo			Característica
	w (kg)	mol	zF	w (kg)	Mol	x _D	w (kg)	mol	x _B	
Agua	3,16	0,176	0,096	2,772	0,154	0,786	0,40	0,022	0,010	Heavy Key
Ciclohexano	1,00	0,012	0,006	1,000	0,012	0,061	0,00	0,000	0,000	Destilado
Etanol	75,96	1,649	0,898	1,382	0,030	0,153	99,60	2,112	0,990	Leaky Key
Sumatoria de las corrientes	80,12	1,837	1,000	5,154	0,196	1,000	100,00	2,134	1,000	

4.6.1.3 Presión de operación de la columna y tipo de condensador.

Para iniciar el cálculo de la presión en la columna y determinar el tipo de condensador que debe ser empleado en la destilación, se estima la presión en el destilado a una temperatura de 49 °C, para identificar el tipo de condensador y si se usará agua o refrigerante para el enfriamiento.

En la Tabla 4.11 se observan los valores de presión de vapor en el destilado calculadas mediante la Ecuación 7.1, presentado en el Anexo 2.

Tabla 4.11. Valores de presión de vapor a 49 °C para cada componente

Compuesto	Temperatura ebullición (°C)	Constantes de Antoine			P _v (kPa)	P _v (atm)	P _v (psi)	x _d	P _v *x _d (psi)
		A	B	C					
Agua	100,00	16,54	3985	-39,00	11,690	1,112	16,346	0,786	12,851
Ciclohexano	80,74	13,79	2795	-49,11	34,736	3,304	48,570	0,061	2,946
Etanol	78,37	16,19	3424	-55,72	27,976	2,661	39,118	0,153	5,991

Por lo tanto, la presión en el destilado es:

$$P_D = 30 \text{ psi}$$

Para la presión en el fondo, se considera una caída de presión de:

$$\Delta P \text{ reboiler} = 25 \text{ psi}$$

4.6.1.4 Presión y Temperatura de diseño

➤ Temperatura de diseño Recipientes

El cálculo de la temperatura de diseño para recipientes se observa en el Anexo 3.

T_D: Temperatura de diseño.

$$T_D = 276 \text{ °F}$$

Presión de diseño de equipos

El cálculo de la presión de diseño de equipos se observa en el Anexo 3.

P_D: Presión de diseño

$$P_D = 55 \text{ psig}$$

Presión de diseño de tuberías, para las conexiones entre equipos

El cálculo de la presión de diseño de tuberías para las conexiones entre equipos se observa en el Anexo 3.

$$P_D = 33 \text{ psig}$$

Para drenajes atmosféricos

Según la Ecuación 3.11, se tiene lo siguiente:

$$P_D = 50 \text{ psig}$$

4.6.1.5 Cálculo del reflujo mínimo y número teórico de platos

Para establecer la altura de la columna mediante el número teórico de platos necesarios para la destilación multicomponente, además del diámetro de la columna en función del flujo del líquido, se aplica el método FUG. Se observa en la Tabla 4.12 la composición en el destilado. En la Tabla 4.13 la composición en el fondo de la columna. En la Tabla 4.14 la volatilidad relativa de los componentes de la destilación multicomponente a la presión de operación de la columna.

Tabla 4.12. Composición en la corriente del destilado de la columna de destilación multicomponente

Componente	PM (g/mol)	Flujo másico (kg/h)	Flujo molar (kmol/h)	xd
Fase liviana	83,75	1,005	0,012	0,007
Fase Pesada	18,84	30,042	1,594	0,982
Etanol	46,06	0,778	0,017	0,010

Tabla 4.13. Composición en la corriente del fondo de la columna de destilación multicomponente

Componente	PM (g/mol)	Flujo másico (kg/h)	Flujo molar (kmol/h)	xw
Fase liviana	83,75	0,009	0,0001	0,000
Fase Pesada	18,84	2,247	0,1190	0,007
Etanol	46,06	776,902	16,8670	0,993

Tabla 4.14. Volatilidad relativa de los componentes presentes en la destilación multicomponente a la temperatura de operación de la columna

Componente	Temperatura de ebullición (°C)	Constantes de Antoine			Presión de vapor (kPa)	Volatilidad Relativa
		A	B	C		
Liviana	80,92	13,82	2806,75	-49,02	34,329	1,23
Pesada	99,35	16,53	3968,15	-39,50	11,975	0,43
Etanol	78,37	16,19	3424,00	-55,72	27,976	1,00

Al finalizar el procedimiento de cálculo mostrado en el Anexo 4 se obtienen los siguientes resultados

Platos en la zona de enriquecimiento= 5

Platos en la zona de agotamiento= 33

El plato por donde ingresaría la corriente de alimentación es el número 6.

4.6.1.6 Diseño del “Reboiler” y Condensador de la columna deshidratadora

En la Figura 4.20, se indica un esquema de la columna de destilación multicomponente.

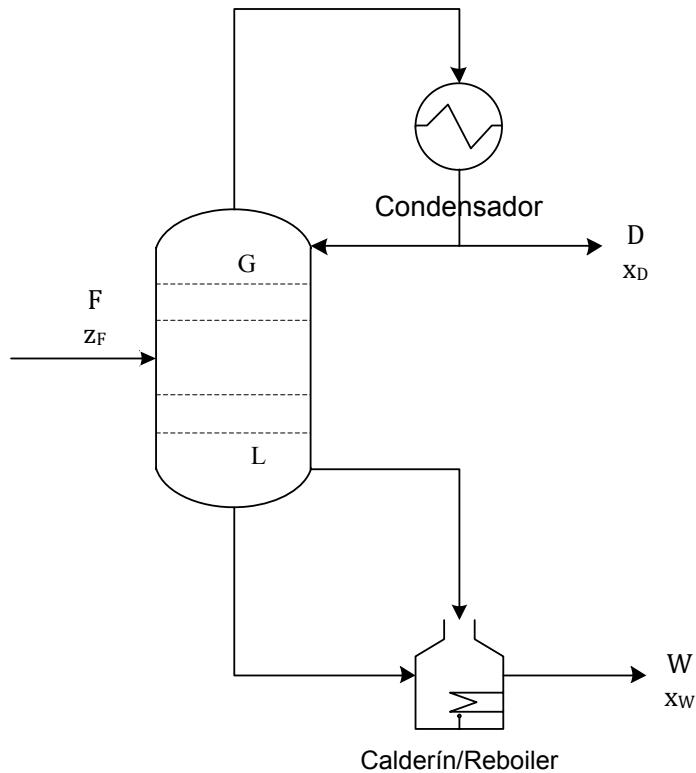


Figura 4.20 Esquema de la torre de destilación

➤ Balance de Masa

En la Tabla 4.15 se detalla un resumen de las corrientes principales que intervienen en la destilación multicomponente, obtenidas en el balance de masa realizado en la sección 4.1. Según la Figura 4.20, además de los flujos másicos calculados en el Anexo 5, para complementar la información de la columna deshidratadora

Tabla 4.15. Tabla resumen de corriente de la torre de destilación multicomponente

Corriente	Flujo (kg/h)
Alimentación (F)	1 519,20
Destilado (D)	722,22
Fondo (W)	827,54
Líquido que circula en la columna (L)	1 444,22
Gas que circula en la columna (G)	2 166,66

➤ Balance de Energía

En la Tabla 4.16 se observan los valores de entalpia específica a la temperatura media de los componentes presentes en la destilación multicomponente, además de la entalpia a la temperatura media para cada componente.

Tabla 4.16. Tabla de entalpias de formación y capacidad calórica de los componentes presentes en la destilación multicomponente

Componente	Entalpia estándar Especifica (kJ/mol)	Capacidad Calórica (J/mol K)	Peso molecular (g/mol)	Entalpia específica 95°C (kJ/mol)
Agua	-285,83	75,29	18,00	-280,56
Ciclohexano	-157,70	156,48	84,16	-146,75
Etanol	-277,00	111,96	46,06	-269,16

En la Tabla 4.17, se observan las composiciones de cada una de las corrientes que intervienen en el balance de energía en la columna de destilación multicomponente.

Tabla 4.17. Resumen de la composición de las corrientes que intervienen en el balance de energía para el diseño del “reboiler” y condensador de la torre de destilación multicomponente

Componente	Composición de la corriente G (% n/n)	Composición de la corriente L (% n/n)	Composición de la corriente D (% n/n)	Composición de la corriente W (% n/n)	Composición de la corriente F (% n/n)
Agua	2,01	1,00	2,01	0,50	2,47
Ciclohexano	97,02	99,00	97,02	-	74,37
Etanol	0,97	-	0,97	99,50	23,16
Peso Molecular (g/mol)	82,46	83,50	82,46	45,92	73,70

4.6.1.7 Diámetro mínimo de la columna deshidratadora

De la Tabla 4.18, se obtiene las composiciones de la corriente gaseosa que circula por la columna. Al finalizar los cálculos que se pueden observar en el Anexo 6, se obtiene el siguiente valor de diámetro mínimo de la columna.

Tabla 4.18. Resumen de la composición de las corrientes de Gas (G) y Líquido (L)

Componente	Composición de la corriente G (% n/n)	Composición de la corriente G (% w/w)	Densidad del componente (kg/m ³)	Composición de la corriente L (% n/n)	Composición de la corriente L (% w/w)
Agua	2,01	8,64	1 000,00	1,00	4,51
Ciclohexano	97,02	89,71	780,00	99,00	95,49
Etanol	0,97	1,64	789,30	-	-

$$D_{MIN} = 1,27 \text{ m}$$

4.6.1.8 Tipo y diseño del plato

El tipo de plato que se va a usar es el de caperuza ya que son los más aplicados en la separación de alcoholes. Con los criterios de la Sección 3.1.8 se procede a determinar los siguientes parámetros:

Numero de pasos

El número de pasos según el flujo de la fase líquida que se encuentra en el rango de 0 a 0,91 m³/s con diámetro de columna igual a 1,3 m es del tipo de flujo reverso como se indica en la Tabla 3.4

Régimen de operación

Dado que el flujo de la fase gaseosa (G= 2 643,33 kg/h) es mayor que el flujo de la fase líquida (L= 1921,11 kg/h), se considera al régimen de operación como un sistema de aspersion como se presenta en la Tabla 3.4

Limitantes hidráulicas

El máximo arrastre permisible es del 15 % y el lloqueo 20 %, según los criterios de la Sección 3.1.8 Tipo y Diseño del plato.

Tamaño de la caperuza

En la Tabla 3.7, la caperuza tiene un tamaño aproximado de 0,1016 m, pues que el diámetro de la columna es de 1,3 m.

4.6.1.9 Espesor del cilindro y de las tapas de la torre deshidratadora

De los cálculos realizados en el Anexo 7, se obtiene los siguientes resultados:

Espesor total: Cuerpo

$$t = 0,72 \text{ mm}$$

Espesor total: Tapas

$$t = 0,008 \text{ in} = 0,21 \text{ mm}$$

4.6.1.10 Altura total de la torre de destilación

El cálculo de la altura total de la torre es detallado en el Anexo 8, se presentan a continuación los resultados:

$$H_{\text{Total}} = 19,18 \text{ m}$$

4.6.1.11 Materiales de construcción

Según la Sección 3.1.11, los equipos que involucren procesos que contengan gasolinas y/o compuestos orgánicos, generalmente usan material de construcción de acero inoxidable 304, puesto que no existen registros de pérdidas por corrosión del material.

4.6.2 DIMENSIONAMIENTO DE UNA TORRE DE DESTILACIÓN BINARIA

Para el dimensionamiento de la torre de recuperación de ciclohexano en la que se produce una destilación binaria continua, en primer lugar, se grafican los diagramas de equilibrio; seguido a eso, por el método de McCabe-Thiele se calculan los platos necesarios para la separación. Por el Método de Ponchon Savatir, se calculan los requerimientos de calor para el condensador y el reboiler.

4.6.2.1 Curva de equilibrio

En el equilibrio líquido vapor es necesario considerar los coeficientes de actividad para la fase líquida, que serán evaluados por el método de Wilson.

Se considera la presión del sistema igual a 1 atm (101,325 kPa), la planta se ubicaría en la región Costa. En la Tabla 4.19 se tienen las constantes de Antoine y la presión de vapor de la separación binaria.

Tabla 4.19. Constantes de Antoine y temperatura de ebullición de los componentes de la separación binaria.

Compuesto	Temperatura de ebullición (°C)	A	B	C	Pv (kPa)
Agua (2)	100	16,54	3985	-39	30,921
Ciclohexano (1)	80,74	13,79	2795	-49,11	72,214

Se determina a que temperatura se produce el equilibrio líquido-vapor para la mezcla considerada como ideal, para iniciar el cálculo de las constantes de Wilson y de esta manera determinar los coeficientes de Actividad.

$$y_i = \frac{P_i^0 x_i}{P}$$

Tabla 4.20. Valores del equilibrio líquido vapor para el sistema: Ciclohexano-Agua a presión constante

Temperatura (°C)	x ₁	x ₂	Pv ₁ (kPa)	Pv ₂ (kPa)	y ₁	y ₂	y _{1+y₂}
35	0,0	1,0	19,964	5,617	0,000	0,055	0,055
40	0,1	0,9	24,495	7,361	0,024	0,066	0,090
45	0,2	0,8	29,827	9,553	0,059	0,075	0,065
50	0,3	0,7	36,060	12,284	0,107	0,085	0,192
55	0,4	0,6	43,299	15,659	0,171	0,093	0,264
60	0,5	0,5	51,658	19,798	0,255	0,098	0,353
65	0,6	0,4	61,254	24,835	0,363	0,098	0,461
70	0,7	0,3	72,214	30,921	0,499	0,092	0,590
75	0,8	0,2	84,668	38,228	0,668	0,075	0,744
80	0,9	0,1	98,750	46,942	0,877	0,046	0,923
85	1,0	0,0	114,603	57,273	1,131	0,000	1,131

Como se observa en la Tabla 4.20, la temperatura a la cual se produce el equilibrio líquido vapor se encuentra entre 80 y 85 °C, por lo que a esa temperatura se calculan las constantes de Wilson. Con estas condiciones de temperatura, se calcula la presión de vapor de los componentes y los primeros coeficientes de actividad.

El cálculo de los coeficientes de actividad para cada componente, al considerar una mezcla ideal, se muestran en la Tabla 4.21.

Tabla 4.21. Propiedades de la mezcla ciclohexano agua para el cálculo de las constantes de Wilson.

Propiedades	Componente 1	Componente 2
Fracción del vapor en equilibrio con el líquido (x)	0,65	0,35
Presión de vapor (kPa)	98,75	46,842
Coefficiente de Actividad	1,026	2,158
Temperatura (°C)	80 – 85	80 - 85

4.6.2.2 Diagramas de Equilibrio

La Figura 4.21, permite observar la relación entre la temperatura del sistema ciclohexano agua y la concentración de la fase líquida y de la fase del vapor.

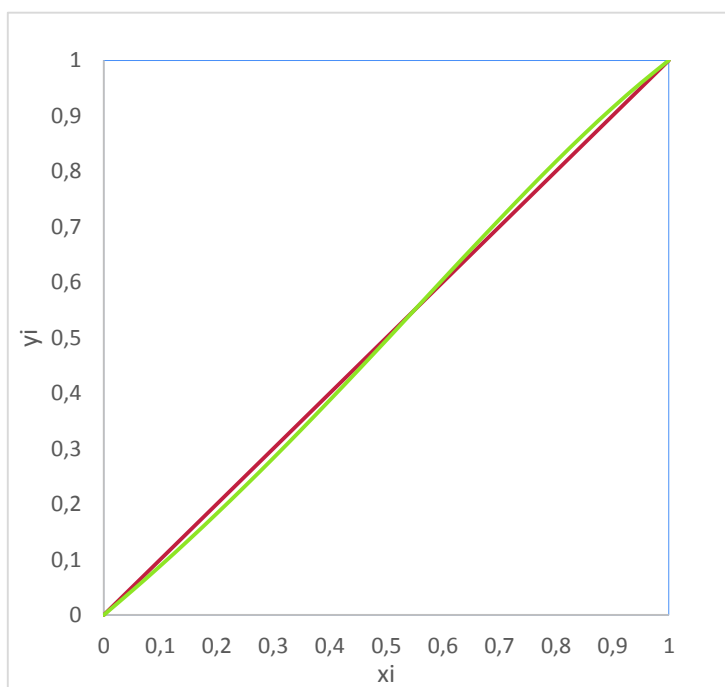


Figura 4.21. Gráfico temperatura vs composición del sistema ciclohexano-agua

La Figura 4.22, permite observar la composición del líquido versus la composición del vapor del ciclohexano y del agua.

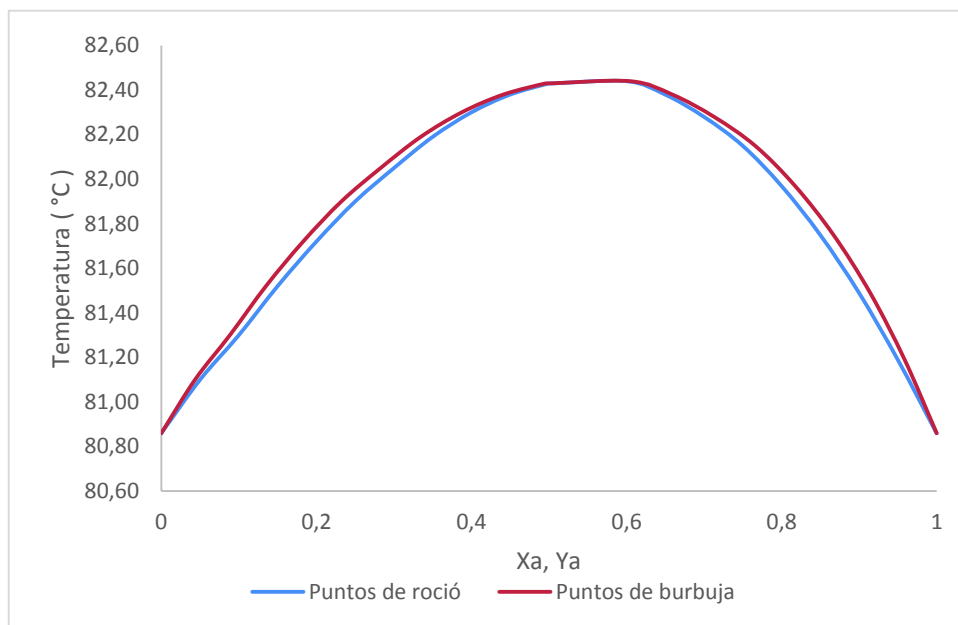


Figura 4.22 Gráfico de la temperatura vs la composición de la fracción líquida y la composición de la fracción de vapor del componente más volátil

En la Figura 4.23, se observa el equilibrio Líquido Vapor (ciclohexano-agua)

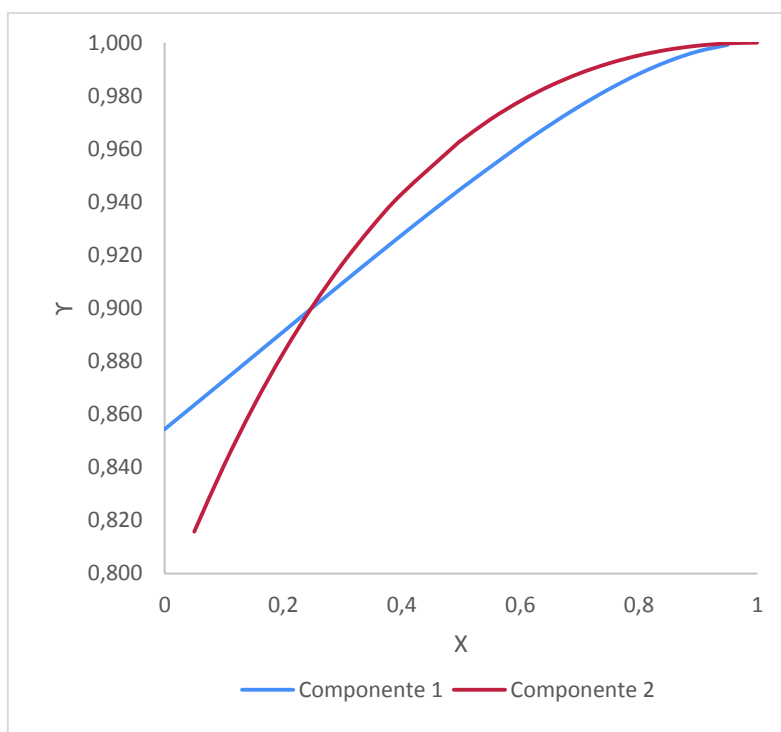


Figura 4.23 Diagrama de equilibrio del sistema ciclohexano- agua

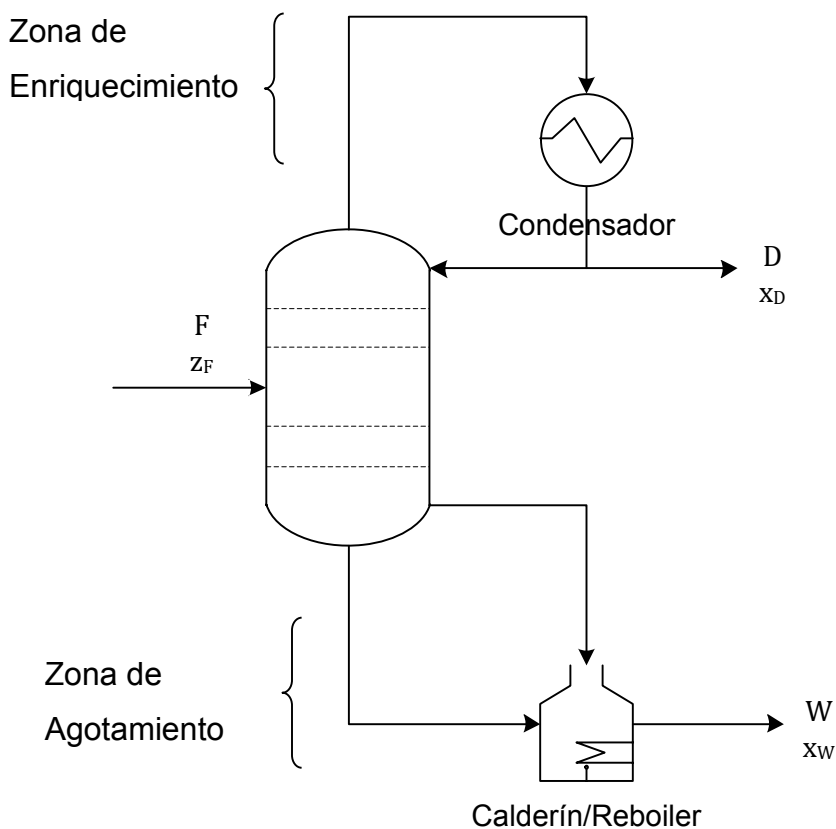
En la Tabla 4.22, se observan los valores del coeficiente de actividad, fracción de vapor y fracción de líquido, empleados para la elaboración de los diagramas de equilibrio ya mencionados.

Tabla 4.22. Valores del coeficiente de actividad, fracción de vapor y fracción de líquido empleados para la elaboración de los diagramas de equilibrio liquido-vapor.

T (°C)	Pv ₁ (kPa)	Pv ₂ (kPa)	x ₁	x ₂	y ₁	y ₂	y _{1+y2}	Act ₁	Act ₂
80,86	101,35	48,598	0,00	1,00	0,000	1,000	1,0002	0,854	1,000
81,10	102,08	49,069	0,05	0,95	0,043	0,957	1,0003	0,863	1,000
81,30	102,70	49,464	0,10	0,90	0,088	0,911	0,9996	0,873	0,999
81,52	103,38	49,902	0,15	0,85	0,135	0,865	0,9999	0,882	0,997
81,72	104,00	50,303	0,20	0,80	0,183	0,817	1,0000	0,891	0,995
81,90	104,56	50,666	0,25	0,75	0,232	0,768	1,0001	0,900	0,992
82,05	105,03	50,970	0,30	0,70	0,283	0,717	1,0000	0,909	0,988
82,19	105,47	51,255	0,35	0,65	0,335	0,666	1,0001	0,919	0,984
82,30	105,81	51,480	0,40	0,60	0,387	0,613	1,0002	0,927	0,978
82,38	106,07	51,645	0,45	0,55	0,441	0,559	1,0002	0,936	0,971
82,43	106,22	51,748	0,50	0,50	0,495	0,505	1,0001	0,945	0,963
82,43	106,22	51,748	0,505	0,495	0,501	0,499	1,0000	0,946	0,962
82,44	106,26	51,768	0,60	0,40	0,605	0,396	1,0004	0,961	0,943
82,38	106,07	51,645	0,65	0,35	0,659	0,341	1,0002	0,969	0,931
82,28	105,75	51,439	0,70	0,30	0,713	0,287	1,0001	0,976	0,917
82,15	105,34	51,174	0,75	0,25	0,766	0,234	1,0002	0,982	0,901
81,97	104,78	50,807	0,80	0,20	0,817	0,183	1,0001	0,988	0,883
81,75	104,09	50,363	0,85	0,15	0,867	0,133	1,0001	0,993	0,863
81,49	103,28	49,842	0,90	0,10	0,914	0,086	1,0001	0,997	0,841
81,19	102,36	49,246	0,95	0,05	0,959	0,041	1,0000	0,999	0,816
80,86	101,35	48,598	1,00	0,00	1,000	0,000	1,0002	1,000	0,788

4.6.2.3 Balance de masa y energía en la zona de enriquecimiento y en la zona de agotamiento

Recta de Operación de enriquecimiento (ROE)



Al finalizar los cálculos mostrados en el Anexo 10, la ecuación de la recta de enriquecimiento es:

$$y_{n+1} = 0,57x_n + 0,43$$

Recta de Operación de Agotamiento (ROA)

Al finalizar los cálculos mostrados en el Anexo 10, la ecuación de la recta de agotamiento es

$$y_{m+1} = 0,57x_m$$

En la Tabla 4.23, se muestra un resumen de las corrientes con sus composiciones molares de la torre de destilación binaria

Tabla 4.23. Resumen de las composiciones de las corrientes de la torre de destilación binaria

Componente	Composición de la corriente V (% n/n)	Composición de la corriente L (% n/n)	Composición de la corriente D (% n/n)	Composición de la corriente W (% n/n)	Composición de la corriente F (% n/n)	Peso molecular (g/mol)
Agua	-	100	-	100	3	18
Ciclohexano	100	-	100	-	97	84,16
Peso Molecular (g/mol)	84,16	18	84,16	18	82,17	

Recta de alimentación

Al finalizar los cálculos mostrados en el Anexo 10, la ecuación de la recta de alimentación es:

$$y = 1 - 0,94x$$

4.6.2.4 Número teórico de platos

Del Anexo 11, se obtiene el resultado del número mínimo de platos teóricos

$$\text{Número mínimo platos} = 9 \text{ platos}$$

4.6.2.5 Balance de energía

Del Anexo 12, donde se muestra el balance de energía se obtiene el calor requerido por el condensador y el calor requerido por el calderín.

Calor requerido por el condensador

$$Q_C = 105,80 \text{ kW}$$

Calor requerido por el calderín

$$Q_R = -587,46 \text{ kW}$$

4.6.2.6 Diámetro de la columna

El cálculo del diámetro de la columna de destilación binaria se muestra en el Anexo 13.

$$\emptyset = 1,14 \text{ m}$$

4.6.2.7 Tipo y diseño de plato

El tipo de plato que se usa es el de caperuza, puesto es el más aplicado en la separación de alcoholes. Con los criterios de la Sección 3.1.8 se tiene lo siguiente.

Numero de pasos

El número de pasos según el flujo de la fase líquida que se encuentra en el rango de 0 a 0,91 m³/s con diámetro de columna igual a 1,3 es del tipo de flujo reverso como se indica en la Tabla 3.4.

Régimen de operación

Ya que el flujo de la fase gaseosa ($G = 1\,537,41$ kg/h) es mayor que el flujo de la fase líquida ($L = 877,47$ kg/h), se considera al régimen de operación como un sistema de aspersión como se presenta en la Tabla 3.4.

Limitantes hidráulicas

El máximo arrastre permisible es del 15 % y el lloqueo 20 %, según los criterios de la Sección 3.1.6.

Tamaño de la caperuza

En la Tabla 3.7, la caperuza tiene un tamaño aproximado de 0,1016 m, puesto que el diámetro de la columna es de 1,3 m.

4.6.2.8 Espesor del cilindro y de las tapas de la torre

En el Anexo 14, se observa el cálculo del espesor total del cuerpo y de las tapas, que conforman la torre de destilación binaria.

Espesor tangencial

$$t = 0,016 \text{ in} = 0,42 \text{ mm}$$

Espesor longitudinal

$$t = 0,008 \text{ in} = 0,21 \text{ mm}$$

Espesor total

$$t = 0,63 \text{ mm}$$

4.6.2.9 Altura total de la torre de destilación binaria

En el Anexo 15, se muestra el cálculo de la altura total de la torre de destilación binaria.

$$Ht = 4 \text{ m}$$

4.6.2.10 Materiales de construcción

Según la Sección 3.1.11, los equipos que involucren procesos que contengan gasolinas y/o compuestos orgánicos, generalmente usan material de construcción al acero inoxidable, ya que no existen registros de pérdidas por corrosión del material.

4.6.3 DIMENSIONAMIENTO DE UN TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE TECHO FLOTANTE CON DOMO GEODÉSICO.

En el Anexo 16 se muestran los cálculos necesarios para el dimensionamiento de un tanque de almacenamiento de techo flotante con domo geodésico, que incluye las dimensiones del envolvente, requerimientos de venteo, número de manways y drenajes, carga total del techo flotante y dimensiones del domo geodésico tanto para el tanque de almacenamiento de materia prima como para el tanque de almacenamiento de etanol anhidro.

4.6.3.1 Dimensiones de los tanque de almacenamiento

Como se observa en las Tabla 4.24 y Tabla 4.25, se tienen todas las dimensiones del tanque de recepción de materia prima y del de almacenamiento de etanol anhidro, como son: volumen, altura, diámetro y volumen nominal.

Tabla 4.24. Dimensiones del tanque de almacenamiento de materia prima

Dimensiones	Valor
Volumen (m ³)	150
Volumen (ft ³)	5 297,2
Altura (ft)	24
Diámetro (ft)	16,77
Altura (m)	7,26
Diámetro (m)	5,07
Volumen nominal (ft ³)	5 297,2
Volumen nominal (BBL)	5 300

Tabla 4.25. Dimensiones del tanque de almacenamiento de etanol anhidro

Dimensiones	Valor
Volumen (m ³)	100
Volumen (ft ³)	3 531,47
Altura (ft)	24
Diámetro (ft)	13,69
Altura (m)	7,26
Diámetro (m)	4,14
Volumen nominal (ft ³)	3 531,47
Volumen nominal (BBL)	3 550

4.6.3.2 Requerimientos de venteo

A continuación en la Tabla 4.26, se observan los resultados del requerimiento de venteo para el tanque de almacenamiento de materia prima. En la Tabla 4.27 se observan los requerimientos de venteo para el tanque de almacenamiento de etanol anhidro.

Tabla 4.26 Requerimientos de venteo del tanque de almacenamiento de materia prima

Tipo de venteo	Flujo (BPH)
Inbreathing	37,01
Outbreathing	79,32
Venteo de emergencia	329 339,00

Tabla 4.27 Requerimientos de venteo del tanque de almacenamiento de etanol anhidro

Tipo de venteo	Flujo (BPH)
Inbreathing	35,50
Outbreathing	76,07
Venteo de emergencia	307 627,00

Tabla 4.28 Características adicionales del tanque de almacenamiento de materia prima

Característica	Valor
Número de manyas en el cuerpo	1,0
Número de manyas en el techo	1,0
Drenajes	1,0
Carga total del techo de membrana flotante (kPa)	16,0
Diámetro del domo geodésico (m)	4,5

Tabla 4.29 Características adicionales del diseño del tanque de almacenamiento de etanol anhidro

Característica	Valor
Número de manyas en el cuerpo	1,0
Número de manyas en el techo	1,0
Drenajes	1,0
Carga total del techo de membrana flotante (kPa)	16,0
Diámetro del domo geodésico (m)	3,75

4.6.4 DIMENSIONAMIENTO DE UN DECANTADOR HORIZONTAL

En el Anexo 17, se muestra el ejemplo de cálculo del dimensionamiento del decantador horizontal. Con la misma metodología se realizó el cálculo de las dimensiones de los tanques de reflujo de la columna deshidratadora y de la columna recuperación binaria. En la Tabla 4.30 se observan las dimensiones del decantador horizontal. En la Tabla 4.31, las dimensiones del tanque de reflujo de la torre de destilación multicomponente. En la Tabla 4.32, las dimensiones del tanque de reflujo de la columna de destilación binaria.

Tabla 4.30. Dimensiones del decantador horizontal

Tipo	Recipiente horizontal
Capacidad operación	10,0 m ³
Capacidad nominal	12,0 m ³
Diámetro	2,0 m
Longitud	4,0 m
Altura tapas	0,5 m

Tabla 4.31. Dimensiones del tanque de reflujo de la columna deshidratadora

Tipo	Recipiente horizontal
Capacidad operación	25,0 m ³
Capacidad nominal	25,0 m ³
Diámetro	2,5 m
Longitud	5,0 m
Altura tapas	0,75 m

Tabla 4.32. Dimensiones del tanque de reflujo de la columna recuperadora

Tipo	Recipiente horizontal
Capacidad operación	25 m ³
Capacidad nominal	25 m ³
Diámetro	2,5 m
Longitud	5 m
Altura tapas	0,75 m

4.6.5 DIMENSIONAMIENTO DE LAS TUBERÍAS

Se presenta la Tabla 4.33, la lista de las tuberías dimensionadas e identificadas en la planta de destilación para la obtención de etanol anhidro.

Tabla 4.33. Detalle de las dimensiones y códigos de líneas usados en la planta de destilación de etanol anhidro.

Corriente	Servicio	Código Proceso	CÓDIGO LÍNEA
1	Etanol extraneutro al 96 % w/w	EL	1 1/4 "- EL-101-CS
2	Etanol extraneutro al 96 % w/w	EL	1 "- EL-102-CS
3	Etanol anhidro	EL	1 "- EL-103-CS
4	Etanol anhidro	EL	1 1/4 "- EL-104-CS
5	Etanol anhidro	EL	1 "- EL-105-CS
6	Etanol anhidro	EL	1/2"-EL-106-CS
7	Etanol anhidro	EL	1/2"-EL-107-CS
8	Fase acuosa Fase orgánica	P	1 1/4 "- P-108-CS
9	Fase acuosa Fase orgánica	P	1 1/4 "- P-109-CS
10	Fase acuosa	P	1 "- P-110-CS
11	Retorno a la columna	P	1 1/4 "-P-111-CS
12	Retorno a la columna	P	1 "- EL-P-112-CS
13	Destilado Columna Deshidratadora	LC	1 1/4 "- LC-113-CS
14	Fase acuosa	P	3/8"-P-114-CS
15	Fase orgánica	P	1 1/4 "- P-115-CS
16	Fase orgánica	P	1 "- P-116-CS
17	Ciclohexano recuperado	P	1 1/4 "-P-117-CS
18	Ciclohexano recuperado	P	1 1/4 "-P-118-CS
19	Ciclohexano recuperado	P	1 1/4 "-P-119-CS
20	Reflujo de Ciclohexano	P	1 1/4 "-P-120-CS
21	Ciclohexano destilado	LC	1 "- EL-P-121-CS
22	Ciclohexano	P	1 1/4 "- P-122-CS
23	Ciclohexano	P	1 "- EL-P-123-CS
24	Reciclo de Ciclohexano	P	1 1/4 "-P-124-CS
25	Agua (Flegmasa)	PW	3/8"-PW-125-CS

Tabla 4.34. Detalle de las dimensiones y códigos de líneas usados en la planta de destilación de etanol anhidro, continuación...

Corriente	Servicio	Código Proceso	CÓDIGO LÍNEA
26	Agua (Flegmasa)	PW	3/8"-PW-126-CS
27	Agua (Flegmasa)	PW	3/8"-PW-127-CS
28	Agua (Flegmasa) Descarga	BW	3/8"-PW-128-CS
29	Agua de enfriamiento	SW	1 1/4 "-SW-129-CS
30	Agua de alimentación	RW	1 1/4 "-SW-130-CS
31	Agua de enfriamiento	SW	1 "-SW-131-CS
32	Agua de alimentación	BW	1 "-BW-132-CS
33	Vapor de Caldera	LS	3/4"-LS-133-CS
34	Condensado	LC	3/4"-LC-134-CS
35	Vapor de Caldera	LS	3/4"-LS-135-CS
36	Vapor de Caldera	LS	3/4"-LS-136-CS
37	Condensado	LC	3/4"-LC-137-CS
38	Vapor de Caldera	LS	3/4"-LS-138-CS
39	Condensado	LC	3/4"-LC-139-CS

4.6.6 DIMENSIONAMIENTO DE BOMBAS

En la Tabla 4.35, se muestra la potencia y el flujo volumétrico de cada una de las bombas necesarias para el proceso de deshidratación de etanol, y en la Tabla 4.36, se muestran las dimensiones de cada una de las bombas.

Tabla 4.35. Flujo volumétrico y potencia de bombas

BOMBA	Flujo másico (kg/h)	Flujo volumétrico (m ³ /h)	Flujo volumétrico (gpm)	Flujo volumétrico (l/h)	Potencia (kW)	Potencia (HP)
P-101	830	1,05	4,63	1051,96	0,6	0,80
P-102	796	1,01	4,44	1008,87	0,6	0,80
P-103	4686,81	5,94	26,14	5940,19	1,1	1,48
P-104	24,6	0,03	0,14	31,18	0,6	0,80
P-105	4675,56	5,93	26,07	5925,93	1,1	1,48
P-106	4675,56	5,93	26,07	5925,93	1,1	1,48

Tabla 4.36. Dimensiones de bombas dispuestas en la planta de destilación para la obtención de etanol anhidro

BOMBA	DIMENSIONES		
	Altura mm	Ancho mm	Profundidad mm
P-101	340	240	490
P-102	340	240	490
P-103	340	320	440
P-104	340	240	490
P-105	340	320	440
P-106	340	320	440

4.7 ESPECIFICACIONES TÉCNICAS DE LOS EQUIPOS

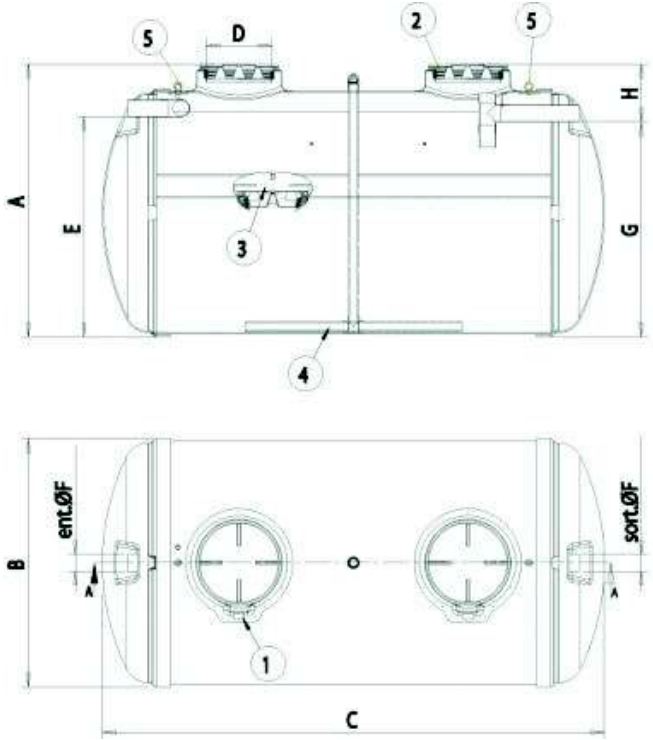
Hoja de especificación técnica 1. Especificaciones técnicas de la columna deshidratadora

Nombre del equipo: Torre de destilación azeotrópica (Columna deshidratadora)		
Fabricante: TOMSA DESTIL.	Modelo: N/A	Material de construcción: Acero inoxidable 304
		Número en planta: 101
Dimensiones: Altura: 19, 18 m Diámetro 1,3 m Volumen 25, 45 m ³		Parámetros de diseño Presión interna 55 psig Presión exterior: presión atmosférica Temperatura Máxima 276 °F Corrosión 2mm Tipo de pared: delgada Estrés de Tracción (S) 23630 psi Tipo de tapas: torisféricas Número de platos: 44 Tipo de plato: caperuza Flujo de líquido: tipo reverso Espaciamiento entre platos: 40 cm Régimen de operación: emulsión Tamaño de la caperuza: 0,1016 mm
Principio de funcionamiento: A la columna de destilación azeotrópica ingresa una corriente de etanol extra neutro con una concentración de aproximadamente 96 % w/w. El vapor que asciende del calderín permite la formación de vapores alcohólicos para la separación. En forma continua una corriente de ciclohexano recuperado como agente de extracción es alimentada a la columna, lo cual genera dos fases, una acuosa y otra orgánica. Posterior a ello se produce la separación del etanol con una concentración del 99,8 % w/w y una corriente rica en ciclohexano que es enviada a la siguiente columna para su recuperación.		
Modalidad de operación: Opera en modo continuo.		

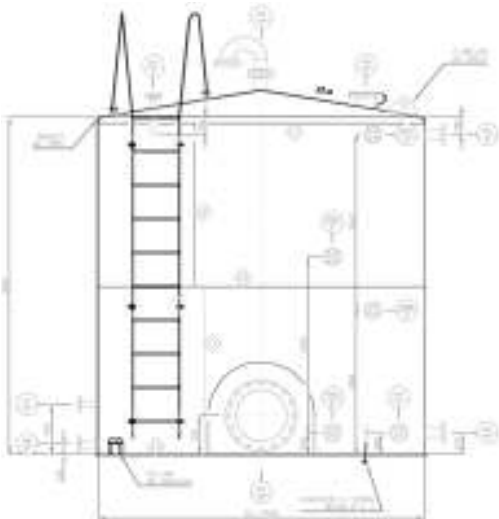
Hoja de especificación técnica 2. Especificaciones técnicas de la columna recuperadora

Nombre del equipo: Torre de destilación binaria (columna recuperadora)		
Fabricante: TOMSA DESTIL.	Modelo: N/A	Material de construcción: Acero inoxidable 304
		Número en planta: 102
Dimensiones: Altura: 4,5 m Diámetro 1,3 m Volumen 6 m ³	Parámetros de diseño: Presión interna: 55 psig Presión exterior : presión atmosférica Temperatura máxima: 225°F Espesor de corrosión: 2 mm Tipo de pared: Delgada Estrés de Tracción (S) 23630 psi Tipo de tapas: torisféricas Número de platos: 9 Tipo de plato: caperuza Flujo de líquido: tipo reverso Espaciamiento entre platos: 40 mm Régimen de operación: burbujas Tamaño de la caperuza: 0,1016 mm	
<p>Principio de funcionamiento: Del decantador se alimenta una corriente orgánica, rica en ciclohexano con un bajo contenido de agua. Los dos componentes son separados gracias a la diferencia de sus puntos de ebullición. Se obtienen dos corrientes una con ciclohexano puro que es recirculada a la columna de deshidratación y una de agua que es recirculada al rehervidor para aprovechar su temperatura de salida.</p>		
<p>Modalidad de operación: Opera en modo continuo.</p>		
<p>El diagrama ilustra el proceso de destilación en una columna binaria. En la parte superior, un decantador alimenta la columna con un líquido L. La columna está dividida en tres secciones. En la sección superior, el líquido L fluye hacia abajo y el vapor G hacia arriba. En la sección intermedia, el líquido L' fluye hacia abajo y el vapor G' hacia arriba. En la sección inferior, el líquido L_B fluye hacia abajo y el vapor H_B hacia arriba. El producto superior D_i, x_D, H_D es recirculado por un calentador Q_c. El producto inferior W, x_W, H_W es recirculado por un calentador Q_w. Se indican también los flujos de alimentación F, x_F, H_F y los flujos de líquido L_0 y H_0.</p>		

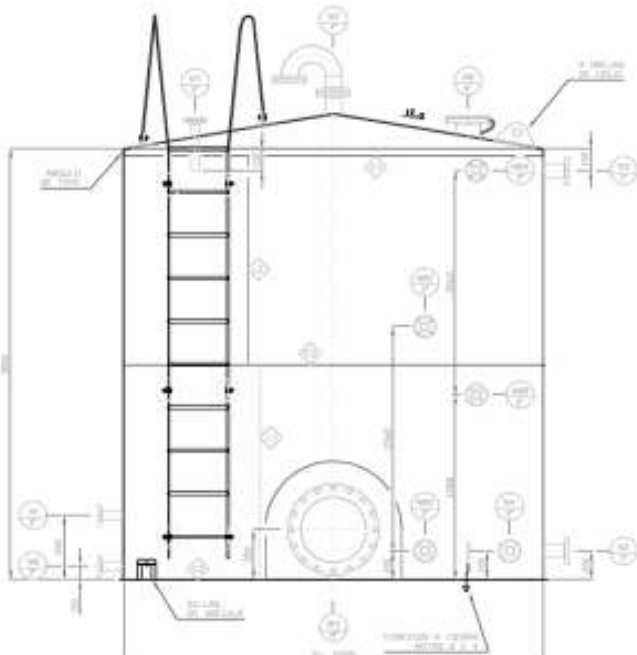
Hoja de especificación técnica 3. Especificaciones técnicas del decantador

Nombre del equipo: Decantador		
Fabricante: TENCA S.A	Modelo: N/A	Material de construcción: Acero inoxidable
		Número en planta: 101
Dimensiones: Altura: 4,0 m Diámetro: 2,0 m Volumen: 12 m ³		Parámetros de diseño: Presión interna: 39 psig Presión exterior : presión atmosférica Temperatura máxima: 125°F Espesor de corrosión: 2 mm Estrés de Tracción (S): 23630 psi Soportes tipo montura Tipo de tapas: elipsoidal
Principio de funcionamiento: A este recipiente horizontal ingresa la corriente del destilado proveniente de la columna de deshidratación, que está compuesta por una parte orgánica en su mayoría y una fase acuosa, estas fases son separadas por la diferencia de pesos específicos de sus componentes.		
Modalidad de operación: Opera en modo continuo.		
 <p>The technical drawing consists of two views of a horizontal cylindrical decanter. The top view is a front elevation showing the cylindrical body with two elliptical end caps. It includes dimensions A (total height), E (height to the top of the shell), G (height to the top of the support structure), and H (height to the top of the end caps). Numbered callouts 1 through 5 identify various components: 1 is a central internal component, 2 is a top cap, 3 is a central support structure, 4 is a bottom support structure, and 5 is a top cap. The bottom view is a side elevation showing the cylindrical body with two circular end caps. It includes dimensions B (width of the end caps), C (length of the cylindrical body), and labels 'ent.LOF' and 'sot.LOF' indicating inlet and outlet ports.</p>		

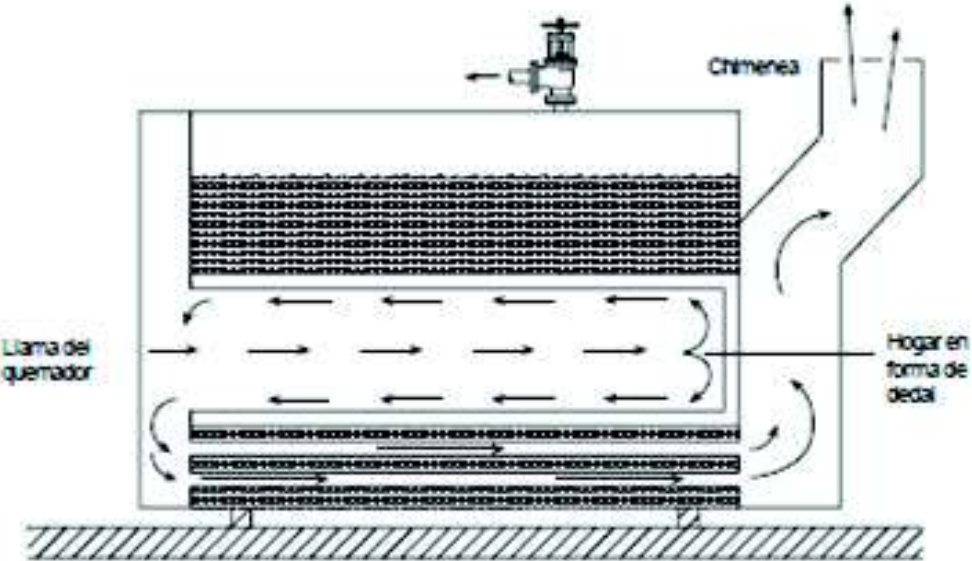
Hoja de especificación técnica 4. Especificaciones técnicas del tanque de almacenamiento de materia prima

Nombre del equipo: Tanque de almacenamiento de etanol anhidro		
Fabricante: TENCA S.A	Modelo: N/A	Material de construcción: Acero inoxidable 304
		Número en planta: 101
Dimensiones: Altura: 7 m Diámetro: 4 m Volumen: 100 m ³		Parámetros de diseño: Presión interna: 39 psig Presión exterior : presión atmosférica Temperatura Máxima: 125°F Corrosión: 2 mm Estrés de Tracción (S): 23 630 psi <i>Inbreathing</i> : 37,01 bph <i>Outbreathing</i> : 79,32 bph SCFH: 329 339 ft ³ /h <i>Manways</i> : 1 <i>Manways en el techo</i> : 1 Drenajes: 1
Principio de funcionamiento: El tanque de almacenamiento de etanol anhidro es un tanque de domo geodésico con techo flotante. El domo geodésico permite minimizar las pérdidas por volatilización del contenido. Al ser un techo flotante permite el desplazamiento del líquido inflamable de manera segura, además que contribuye al control de las pérdidas por evaporación.		
Modalidad de operación: Opera en modo "batch"		
		

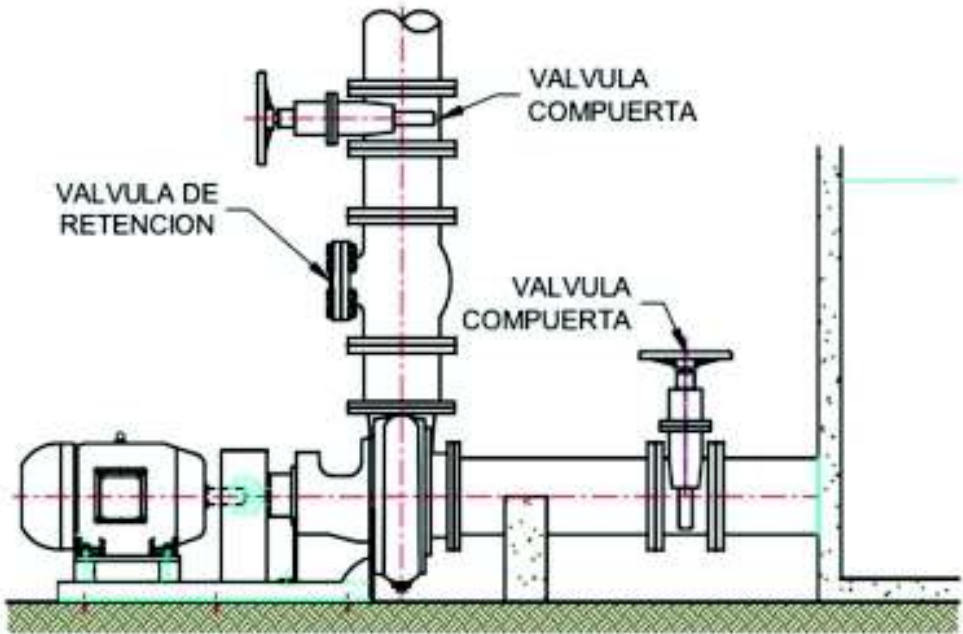
Hoja de especificación técnica 5. Especificaciones técnicas del tanque de almacenamiento de etanol anhidro

Nombre del equipo: Tanque de almacenamiento de materia prima		
Fabricante: TENCA S.A	Modelo: N/A	Material de construcción: Acero inoxidable 304
		Número en planta: 101
Dimensiones: Altura: 7 m Diámetro: 5 m Volumen: 150 m ³		Parámetros de diseño: Presión interna: 39 psig Presión exterior : presión atmosférica Temperatura máxima: 125°F Espesor de Corrosión: 2 mm Estrés de Tracción (S): 23630 psi Inbreathing: 35,5 bph Outbreathing: 76,07 bph SCFH: 307 627 ft ³ /h Manways: 1 Manways en el techo: 1 Drenajes: 1
Principio de funcionamiento: El tanque de almacenamiento de materia prima, es en el cual se recepta la materia prima que es etanol rectificado con una concentración 96 % w/w. El tanque cuenta con un techo flotante interno que permite minimizar las pérdidas del contenido por el tiempo de residencia del líquido dentro del mismo, además que los requerimientos de venteo garantizan el almacenamiento correcto de la materia prima.		
Modalidad de operación: Opera en modo “batch”		
 <p>The diagram is a detailed technical cross-section of a storage tank. It shows a floating roof mechanism at the top, supported by vertical columns. A central ladder provides access to the roof. The tank is equipped with numerous pipes, valves, and instruments, including a manway on the roof and a drainage system at the bottom. The drawing is labeled with various technical specifications and component names in Spanish.</p>		

Hoja de especificación técnica 6. Especificaciones técnicas de la caldera pirotubular

Nombre del equipo: Caldera Pirotubular		
Fabricante:	Modelo:	Material de construcción: Acero inoxidable 304 Código: ASME VII DIV.1
CLAYTON	N/A	Número en planta: 1
Dimensiones: Altura: 2,7 m Ancho: 1,3 m Largo: 1,7 m Peso: 1 725 kg		Parámetros de diseño: Presión operación máxima: 58,75 psig Temperatura máxima 290°F Potencia: 7,90 kW
<p>Principio de funcionamiento: Este equipo permite la generación de vapor saturado para la operación de las torres de destilación. El vapor se produce por el intercambio de calor entre los gases de combustión que circulan por los tubos y el agua que ingresa al caldero en contra corriente. La generación de vapor se realiza por convección.</p>		
Modalidad de operación: Opera en modo Opera en modo "batch"		
 <p>El diagrama ilustra el interior de una caldera pirotubular. En la parte inferior, se encuentra un hogar en forma de U que contiene una llama del quemador. Los gases de combustión fluyen horizontalmente a través de los tubos que forman el cuerpo de la caldera. A la derecha, una chimenea permite la salida de los gases. El agua se calienta en el interior de la caldera por convección.</p>		

Hoja de especificación técnica 7. Especificaciones técnicas de la bomba centrífuga

Nombre del equipo: Bomba centrífuga		
Fabricante:	Modelo:	Material de construcción: Acero inoxidable 304 Código: ASME VII DIV.1
TECNA S.A.	N/A	Número en planta: 1
Dimensiones: Altura: 240 mm Ancho: 240 mm Largo: 490 mm		Parámetros de diseño: Presión operación máxima: 55 psig Temperatura máxima: 276°F Potencia: 0,6 kW
<p>Principio de funcionamiento: Las bombas centrífugas permiten el transporte de los distintos fluidos que circulan entre procesos y equipos, la energía mecánica producida por el motor eléctrico se convierte en energía cinética que permite el movimiento del fluido.</p>		
Modalidad de operación: Opera en modo continuo.		
 <p>El diagrama muestra un corte transversal de una bomba centrífuga instalada en un sistema de tuberías. A la izquierda, un motor eléctrico está conectado a la bomba. Una tubería vertical sube desde la bomba y tiene una 'VALVULA DE RETENCION' (válvula de retención) y una 'VALVULA COMPUERTA' (válvula compuerta) en su parte superior. Una tubería horizontal sale de la bomba hacia la derecha, pasando por otra 'VALVULA COMPUERTA' antes de entrar en un tanque o depósito. Una línea roja horizontal indica el nivel de fluido en el tanque.</p>		

5 ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD ECONÓMICA

Junto con el diseño de la planta de deshidratación de etanol, es necesario evaluar su prefactibilidad económica. Con este fin se debe considerar en primer lugar las inversiones y gastos iniciales de operación, que serán incluidos en los costos fijos, así como los posibles costos variables como son el consumo de agua o energía eléctrica, además de la mano de obra. También se presentan los indicadores económicos como son la Tasa Interna de Retorno (TIR) y el Valor Actual Neto (VAN). Además del punto de equilibrio para la producción.

5.1 INVERSIONES

Para iniciar con la producción de etanol deshidratado es necesario considerar los costos de materia prima, mano de obra, construcción e instalación de equipos, costos de terreno donde será ubicada la planta, insumos, reactivos y equipos auxiliares.

A pesar que se recupera casi en su totalidad el ciclohexano para ser reutilizado, en los posteriores procesos de deshidratación, se presentan pérdidas, por lo que el flujo de ciclohexano que debe ser alimentado como compensación es de 0,855 kmol/h, lo que es equivalente a 2210 L/día de ciclohexano (Bastidas et al., 2010).

En la Tabla 5.1, se muestran los costos de materia prima que se utilizarán para la deshidratación de etanol en la fase de arranque de la planta.

Tabla 5.1 Costo de Materia Prima e insumos para el proceso de deshidratación de etanol

No.	Materia Prima	Cantidad (L/día)	Costo (USD/L)	Costo Total (USD)
1	Alcohol Rectificado extraneutro 96,5 % w/w	25 000,00	0,80	20 000, 00
2	Ciclohexano	2 210,00	200,00	442 000, 00
Total				462 000, 00

5.2 COSTOS FIJOS Y COSTOS VARIABLES

5.2.1 COSTOS FIJOS

Los costos fijos de la planta de deshidratación de etanol son aquellos que permaneces constantes independientemente del nivel de producción de la planta de deshidratación (Cuevas, 2001). En esta Sección se consideran los salarios de los trabajadores, esto incluye los beneficios de ley como son afiliación al Seguro Social, décimo tercer sueldo y décimo cuarto sueldo. Los días laborables de la planta son los 360 días del año, las 24 horas al día, por lo que se establece el trabajo en tres turnos de 8 horas cada día para los operadores de los equipos principales.

Se considera las horas de trabajo en la noche, los días feriados laborados y horas extras para calcular el total del salario, se asume que representa un incremento del 25% en el salario establecido (Romero, 2016).

En la Tabla 5.3 se presentan los costos anuales de nómina de la Planta de deshidratación de etanol que ascienden a 394 056,80 USD por año, sin considerar los incrementos salariales debido a la inflación.

En los costos fijos es necesario también tomar en cuenta los denominados comprometidos, que son los que se relacionan con la inversión en planta como son equipos y estructura.

En esta Sección se deben incluir la depreciación de las instalaciones (edificios y equipos), seguros y salarios administrativos.

En la Tabla 5.2, se indican los costos aproximados de los equipos principales que componen la planta de destilación, los costos son de equipos completamente nuevos y están calculados mediante indicadores que relaciona, peso, área, capacidad, material de fabricación y condiciones de operación.

Tabla 5.2. Costos fijos de equipos, sin IVA

CÓDIGO	EQUIPO	COSTO (USD)
C-101	Columna Deshidratadora	4 367 548,15
TK-101	Tanque de recepción de materia prima	49 755,10
E-102	Intercambiador de calentamiento	79 191,10
E-101	Intercambiador de enfriamiento	6 339,25
V-101	Tanque de Reflujo	39 317,90
TK-102	Tanque de almacenamiento	48 654,50
S-101	Decantador	39 317,90
C-102	Columna Recuperadora	89 341,60
E-104	Intercambiador de calentamiento	79 191,10
E-103	Intercambiador de enfriamiento	6 339,25
V-102	Tanque de Reflujo	39 317,90
E-105	Intercambiador de calentamiento	79 191,10
P-101	Bomba de alimentación	3 562,73
P-102	Bomba de producto terminado	3 562,73
P-103	Bomba de reflujo	4 339,71
P-104	Bomba de alimentación a la columna	3 562,73
P-105	Bomba de reflujo	4 339,71
P-106	Bomba de recirculación	4 339,71
Total por Equipo		10 116 418,83

En la Tabla 5.3., se observa el costo anual de nómina del personal que trabajaría en la planta. En la Tabla se incluye los suelos, el aporte del IESS, fondos de reserva y otros beneficios.

Tabla 5.3. Costo Anual de la nómina de personal

Cargo en la planta	Salario Mensual (USD)	Bonificaciones (USD)	Aporte Patronal IESS (USD)	Total mensual por empleado (USD)	Total anual por empleado (USD)	Décimo Tercero Sueldo (USD)	Décimo Cuarto Sueldo (USD)	Fondo de Reserva (USD)	Total Beneficios de ley (USD)	Número de empleados	Total Anual
Operador de Columnas de destilación	1000,00	250,00	111,50	1361,50	16 338,00	1000,00	375,00	1000,00	2375,00	6	112 278,00
Supervisor de planta	2000,00	500,00	223,00	2723,00	32 676,00	2000,00	375,00	2000,00	4375,00	2	74 102,00
Ingeniero Electrónico y de Instrumentación	1500,00	375,00	167,25	2042,25	24 507,00	1500,00	375,00	1500,00	3375,00	1	27 882,00
Ingeniero Mecánico y de Mantenimiento	1800,00	450,00	200,70	2450,70	29 408,40	1800,00	375,00	1800,00	3975,00	1	33 383,40
Ingeniero Eléctrico	1500,00	375,00	167,25	2042,25	24 507,00	1500,00	375,00	1500,00	3375,00	1	27 882,00
Despachadores	800,00	200,00	89,20	1089,20	13 070,40	800,00	375,00	800,00	1975,00	3	45 136,20
Guardias de seguridad	700,00	175,00	78,05	953,05	11 436,60	700,00	375,00	700,00	1775,00	3	39 634,80
Personal Administrativo	900,00	225,00	100,35	1225,35	14 704,20	900,00	375,00	900,00	2175,00	2	33 758,40
										TOTAL	394 056,80

5.2.2 COSTOS VARIABLES

Los costos variables son aquellos que dependen en forma directa de la producción de la Planta de Deshidratación de etanol. Entre estos gastos se coloca la materia prima, insumos, servicios auxiliares, como agua, energía eléctrica y combustibles que están relacionados a la potencia de los equipos.

El consumo de energía eléctrica se muestra en la Tabla 5.4. Además, en la Tabla 5.5 se observan los costos variables para la obtención de etanol anhidro.

Tabla 5.4. Consumo de energía eléctrica según la aplicación

Maquinaria/ Equipo	Tiempo de operación (h)	Potencia (kW)	Consumo Energético (kW-h)/día
P-101	24	0,6	14,40
P-102	24	0,6	14,40
P-103	24	1,1	26,40
P-104	24	0,6	14,40
P-105	24	1,1	26,40
P-106	24	1,1	26,40
Intercambiadores de calentamiento	8	663,2	5 305,60
intercambiadores de enfriamiento	8	233,2	1 865,60
Válvulas e instrumentación	24	60	1 440,00
			8 733,60

Tabla 5.5. Costos variables en la obtención de etanol anhidro en un año de producción.

Costo Variable	Cantidad	Costo Unitario	Monto
Materia Prima	9 000 000,00 L	0,80	7 200 000, 00
Insumos	2 210 L	200,00	442 000,00
Agua	2 692,80 m3	0,48	1 292,54
Energía eléctrica	3 144 096,00 kW-día	0,12	377 291,52
Combustible	40 069,36 gal	0,29	11 620,11
Total gastos de procesamiento			8 032 204,18

5.3 VENTAS

La planta de deshidratación de etanol tiene como producto final, el etanol anhidro cuyo precio en el mercado es de aproximadamente 0,9 USD/L (NTE INEN 2478, 2009). En la Tabla 5.6 se observa el flujo másico por hora y luego por año con sus respectivos ingresos en el primer año. Para los próximos años se considera una proyección de crecimiento en el parque automotor del 8% anual.

Tabla 5.6 Ingresos por ventas de etanol anhidro en el primer año de producción.

Producto	Flujo másico kg/h	Producción año (kg/año)	Precio USD/L	Ingreso por ventas
Etanol Anhidro	796	6 877 440	0,90	7 842 006,84

5.4 FLUJO DE CAJA E INDICADORES ECONÓMICOS DE RENTABILIDAD

En la Tabla 5.7, se observa los indicadores económicos de rentabilidad, donde se tiene que la Tasa Interna de Retorno es del 30%, con los que el proyecto es rentable en un tiempo de evaluación de 5 años. El valor presente neto es positivo, con un valor de 700 076,31 USD; con lo que este proyecto se considera económicamente viable para su aplicación. En la Tabla 5.8, se observa el flujo de caja de la planta de destilación para la obtención de etanol anhidro.

Tabla 5.7. Indicadores económicos de rentabilidad

Indicador	Valor
Tasa de interés	15%
TIR	30%
VPN	\$ 700 076,31

Tabla 5.8. Flujo de caja de la planta de destilación para la obtención de etanol anhidro

Descripción del Aporte	Año 0	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5
Inversión Inicial	1 016 418,83					
Ingreso bruto de venta de etanol anhidro		7 842 006,84	8 469 367,39	9 146 916,78	9 878 670,12	10 668 963,73
Costo de procesamiento		8 032 204,18	8 032 204,18	8 032 204,18	8 032 204,18	8 032 204,18
Ingresos neto por la venta de etanol		190 197,34	437 163,21	1 114 712,60	1 846 465,94	2 636 759,55
Depreciación maquinaria y construcción		165 417,48	165 417,48	165 417,48	165 417,48	165 417,48
Utilidad bruta		355 614,82	271 745,73	949 295,12	1 681 048,46	2 471 342,07
Impuesto a la renta (25%)		88 903,71	67 936,43	237 323,78	420 262,12	617 835,52
Utilidad menos impuestos		266 711,12	203 809,30	711 971,34	1 260 786,35	1 853 506,55
Depreciación maquinaria y construcción		165 417,48	165 417,48	165 417,48	165 417,48	165 417,48
Valor residual						189 331,41
Flujo de Caja	1 016 418,83	101 293,63	369 226,78	877 388,82	1 426 203,83	2 208 255,45

6 REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. Almengló, F. (2007). Diseño de la unidad de separación de la corriente dimetil éter, metanol y agua. España.
2. Aluminum Association . (2011). Aluminum domes roof specification . USA.
3. Andes, E. (2014). *La tercera gasolina más barata de Suramérica se consume en Ecuador*. Recuperado de <http://www.andes.info.ec/es/noticias/tercera-gasolina-mas-barata-suramerica-consume-ecuador.html> (Octubre, 2016)
4. ANSI/ISA. (1992). *Normas ANSI/ISA para Instrumentación, símbolos e identificaciones.* _Recuperado_de:http://www.unet.edu.ve/~nduran/Lab_Ins_con/IC_L_P1_Normas%20ISA%20Universidad%20FSM.pdf (Julio, 2016)
5. API 2000. (2012). Venting Atmospheric and Low-Pressure Storage Tanks.
6. API 650. (2012). Welded Tanks for Oil Storage. USA, USA. Obtenido de <http://www.api.org/~media/Files/Publications/Whats%20New/650%20e12%20PA.pdf>
7. Arroyave, D., Suárez, W., Ospina, C., y González, M. (2004). Análisis Energético y Exergético de una Torre de Destilación. *Enérgica* 32, 51-62.
8. ASME. (2003). Boiler and pressure Vessel Code, Division 1, Section VIII, The American Society of mechanical engineer.
9. Banco Central del Ecuador. (2016). *Estadísticas de comercio exterior*. Recuperado de <https://www.bce.fin.ec/index.php/c-externo> (Marzo, 2017)
10. Bastidas, P., Gil, I., y Rodriguez, G. (2010). *Comparison of the main ethanol dehydration technologies through process simulation*. Recuperado de Elsevier: https://s3.amazonaws.com/academia.edu.documents/44457509/Comparison_of_the_main_ethanol_dehydrati20160405-12014-1axx41a.pdf?AWSAccessKeyId=AKIAIWOWYYGZ2Y53UL3A&Expires=1507150093&Signature=zHSPtf4L4mf6RhKxrZ09L8M4qk%3D&response-content-disposition=inline (Marzo, 2017)

11. Bernal, B., y Gerardo, D. (2011). *Análisis y Diseño de Platos y Columnas de Platos*. Bogotá: Universidad Nacional de Colombia.
12. Blanco, J. (2011). Automatización y control regulatorio de una columna de destilación extractiva nivel planta piloto para la producción de etanol anhidro. Colombia.
13. Carreón , O., Ramos, A., Centeno, L., y Martínez, A. (2009). *Etanol Carburante*.
Recuperado_de_ http://www.smbb.com.mx/revista/Revista_2009_3/Etanol_Carburante.pdf (Octubre, 2016)
14. Cerpa, M. (2005). *Producción del etanol anhidro como aditivo para la gasolina a partir de la caña de azúcar de la región del río Huallaga*.
Recuperado_de_ https://www.researchgate.net/publication/230759442_Produccion_del_etanol_anhidro_como_aditivo_para_la_gasolina_a_partir_de_la_cana_de_azucar_de_la_region_del_rio_Huallaga (Julio, 2016)
15. Cevallos, J. (2015). *Consumo de combustible del transporte terrestre en Ecuador*. Recuperado_de_ [http://ceproec.iaen.edu.ec/download/wps\(2\)/2015_05.pdf](http://ceproec.iaen.edu.ec/download/wps(2)/2015_05.pdf) (Enero, 2016).
16. Chattopadhyay, P. (2012). *Distillation Engineering Handbook*. New Delhi: Tata McGraw Hill Education Private Limited.
17. CINCAE. (2015). *Producción de caña de azúcar: Informe anual 2015*.
Recuperado de <http://cincae.org/wp-content/uploads/2013/04/Informe-Anual-2015.pdf> (Febrero, 2017)
18. Couper, J. (2015). Cost of individual equipment. En *Chemical process equipment: selection and design* (págs. 719-728). Elsevier.
19. Cuevas, C. (2001). *Contabilidad de Costos*. México: Pearson Education.
20. Fedebiocombustibles. (2017). *Preguntas frecuentes de los Biocombustibles*.
Recuperado de <http://www.fedebiocombustibles.com/nota-web-id-923.htm> (Mayo, 2017)

21. Figueroa, F. (2008). *"Tablero de comando" para la promoción de los biocombustibles en Ecuador.* Recuperado de CEPAL: http://www.cepal.org/cgi_bin/getProd.asp?xml=/publicaciones/xml/9/33219/P33219.xml&xsl=/tpl/p9f.xsl&base=/publicaciones/top_publicaciones.xslt (Febrero, 2016)
22. GlobalPetrolPrices. (noviembre de 2016). *Gasoline prices, liter.* Recuperado de http://www.globalpetrolprices.com/gasoline_prices/ (Noviembre, 2016)
23. Henley, E., y Seader, J. (2000). *Operaciones de separación por etapas de equilibrio en ingeniería química.* México: Reverté.
24. IICA. (2007). *Atlas de la agroenergía y los biocombustibles en las Américas: etanol.* Recuperado de <http://www.iica.int/es> (Noviembre, 2016)
25. ILCE. (2016). *La energía.* Obtenido de http://bibliotecadigital.ilce.edu.mx/sites/ciencia/volumen3/ciencia3/159/htm/sec_6.htm
26. King, J. (2003). *Procesos de Separación.* New York: Reverté .
27. Kuan , S. (2009). *Design, Construction and Operation of the Floating Roof Tank.* Southern Queensland , Australia.
28. Lasso, L., Cruz, G., y Haro, R. (2005). Zonificación agroecológica de tres cultivos estratégicos: maíz, arroz, caña de azúcar en la Cuenca baja del río Guayas. *Cepeige*: , 30-42.
29. Lauzurique , Y., Zumalacárregui, L., Pérez , O., y Curbelo , A. (2016). Recuperado de http://www.scielo.org.ar/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S1851-17162016000200015 (Marzo, 2017)
30. Ludwig, E. (1994). *Applied Process Design for chemical and petrochemical plants.* Houston: Elsevier Science .
31. MAGAP. (2008). *Plan Nacional de Reactivación del sector Agropecuario 2007-2011.* Recuperado de <https://es.scribd.com/document/72871785/Plan-Nacional-de-Reactivacion-Agropecuaria-2008-2011> (Diciembre, 2015)

32. MAGAP. (2015). *Ministerio de Agricultura, Ganadería y Pesca*. Recuperado, de www.agricultura.gob.ec (Enero, 2017)
33. Massa, J., Giro, A., y Giudici, A. (2015). Recipientes de Presión. *Comendio de Cálculo, Estructural II*, 371-397.
34. MCPEC, M. (enero de 2016). Proyecto Ecopaís. Guayaquil, Ecuador.
35. Molina, A. (2015). *Adios a la gasolina de bajo octanaje*. Obtenido de <http://inteligenciapetrolera.com.co/inicio/adios-a-la-gasolina-de-bajo-octanaje-ecuador-ahorrara-us-361-millones-en-importacion-de-combustibles-por-victor-hugo-araujo/>
36. Muñoz, J. (2013). *Perspectivas de las energías renovables en el Ecuador.*,_de_ <https://es.slideshare.net/jorgemunozv/matriz-energetica-ecuatoriana-v2-24655349> (Mayo, 2016)
37. Novoa, E. (2012). *El transporte en la matriz energética del Ecuador*. Obtenido_de_ http://www.iner.gob.ec/wp_content/uploads/downloads/2013/05/MICSE_Eduardo_Novoa.pdf
38. NTE INEN 2478. (2009). *Etanol Anhidro, Requisitos*. Quito, Ecuador.
39. OLADE. (2015). *Estado del desarrollo de Biocombustibles en el Ecuador*. Recuperado_de_ <http://www.olade.org/wp-content/uploads/2015/06/3-VICTOR-PAREDES-ESTADO-DEL-DESARROLLO-DE-BIOCOMBUSTIBLES-EN-EL-ECUADOR-.pdf> (Octubre,2016)
40. OMS. (2005). *Guías para el diseño de estaciones de bombeo de agua potable*. Lima, Peru.
41. Orozco, A. (2015). *Análisis de Riesgo de Liquidez del Sector Financiero Popular y Solidario*_Obtenido_de_ http://www.seps.gob.ec/documents/20181/26626/Estudio_de_liquidez_Dic.pdf/72b8a7ae-cda4-40c1-93e7-e7788c8a6cc2
42. Pelegrí, M., Font , M., y Palol, J. (2011). *Proceso de diseño de bombas centrífugas* . Glrona.

43. Petroecuador. (2017). *Reporte del Sector Petrolero 2016*. Obtenido de <https://contenido.bce.fin.ec/documentos/Estadisticas/Hidrocarburos/ASP201606.pdf>
44. Presidencia de la Republica , E. (2007). *Políticas de Estado para el Agro Ecuatoriano 2007-2020*. Recuperado de <http://biblioteca.epn.edu.ec/cgi-bin/koha/opac-detail.pl?biblionumber=23160> (Marzo, 2017)
45. Quintero, A., Montoya , M., Sanchez , Ó., y Cardona, C. (2007). *Evaluación de la Deshidratación de Alcohol Carburante mediante simulación de procesos*. Recuperado de <http://revistabiotechnologia.unicauca.edu.co/revista/index.php/biotechnologia/article/viewFile/60/47> (Mayo, 2017)
46. Reyes, J. (1998). *Diseño de columnas de rectificación y extracción multicomponente. Cálculo de reflujo mínimo*. Alicante, España.
47. Romero, W. (2016). *Diseño de un sistema de Coquización Retardada para Craqueo de Crudo Extra Pesado*. Quito: Escuela Politecnica Nacional.
48. Sabogal, R. (2011). *Evaluación de la Corrosión del acero inoxidable AISI 304 en meclas de Gasolina-bioetanol del 5 al 20%*. Bucaramanga: Universidad Industrial de Santander.
49. Senplades. (2012). *Transformación de la Matriz Productiva*. Recuperado de http://www.planificacion.gob.ec/wp_content/uploads/downloads/2013/01/matriz_productiva_WEBtodo.pdf (Diciembre, 2015)
50. Senplades. (2014). *Plan Nacional Buen Vivir 2013-2017*. Recuperado el junio de 2016, de <http://www.buenvivir.gob.ec/versiones-plan-nacional>
51. Serrano, L., y Luque, R. (2011). Biocombustibles líquidos: procesos y tecnologías. *Análisis Químico*, 383-389.
52. Shing, Y., y Hassim, M. (2016). Considering Fugitive Emissions During the Conceptual Design Stage. *Chemical Engineering*, 58-61.
53. Sinnott, R. (2005). *Chemical Engineering Design*. Butterworth: Elsevier.

54. Smits, A. (julio de 2007). *Turbulence in Pipes: The Moody Diagram and Moore's Law*. San Diego, USA.
55. Souders, M., y Brown, G. (2008). Desing of Fractionating Columns. *Industrial and Engineering Chemistry*, 99-104.
56. Uyazán , A. M., Aguilar, J. L., Rodríguez, G., y Caicedo, L. A. (2004). *Deshidratación_del_etanol._Recuperado_de_http://www.redalyc.org/pdf/643/64324308.pdf* (Abril, 2016)
57. Van Winkle, M., y Todd, W. (1971). Optimun fractionation design by simple graphical methods. *Chemical Engineering*, 136.
58. Véliz, D. (2016). Gerente de Producción de Codana. (E. Venegas, Entrevistador)
59. Villena, N. (2015). El Ecuador y el Proceso de Cambio de a matriz productiva . *Eumednet*, 47-58.
60. Wankat, P. (2008). *Ingeniería de procesos de separación*. México: Pearson Education.
61. Yieng, S., Dominic , C., y Hassim, M. (2016). Considering Fugitive Emissions during the conceptual Desing stage . *Chemical Engineering*, 58-60.

7 -

ANEXOS

ANEXO 1. EJEMPLO DE CÁLCULO DE LA TEMPERATURA DE BURBUJA Y ROCÍO

Temperatura de burbuja

Con la Ecuación 7.1, se obtiene la presión de vapor de cada componente en kPa al aplicar la temperatura en grados K, a la $P = 30 \text{ psi} = 275 \text{ kPa}$, presión de diseño del destilado. Se menciona como criterio de diseño en la Sección 3.1.2 Presión de operación de la columna de destilación multicomponente y tipo de condensador.

$$\log P_v = A - \frac{B}{t+C} \quad [7.1]$$

Para los tres componentes:

Agua (1)

$$\ln P_1 = 16,54 - \frac{3985}{381,202 - 39}$$

$$P_1 = 133,59 \text{ kPa}$$

Ciclohexano (2)

$$\ln P_2 = 13,79 - \frac{2797}{381,202 - 49,11}$$

$$P_2 = 215,650 \text{ kPa}$$

Etanol (3)

$$\ln P_3 = 16,19 - \frac{3424}{381,202 - 55,72}$$

$$P_3 = 290,097 \text{ kPa}$$

Volatilidad Relativa para cada componente

Agua (1)

$$\alpha_{13} = \frac{133,597 \text{ kPa}}{290,097 \text{ kPa}} \rightarrow \alpha_{13} = \mathbf{0,461}$$

Ciclohexano (2)

$$\alpha_{23} = \frac{215,650 \text{ kPa}}{290,097 \text{ kPa}} \rightarrow \alpha_{23} = \mathbf{0,743}$$

Etanol (3)

$$\alpha_{33} = \frac{290,097 \text{ kPa}}{290,097 \text{ kPa}} \rightarrow \alpha_{33} = \mathbf{1}$$

Producto volatilidad relativa y composición de la fase líquida en el destilado:

Agua (1)

$$x_3 \alpha_{31} = 0,096(0,461) \rightarrow x_3 \alpha_{31} = \mathbf{0,044}$$

Ciclohexano (2)

$$x_2 \alpha_{21} = 0,001(0,743) \rightarrow x_2 \alpha_{21} = \mathbf{0,001}$$

Etanol (3)

$$x_1 \alpha_{11} = 0,903(1,000) \rightarrow x_1 \alpha_{11} = \mathbf{0,903}$$

$$\sum x_i \alpha_{i1} = 0,044 + 0,001 + 0,903$$

$$\sum x_i \alpha_{i1} = 0,948$$

$$y_1 = \frac{x_1 \alpha_{11}}{\sum x_i \alpha_{i1}} = \frac{0,903}{0,948} \rightarrow y_1 = \mathbf{0,953}$$

$$\bar{P}_1 = y_1 P = (0,953)(275 \text{ kPa}) \rightarrow \bar{P}_1 = \mathbf{261,959 \text{ kPa}}$$

$$P_1^0 = \frac{\bar{P}_1}{x_1} = \frac{261,959 \text{ kPa}}{0,903} \rightarrow P_1^0 = \mathbf{290,099 \text{ kPa}}$$

$$t_{eb1} = \frac{B_1}{A_1 - \ln(P_1^0)} - C_1$$

$$t_{eb1} = \frac{3424}{16,19 - \ln(290,099)} + 55,72$$

$$t_{eb1} = \mathbf{108,202^\circ\text{C}}$$

Temperatura de rocío

Temperatura de referencia = 81,58 °C = 354,58 K,

P = 101,3 kPa

Con la Ecuación 4.1 se calcula la Presión de vapor de cada componente a la temperatura de referencia.

Agua (1)

$$\ln P_1 = 16,54 - \frac{3985}{354,58 - 39}$$

$$P_1 = 49,731 \text{ kPa}$$

Ciclohexano (2)

$$\ln P_2 = 13,79 - \frac{2797}{354,58 - 49,11}$$

$$P_2 = 103,110 \text{ kPa}$$

Etanol (3)

$$\ln P_3 = 16,19 - \frac{3424}{354,58 - 55,72}$$

$$P_3 = 113,017 \text{ kPa}$$

Volatilidad Relativa

Agua (1)

$$\alpha_{13} = \frac{49,731 \text{ kPa}}{113,017 \text{ kPa}} \rightarrow \alpha_{13} = \mathbf{0,444}$$

Ciclohexano (2)

$$\alpha_{23} = \frac{103,11 \text{ kPa}}{113,017 \text{ kPa}} \rightarrow \alpha_{23} = \mathbf{0,912}$$

Etanol (3)

$$\alpha_{33} = \frac{113,017 \text{ kPa}}{113,017 \text{ kPa}} \rightarrow \alpha_{33} = \mathbf{1}$$

Cociente entre la composición de la fase gaseosa y la volatilidad relativa:

Agua (1)

$$\frac{y_1}{\alpha_{13}} = \frac{0,096}{0,444} \rightarrow \frac{y_1}{\alpha_{13}} = \mathbf{0,218}$$

Ciclohexano (2)

$$\frac{y_2}{\alpha_{23}} = \frac{0,001}{0,912} \rightarrow \frac{y_2}{\alpha_{23}} = \mathbf{0,001}$$

Etanol (3)

$$\frac{y_3}{\alpha_{33}} = \frac{0,903}{1} \rightarrow \frac{y_3}{\alpha_{33}} = \mathbf{0,903}$$

Sumatoria de los cocientes

$$\sum \frac{y_i}{\alpha_{i1}} = 0,218 + 0,001 + 0,903 \rightarrow \sum \frac{y_i}{\alpha_{i1}} = 1,122$$

$$\frac{y_2}{\alpha_{23}} = \frac{0,001}{0,912} \rightarrow \frac{y_2}{\alpha_{23}} = \mathbf{0,001}$$

$$x_1 = \frac{\frac{y_1}{\alpha_{11}}}{\sum \frac{y_i}{\alpha_{i1}}} = \frac{0,218}{1,122} \rightarrow x_1 = \mathbf{0,194}$$

$$\bar{P}_1 = y_1 P = (0,903)(101,325 \text{ kPa}) \rightarrow \bar{P}_1 = \mathbf{91,47 \text{ kPa}}$$

$$P_1^0 = \frac{\bar{P}_1}{x_1} = \frac{91,47 \text{ kPa}}{0,194} \rightarrow P_1^0 = \mathbf{471,5 \text{ kPa}}$$

$$t_{eb1} = \frac{B_1}{A_1 - \log(P_1^0)} - C_1$$

$$t_{eb1} = \frac{3424}{16,19 - \log(113,68)} + 55,72$$

$$t_{eb1} = \mathbf{81,588 \text{ } ^\circ\text{C}}$$

ANEXO 2. PRESIÓN DE OPERACIÓN DE LA COLUMNA Y TIPO DE CONDENSADOR

Presión de vapor para cada componente a $T = 49\text{ }^{\circ}\text{C}$

$$\ln P_{v_1} = A_1 - \left[\frac{B_1}{(T(K) + C_1)} \right]$$

Agua (1)

$$\ln P_{v_1} = 16,54 - \left[\frac{3985}{(322) + (-39)} \right]$$

$$P_{v_1} = 11,69 \text{ kPa} = 16,346 \text{ psi}$$

Ciclohexano (2)

$$\ln P_{v_2} = 13,79 - \left[\frac{2795}{(322) + (-39)} \right]$$

$$P_{v_2} = 34,73 \text{ kPa} = 48,57 \text{ psi}$$

Etanol (3)

$$\ln P_{v_3} = 16,19 - \left[\frac{3424}{(322) + (-55,72)} \right]$$

$$P_{v_3} = 27,97 \text{ kPa} = 39,118 \text{ psi}$$

La sumatoria de la de las presiones es:

$$16,346(0,78) + 34,73(0,061) + 27,97(0,153) = 19,75 \text{ psi}$$

En la Sección 3.1.2, se indica que la presión en el destilado no puede ser menor a 30 psi. Por lo tanto, la presión en el destilado es:

$$P_D = 30 \text{ psi}$$

Para la presión en el fondo, se considera una caída de presión de:

$$\frac{\Delta P \text{ condensador}}{\Delta P \text{ reboiler}} = 5 \text{ psia}$$

$$\frac{30 \text{ psi}}{\Delta P \text{ reboiler}} = 5 \text{ psia}$$

$$\Delta P \text{ reboiler} = 25 \text{ psi}$$

ANEXO 3. PRESIÓN Y TEMPERATURA DE DISEÑO

Temperatura de diseño Recipientes

Según la Sección 3.1.3, la temperatura máxima a la que se encuentra el fluido para el caso de la destilación multicomponente sería la temperatura de burbuja.

$$T_{\max} = T_b$$

$$T_b = \text{Temperatura de burbuja}$$

$$T_{\max} = 108,2 \text{ } ^\circ\text{C} = 226 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Se encuentra en el primer intervalo de la Tabla 3.1, por lo que:

$$T_D = T_{\max} + 50^\circ\text{F}$$

$$T_D = (226 + 50)^\circ\text{F}$$

$$\mathbf{T_D = 276 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

Presión de diseño de equipos

Según la Sección 3.1.3.2, se encuentra en el primer rango de presión de la Tabla 3.2., por lo que se considera que la presión de operación es la máxima presión en la columna que sería la presión en el destilado

$$P_{op} = 30 \text{ psig}$$

$$P_D = P_{op} + 25 \text{ psi}$$

$$P_D = 30 + 25 \text{ psi}$$

$$\mathbf{P_D = 55 \text{ psig}}$$

Presión de diseño de tuberías, para las conexiones entre equipos

Según la Ecuación 3.10, se tiene

$$P_D = 110\% P_{op}$$

$$P_D = 1,1 \text{ (30 psig)}$$

$$\mathbf{P_D = 33 \text{ psig}}$$

ANEXO 4. CÁLCULO DEL REFLUJO MÍNIMO Y NÚMERO TEÓRICO DE PLATOS

Ecuación de Fenske

La Ecuación 3.13, permite calcular el número de platos teóricos que son necesarios para la destilación.

$$N_{\min} = \frac{\log\left(\left(\frac{X_{LK}}{X_{HK}}\right)_D \left(\frac{X_{HK}}{X_{LK}}\right)_B\right)}{\log \frac{\alpha_{LK}}{\alpha_{HK}}}$$

Al reemplazar las composiciones de la Tabla 4.12 y la volatilidad relativa de la Tabla 4.13.

$$N_{\min} = \frac{\log\left(\frac{0,982}{0,010} \cdot \frac{0,993}{0,007}\right)}{\log \frac{1,23}{1}}$$

$$N_{\min} = 46 \text{ platos}$$

El resultado anterior incluye el plato de reflujo y el calderín, por lo que los platos teóricos no deben incluir estos dos elementos

$$N = 44 \text{ platos}$$

Ecuación de Underwood

Para el sistema de destilación multicomponente, generalmente se usa relación de reflujo igual a 2 (Reyes, 1998), por lo que se tomara ese valor de relación de reflujo para los posteriores cálculos.

Ecuación de Kickbride

Al aplicar la Ecuación de Kickbride se determina el plato de la alimentación, Ecuación 3.15, de la Sección 3.1.5.5 Método de Kickbride.

$$\log \frac{n}{m} = 0,206 \log \left[\frac{W}{D} \left(\left(\frac{X_{HK}}{X_{LK}} \right)_F \right) \left(\frac{X_{LHW}}{X_{HKD}} \right)^2 \right]$$

$$N = n + m$$

$$\log \frac{n}{44 - n} = 0,206 \log \left[\frac{1,66}{828,54} \cdot \frac{0,903}{0,096} \left(\frac{0,01}{0,153} \right)^2 \right]$$

$$n = 5$$

$$m = 44 - 5 = 39$$

ANEXO 5. DISEÑO DEL “REBOILER” Y CONDENSADOR DE LA COLUMNA DESHIDRATADORA

Balance de Masa

$$F = D + W$$

$$F x_F = D x_D + W x_w$$

Al considerar los flujos máxicos indicados en la Tabla 4.15, se obtienen lo siguiente

$$L = RD \quad [7.2]$$

Si se considera que la relación de reflujo de la sección anterior se tiene:

$$\frac{L}{D} = R$$

$$\frac{L}{722,22} = 2$$

$$L = 1\,444,22 \text{ kg/h}$$

$$G = L + D$$

$$G = 1\,444,44 + 722,22$$

$$G = 2\,166,66 \text{ kg/h}$$

Balance de Energía

El balance de energía se lo realiza a un temperatura media. La temperatura media que se considera se encuentra entre la temperatura de burbuja y la temperatura de rocío.

$$T_{\text{burbuja}} = 108,2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{rocio}} = 81,2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{media}} = 95 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Cálculo de la entalpia a 95 °C para cada componente:

$$H_{95^\circ} = H_{25^\circ} + C_p \Delta T$$

Agua

$$H_{95^\circ} = -285,83 + 75,29(95 - 25)^\circ\text{C}$$

$$H_{95^\circ} = -280,56 \text{ kJ/mol}$$

Ciclohexano

$$H_{95^\circ} = -157,7 + 156,48(95 - 25)^\circ\text{C}$$

$$H_{95^\circ} = -146,746 \text{ kJ/mol}$$

Etanol

$$H_{95^\circ} = -277 + 111,96(95 - 25)^\circ\text{C}$$

$$H_{95^\circ} = -269,16 \text{ kJ/mol}$$

Calor en el “reboiler” y condensador

$$GH_G = LH_L + DH_D + Q_C$$

$$H_L = H_D$$

$$GH_G = H_L(L + D) + Q_C$$

$$H_G = x_{\text{agua}(G)} H_{\text{agua}}^{95^\circ} + x_{\text{ciclohexano}(G)} H_{\text{ciclohexano}}^{95^\circ} + x_{\text{etanol}(G)} H_{\text{etanol}}^{95^\circ}$$

Para aporte de cada componente en el balance de energía se consideran los valores indicados en la Tabla 4.17.

$$H_G = 0,021(-280,56) + 0,972(-146,746) + 0,0097(-269,16)$$

$$H_G = -151,14 \text{ kJ/mol}$$

$$H_L = x_{\text{agua}(L)} H_{\text{agua}}^{95^\circ} + x_{\text{ciclohexano}(L)} H_{\text{ciclohexano}}^{95^\circ} + x_{\text{etanol}(L)} H_{\text{etanol}}^{95^\circ}$$

$$H_L = 0,01 \times -280,56 + 0,99 \times -146,74$$

$$H_L = -148,12 \text{ kJ/mol}$$

Calculo del calor desprendido por el condensador

Al aplicar la Ecuación 3.22 se tiene

$$Q_C = GH_G - H_L(L + D)$$

$$Q_C = 2\,166,66 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times -151,14 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}} \times \frac{\text{kmol}}{82,46 \text{ kg}} \times \frac{1000 \text{ mol}}{1 \text{ kmol}} - (-148,12 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}} \times \frac{1000 \text{ mol}}{\text{kmol}}) (1\,444,44 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot \frac{\text{kmol}}{83,50 \text{ kg}} + 722,22 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{\text{kmol}}{82,46 \text{ kg}})$$

$$Q_C = -31,01 \text{ kW}$$

Cálculo del calor total de la columna de destilación

Al aplicar la Ecuación 3.25 se tiene

$$FH_F + Q = DH_D + WH_W$$

$$H_F = x_{\text{agua}(F)} H_{\text{agua}}^{95^\circ} + x_{\text{ciclohexano}(F)} H_{\text{ciclohexano}}^{95^\circ} + x_{\text{etanol}(F)} H_{\text{etanol}}^{95^\circ}$$

$$H_F = 0,0247 \times -280,56 + 0,74,27 \times -146,746 + 0,2316 \times -269,16$$

$$H_F = -178,256 \text{ kJ/mol}$$

$$H_W = x_{\text{agua}(W)} H_{\text{agua}}^{95^\circ} + x_{\text{etanol}(W)} H_{\text{etanol}}^{95^\circ}$$

$$H_W = 0,005 \cdot -280,56 + 0,995 \cdot -268,16$$

$$H_W = -267,418 \text{ kJ/mol}$$

$$Q = (DH_D + WH_W) - FH_F$$

$$Q = \left(\left(722,22 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{\text{kmol}}{82,46 \text{ kg}} \times -151,14 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}} + 827,54 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot \frac{\text{kmol}}{45,97 \text{ kg}} \times -267,41 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}} \right) - 1\,519,2 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot \frac{\text{kmol}}{73,70 \text{ kg}} \times -178,25 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}} \right) \cdot \frac{1\,000 \text{ mol}}{\text{kmol}}$$

$$Q = -684,24 \text{ kW}$$

Al aplicar la Ecuación 3.26 se tiene

$$Q_R = Q - Q_C$$

$$Q_R = -684,24 - (-31,01)$$

$$Q_R = -653,22 \text{ kW}$$

ANEXO 6. DIÁMETRO MÍNIMO DE LA COLUMNA DESHIDRATADORA

Factor de Capacidad (CAF)

La densidad de la mezcla líquida ternaria

$$\rho_G = \frac{M_t}{\frac{m_e}{\rho_e} + \frac{m_w}{\rho_w} + \frac{m_{ch}}{\rho_{ch}}}$$

$$\rho_G = \frac{100 \text{ kg}}{\frac{89,71 \text{ kg}}{780 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} + \frac{1,64 \text{ kg}}{789,3 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} + \frac{8,64}{1\,000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}}$$

$$\rho_G = 795,35 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

De la Ecuación 3.28, se tiene

$$\text{CAF} = (0,144 - 0,0085 \log \rho_G) \left(\frac{\text{TS}}{610} \right)^{0,4}$$

$$\text{TS} = 40 \text{ cm, (Bernal y Gerardo, 2011)}$$

$$\text{CAF} = (0,144 - 0,0085 \log 795,351) \left(\frac{400}{610} \right)^{0,4}$$

$$\text{CAF} = 0,101$$

Máxima velocidad del bajante (líquido) (MUDC)

De la Ecuación 3.31 se tiene lo siguiente:

$$\text{MUDC} = 0,0002547 \sqrt{(\rho_L - \rho_G) \text{TS}}$$

Por lo tanto, a densidad de la fase líquida será:

$$\rho_L = \frac{M_t}{\frac{m_w}{\rho_w} + \frac{m_{ch}}{\rho_{ch}}}$$

$$\rho_L = \frac{100 \text{ kg}}{\frac{95,49 \text{ kg}}{780 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} + \frac{4,51}{1\,000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}}$$

$$\rho_L = 787,817 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$\text{MUDC} = 0,0002547 \sqrt{(795,35 - 787,81)400}$$

$$\text{MUDC} = 0,014 \text{ ms}^{-1}$$

La máxima velocidad del bajante cumple con el criterio indicado en la Ecuación 3.32.

Área mínima del bajante (líquido) (DCAMIN)

Con el valor del factor de sistemas de desgasificación (SFAC = 1)

De la Ecuación 3.33 se tiene lo siguiente:

$$\text{DCAMIN} = \frac{L}{\rho_L \left[\frac{\text{MAXFLD}}{100} \right] (\text{SFAC})(\text{MUDC})}$$

$$\text{DCAMIN} = \frac{1\,921,11}{787,81 \left[\frac{80}{100} \right] (1)(0,014)}$$

$$\text{DCAMIN} = 217,727 \text{ m}^2$$

Área mínima de la columna (CAMIN)

Al aplicar la Ecuación 3.34 se obtiene el siguiente valor de área mínima de la columna.

$$\text{CAMIN} = \frac{\frac{L}{\rho_L} 1,37\text{FLP} + \frac{G}{\rho_G} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G} \right)^{1/2}}{\rho_L \left[\frac{\text{MAXFLD}}{100} \right] (\text{SFAC})} + 2\text{DCAMIN}$$

$$\text{FLP} = 45,67$$

$$\text{CAMIN} = \frac{\frac{1921,11}{787,81} 1,37(45,67) + \frac{2643,33}{795,35} \left(\frac{795,37}{797,37 - 787,81} \right)^{1/2}}{787,81 \left[\frac{80}{100} \right] (1)} + 2(217,727)$$

$$\text{CAMIN} = 435,734 \text{ m}^2$$

Diámetro mínimo de la columna (DMIN)

De la Ecuación 3.35, se tiene

$$\text{DMIN} = \left(\frac{4}{\pi} \text{CAMIN} \right)^{1/2}$$

$$\text{DMIN} = \left(\frac{4}{\pi} 1,28 \right)^{1/2}$$

$$\text{DMIN} = 1,27 \text{ m}$$

ANEXO 7. ESPESOR DEL CILINDRO Y DE LAS TAPAS DE LA TORRE DESHIDRATADORA

Cuerpo

De la Ecuación 3.36, se tiene la siguiente Ecuación para el esfuerzo tangencial:

$$t = \frac{PR_i}{SE - 0,6P} = \frac{PR_o}{SE + 0,4P}$$

$$t = \frac{55 \left(\frac{1,3m}{2} \cdot \frac{100 \text{ cm}}{1m} \cdot \frac{1 \text{ in}}{2,54 \text{ cm}} \right)}{75\,000 \text{ psi} (1) - 0,6 (55)}$$

$$t = 0,019 \text{ in} = 0,48 \text{ mm}$$

De la Ecuación 3.37, se tiene calcula el espesor para el esfuerzo longitudinal:

$$t = \frac{PR_i}{2SE + 0,4P} = \frac{PR_o}{2SE + 1,4P}$$

$$t = \frac{55 \left(\frac{1,3m}{2} \cdot \frac{100 \text{ cm}}{1m} \cdot \frac{1 \text{ in}}{2,54 \text{ cm}} \right)}{2(75\,000 \text{ psi})(1) + 0,4 (55)}$$

$$t = 0,009 \text{ in} = 0,24 \text{ mm}$$

Espesor total

$$t = 0,48 \text{ mm} + 0,24 \text{ mm}$$

$$t = 0,72 \text{ mm}$$

Tapas

De la Ecuación 3.38, se obtiene el espesor de la tapa torisférica

$$t = \frac{0,885 PL}{SE - 0,1P}$$

$$t = \frac{0,885(55 \text{ psi}) \left(\frac{1,3m}{2} \cdot \frac{100 \text{ cm}}{1m} \cdot \frac{1 \text{ in}}{2,54 \text{ cm}} \right)}{2(75\,000 \text{ psi})(1) - 0,1 (55)}$$

$$t = 0,008 \text{ in} = 0,21 \text{ mm}$$

ANEXO 8. ALTURA TOTAL DE LA TORRE DE DESTILACIÓN MULTICOMPONENTE

La altura total de la torre de destilación multicomponente se obtiene de la Ecuación 3.39:

$$H_{\text{Total}} = H_D + H_W + H_z + H_T + H_B$$

Para el cálculo de la altura de la zona de rectificación se aplica la Ecuación 3.40:

$$H_D = [(N_D - 1)t] + (N_D \times l)$$

$$H_D = (5 - 1)(0,4) + (5 \times 40/1000)$$

$$H_D = 1,8 \text{ m}$$

Para el cálculo de la altura de la zona de agotamiento se aplica la Ecuación 3.41

$$H_W = [(N_W - 1)t] + (N_W \times l)$$

$$H_W = (33 - 1)0,4 + (33 \times 0,040)$$

$$H_W = 14,12 \text{ m}$$

En la zona de alimentación, en referencia a la Figura 3.10, se estima la siguiente altura:

$$h = 6in + 2(3in)$$

$$h = 12 \text{ in} = 0,3048 \text{ m}$$

Para el cálculo de la altura del tope de la columna se aplican las Ecuaciones 3.42, 3.43 y 3.44, respectivamente.

$$H_T = h_1 + x + z$$

$$x = hw = 0,05 \text{ in} = 0,0012 \text{ m}$$

$$z = 3,9q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$h_1 = 0,169D$$

$$h_1 = 0,169 (1,3m) = 0,22 m$$

$$q_f = 830 \frac{kg}{h} \times \frac{1h}{3600 s} \times \frac{m^3}{789kg} \frac{ft^3}{0,3028^3 m^3}$$

$$q_f = 0,012 ft^3/s$$

$$z = 3,9(0,0102)^{0,45} \times (0,028)^{0,13}$$

$$z = 0,31 m$$

$$H_T = 0,22 m + 0,0012m + 0,31m$$

$$H_T = 0,53 m$$

La altura del fondo de la columna. Se calcula empleando las Ecuaciones 3.45 y 3.46

$$H_B = h_1 + 1,22 m$$

$$h_1 = \frac{V}{A} = \frac{\frac{L \cdot \theta}{\rho_L}}{\frac{\pi}{4} D^2}$$

$$h_1 = \frac{796 \frac{2h}{789}}{\frac{\pi}{4} (1,3)^2}$$

$$h_1 = 1,52 m$$

$$H_B = 1,52 m + 1,21m$$

$$H_B = 2,73$$

Aplicando la Ecuación 3.39, se tiene que la altura total

$$H_{Total} = 1,8 m + 14,12 m + 0,53 m + 2,73 m$$

$$\mathbf{H_{Total} = 19,18 m}$$

ANEXO 9. CURVA DE EQUILIBRIO DE LA DESTILACIÓN BINARIA

Coefficientes de actividad iniciales

Primera estimación de los coeficientes de actividad, considerando una mezcla ideal.

$$\gamma_1 = \frac{P}{P_1^0} \quad \gamma_2 = \frac{P}{P_2^0}$$

$$\gamma_1 = \frac{101,325}{98,75} \quad \gamma_2 = \frac{101,325}{46,942}$$

$$\gamma_1 = 1,026 \quad \gamma_2 = 2,158$$

Al aplicar las Ecuaciones 3.47 y 3.48, se calculan los coeficientes de actividad para un sistema ideal, al iniciar con sus constantes:

$$\ln(\gamma_1) = -\ln(x_1 + A_{12}x_2) + x_2 \left[\frac{A_{12}}{x_1 + A_{12}x_2} - \frac{A_{21}}{x_2 + A_{21}x_1} \right]$$

$$\ln(1,026) = -\ln(0,65 + 0,35A_{12}) + 0,35 \left[\frac{A_{12}}{0,35 + 0,65A_{12}} - \frac{A_{21}}{0,65 + 0,35A_{21}} \right]$$

$$\ln(\gamma_2) = -\ln(x_2 + A_{21}x_1) + x_1 \left[\frac{A_{21}}{x_2 + A_{21}x_1} - \frac{A_{12}}{x_1 + A_{12}x_2} \right]$$

$$\ln(2,158) = -\ln(0,35 + 0,65A_{21}) + 0,65 \left[\frac{A_{21}}{0,35 + 0,65A_{21}} - \frac{A_{12}}{0,65 + 0,35A_{12}} \right]$$

Al resolver el sistema de ecuaciones que se forman, se obtienen las constantes de Wilson que serán usadas para el cálculo de todos los coeficientes de actividad reales.

$$A_{12} = 0,128 \quad A_{21} = -0,291$$

En el equilibrio se debe cumplir la siguiente condición

$$y_1 + y_2 = 1$$

Además, al considerar los coeficientes de actividad de cada componente, asume el comportamiento real, con la fórmula de Raoult con el producto del coeficiente de actividad.

$$y_i = \frac{P_i^0 x_i}{P} \gamma_i$$

ANEXO 10. BALANCE DE MASA Y ENERGÍA EN LA ZONA DE ENRIQUECIMIENTO Y EN LA ZONA DE AGOTAMIENTO DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN BINARIA

Recta de Operación de enriquecimiento (ROE)

De las Ecuaciones 3.51 y 3.52, y de las Ecuaciones 3.17 a la 3.20 se tiene los flujos másicos de la alimentación, destilado, fondo, corriente de líquido (L) y vapor (V) que circulan por la columna:

$$F = 2\,166,66 \text{ kg/h}$$

$$D = 2\,165,00 \text{ kg/h}$$

$$W = 1,66 \text{ kg/h}$$

$$R = 1,33$$

$$L = RD$$

$$L = 1,33(2\,165,00 \frac{\text{kg}}{\text{h}})$$

$$L = 2\,879,45 \text{ kg/h}$$

$$V = L + D$$

$$V = 2\,165,00 + 2\,879,45$$

$$V = 5\,044,45 \text{ kg/h}$$

$$y_{n+1} = \left(\frac{L_n}{V_{n+1}}\right)x_n + \left(\frac{D}{V_{n+1}}\right)x_D$$

$$y_{n+1} = \left(\frac{2\,879,45}{5\,044,45}\right)x_n + \left(\frac{2\,165,00}{5\,044,45}\right)x_D$$

$$y_{n+1} = 0,57x_n + 0,43(0,97)$$

$$y_{n+1} = 0,57x_n + 0,43$$

Recta de Operación de Agotamiento (ROA)

De la Ecuación 3.57, se tiene la recta de operación de agotamiento:

$$y_{m+1} = \left(\frac{L_m}{V_{m+1}} \right) x_m - \left(\frac{W}{V_{m+1}} \right) x_W$$

$$y_{m+1} = \left(\frac{2\,879,45}{5\,044,45} \right) x_m - \left(\frac{1,66}{5\,044,45} \right) 0,03$$

$$y_{m+1} = 0,57x_m$$

Mezcla de alimentación

De las Ecuaciones 3.58 y 3.60, se tiene el porcentaje de líquido que ingresa a la alimentación de la columna de destilación binaria:

$$y = \frac{q}{q-1} x - \frac{z_F}{q-1}$$

$$\frac{L' - L}{F} = \frac{H_V - H_F}{H_V - H_L} = q$$

Se obtiene una temperatura media de la Tabla 4.22, donde se muestran los datos para la curva de equilibrio, para así calcular la recta de alimentación.

$$T_p = 82 \text{ }^\circ\text{C}$$

Cálculo de la entalpia a 82 °C para cada componente:

$$H_{82^\circ} = H_{25^\circ} + C_p \Delta T$$

Agua

$$H_{82^\circ} = -285,83 + 75,29(82 - 25)^\circ\text{C}$$

$$H_{82^\circ} = -281,583 \text{ kJ/mol}$$

Ciclohexano

$$H_{82^\circ} = -157,7 + 156,48(82 - 25)^\circ\text{C}$$

$$H_{82^\circ} = -148,781 \text{ kJ/mol}$$

Entalpia en cada corriente a 82 °C

$$H_V = x_{\text{ciclohexano(G)}} H_{\text{ciclohexano}}^{82^\circ}$$

$$H_V = -148,781 \text{ kJ/mol}$$

$$H_L = x_{\text{agua(L)}} H_{\text{agua}}^{82^\circ}$$

$$H_L = -251,583 \text{ kJ/mol}$$

$$H_F = x_{\text{agua(F)}} H_{\text{agua}}^{82^\circ} + x_{\text{ciclohexano(F)}} H_{\text{ciclohexano}}^{82^\circ}$$

$$H_F = 0,03 \times -251,583 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}} + 0,97 \times -148,781 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$$

$$H_F = -151,86 \text{ kJ/mol}$$

$$H_w = x_{\text{agua(L)}} H_{\text{agua}}^{82^\circ}$$

$$H_w = -251,583 \text{ kJ/mol}$$

$$\frac{H_V - H_F}{H_V - H_L} = q$$

$$q = \frac{-148,781 - (-151,86)}{-148,781 - (-251,583)}$$

$$q = 0,03$$

Recta de alimentación

$$y = \frac{q}{q-1} x - \frac{z_F}{q-1}$$

$$y = \frac{0,03}{0,03-1} x - \frac{0,97}{0,03-1}$$

$$y = \frac{0,03}{0,03-1} x - \frac{0,97}{0,03-1}$$

$$y = 1 - 0,94x$$

ANEXO 11. NÚMERO TEÓRICO DE PLATOS DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN BINARIA

De la Ecuación 3.63, se obtiene el número teórico de platos

$$\text{Número mínimo platos} = \frac{\log\left(\frac{x_D(1-x_W)}{x_W(1-x_D)}\right)}{\log(\bar{\alpha}_{AB})}$$

$$\text{Número mínimo platos} = \frac{\log\left(\frac{0,97(1-0,03)}{0,03(1-0,97)}\right)}{\log(2,33)}$$

ANEXO 12. BALANCE DE ENERGÍA DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN BINARIA

Del balance de energía de la columna de destilación multicomponente se tiene el mismo método, para el calor del condensador y el calor requerido por el calderín.

$$Q_C = V H_V - H_L(L + D)$$

$$Q_C = 5\,044,450 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times -148,781 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}} \times \frac{\text{kmol}}{84,16 \text{kg}} \times \frac{1000 \text{ mol}}{1 \text{ kmol}} - (-251,583 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}} \times \frac{1000 \text{ mol}}{\text{kmol}}) (2\,879,45 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{\text{kmol}}{18 \text{kg}} + 2\,165 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{\text{kmol}}{84,16 \text{kg}})$$

$$Q_C = 105,80 \text{ kW}$$

$$Q = (D H_D + W H_W) - F H_F$$

$$Q = \left(\left(2\,165,00 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{\text{kmol}}{84,16 \text{kg}} \times -251,583 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}} + 1,66 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot \frac{\text{kmol}}{18 \text{kg}} \times -251,583 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}} \right) - 2\,166,66 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{\text{kmol}}{82,46 \text{kg}} \times -151,86 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}} \right) \times \frac{1000 \text{ mol}}{\text{kmol}}$$

$$Q = -693,26 \text{ kW}$$

$$Q_R = Q - Q_C$$

$$Q_R = -693,26 - 105,80$$

$$Q_R = -587,46 \text{ kW}$$

ANEXO 13. DIÁMETRO DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN BINARIA

Al aplicar la Ecuación 3.69, se obtiene el diámetro de la columna de destilación binaria.

$$\phi = \sqrt{\frac{4V(22,4)(t + 273)(760)}{\pi u(3600)(P)(273)}}$$

$$\phi = \sqrt{\frac{4(129,445)(22,4)(82 + 273)(760)}{\pi(0,55)(3600)(1421,54)(273)}}$$

$$\phi = 1,14 \text{ m}$$

ANEXO 14. ESPESOR DEL CILINDRO Y DE LAS TAPAS DE LA TORRE DE DESTILACIÓN BINARIA

Espesor total

De la Ecuación 3.34, se tiene la siguiente Ecuación para el esfuerzo tangencial:

$$t = \frac{PR_i}{SE - 0,6P} = \frac{PR_o}{SE + 0,4P}$$

$$t = \frac{55 \left(\frac{1,14m}{2} \cdot \frac{100 \text{ cm}}{1m} \cdot \frac{1 \text{ in}}{2,54 \text{ cm}} \right)}{75\,000 \text{ psi} (1) - 0,6 (55)}$$

$$t = 0,016 \text{ in} = 0,42 \text{ mm}$$

De la Ecuación 3.35, se tiene la siguiente Ecuación para el esfuerzo longitudinal:

$$t = \frac{PR_i}{2SE + 0,4P} = \frac{PR_o}{2SE + 1,4P}$$

$$t = \frac{55 \left(\frac{1,14m}{2} \cdot \frac{100 \text{ cm}}{1m} \cdot \frac{1 \text{ in}}{2,54 \text{ cm}} \right)}{2(75\,000 \text{ psi})(1) + 0,4 (55)}$$

$$t = 0,008 \text{ in} = 0,21 \text{ mm}$$

$$t = 0,42 \text{ mm} + 0,21 \text{ mm}$$

$$t = 0,63 \text{ mm}$$

Tapas

De la Ecuación 3.36, se obtiene el espesor de la tapa torisférica

$$t = \frac{0,885 PL}{SE - 0,1P}$$

$$t = \frac{0,885(55 \text{ psi}) \left(\frac{1,14m}{2} \cdot \frac{100 \text{ cm}}{1m} \cdot \frac{1 \text{ in}}{2,54 \text{ cm}} \right)}{2(75\,000 \text{ psi})(1) - 0,1 (55)}$$

$$t = 0,014 \text{ in} = 0,37 \text{ mm}$$

ANEXO 15. ALTURA TOTAL DE LA TORRE DE DESTILACIÓN BINARIA

$$H_t = H_s + 2H_p$$

$$H_s = 9 \cdot 0,4 = 3,6 \text{ m}$$

$$H_t = 0,169D$$

$$H_p = 0,169(1,14) = 0,19 \text{ m}$$

$$H_t = 3,6 + 2(0,19)$$

$$\mathbf{H_t = 4 \text{ m}}$$

ANEXO 16. DIMENSIONAMIENTO DE UN TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE TECHO FLOTANTE CON DOMO GEODÉSICO

Envolvente del tanque

Volumen Nominal

De la Ecuación 3.70, se tiene lo siguiente para el tanque de recepción de materia prima:

$$V_{op} = t_c \cdot F_d$$

$$V_d = 150 \text{ m}^3$$

Para el tanque de producto terminado, se tiene el siguiente volumen de diseño:

$$V_{op} = t_c \cdot F_d$$

$$V_d = 100 \text{ m}^3$$

La altura del tanque debe ser calculada en múltiplos de 6 ft, ya que esa es la altura de las planchas para su construcción. Se presentan los resultados para el tanque de almacenamiento de materia prima y para el tanque de almacenamiento de etanol anhidro.

Tanque de almacenamiento de materia prima

$$h = 24 \text{ ft}$$

Se requieren 4 planchas de 6ft de altura para la construcción del tanque de almacenamiento de materia prima

$$D = \sqrt{\frac{4V}{\pi h}}$$

$$D = \sqrt{\frac{4(5292,4 \text{ ft}^3)}{\pi(24 \text{ ft})}}$$

$$D = 16,77 \text{ ft}$$

Requerimiento de venteo

Se calcula las corrientes de Inbreathing y Outbreathing y del venteo de emergencia

Flash Point = 13 °C= 55, 4 °F, etanol

Según el Flash point, se tiene de la Tabla 3.8 lo siguiente:

$$Inbreathing = 830 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{\text{m}^3}{789 \text{ kg}} \times \frac{1000 \text{ L}}{\text{m}^3} \times \frac{\text{gal}}{3,789 \text{ L}} \times \frac{\text{BBL}}{42 \text{ gal}} \times 5,6$$

$$Inbreathing = 37,01 \text{ BPH}$$

$$Outbreathing = 830 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{\text{m}^3}{789 \text{ kg}} \times \frac{1000 \text{ L}}{\text{m}^3} \times \frac{\text{gal}}{3,789 \text{ L}} \times \frac{\text{BBL}}{42 \text{ gal}} \times 12$$

$$Outbreathing = 79,32 \text{ BPH}$$

➤ Venteo de emergencia

De la Ecuación 3.80 se obtiene el venteo de emergencia.

$$\text{SCFH} = 3,091 \left(\frac{Q \cdot F}{L} \right) \left(\frac{T}{M} \right)^{0,5}$$

$$A_h = \pi D H$$

$$A_h = \pi \times 24 \times 16,76 \text{ ft}^2$$

$$A_h = 1263,67 \text{ ft}^2$$

De la Tabla 3.9, se tiene el flujo de calor a través de áreas húmedas

$$Q = 963400A^{0.338}$$

$$Q = 1,077 \times 10^7 \text{ BTU/h}$$

De la Tabla 3.10, se obtiene el factor de

$$F = 1$$

$$L = 839,01 \frac{\text{J}}{\text{g}} = 360 \text{ BTU/h}, \text{ calor latente de vaporización}$$

$$\text{SCFH} = 3,091 \left(\frac{1,077 \times 10^7}{360} \right) \left(\frac{583,47}{46} \right)^{0,5}$$

$$\text{SCFH} = 329 339,00 \text{ BPH}$$

Número de manways y drenajes para tanques con domo geodésico

De la Sección 3.3.4, en referencia a la Tabla 3.11, se dispone del número de manway en el techo y manways en el cuerpo:

Manways en el cuerpo= 1

Manways en el techo= 1

De la Tabla 3.13, se dispone de:

Drenajes = 1

Techo con membrana flotante

Los cables o soportes del techo interno flotante deben soportar las siguientes cargas, que se presenta en la Ecuación 3.77.

$$\text{Carga total} = D_L + P_e \times L_{f1} \times L_{f2}$$

$$\text{Carga total} = 0,2 \text{ kPa} + 0,25 \text{ kPa} + 15 \text{ kPa} + 0,6 \text{ kPa} + 0,0022 \text{ kPa}$$

$$\text{Carga total} = 16 \text{ kPa}$$

Domo Geodésico

Diámetro

De la Ecuación 3.78 se tiene:

$$0,7Dt < Dr < 1,2Dt$$

$$Dr = 0,9(5\text{m})$$

$$Dr = 4,5 \text{ m}$$

Cargas de diseño

Al aplicar las Ecuaciones 3.80 a 3.88, se tiene:

Circunferencia de la base: $C = 2\pi r$

$$C = 2\pi(2,25\text{m}) = 14,13 \text{ m}$$

Área del piso: $F_a = \pi r^2$

$$F_a = \pi 2,25^2 = 15,9 \text{ m}$$

$$\text{Radio de curvatura: } R_c = \frac{r^2 + h^2}{2h}$$

$$R_c = \frac{2,25^2 + 7^2}{2(7)} = 3,84 \text{ m}$$

$$\text{Área superficial: } S_a = 2\pi h R_c = \pi(h^2 + r^2)$$

$$S_a = \pi(2,25^2 + 7^2) = 169,89 \text{ m}^2$$

$$\text{Radio en el segundo nivel: } r_1 = \sqrt{R_c^2 - (R_c - h + l)^2}$$

$$r_1 = \sqrt{3,84^2 - (3,85 - 7,00 + l)^2}$$

$$r_1 = 4,11 \text{ m}$$

$$\text{Volumen: } V_s = \frac{1}{3} \pi h^2 (3R_c - h) = \frac{1}{6} \pi h (3r^2 + h^2)$$

$$V_s = 7\pi(3(2,25)^2 + 7^2)$$

$$V_s = 1\,411,56 \text{ m}^3$$

$$\text{Presión del aire: } P_a = 1 \text{ pulg H}_2\text{O} = 0,0361 \text{ psi}$$

Tanque de etanol anhidro

$$\text{Flash Point} = 13 \text{ }^\circ\text{C} = 55,4 \text{ }^\circ\text{F}$$

Según el Flash point, se tiene de la Tabla 3.8 lo siguiente:

$$\text{Inbreathing} = 796 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{\text{m}^3}{789 \text{ kg}} \times \frac{1000 \text{ L}}{\text{m}^3} \times \frac{\text{gal}}{3,789 \text{ L}} \times \frac{\text{BBL}}{42 \text{ gal}} \times 5,6$$

$$\text{Inbreathing} = 35,5 \text{ BPH}$$

$$\text{Outbreathing} = 796 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{\text{m}^3}{789 \text{ kg}} \times \frac{1000 \text{ L}}{\text{m}^3} \times \frac{\text{gal}}{3,789 \text{ L}} \times \frac{\text{BBL}}{42 \text{ gal}} \times 12$$

$$\text{Outbreathing} = 76,07 \text{ BPH}$$

➤ Venteo de emergencia

De la Ecuación 3.80 se tiene lo siguiente

$$\text{SCFH} = 3,091 \left(\frac{Q \cdot F}{L} \right) \left(\frac{T}{M} \right)^{0,5}$$

$$A_h = \pi D H$$

$$A_h = \pi * 24 * 13,7 \text{ ft}^2$$

$$A_h = 1032,96 \text{ ft}^2$$

De la Tabla 3.9, se tiene el flujo de calor a través de áreas húmedas

$$Q = 963400A^{0.338}$$

$$Q = 1,006 \times 10^7 \text{ BTU/h}$$

De la Tabla 3.10, se obtiene el factor

$$F = 1$$

$$L = 839,01 \frac{J}{g} = 360 \text{ BTU/h, calor latente de vaporización}$$

$$SCFH = 3,091 \left(\frac{1,006 \cdot 10^7}{360} \right) \left(\frac{583,47}{46} \right)^{0,5}$$

$$SCFH = 307\ 627 \text{ BPH}$$

➤ **Número de *manways***

De la Sección 3.3.4, se tiene lo siguiente, en referencia a la Tabla 3.11

Manways en el cuerpo= 1

Manways en el techo= 1

Drenajes

De la Tabla 3.13, se tiene lo siguiente:

Drenajes = 1

➤ **Techo con membrana flotante**

Los cables o soportes del techo interno flotante deben soportar las siguientes cargas, que se presentan en la Ecuación 3.77.

$$\text{Carga total} = D_L + P_e * L_{f1} * L_{f2}$$

$$\text{Carga total} = 0,2 \text{ kPa} + 0,25 \text{ kPa} + 15 \text{ kPa} + 0,6 \text{ kPa} + 0,0022 \text{ kPa}$$

$$\text{Carga total} = 16 \text{ kPa}$$

➤ **Domo Geodésico**

Diámetro

De la Ecuación 3.78 se tiene:

$$0,7Dt < Dr < 1,2Dt$$

$$Dr = 0,9(4,15m)$$

$$Dr = 3,735 m$$

Cargas de diseño

Al aplicar las Ecuaciones 3.79 a 3.88, se tiene:

Circunferencia de la base: $C = 2\pi r$

$$C = 2\pi(1,867m) = 11,73 m$$

Área del piso: $F_a = \pi r^2$

$$F_a = \pi(1,867)^2 = 10,95 m$$

Radio de curvatura: $R_c = \frac{r^2+h^2}{2h}$

$$R_c = \frac{1,8675^2 + 7^2}{2(7)} = 3,75 m$$

Área superficial: $S_a = 2\pi h R_c = \pi(h^2 + r^2)$

$$S_a = \pi(1,8675^2 + 7^2) = 164,89m^2$$

Radio en el segundo nivel: $r_1 = \sqrt{R_c^2 - (R_c - h + l)^2}$

$$r_1 = \sqrt{3,75^2 - (3,75 - 7 + 1)^2}$$

$$r_1 = 3m$$

Volumen: $V_s = \frac{1}{3} \pi h^2 (3R_c - h) = \frac{1}{6} \pi h (3r^2 + h^2)$

$$V_s = 7\pi(3(1,8675)^2 + 7^2)$$

$$V_s = 1\,153,22 m^3$$

Presión del aire: $P_a = 1 \text{ pulg } H_2O = 0,0361 \text{ psi}$

ANEXO 17. DIMENSIONAMIENTO DE UN DECANTADOR HORIZONTAL

Envolvente del recipiente

De las Ecuaciones 3.92 y 3.93 se tiene la altura y el diámetro del decantador:

$$L = \frac{4}{\pi D_i^2} \left(V_i - \frac{\pi D_i^3}{24} \right)$$

$$D = L/2$$

$$2D = \frac{4}{\pi D_i^2} \left(12m^3 - \frac{\pi D_i^3}{24} \right)$$

$$D = 2m$$

$$L = 4m$$

Espesor del cilindro

De la Ecuación 3.94, se calcula el espesor del cilindro:

$$t = \frac{PR_m}{SE + 0,4P} + c$$

$$t = \frac{379212(1m)}{517107\ 000 (1) + 0,4(379212)} + 0,02$$

$$t = 0,027 \text{ mm}$$

Tapa Elipsoidal

Al aplicar las Ecuaciones 3.91 a 3.94 se tiene el espesor del cilindro:

$$t = \frac{379212(2 \text{ m})}{2(517107\ 000) - 0,2(379212)} + c$$

$$t = 0,37 \text{ mm}$$

$$t/L \geq 0,002$$

$$\frac{D_i}{h} = 4$$

$$V_t = 0,13075 D_i^3$$

$$V_t = 0,13075(2)^3$$

$$V_t = 1,046 \text{ m}^3$$

ANEXO 18. NIVELES DE OPERACIÓN DE EQUIPOS PRINCIPALES

A continuación, se observa la Tabla A.1, donde se indica los niveles de alarma de los equipos principales de la planta de destilación.

Tabla A1. Alarmas de nivel de los equipos principales de la planta de destilación de etanol anhidro

EQUIPO	FLUJO MÁSICO kg/h	FLUJO VOLUMÉTRICO m ³ /h	CAPACIDAD m ³	NIVELES		
				ALTO	NORMAL	BAJO
C-101	5530,16	7,01	82,50	12,4	7,77	3,21
TK-101	830	1,05	150,00	6,4	3,82	1,54
V-101	4711,41	5,97	25,00	4,14	3,17	1,16
TK-102	796	1,01	100,00	4,94	4	1,23
S-101	4711,41	5,97	25,00	4,14	3,17	1,16
C-102	4700,16	5,96	6,00	4,1	2,26	1,2
V-102	4675,56	5,93	25,00	4,14	3,17	1,16

ANEXO 19. TEMPERATURA Y PRESIÓN DE DISEÑO DE LOS EQUIPOS PRINCIPALES

En la Tabla 7.2, se observa la presión y temperatura de diseño de los equipos principales de la planta de destilación de etanol anhidro. Los criterios usados se indican en la Sección 3.1.3.

Tabla A2. Temperatura y presión de diseño de los equipos principales de planta de destilación de etanol anhidro

Equipo	Temperatura de diseño (°F)	Presión de diseño (psig)	Temperatura de diseño (°C)	Presión de diseño (Bar)
C-101	276	55	135	3,79
TK-101	125	39	51	2,69
E-102	527	841	275	58
E-101	200	55	93	3,79
V-101	200	55	93	3,79
TK-102	125	39	51	2,69
S-101	125	39	51	2,69
C-102	225	55	107	3,79
E-104	527	841	275	58
E-103	200	55	93	3,79
V-102	200	55	93	3,79
E-105	527	841	275	58,00

ANEXO 20. PARÁMETROS GENERALES DE REQUERIMIENTO DE VAPOR

La caldera pirotubular, permite cumplir con los requerimientos de vapor en la planta se deshidratación de etanol.

El vapor necesario está en función de la producción de etanol deshidratado con la siguiente relación (Carreón et al., 2009):

$$\text{Vapor requerido} = \frac{1,5 \text{ kg de vapor}}{\text{L etanol anhidro}} \quad [7.1]$$

Producción de etanol: 796 kg/h

$$\text{Vapor requerido} = 796 \frac{\text{kg etanol}}{\text{h}} \cdot \frac{\text{m}^3 \text{ etanol}}{789,3 \text{ kg etanol}} \cdot \frac{1000 \text{ L etanol}}{\text{m}^3 \text{ etanol}} \cdot \frac{1,5 \text{ kg de vapor}}{\text{L etanol anhidro}}$$

$$\text{Vapor requerido} = 1512 \frac{\text{kg vapor}}{\text{h}}$$

ANEXO 21. COSTO INDIVIDUAL DE EQUIPOS

El cálculo del costo individual de los equipos necesarios para el funcionamiento de la planta de destilación para la obtención de etano anhidro está en función del material de construcción indicados mediante factores, ya que es el constituyente que incrementa o no el precio de un equipo, las dimensiones y accesorios del mismo (Couper, 2015). Se realizará con el método indicado a continuación:

Torre de Destilación de platos

$$C_T = 1,218[f_1 C_b + N f_2 f_3 C_t + C_{pt}] \quad [7.2]$$

$$C_b = 1,218 \exp(7,123 + 0,1478(\ln W) + 0,02488(\ln W)^2 + 0,0158\left(\frac{L}{D}\right) \ln\left(\frac{T_b}{T_D}\right)) \quad [7.3]$$

$$9020 < W < 2\,470\,000 \text{ lb}$$

$$C_t = 457,7 \exp(0,1739D) \quad [7.4]$$

$$\text{Si: } 2 < D < 16 \text{ ft}$$

$$C_{pt} = 249,6 D^{0,6332} L^{0,8016} \quad [7.5]$$

$$\text{Si: } 2 < D < 24,57 \text{ ft}$$

$$\text{Si: } 24,57 < L < 170 \text{ ft}$$

Tabla A3. Factores para cálculo de los costos de una torre de destilación

Material	f1	f3	f2
Acero Inoxidable, 304	1,7	-	1,189+0,577D
Acero Inoxidable, 316	2,1	-	1,401+0,724D
Carpenter 20CB-3	3,2	-	1,525+0,0788D
Niquel-200	5,4	-	-
Titanio	7,7	-	-
Tipo de Plato	-		-
Válvula	-	1,00	-
Orificios	-	0,80	-
Campana	-	1,59	-

Donde:

W : Peso de la coraza, sin incluir los accesorios

D : Diámetro interno, diámetro del plato

N : Número de platos

T_b : Espesor de la coraza en el fondo de la columna

T_D : Espesor requerido a la presión de operación

L : Longitud de la coraza

Costo de la torre deshidratadora

$$W = V \cdot \rho \quad [7.6]$$

$$\rho = 7850 \frac{kg}{m^3}$$

$$W = 82,50 m^3 \cdot 7850 \frac{kg}{m^3} \cdot \frac{2,2 lb}{kg}$$

$$W = 1\,424\,775 lb$$

Al aplicar la Ecuación 7.3

$$C_b = 1,218 \exp(7,123 + 0,1478(\ln 1\,424\,775)) + 0,02488(\ln 1\,424\,775)^2 \\ + 0,0158\left(\frac{15,5 m}{1,3 m}\right) \ln\left(\frac{s}{s}\right)$$

$$C_b = 26\,386,6$$

De la Ecuación 7.4 se tiene

$$C_t = 457,7 \exp(0,1739 (1,3))$$

$$C_t = 573,802$$

De la Ecuación 7.5 se obtiene:

$$C_{pt} = 249,6 (1,3)^{0,6332} (15,5)^{0,8016}$$

$$C_{pt} = 2651,94$$

De la Tabla 7.1 se obtienen los factores 1 y 2, relacionados al material de construcción de equipos.

$$f_1 = 1,7$$

$$f_2 = 1,189 + 0,577(1,3)$$

$$f_2 = 1,9391$$

Costo:

De la Ecuación 7.2, se obtiene el costo total de la torre de destilación deshidratadora.

$$C_T = 1,218[1,7 (26\ 386,6) + 35 (1.9391)(573,802) + 2651,94]$$

$$C_T = 4\ 367\ 481\ \text{USD}$$

Costo de la torre recuperadora

De la Ecuación 7.6, se tiene:

$$W = V \cdot \rho$$

$$\rho = 7850 \frac{kg}{m^3}$$

$$W = 6\ m^3 \cdot 7850 \frac{kg}{m^3} \cdot \frac{2,2\ lb}{kg}$$

$$W = 103\ 620\ lb$$

Con la Ecuación 7.3

$$C_b = 1,218 \exp(7,123 + 0,1478(\ln 103\ 620) + 0,02488(\ln 103\ 620)^2) \\ + 0,0158 \left(\frac{4,5\ m}{1,3\ m} \right) \ln \left(\frac{s}{s} \right)$$

$$C_b = 13\ 706$$

De la Ecuación 7.4

$$C_t = 457,7 \exp(0,1739 (1,3))$$

$$C_t = 573,802$$

De la Ecuación 7.5

$$C_{pt} = 249,6 (1,3)^{0,6332} (4,5)^{0,8016}$$

$$C_{pt} = 984,03$$

De la Tabla 7.1 se obtienen los factores 1 y 2, relacionados al material de construcción de equipos.

$$f_1 = 1,7$$

$$f_2 = 1,189 + 0,577(1,3)$$

$$f_2 = 1,9391$$

De la Ecuación 7.2, se obtiene el costo total de la columna recuperadora

$$C_T = 1,218[1,7 (13 706) + 35 (1.9391)_2(573,802) + 984,03]$$

$$C_T = \mathbf{89\ 341,6\ USD}$$

Bomba centrífuga

$$C = F_M F_T C_{b,n} \quad [7.6]$$

$$C_{b,n} = 139 \exp[8,833 - 0,6019(\ln Q\sqrt{H}) + 0,059(\ln Q\sqrt{H})^2] \quad [7.7]$$

Donde:

Q : Caudal, gpm

H : Altura de cabeza, pies.

Tabla A4. Factores F_M , para el cálculo del costo de una bomba centrífuga

Material	Factor de Costo, FM
Acero al carbono	1,35
304 o 306 herrajes	1,15
Acero Inoxidable, 304 o 316	2,00
Niquel	3,50
Titanio	9,70
Hierro maleable	1,15
Bronce	1,90

$$F_T = \exp \left[b_1 + b_2(\ln Q\sqrt{H}) + b_3(\ln Q\sqrt{H})^2 \right] \quad [7.8]$$

Tabla A5. Condiciones de operación de las diferentes bombas centrifugas

Type	Flujo (gpm)	Altura de Cabeza (ft)	HP (Max)
Una etapa, 3550 rpm, VSC	50 – 900	50 - 400	75
Una etapa, 1750 rpm, VSC	35-3500	50-200	200
Una etapa, 3550 rpm, HSC	100-1500	100-450	150
Una etapa, 1750 rpm, HSC	250-5000	50-500	250
Doble etapa, 3550 rpm, HSC	50-1100	300-1100	250
Doble etapa, 3550 rpm, HSC	100-1500	650-3200	1450

Tabla A6. Factores F_T , para el cálculo del costo de una bomba centrifuga

Type	b1	b2	b3
Una Etapa, 1750 rpm, VSC	5,1029	-1,2217	0,0771
Una Etapa, 3550 rpm, HSC	0,0632	0,2744	-0,0253
Una Etapa, 1750 rpm, HSC	2,0290	-0,2371	0,0102
Doble etapa, 3550 rpm, HSC	13,7321	-2,8304	0,1542
Multietapa, 3550 rpm, HSC	9,8849	-1,6164	0,0834

Costo de la bomba de alimentación a la columna deshidratadora y recuperadora.

De la Ecuación 7.7, se obtiene

$$Q = 4,63$$

$$H = 50 - 400 \text{ ft}$$

$$C_{b,n} = 139 \exp[8,833 - 0,6019(\ln 4,63\sqrt{50}) + 0,059(\ln 4,63\sqrt{50})^2]$$

$$C_{b,n} = 75\,774,6$$

Con la Ecuación 7.8, se obtiene:

$$F_T = \exp \left[b_1 + b_2(\ln Q\sqrt{H}) + b_3(\ln Q\sqrt{H})^2 \right]$$

$$F_T = \exp \left[5,1029 - 1,2217(\ln 4,63\sqrt{50}) + 0,0771(\ln 4,63\sqrt{50})^2 \right]$$

$$F_T = 0,305$$

De la Tabla 7.2 se obtiene el factor:

$$F_M = 1,15$$

Aplicando la Ecuación 7.6, se obtiene el costo total de la bomba de alimentación.

$$C = 1,15(0,305)(75\,774,6)$$

$$\mathbf{C = 3\,562,73\ USD}$$

Costo de la bomba de reflujo y de recirculación

De la Ecuación 7.7, se obtiene

$$Q = 26,07$$

$$H = 50 - 400\ ft$$

$$C_{b,n} = 139 \exp[8,833 - 0,6019(\ln 26,07\sqrt{50}) + 0,059(\ln 26,07\sqrt{50})^2]$$

$$C_{b,n} = 15\,693,8$$

Con la Ecuación 7.8, se obtiene:

$$F_T = \exp\left[5,1029 - 1,2217(\ln 26,07\sqrt{50}) + 0,0771(\ln 26,07\sqrt{50})^2\right]$$

$$F_T = 0.021$$

De la Tabla 7.2 se obtiene el factor:

$$F_M = 1,15$$

Aplicando la Ecuación 7.6, se obtiene el costo total de la bomba de reflujo.

$$C = 1,15(0,021)(15\,693,8)$$

$$\mathbf{C = 4\,339,71\ USD}$$

Tanques de almacenamiento

$$C = 1,218 F_M \exp[2,361 + 1,3673(\ln V) - 0,06309(\ln V)^2] \quad [7.9]$$

$$1300 < V < 21\,000\ gal$$

Costo del tanque de almacenamiento de materia prima

De la Tabla 7.5, el factor F_M

$$F_M = 2,4$$

$$V = 25\,582,4 \text{ gal}$$

Al aplicar la Ecuación 7.9, se obtiene el costo total del tanque de almacenamiento de materia prima

$$C = 1,218 (2,4) \exp[2,361 + 1,3673(\ln 25582,4) - 0,06309(\ln 25582,4)^2]$$

$$C = 49\,755,10 \text{ USD}$$

Costo del tanque de almacenamiento de producto terminado

De la Tabla 7.5, el factor F_M

$$F_M = 2,4$$

$$V = 26\,582,4 \text{ gal}$$

Al aplicar la Ecuación 7.9, se obtiene el costo total del tanque de almacenamiento de producto terminado.

$$C = 1,218 (2,4) \exp[2,361 + 1,3673(\ln 26582,4) - 0,06309(\ln 26582,4)^2]$$

$$C = 48\,654,50 \text{ USD}$$

Tabla A7. Factor F_M , para el cálculo del costo de un tanque de almacenamiento

Material de construcción	Factor de costo, F_M
Acero Inoxidable 316	2,7
Acero Inoxidable 316	2,4
Acero Inoxidable 316	3,0
Níquel	3,5
Circonio	11
Titanio	11
Aluminio	2,7
Cobre	2,3
Concreto	0,55

Tabla A8. Multiplicadores para costos de instalación de equipos

Equipo	Multiplicador
Columnas de destilación	3,0
Evaporadores	1,5
Bombas centrífugas	2,8
Tanques	1,5

ANEXO 22. CAPTURA DE PANTALLA, CURVA BINODAL PROGRAMA CHEMCAD

CHEMCAD 6.3.1

Page 1

Simulation: Untitled

Date: 03/27/2016 Time: 20:09:29

Computed Binodal Curve in Mole Percent:

[1] = Cyclohexane

[2] = Water

[3] = Ethanol

Left Phase (liviana)			Right Phase (Pesada)		
[1]	[2]	[3]	[1]	[2]	[3]
83.876	0.000	16.124	61.587	0.000	38.413
85.405	0.048	14.547	56.500	0.397	43.103
86.550	0.079	13.370	51.500	0.965	47.535
87.451	0.101	12.449	46.500	1.713	51.787
88.178	0.116	11.707	41.500	2.651	55.849
88.786	0.126	11.088	36.500	3.799	59.701
89.325	0.133	10.543	31.500	5.206	63.294
89.840	0.138	10.022	26.500	6.971	66.529
90.388	0.141	9.471	21.500	9.277	69.223
91.033	0.144	8.824	16.500	12.485	71.015
91.862	0.144	7.994	11.500	17.348	71.152
92.533	0.143	7.324	8.361	22.000	69.639
93.150	0.141	6.708	6.021	27.000	66.979
93.680	0.139	6.181	4.356	32.000	63.644
94.138	0.136	5.726	3.142	37.000	59.858
94.535	0.133	5.332	2.248	42.000	55.752
94.881	0.129	4.989	1.585	47.000	51.415
95.183	0.126	4.691	1.095	52.000	46.905
95.448	0.123	4.429	0.738	57.000	42.262
95.682	0.120	4.197	0.480	62.000	37.520
95.897	0.117	3.985	0.300	67.000	32.700
96.108	0.114	3.778	0.177	72.000	27.823
96.340	0.111	3.549	0.098	77.000	22.902
96.642	0.106	3.252	0.049	82.000	17.951
97.093	0.099	2.809	0.022	87.000	12.978
97.819	0.087	2.094	0.009	92.000	7.991
98.980	0.070	0.950	0.003	97.000	2.997

ANEXO 23. CATÁLOGOS DE EQUIPOS



FICHA TÉCNICA 10 a 185 BHP

MODELO GENERADOR	UNID.	E-10	E-15	E-20	E-26	E-40	E-50	SE-40	E-50	E-60	SE-60	E-80	SE-80	E-100	SE-100	E-125	SE-125	E-185	SE-185	
POTENCIA NETA	KW	98	147	196	255	392	490	392	490	589	589	785	785	981	981	1226	1226	1815	1815	
REGULACIÓN	%	Queimador ON/OFF																		
ENTREGA MÁXIMA EQUIVALENTE VAPOR SATURADO (°)	kg/h	157	235	313	407	626	783	626	783	939	939	1253	1253	1566	1566	1957	1957	2897	2897	
PRESIÓN NOMINAL DE OPERACIÓN DISPONIBLE HASTA (°)	bar	13	13	13	13	17	17	17	17	58	58	58	58	58	58	58	58	58	58	
POTENCIA ELÉCTRICA DEL MOTOR	KW	0,37	0,37	0,55	0,55	2,4	2,4	2,4	2,4	4	4	2,4	2,4	2,4	2,4	4,2	4,2	5,5	5,5	
(230/400/415/440 VAC - 50/60 Hz)	KW	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5	4	4	5,5	5,5	5,5	5,5	5,5	5,5	11	11	
RENDIMIENTO DE COMBUSTIÓN (°)	%	TIPO COMBUSTIBLE: G(Gas) / O(Gasoil)																		
POSICIÓN 100%	%	94 93 91 92 92 92 90 91 92 94 95 94 95 96 96 93 95 94 93 95 95 95 95 97 97 95 95 97 97 94 95 96 97 94 94 94 94																		
POSICIÓN 50%	%	94 95 96 96 96 96 96 96 96 96 96 96 96 96 96 96 96 96 96 96																		
CONSUMO A CARGA MÁXIMA	Nm ³ /h	10,2	15,7	20,7	27,6	42,0	54,2	40,6	51,3	62,9	60,9	83,0	80,4	103,7	100,5	131,1	128,9	196,2	187,8	
GAS - PCI = 37000 kJ/Nm ³	kg/h	8,9	13,5	18,0	24,0	36,0	45,8	34,8	45,8	54,5	52,8	71,1	68,9	88,9	86,1	112,4	108,8	168,1	162,8	
GASOIL - PCI = 42700 kJ/kg	L	24	24	50	50	65	76,5	65	76,5	104	130	192	235	192	235	192	235	296	296	
CONTENIDO EN AGUA (sistema agua/vapor generador)	L	9,1	9,1	14	13	20	30,4	20	30,4	25	33	47	61	47	61	47	61	84	108	
EN FUNCIONAMIENTO	m ²	4,5	4,5	5,1	5,1	7,8	7,8	11	7,8	10,7	15,8	19,1	27,5	19,1	27,5	19,1	27,5	25,1	37,1	
SUPERFICIE DE CALENTAMIENTO	m ²	25	25	25	25	25	25	25	25	2030	2030	2030	2030	2030	2030	2030	2030	2185	2185	
PRESIÓN DE GAS REQUERIDA EN ENTRADA (°)	mbar	1325	1325	1325	1325	1325	1325	1325	1325	1710	1710	1755	1755	1755	1755	1755	1755	1885	1885	
gas natural	mm	1325																		
gasoil	mm	1325																		
DIMENSIONES GENERALES DEL GENERADOR (aprox.)	mm	960	960	1045	1045	945	945	945	945	1290	1290	1300	1300	1300	1300	1300	1300	1415	1415	
gas natural	mm	960																		
gasoil	mm	960																		
gas - gasoil	mm	960																		
gas natural	kg	390	390	450	450	680	680	790	680	790	930	930	1345	1345	1345	1345	1345	1350	1350	
gasoil	kg	390																		
LARGO	mm	500	500	515	515	830	830	930	830	930	930	1345	1345	1345	1345	1345	1345	1350	1350	
ANCHO	mm	375	375	465	465	630	630	630	630	630	630	677	677	677	677	677	677	820	820	
PESO (vacio)	kg	650	650	650	650	1065	1065	1065	1065	1065	1065	1025	1025	1025	1025	1025	1025	1155	1155	
LARGO	mm	650																		
ANCHO	mm	650																		
PESO	kg	40	40	40	40	180	180	180	180	180	180	325	325	325	325	325	325	400	400	
CONEXIÓN CHIMENEA (diámetro externo)	mm	202	202	202	202	305	305	305	305	305	305	381	381	381	381	381	381	457	457	
CHIMENEA	mm	202																		

Figura A.7.1 Catálogo de caldera Pirotubular

Intercambiadores de placas termosoldados Alfa Laval



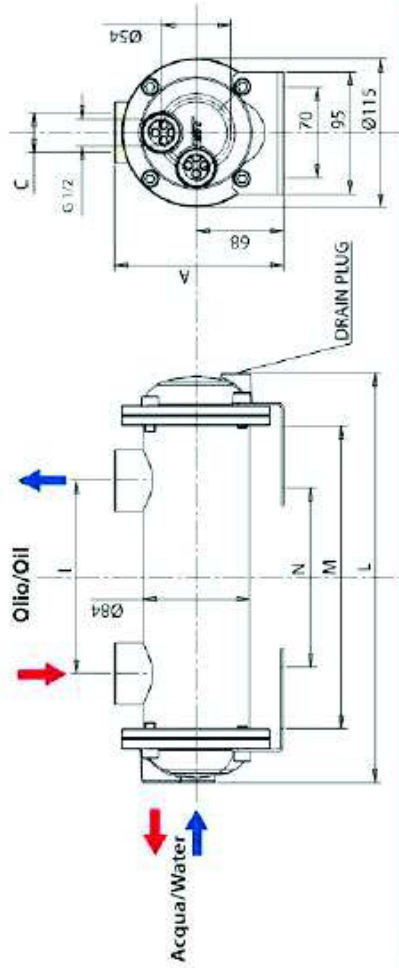
	CBH16	CBH18	CB20	CB30	CB60
 Tipo de canal	H, A	H, A	H	H, M, L	H, M, L
 Presión diseño a 1,50°C	32	32	16	36	36
 Caudal máx. (m³/h)	3,6	3,6	8,9	14,5	14,5
 Altura (mm)	211	316	324	313	527
 Ancho (mm)	74	74	94	113	113
 Conexiones	3/4"	3/4"	1"	1 1/4" / 1"	1 1/4" / 1"

	CB110	CB112	CB200	CB300	CB400
 Tipo de canal	H, L, M	AM, AM	H, L, M	H, L, M	H, L
 Presión diseño a 1,50°C	32	32	26	27 / 16	32/27
 Caudal máx. (m³/h)	51	34 / 63	128	200	200
 Altura (mm)	618	618	740	990	990
 Ancho (mm)	191	191	323	365	390
 Conexiones	2" / 2 1/2"	2" / 2 1/2"	3"	4" / 2 1/2"	4"

Figura A.7.2. Catálogo del intercambiador de calor para agua de enfriamiento

SCAMBIATORI DI CALORE SERIE "SA080"
HEAT EXCHANGERS "SA080" SERIES

DIIT



Tab. A

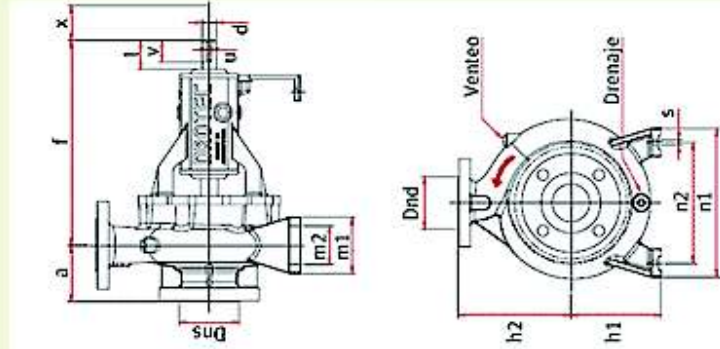
Codice/Code	A (mm)	C (BSP)	l (mm)	L (mm)	M (mm)	N (mm)	L/min (Oil)	KW (***)	m ²	Kg
SA080-150-S4	132	1"	150	318	235	139	30 - 80	4 - 4,5	0,26	4,50
SA080-310-S4	132	1"	310	478	395	299	20 - 60	7 - 8	0,45	6,50
SA081-310-L4	135,5	1" 1/2	310	478	395	299	50 - 100	7 - 8	0,45	6,50
SA080-660-S4	132	1"	660	728	645	549	30 - 80	14 - 16	0,73	9,00
SA081-660-L4	135,5	1" 1/2	660	728	645	549	80 - 130	14 - 16	0,73	9,00
SA081-715-S4	135,5	1" 1/2	715	883	800	704	40 - 90	17 - 20	0,91	11,00
SA081-715-L4	135,5	1" 1/2	715	883	800	704	100 - 150	17 - 20	0,91	11,00
SA081-870-S4	135,5	1" 1/2	870	1038	955	859	60 - 110	20 - 23	1,09	12,50
SA081-870-L4	135,5	1" 1/2	870	1038	955	859	140 - 190	20 - 23	1,09	12,50

*** Oil / Oil = 50 °C, 46 cSt, H₂O = 15 °C

Figura A.7.3. Catálogo de intercambiadores de calor de tubos y coraza

TABLA DE DIMENSIONES

TAMAÑO	DIMENSIONES DE LAS BRIDAS		DIMENSIONES DE LA BOMBA				DIMENSIONES DE LAS PATAS				DIMENSIONES DEL EJE						
	Succión	Descarga	a	f	ht	h2	X*	m1	m2	n1	n2	s	u	v	l	q**	
25-160	1"	1"	65	285	112	160	40	100	70	220	180	12	22	6	32	48	24
25-200	1 1/2"	1"	80	360	160	180	50	100	70	240	190	12	24	8	40	50	30
32-160		1 1/2"			132	160											
32-200	2"	1 1/2"	80	360	160	180		100	70	240	190	14	24	8	40	50	30
32-250					180	225		125	95	320	250						
40-160			80		132	160		100	70	240	190						
40-200	2 1/2"	1 1/2"	100	360	160	180	50	100	70	265	212	14	24	8	40	50	30
40-250					180	225		125	95	320	250						
40-315			128	470	200	253	100	125	95	350	280		32	10	70	80	40
50-160					180			100	70	265	212						
50-200	2 1/2"	2"	100	360	160	200	50	125	95	320	250	14	24	8	40	50	30
50-250					180	225		125	95	350	280						
50-315	3"		125	470	225	280	100	130	130	320	250		32	10	70	80	40
65-160					160	200		125	95	280	212		14	24	8	40	50
65-200			100		180	225		125	95	320	250						
65-250	3"	2 1/2"			200	250		160	120	400	315	18	32	10	70	80	40
65-315			125	470	225	280	140	160	120	400	315	18	32	10	70	80	40
65-400					250	355		420	335								
80-160					180	225	50	125	95	320	250	14	24	8	40	50	30
80-200	4"	3"			200	280		160	120	400	315	18	32	10	70	80	40
80-250			125	470	200	280		160	120	400	315	18	32	10	70	80	40
80-315					250	315	140	160	120	400	315	18	32	10	70	80	40
80-400					280	355		435	355	224	12	60	110	50			
100-200			125		200	280		160	120	400	315						
100-250					250	315	140	160	120	400	315	18	32	10	70	80	40
100-315	5"	4"	140		250	315		160	120	400	315						
100-400					280	355		200	150	500	400	22	42	12	60	110	50
125-250					470	250	355	160	120	400	315	18	32	10	70	80	40
125-315			140		530	280	355	160	120	400	315	18	32	10	70	80	40
125-400					530	280	355	160	120	400	315	18	32	10	70	80	40
150-315			160	530	280	400		200	150	550	450	22	42	12	60	110	50
150-400					315	450		200	150	550	450	22	42	12	60	110	50



* Distancia para el desarme
 ** Diámetro del eje en la zona de la empaquetadura o el sello mecánico
 Sujetas a variación sin previo aviso.
 No aptas para construcción.
 Válidas sólo para referencia.

Figura A.7.4. Catálogo de bombas centrífugas