

# **ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL**

**FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y  
AGROINDUSTRIA**

**DISEÑO DE UNA PLANTA PARA LA RECUPERACIÓN DE  
ALCOHOL METÍLICO Y DE POLIETILENGLICOL DE  
SOLUCIONES DE DESECHO PROVENIENTES DEL PROCESO  
DE PRESERVACIÓN DE ROSAS**

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

**HÉCTOR MIGUEL VILLALBA SALTOS**

**DIRECTOR: ING. LILIANA GUZMÁN BECKMANN MSc.**

**Quito, Diciembre 2018**

© Escuela Politécnica Nacional 2018

Reservados todos los derechos de reproducción

## DECLARACIÓN

Yo, Héctor Miguel Villalba Saltos 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.

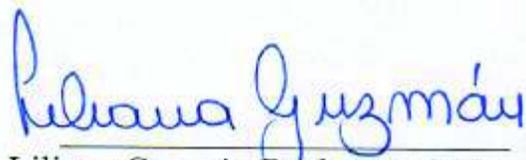
La Escuela Politécnica Nacional puede hacer uso de los derechos correspondientes a este trabajo, según lo establecido por la Ley de Propiedad Intelectual, por su Reglamento y por la normativa institucional vigente.



Héctor Miguel Villalba Saltos

## CERTIFICACIÓN

Certifico que el presente trabajo fue desarrollado por Héctor Miguel Villalba Saltos, bajo mi supervisión.

A handwritten signature in blue ink that reads "Liliana Guzmán Beckmann". The signature is written in a cursive style with a horizontal line underneath the name.

Ing. Liliana Guzmán Beckmann MSc.  
**DIRECTOR DE PROYECTO**

## **AGRADECIMIENTOS**

Agradezco a mi familia Héctor, Rosario, Santy, Bet y Gelen por todo el cariño, amor y apoyo incondicional recibido en todo momento, gracias por enseñarme a ser una buena persona.

Mi gratitud eterna a mi directora de tesis, Liliana Guzmán, por su apoyo, sabiduría, por su buena predisposición en todo momento para mejorar este proyecto y sobre todo por su amistad incondicional.

A la Empresa Alinatura S.A por abrirme las puertas y permitir desarrollar este proyecto, en especial a: Ing. Santiago V., Ing. Mery A., Ing. Danilo V., Maribel.

A Marcelo Salvador por su calidad humana y profesional que permitieron una mejora sustancial en este proyecto, por sus consejos y por ser un amigo.

Mi reconocimiento al cuerpo docente de la Facultad de Ingeniería Química y Agroindustria, en especial al Departamento de Ingeniería, por impartir conocimientos, forjar profesionales de calidad.

Agradezco a mis amigos, Stalin C., Germán V., Darwin N., Sergio C., Cristhian Ch., Jessy C., Cindy D., David Y. Lya Z., Jeff V., Astrid P., Antony R., Sonia M., Camilito P., por ser parte de un excelente grupo de trabajo durante la vida universitaria, sin ustedes el camino hubiese sido mucho mas complejo, pero sobre todo por ser buenos seres humanos. Se les quiere amigos.

Al personal que conforma LACBAL a quienes tuve el agrado de conocer, trabajar y compartir buenos momentos, (Ing. Lili G., Ing. Tania P., Ing. María José L., Ing. Eliana P., Ing. Jessy C., Santy E., Treysi A., Pablo A., Andrés Ch.).



## DEDICATORIA

*Con amor,*

*A mis padres: Héctor, Rosario y Elena*

*A mis hermanos: Santiago y Betzy*

*A mi abuela: Angélica*

*A mi familia y amigos*

## ÍNDICE DE CONTENIDOS

	<b>PÁGINA</b>
<b>RESUMEN</b>	<b>xviii</b>
<b>INTRODUCCIÓN</b>	<b>xx</b>
<b>1 JUSTIFICACIÓN</b>	<b>22</b>
1.1 Descripción general de la empresa	22
1.2 Antecedentes	23
1.3 Descripción del proceso de preservación de flores	24
1.4 Análisis del problema	28
1.5 Soluciones de desecho	29
1.6 Tratamiento de residuos líquidos	30
1.7 Filtración tangencial	31
1.7.1 Procesos de separación conducido por presión y por concentración	32
1.7.1.1 Microfiltración	33
1.7.1.2 Nanofiltración	33
1.7.1.3 Ósmosis inversa o hiperfiltración	33
1.7.1.4 Ultrafiltración	34
1.8 Destilación	35
1.8.1 Destilación flash o instantánea	35
1.8.2 Destilación al vacío	35
1.8.3 Destilación molecular	36
1.8.4 Destilación batch	36

1.8.4.1	Operación a reflujo constante	38
1.8.4.2	Operación a composición constante en el destilado	38
<b>2</b>	<b>DESCRIPCIÓN DEL PROCESO</b>	<b>39</b>
2.1	Materias primas y servicios auxiliares	40
2.1.1	Soluciones de desecho	40
2.2	Descripción del proceso	41
2.2.1	Tanque de acondicionamiento	41
2.2.2	Sistema de ultrafiltración tangencial	42
2.2.3	Destilación batch atmosférica	42
2.2.4	Sistemas auxiliares	43
<b>3</b>	<b>CRITERIOS DE DISEÑO O EVALUACIÓN</b>	<b>44</b>
3.1	Dimensionamiento del tanque de acondicionamiento	45
3.1.1	Volumen del tanque de acondicionamiento	45
3.1.2	Tapas del recipiente	46
3.1.3	Presión de diseño	47
3.1.4	Temperatura de diseño	48
3.1.5	Espesor mínimo de diseño	48
3.1.5.1	Límite elástico (s)	49
3.1.5.2	Factor de soldadura (e)	49
3.1.5.3	Esfuerzo tangencial	50
3.1.5.4	Espesor mínimo de las tapas del recipiente	51
3.1.6	Dimensionamiento del sistema de agitación	52
3.2	Criterios de dimensionamiento del sistema de ultrafiltración	54
3.2.1	Selección de membrana	56
3.2.2	Productividad de la membrana	56
3.2.3	Área superficial de la membrana o flux	56
3.3	Criterios de diseño y dimensionamiento columna de destilación atmosférica batch	57
3.3.1	Condiciones de operación	59
3.3.2	Determinación de flujos másicos y volumétricos	59
3.3.2.1	Reflujo mínimo	59
3.3.2.2	Número de etapas	61
3.3.3	Balance de materia y energía	62
3.3.3.1	Balance de masa	62
3.3.3.2	Balance de energía	64

3.3.4	Diámetro y altura de la columna	65
3.3.4.1	Diámetro de columna	66
3.3.5	Diseño de los internos de plato	68
3.3.5.1	Diseño de los medios promotores de contacto	68
3.3.5.2	Diseño de rebosadero o vertedero	69
3.3.5.3	Canal de descenso o bajante	70
3.3.6	Análisis hidráulico del plato	70
3.3.6.1	Caída de presión a través de los orificios	71
3.3.6.2	Caída de presión por la retención líquido en el plato	72
3.3.6.3	Inundación por el canal de descenso	73
3.3.7	Caída de presión en la columna	74
3.4	Criterios de diseño intercambiadores de calor	75
3.4.1	Criterios de diseño del hervidor tipo calderín	77
3.5	Criterios de diseño para tuberías	80
3.5.1	Diámetro óptimo de conducción	80
3.5.2	Pérdidas de carga	81
3.6	Criterio de dimensionamiento de bombas	83
3.6.1	Altura total de aspiración	85
3.6.1.1	Altura total de impulsión	86
3.6.2	Carga neta positiva de aspiración	86
<b>4</b>	<b>DISEÑO DE EQUIPOS</b>	<b>88</b>
4.1	Diagramas de bloques (BPD) y diagrama de flujo (PFD)	88
4.2	Balance de masa	92
4.3	Planificación de la producción	93
4.3.1	Planificación del mantenimiento	97
4.4	Balance de energía	99
4.4.1	Consumo de energía eléctrica	105
4.5	Disposición en planta (Lay-out) y planos de elevación	107
4.6	Diagrama de tuberías e instrumentación y control (P&ID)	111
4.7	Dimensionamiento y especificación de los equipos propuestos	116
<b>5</b>	<b>ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD ECONÓMICA</b>	<b>124</b>

5.1	Inversiones	124
5.2	Costos fijos y costos variables	125
5.2.1	Costos fijos	125
5.2.2	Costos variables	126
5.3	Ingresos por ahorro	126
	<b>BIBLIOGRAFÍA</b>	<b>131</b>
	<b>ANEXOS</b>	<b>136</b>

## ÍNDICE DE TABLAS

		PÁGINA
<b>Tabla 2.1</b>	Parámetros medidos a las soluciones de desecho	41
<b>Tabla 3.1</b>	Coefficiente global de transferencia de calor típicos en intercambiadores de tubos y coraza	77
<b>Tabla 3.2</b>	Velocidad máxima según el tipo de fluido	81
<b>Tabla 3.3</b>	Capacidad máxima de impulsión del fluido según el tipo bomba	84
<b>Tabla 4.1</b>	Balance de masa de la planta de metanol y polietilenglicol	92
<b>Tabla 4.2</b>	Tiempo de las actividades a desarrollar en la planta de metanol y polietilenglicol, tiempo de diseño de los equipos	95
<b>Tabla 4.3</b>	Estimación del tiempo probable para las actividades críticas del proceso	96
<b>Tabla 4.4</b>	Ecuaciones del balance de energía de la columna de destilación batch, tiempo de operación: 4,5 horas	99
<b>Tabla 4.5</b>	Ecuaciones para determinar el consumo de vapor, diésel y agua de enfriamiento en la columna de destilación, tiempo de operación: 4,5 horas	100
<b>Tabla 4.6</b>	Temperatura de operación de las corrientes de la planta de recuperación de polietilenglicol y metanol	101
<b>Tabla 4.7</b>	Consumo energético de los equipos utilizados en la planta	106
<b>Tabla 4.8</b>	Hoja de especificaciones del sistema de ultrafiltración	117
<b>Tabla 4.10</b>	Hoja de especificaciones del sistema de ultrafiltración	118
<b>Tabla 4.11</b>	Hoja de especificación del sistema de ultrafiltración	119
<b>Tabla 4.12</b>	Hoja de especificación de la columna de destilación	120
<b>Tabla 4.13</b>	Hoja de especificación bomba de dosificación	121
<b>Tabla 4.14</b>	Hoja de especificación de la bomba de desplazamiento positivo	122
<b>Tabla 4.15</b>	Hoja de especificación de la unidad de enfriamiento	123
<b>Tabla 5.1</b>	Costos de inversión para la planta de recuperación de metanol y polietilenglicol	124
<b>Tabla 5.2.</b>	Costos de nómina para la planta de recuperación de metanol y polietilenglicol	125
<b>Tabla 5.3</b>	Costos variables de la planta de recuperación de metanol y polietilenglicol, por lote de producción	126
<b>Tabla 5.4</b>	Costos por servicio de destilación	127
<b>Tabla 5.5</b>	Costos totales anuales	127

<b>Tabla 5.6</b>	Costos por solución de desecho tratada	128
<b>Tabla 5.7</b>	Ahorro por tratamiento de soluciones de desecho batch	128
<b>Tabla AI.1</b>	Caracterización de las soluciones de desecho provenientes del proceso de preservación de flores.	136
<b>Tabla AI.2</b>	Caracterización de las soluciones de desecho provenientes del proceso de preservación de flores	137
<b>Tabla AI.3</b>	Composición másica y molar de la alimentación en el hervidor de la columna de destilación	140
<b>Tabla AI.4</b>	Equilibrio líquido-vapor sistema metanol-agua a 0,72 atm modelo termodinámico NTRL	141
<b>Tabla AI.5</b>	Ecuaciones de las rectas de operación de enriquecimiento ROE	146
<b>Tabla AI.6</b>	Composición másica y molar de las corrientes resultantes de la destilación	147
<b>Tabla AI.7</b>	Composición en el hervidor a distintas relaciones de L/V	148
<b>Tabla AI.8</b>	Calor latente de vaporización de la mezcla metanol-agua en función de la composición en el hervidor	153
<b>Tabla AI.9</b>	Ecuaciones del balance de energía de la columna de destilación batch, tiempo de diseño 4,5 horas	160
<b>Tabla AI.10</b>	Ecuaciones del balance de energía de la columna de destilación batch, tiempo de diseño 4,5 horas	161
<b>Tabla AII.1</b>	Dimensiones del tanque de acondicionamiento	166
<b>Tabla AIII.1</b>	Especificaciones de la membrana Koch 3043-25-43-PM30	169
<b>Tabla AIV.1</b>	Propiedades físicas del metanol	172
<b>Tabla AIV.2</b>	Dimensiones de la columna de destilación T-3201	177
<b>Tabla AIV.3</b>	Dimensionamiento del serpentín de calentamiento	186
<b>Tabla AIV.4</b>	Coefficientes de transferencia de calor, intercambiadores de calor tipo placas	194
<b>Tabla AIV.5.</b>	Especificaciones técnicas, intercambiadores de calor tipo placas	195
<b>Tabla AIV.6</b>	Dimensiones del intercambiador de calor tipo placas modelo P0BF SpiraxSarco	196
<b>Tabla AVII.1</b>	Concentración volumétrica, concentración másica, densidad y pH metanol nuevo y destilado	218
<b>Tabla AVII.2</b>	Concentración volumétrica, concentración másica, densidad y pH metanol nuevo y destilado	219

## ÍNDICE DE FIGURAS

		<b>PÁGINA</b>
<b>Figura 1.1</b>	Localización de la planta de preservación de flores Alinatura y de las fincas: Joygardens, HojaVerde, y Flormare	22
<b>Figura 1.2</b>	Diagrama de bloques del proceso de preservación de flores, Alinatura S.A.	25
<b>Figura 1.3</b>	Acondicionamiento de flores, solución A	26
<b>Figura 1.4</b>	Preservación de flores, solución B	27
<b>Figura 1.5</b>	Procesos de membrana conducidos por presión y concentración	32
<b>Figura 1.6</b>	Esquema de una columna batch	37
<b>Figura 2.1</b>	Esquema del equipo de recuperación de PEG-400 y metanol	40
<b>Figura 3.1</b>	Distribución de esfuerzos en un cabezal de un tanque vertical	49
<b>Figura 3.2</b>	Relación diámetro interno espesor en recipientes	50
<b>Figura 3.3</b>	Esquema de una tapa torisférica	51
<b>Figura 3.4</b>	Guía para la selección de un agitador	52
<b>Figura 3.5</b>	Guía para el dimensionamiento de un tanque agitado	53
<b>Figura 3.6</b>	Polarización de concentración en la superficie de la membrana	55
<b>Figura 3.7</b>	Algoritmo de diseño para una columna de destilación	58
<b>Figura 3.8</b>	Determinación del reflujo mínimo	60
<b>Figura 3.9</b>	Método de McCabe-Thiele operación con composición constante en el destilado	63
<b>Figura 3.10</b>	Límites de Inundación o capacidad máxima para platos perforados, platos de cachuchas	67
<b>Figura 3.11</b>	Distribución de áreas en el plato	68
<b>Figura 3.12</b>	Vista lateral de un plato de una columna de destilación en operación normal	69
<b>Figura 3.13</b>	Coefficientes de descarga para platos perforados	72
<b>Figura 3.14</b>	Correlación pelicular de condensación en función del número de Reynolds	80
<b>Figura 3.15</b>	Monograma de valores de coeficientes de fricción en tuberías y número de Reynolds	83
<b>Figura 3.16</b>	Criterios de selección de bombas de desplazamiento positivo	85
<b>Figura 4.1</b>	Diagrama de bloques (BPD), planta de recuperación de metanol y polietilenglicol	89

<b>Figura 4.2</b>	Diagrama de flujo de proceso (PFD), planta de recuperación de metanol y polietilenglicol (área 3101)	90
<b>Figura 4.3</b>	Diagrama de flujo de proceso (PFD), planta de recuperación de metanol y polietilenglicol (área 3201)	91
<b>Figura 4.4</b>	Planificación de la producción	98
<b>Figura 4.5</b>	Fracción másica en el destilado en función del tiempo	102
<b>Figura 4.6</b>	Fracción másica en el hervidor en función del tiempo	103
<b>Figura 4.7</b>	Fracción másica en el hervidor en función del tiempo	103
<b>Figura 4.8</b>	Variación de la temperatura del destilado en función del tiempo	104
<b>Figura 4.9</b>	Variación de la temperatura del hervidor en función del tiempo	105
<b>Figura 4.10</b>	Lay-out de la planta de recuperación de polietilenglicol y metanol	108
<b>Figura 4.11</b>	Vista frontal planta de recuperación de polietilenglicol y metanol	109
<b>Figura 4.12</b>	Vista isométrica 3D planta de recuperación de polietilenglicol y metanol	110
<b>Figura 4.13</b>	Simbología y abreviaturas de los diagramas de tuberías e instrumentación P&ID y control de la planta de recuperación de metanol y polietilenglicol	113
<b>Figura 4.14</b>	Diagramas de tuberías, instrumentación P&ID y control de la planta de recuperación de metanol y polietilenglicol, área 3101	114
<b>Figura 4.15</b>	Diagrama de tubería e instrumentación y control (Área 3102)	115
<b>Figura AI.1</b>	Balance de masa tanque de acondicionamiento TK-3101	138
<b>Figura AI.2</b>	Balance de masa sistema de ultrafiltración F-3101	139
<b>Figura AI.3</b>	Balance de masa corriente de ingreso a la columna de destilación T-3101	140
<b>Figura AI.4</b>	Diagrama de equilibrio sistema metanol-agua método termodinámico NTRL a 0,72 atm	142
<b>Figura AI.5</b>	Reflujo mínimo, composición en el destilado de 0,88 y en el hervidor 0,44	143
<b>Figura AI.6</b>	Mínimo número de etapas teóricas, $R_{min} = 0,41$	144
<b>Figura AI.7</b>	Diagrama de equilibrio x,y recta de operación $y = 0,396x + 0,54$	145
<b>Figura AI.8</b>	Balance de masa en la columna de destilación T-3201	147
<b>Figura AI.9</b>	Balance de energía columna de destilación.	151

<b>Figura AI.10</b>	Temperatura de punto de burbuja, rocío versus concentración sistema metanol-agua 0,72 atm.	153
<b>Figura AI.11</b>	Diagrama de entalpía versus concentración sistema metanol-agua 0,72 atm.	154
<b>Figura V.1</b>	Detalles de la unidad de enfriamiento ECCLASH-COMPACT-1C.	208
<b>Figura AV.2</b>	Diagrama de instalación de la unidad de enfriamiento “ <i>chiller</i> ”	208
<b>Figura AV.3</b>	Tanque de almacenamiento de agua de enfriamiento	209
<b>Figura AV.4</b>	Diagrama de instalación tanque de almacenamiento de agua de enfriamiento	210

**ÍNDICE DE ANEXOS**

	<b>PÁGINA</b>
<b>ANEXO I</b>	
Balance de masa y energía	136
<b>ANEXO II</b>	
Dimensionamiento del tanque de acondicionamiento	162
<b>ANEXO III</b>	
Dimensionamiento del sistema de ultrafiltración	169
<b>ANEXO IV</b>	<b>172</b>
Diseño y dimensionamiento de la columna de destilación	172
<b>ANEXO V</b>	
Dimensionamiento de equipos secundarios	201
<b>ANEXO VI</b>	
Simulación de la torre batch	211
<b>ANEXO VII</b>	
Análisis cuantitativo de metanoldestilado	217

## RESUMEN

En el presente estudio se realizó el diseño conceptual y básico de una planta de recuperación de polietilenglicol, (PEG), y metanol con una concentración mínima de 93 % (m/m) a partir de 169,70 kg de solución de desecho que proviene del proceso de preservación y 316,82 kg de solución de desecho que proviene del proceso de acondicionamiento de flores.

Se recupera de 5,65 kg PEG de la solución de desecho tipo B que se obtiene del proceso de preservación de flores. Se dimensionó para un sistema de ultrafiltración tangencial con membrana de corte de 30 000 Da y una superficie de filtrado de 2,60 m<sup>2</sup>; previamente a la ultrafiltración, la solución debe ser acondicionada a un valor de pH 4,0 y 10 °C. Para regular el pH se utilizó un tanque de agitación provisto de una bomba dosificadora que permite suministrar la cantidad de ácido nítrico al 20 % (m/m) para controlar el pH de la solución, la disminución de la temperatura de la solución se logra mediante el paso de la solución por un intercambiador de calor de placas con un área de transferencia de calor de 0,52 m<sup>2</sup>.

Se diseñó y dimensionó una columna de destilación que opera por lotes manteniendo la composición constante en el destilado, para la recuperación de metanol con una pureza del 93 % (m/m) de la solución filtrada y de la solución de desecho tipo A que proviene del acondicionamiento del proceso de preservación de flores. La columna posee cinco etapas teóricas más un hervidor y un condensador parcial interno. El diámetro de la columna de destilación tiene un valor de 0,24 m con un espaciamiento entre platos de 0,23 m, se utilizó como promotor de contacto líquido – vapor, platos perforados, la temperatura en el tope de la columna debe ser controlada a 61,5 °C para obtener 270,00 kg de destilado con una concentración del 93 % (m/m).

La inversión de la implementación de la planta de recuperación de metanol y polietilenglicol durante el primer año es de 69 559,16 USD. El costo por tratar un kilogramo de solución de desecho es de 0,27 USD y representa un ahorro anual

para la empresa de 65 426,00 USD y permite recuperar la inversión en 1,06 años o el momento de operar el batch 137; además se aumenta la productividad y se mejora el manejo ambiental de la empresa.

## INTRODUCCIÓN

La empresa Alinatura S.A. es parte del grupo comercial Hoja Verde uno de los principales productores y exportadores de rosas en Ecuador. Alinatura S.A., se dedica a la producción de flores preservadas e inicia sus operaciones a finales de 2015.

La preservación de flores es un proceso en el cual se reemplaza la materia biodegradable de la flor por material polimérico, para ello las flores se introducen en soluciones con un contenido de sales minerales, polímeros y tintes en presencia de un solvente de características polares. El tipo de solvente utilizado depende principalmente de: la especie de la flor a preservar, los costos y la disponibilidad del solvente en el mercado. Los principales solventes utilizados son: alcohol metílico, alcohol etílico, alcohol isopropílico, glicerina entre otros (Silva y Guitnaldas S.A., 2012, p. 3; Sellegard, 1995, p. 2).

A consecuencia del proceso de preservación de flores se generan 480 kg de soluciones de desecho que provienen del acondicionamiento y de la preservación de las flores con un contenido promedio del 50 % (m/m) de metanol, por cada turno de ocho horas. El manejo y disposición final de las soluciones se convierte en un problema debido a que las soluciones de desecho se encuentran catalogadas como peligrosas según el Texto unificado de legislación secundaria de medio ambiente "TULSMA" (MAE, Acuerdo Ministerial 142, 2015).

Durante el 2015 y el primer semestre de 2016 las soluciones de desechos fueron incineradas por un gestor ambiental, lo cual significa una pérdida de metanol y un costo para la empresa por el servicio de incineración de las soluciones. Durante el segundo semestre de 2016 la empresa envió las soluciones de desecho a una empresa externa para la recuperación de metanol, sin embargo, este servicio posee los siguientes inconvenientes: no cumple con los requisitos de pureza mínima de metanol para la reinsertión en el proceso productivo de preservación de flores y presenta problemas en la logística del transporte de las soluciones de desecho y del metanol recuperado.

Otro inconveniente que posee la empresa en estudio es el almacenaje de las soluciones de desechos, incrementando el riesgo de incendio y disminuyendo el espacio operativo de las instalaciones.

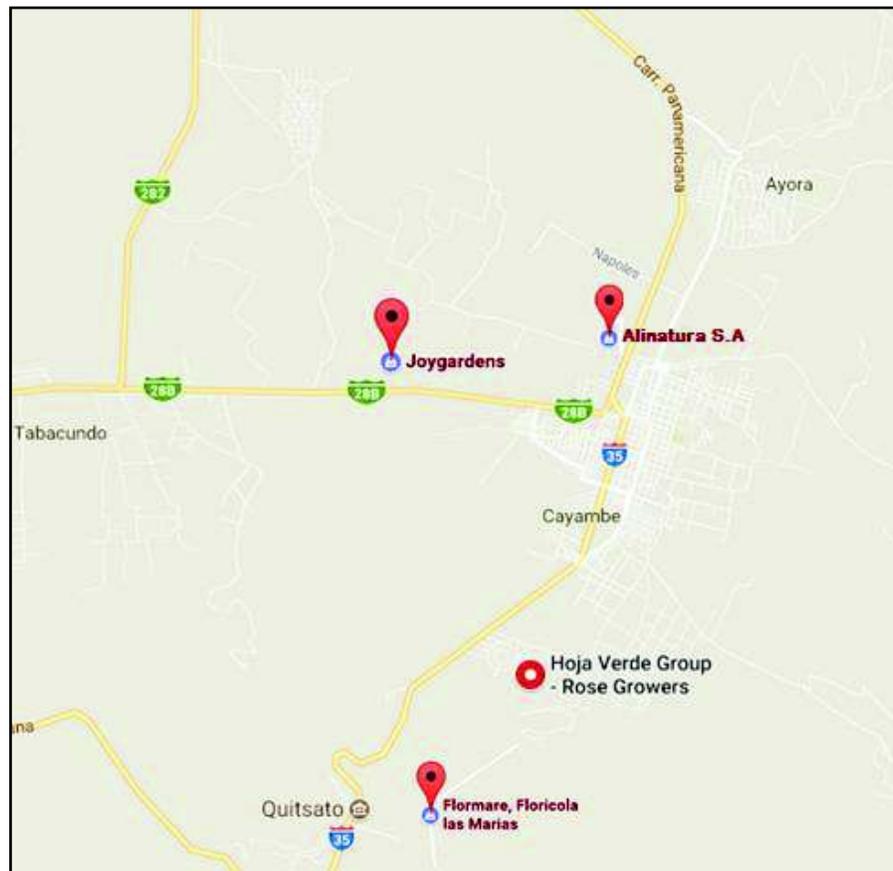
Con base al análisis descrito se evidencia la necesidad de implementar un proceso para separar y recuperar el metanol con una pureza mayor al 93 % (m/m) de concentración requerida, para la reutilización de este solvente en el proceso de preservación de flores. De esta manera se reducen los costos por: la compra de metanol y servicios de disposición final de residuos (Silva y Guitnaldas S.A., 2012, p. 2).

El presente trabajo tiene como finalidad plantear una alternativa tecnológica para valorizar las soluciones de desecho que provienen del proceso de preservación de flores cuya implementación permitiría disminuir parcialmente la compra de metanol técnico y al tratar por separado las soluciones del proceso de acondicionamiento y preservación de flores se podría recuperar el polietilenglicol (PEG) una de las materias primas del proceso. Además, se abriría una oportunidad para que la empresa pueda adquirir soluciones de desecho de la competencia y ser autosuficiente en el consumo de metanol, por otra parte, la recuperación de PEG y metanol, se traduciría en la reducción en los costos operativos, se aumentaría la productividad y se mejoraría el manejo ambiental de la empresa.

# 1. JUSTIFICACIÓN

## 1.1. DESCRIPCIÓN GENERAL DE LA EMPRESA

La empresa Agroindustrial y de alimentos Alinatura S.A. es parte del grupo HojaVerde uno de los principales productores de rosas en el cantón Cayambe, poseen tres fincas: Hoja Verde, Flormare y Joygardens con un total de 42 hectáreas cultivadas con más de 150 variedades de flores. La ubicación de la planta de preservación y de las fincas se muestra en la Figura 1.1.



**Figura 1.1** Localización de la planta de preservación de flores Alinatura y de las fincas: Joygardens, HojaVerde, y Flormare  
(Google Ecuador, 2017)

Alinatura S.A. se creó en 2015 con el objetivo de innovar y aplicar nuevos procesos en los cuales las flores conservan sus atributos naturales, con el pasar del tiempo. Estas técnicas de preservación tienen la ventaja de mantener un control en

períodos de sobreproducción de las fincas. Las flores preservadas tienen un tiempo de duración de 6 meses a un año. Actualmente Alinatura S.A. se encuentra entre las cinco empresas con mayor volumen de exportación de flores preservadas en Ecuador (Banco Central del Ecuador, 2016).

Alinatura S. A. tiene capacidad de procesar 70 000 flores frescas por mes, de las cuales se obtienen 50 000 flores preservadas, es decir se produce una flor preservada por cada 1,4 flores frescas; esto se debe a que la flor preservada es armada con pétalos adicionales. La producción se realiza en dos turnos de 8 horas.

## **1.2. ANTECEDENTES**

En el mercado mundial, las rosas ecuatorianas son muy cotizadas debido a su gran variedad, calidad, tamaño de botón, tamaño y grosor de tallo, durabilidad en florero y su gama de colores. Solo en la región ecuatorial se cultivan flores de esta calidad debido a la ubicación geográfica que permite una exposición solar directa de 10 a 12 horas diarias lo que propicia una flor con tallo recto que facilita el transporte de los nutrientes al botón (Proecuador, 2016, p.3).

Ecuador se caracteriza por marcar tendencia y moda a nivel mundial en cuanto a oferta de colores y variedades, es así como desde el año 2010 el país ha ingresado a mercados internacionales con flores preservadas o eternizadas con gran aceptación. En el mercado ruso se estima que existe una demanda de 4 rosas preservadas per cápita por año y en el continente asiático es de 2 rosas per cápita por año (Proecuador, 2016 p.5).

El sector floricultor se encuentra en innovación, investigación y desarrollo continuo, con el objetivo de ingresar en mercados exigentes como son el europeo y el estadounidense. Estos mercados buscan productos con buenas prácticas agrícolas, socialmente responsables y que minimicen la huella ecológica, al cumplir

estos estándares, el precio de las flores aumenta siendo beneficioso para las empresas que producen flores en el país (Proecuador, 2016, p.5).

El grupo HojaVerde posee un compromiso social y ambiental procurando cuidar a sus trabajadores y el suelo en el que se cultivan las flores, lo que ha permitido lograr las cinco certificaciones nacionales e internacionales: *Fair Trade Certified USA*, *Fair Trade Certified*, *Basc Certified*, *Flor Ecuador Certified*, *Flor Control*. La certificación internacional *Flor control*, regula y norma el uso de pesticidas, plaguicidas y demás químicos usados en las etapas de: siembra, cosecha, postcosecha y comercialización, también se incluye el proceso de flores preservadas.

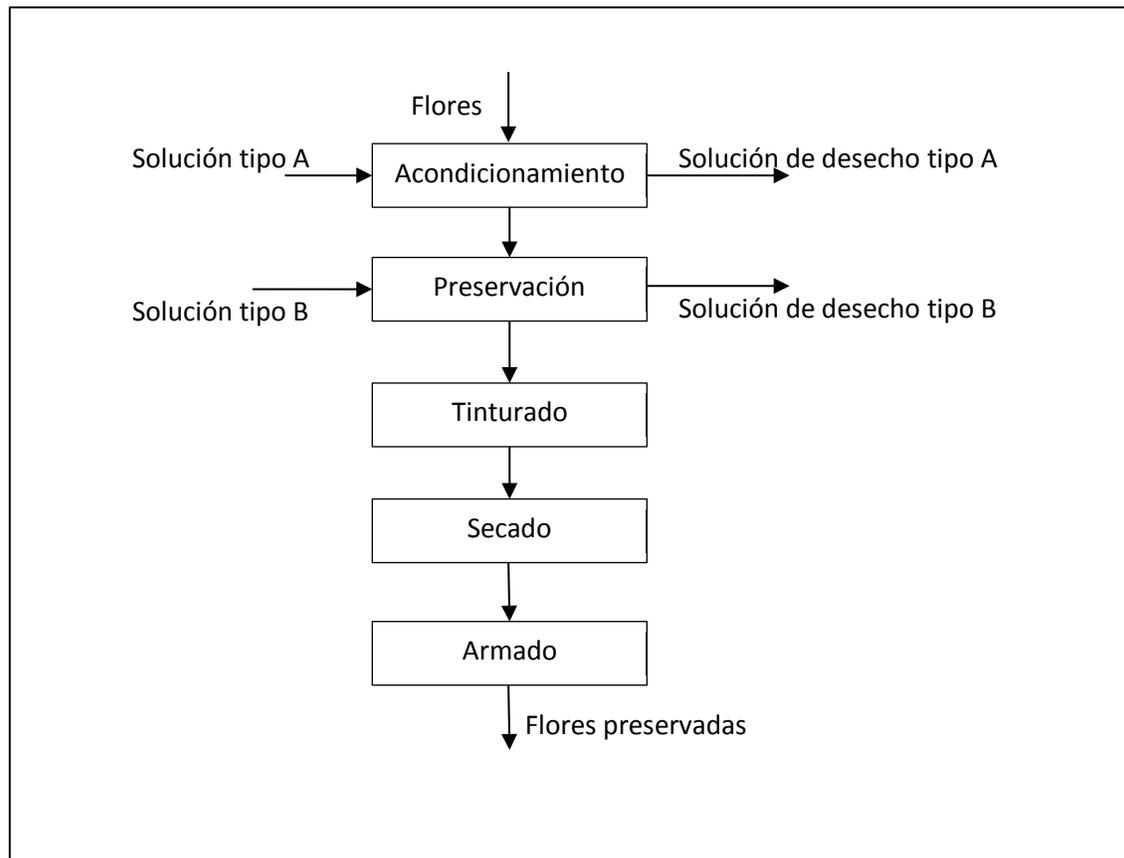
El estado ecuatoriano promueve el cambio de la matriz productiva mediante la generación de productos con mayor valor agregado aprovechando la producción de materia prima del país. Este es el caso de las flores preservadas; en el año 2015 las plantas agroindustriales productoras de flores preservadas en Ecuador generaron ingresos de 89,4 millones de dólares y las proyecciones de este tipo de industria es que continúe en crecimiento por la demanda nacional e internacional. Es importante plantear alternativas tecnológicas para mejorar la competitividad y asegurar la sustentabilidad de este sector productivo (Banco Central del Ecuador, 2017; Proecuador, 2016, p3).

### **1.3. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE PRESERVACIÓN DE FLORES**

La preservación de flores es un proceso de permeabilización. Este proceso consiste en reemplazar la materia biodegradable de la flor por material polimérico para mantener su estabilidad. Las flores se introducen en soluciones con un contenido de polímeros en presencia de un solvente de características polares con el propósito de deshidratar la flor. El tipo de solvente utilizado depende principalmente de: la especie de flor a preservar, los costos y la disponibilidad del solvente en el mercado (Silva y Guitnaldas S.A., 2012, pp. 2-4; Sellegard, 1995, p.2).

Alinatura S. A. utiliza como solvente alcohol metílico (metanol) debido a la afinidad con los distintos tipos de flor; como soluto se utiliza polietilenglicol de peso molecular 400 g/mol (PEG-400), es un polímero que actúa como agente permeabilizante en el interior de la flor, procurando que la flor permanezca con sus atributos de belleza durante varios meses.

En la Figura 1.2 se muestra el diagrama de bloques del proceso de preservación de las flores. Los desechos generados durante el proceso de preservación son manejados bajo la filosofía de responsabilidad social y ambiental del grupo empresarial y son auditados por las certificaciones que posee.



**Figura 1.2** Diagrama de bloques del proceso de preservación de flores, Alinatura S.A.

El proceso de preservación de flores consta de cinco etapas: en la primera etapa las flores se colocan en una “solución tipo A” con un contenido de metanol que varía

entre el 65 y 70 % (m/m) y un contenido de 15 a 20 g/L de PEG. La solución tipo A es desechada cuando la concentración de metanol disminuye a 55 % (m/m).

El polietilenglicol de esta etapa no se puede recuperar debido a que se encuentra mezclado con el pigmento natural que proviene de las flores. En la Figura 1.3 se muestra el proceso de acondicionamiento de flores.



**Figura 1.3** Acondicionamiento de flores, solución A

La segunda etapa del proceso de preservación de flores tiene como objetivo reemplazar la materia biodegradable existente en la flor por PEG, para ello las flores se introducen en una “solución tipo B” de metanol con una concentración másica

mayor al 93 % y un contenido entre 35 y 50 g/L de PEG-400, el rango de concentración depende de la variedad de flor, la absorción y el comportamiento osmótico celular.

La solución tipo B es desechada cuando la concentración de metanol disminuye al valor de 60 % (m/m), el proceso de preservación se muestra en la Figura 1.4.



**Figura 1.4** Preservación de flores, solución B

Después del proceso de estabilización las flores pasan a la etapa de tinturado, en esta tercera fase las flores toman el color que desee el cliente, el tinturado se realiza mediante la inmersión de las flores en tintes con distintas coloraciones.

La cuarta etapa del proceso es el secado, los objetivos de esta etapa son: eliminar los restos de solvente que pudiesen existir y fijar la tonalidad de color.

Previo al empaque, las flores son armadas y retocadas con pétalos de otras flores para aumentar su tamaño y corregir imperfecciones causadas durante el proceso de preservación o crecimiento propio de la flor.

#### **1.4. ANÁLISIS DEL PROBLEMA**

Alinatura S.A. procesa 1 248 flores preservadas cada ocho horas de producción, en este periodo de tiempo se generan 350 litros de solución de desecho tipo A y 190 litros de solución de desecho tipo B. Durante el año 2015 y el primer semestre de 2016 los desechos líquidos (solución A y solución B) fueron almacenados en las instalaciones de Alinatura S.A. disminuyendo la capacidad operativa de la empresa; en el segundo semestre del 2016 fueron dispuestos a través de un gestor autorizado, la gestión de residuos tuvo un costo de 0,60 USD / kg, de solución.

La caracterización realizada a los efluentes almacenados en las instalaciones de Alinatura S.A. indica que estas corrientes de desecho tienen un 55 % (m/m) en promedio de alcohol metílico. En el segundo semestre del año 2016 se trató de recuperar el metanol por medio de los servicios prestados de una empresa externa, sin embargo, el metanol recuperado por esta empresa alcanzó una concentración del 85 % (m/m) de metanol. La concentración másica requerida para reutilizar el metanol en el proceso de preservación es mínimo del 93 %.

Otro problema que posee Alinatura S.A. es el almacenaje de estos desechos, los cuales incrementan el riesgo de incendio y disminuye el espacio operativo de las instalaciones de la empresa. Además, durante el 2016 existieron problemas en la adquisición y abastecimiento de metanol, debido a la restricción de importaciones.

Se evidencia la necesidad de plantear una alternativa tecnológica para valorizar las soluciones de desecho del proceso de preservación de flores cuya implementación

permitiría disminuir parcialmente la compra de PEG y metanol técnico. Además, existe la oportunidad para que Alinatura S.A. pueda adquirir soluciones de desecho de otras empresas que preserven flores, procesar las soluciones de desecho y complementar sus requerimientos de metanol para su operación. Con la recuperación de PEG y metanol, disminuirán los costos operativos, se asegurará la provisión de materia prima y se reducirá la generación de desechos.

## 1.5. SOLUCIONES DE DESECHO

La solución de desecho tipo A, está constituida principalmente por: metanol, agua, PEG y en ciertas ocasiones contiene sólidos (hojas, pedazos de pétalos, etc.). El contenido de la solución de desecho tipo B es: metanol, agua, PEG y sólidos (hojas, pedazos de pétalos, etc.). Al analizar los componentes de las soluciones de desecho se determinó que los contaminantes principales son: metanol y PEG.

Según la ficha de seguridad (MSDS), el alcohol metílico ( $\text{CH}_3\text{OH}$ ), es un líquido incoloro con densidad relativa de 0,7915 <sup>20/4</sup> considerado un solvente muy inflamable, tóxico para la salud, contaminante del medio ambiente y una reactividad baja (Merk, 2017).

El polietilenglicol de peso molecular 400 (PEG-400) es considerado un semisólido claro con una densidad relativa de 1,1724 <sup>20/4</sup>; inflamabilidad baja y no presenta riesgo de toxicidad. El PEG-400 es soluble en la mayoría de los solventes orgánicos (Holmberg, 2012).

El polietilenglicol es un polímero del óxido de etileno y comercialmente se encuentra disponible desde pesos moleculares 300 g/mol a 10 000 000 g/mol, cada polímero de distinto peso molecular posee su propia aplicación y propiedades físicas características. La solubilidad del polietilenglicol se da en componentes polares como son: agua, metanol y diclorometano. Al aumentar el peso molecular tiende a unirse con moléculas hidrófobas y actúa como un tensoactivo no iónico, también posee la propiedad de ser higroscópico. La PEGilación o pegilación es el

acoplamiento covalente de una molécula de PEG a otra molécula más grande, que puede ser una proteína (Mayolo-Deloisa y Rito-Palomares, 2010, p. 3).

El polietilenglicol, al disolverse en el metanol forma una solución líquida, sin embargo, al disminuir la pureza del metanol y al aumentar el porcentaje de agua en la solución, se forma una mezcla en la cual el polietilenglicol se encuentra como un sólido suspendido, y la separación de los componentes es un proceso complejo.

De acuerdo con las leyes y mandatos vigentes, las soluciones de desechos provenientes del proceso de preservación se consideran residuos peligrosos. “Residuo peligroso” son todos los materiales, sean estos fluidos o sólidos, provenientes de las industrias en las que se produce, se transforma, se recicla, se utiliza o se consume cualquier compuesto con propiedades de: corrosivo, reactivo, explosivo, tóxico, inflamable o posee un riesgo biológico para la salud humana, los recursos naturales y el medio ambiente (MAE, Ministerio del Ambiente, Acuerdo 048, 2015).

## **1.6. TRATAMIENTO DE RESIDUOS LÍQUIDOS**

Las soluciones de desechos tipo A y B son una mezcla de: metanol, polietilenglicol, agua y sólidos provenientes de las flores (tallos, pétalos, hojas). Para el tratamiento de estos efluentes se inicia con la remoción y separación de sólidos, se efectúa a través de filtros colocados en la succión de las bombas. Posteriormente es necesario remover el polietilenglicol de la solución. Las operaciones unitarias más utilizadas para separar mezclas de sólidos suspendidos son: coagulación, sedimentación-precipitación, separación por membranas porosas, filtración, microfiltración, ultrafiltración, separación por membranas de intercambio iónico. Finalmente, para recuperar el metanol de la solución se aprovecha que el sistema metanol – agua presenta puntos de ebullición distintos y alta volatilidad, propiedades indispensables para separar mezclas de líquido-líquido. Las operaciones unitarias más empleadas en la separación líquido-líquido son: destilación instantánea, destilación atmosférica, destilación al vacío y el uso de

tamices moleculares (McCabe, Smith y Harriott, 2007, p. 1050; Wankat, 2008 p. XV).

Se han realizado pruebas de filtración y centrifugación a escala piloto en las instalaciones de Alinatura S.A., con el fin de recuperar el polietilenglicol de peso molecular 400 g/mol (PEG-400) presente en la solución B. La filtración se efectuó en dos equipos: filtro de capuchones o mangas y filtro prensa con tamaños de poro comprendido entre 10, 5, 3 y 1  $\mu\text{m}$  sin obtener resultados satisfactorios. Se utilizó una centrífuga de 3 000 revoluciones por minuto (RPM) sin resultados favorables para la separación del polímero.

Rito-Palomares, Nuñez y Amador, (2001) y Hernández, Benavidez y Rito-Palomares, (2006) proponen la recuperación de polietilenglicol de pesos moleculares comprendidos entre 400 a 1 400 g/mol mediante ultrafiltración. En los estudios mencionados se realizaron varias pruebas con resultados positivos para la remoción de PEG con membrana de corte de 30 kilodalton convirtiéndose ésta en la mejor alternativa para la recuperación del polímero.

## **1.7. FILTRACIÓN TANGENCIAL**

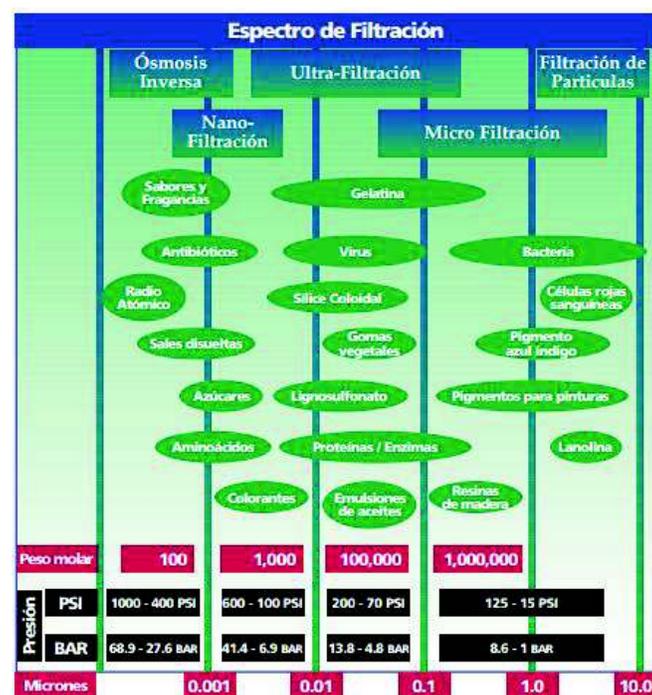
La separación de componentes de una mezcla a través de la tecnología de membranas se denomina filtración tangencial, el flujo de alimentación se realiza de manera tangencial a la superficie de la membrana, produciendo una separación debido a la existencia de una fuerza impulsora que puede ser de distinta naturaleza: gradiente de concentración, presión parcial, potencial eléctrico o presión. La membrana se define como “una barrera selectiva entre dos fases, que restringe y/o dificulta el paso de unas sustancias y favorece el paso de otras” (Cheryan, 2008 p.102; Wankat 2008, p. 478).

En el proceso de filtración existe una corriente de entrada y dos de salida que se denominan filtrado y retenido; la corriente de retenido es la porción de la corriente

de entrada que no pasa a través de la membrana, por otra parte, el filtrado es la porción que atraviesa la membrana (Cheryan, 2008, p. 65). Durante el proceso de filtración la membrana se carga de material en la superficie dificultando el paso del filtrado debido al aumento de la presión osmótica y a los efectos hidrodinámicos, este proceso se denomina concentración de polarización, a su vez la acumulación de soluto en el poro de la membrana se denomina colmatación o *fouling*. El *fouling* es un proceso más complicado de revertir, para la regeneración de la membrana se utilizan químicos que disuelven el soluto atrapado en el poro o en la membrana (Cheryan, 2008 p 80).

### 1.7.1. PROCESOS DE SEPARACIÓN CONDUCTIDO POR PRESIÓN Y CONCENTRACIÓN

Los procesos de separación conducidos por presión se clasifican según el tamaño de partícula que retiene la membrana. En la Figura 1.5 se observa dicha clasificación.



**Figura 1.5** Procesos de membrana conducidos por presión y concentración (Mercé, 2007 p. 423)

Los procesos de separación mediante membrana que utilizan como fuerza impulsora el gradiente de presión o gradiente de concentración, son los más utilizados en la industria y existe mayor desarrollo tecnológico para minimizar los problemas asociados a la alimentación al proceso mediante flujo cruzado.

El principal inconveniente de la alimentación en flujo cruzado es la acumulación del soluto presente en la solución a filtrar por medio de la membrana, produciendo un efecto de película o capa límite, originando un aumento en la caída de presión y una saturación en la membrana.

#### **1.7.1.1. Microfiltración**

La microfiltración es un proceso muy utilizado en la industria alimenticia, porque tiene la particularidad de retener sólidos suspendidos y permitir el paso de moléculas con tamaños comprendidos entre 0,1 a 1,0  $\mu\text{m}$ . Se utiliza para clarificar vino, cerveza, concentrados de frutas (Mercé, 2007, p. 424).

#### **1.7.1.2. Nanofiltración**

Separa principalmente iones con más de una carga negativa (sulfatos y fosfatos), deja pasar iones con una sola carga. Rechaza también moléculas sin carga o iones con carga positiva, dependiendo del tamaño de las moléculas. En la industria se utiliza para el ablandamiento de agua (Mercé, 2007, p. 426).

#### **1.7.1.3. Ósmosis inversa o hiperfiltración**

Es el proceso de separación más selectivo que existe. Es un proceso en el cuál la fuerza motriz es el gradiente de concentración, permite solo el agua pase a través de la membrana, los iones y demás solutos (disueltos o suspendidos) son retenidos en la membrana, se utiliza en los procesos de desalinización y potabilización de

agua, este proceso se caracteriza por caídas de presión entre 30 y 60 bar (Mercé, 2007 p. 455).

#### **1.7.1.4. Ultrafiltración**

El tamaño de poro de la membrana es mucho más pequeño que el poro de la membrana de microfiltración. Retiene sólidos suspendidos y compuestos de alto peso molecular. Según, Cheryan (2008), la ultrafiltración es capaz de separar macromoléculas de peso molecular que van desde 850 a 500 000 g/mol, en este rango se encuentran: proteínas, vitaminas, gomas, polímeros, dispersiones coloidales, partículas de látex y otras (pp. 6-10).

En las operaciones de filtración por membrana el flujo de permeado viene condicionado básicamente por la velocidad de circulación del fluido a través de los canales de filtración, el rango de velocidades recomendadas es de 5 a 6 m/s en membranas de cerámica. Esto ocasiona una relación muy alta entre el caudal recirculado y el caudal de permeado efectivo, lo cual se traduce en un consumo energético importante y una elevación de la temperatura de trabajo, razón por la cual es necesario mantener las condiciones del proceso (Cheryan, 2008, pp. 210-212).

La selección de la membrana depende de la naturaleza de los sólidos a filtrar, temperatura de filtrado, pH y flujos másicos. La eficiencia de la separación es función de: número de poros por unidad de área, tamaño de poro y poros totales, la presión operación es de 1 a 10 bar usualmente.

Este proceso tiene la ventaja de mantener en suspensión los sólidos que van quedando en el concentrado y los que se desprenden de la pared filtrante después de cada lavado a contracorriente. Este modo de operación es el más adecuado en la industria.

## **1.8. DESTILACIÓN**

La destilación es el proceso de separación líquido-líquido, más utilizado en la industria química. El principio de la destilación es la transferencia de masa durante el equilibrio de la fase vapor y la fase líquida, con el efecto neto que en el vapor se concentran los componentes más volátiles, mientras que en el líquido lo hacen los menos volátiles (McCabe, et al., 2007, p. 504).

La destilación es una operación unitaria muy extensa, se aplica desde la obtención de oxígeno a partir del aire, hasta el fraccionamiento del crudo, con la obtención de diversos productos. La destilación es una operación muy importante en la industria, permite: separar, purificar y recuperar productos que generan un alto valor económico. Existen distintos tipos de destilación, dependiendo de cómo se lleve a cabo la operación, como: la destilación simple, destilación súbita o flash y la rectificación entre otras (McCabe, et al., 2007, pp. 704-706).

### **1.8.1. DESTILACIÓN FLASH O INSTANTÁNEA**

La destilación Flash es muy utilizada para la recuperación de metanol, fracciones de petróleo y agua de mar debido a su bajo costo de operación como de instalación, sin embargo, esta técnica no logra una separación con altos gradientes de concentración. Para obtener productos con un alto porcentaje de pureza es necesario implementar varios destiladores flash, e incluso modificar la presión de operación para lograr una separación adecuada, incrementándose los costos de operativos (Wankat, 2008, pp. 12-14; McCabe, et al., 2007, p. 656).

### **1.8.2. DESTILACIÓN AL VACÍO**

La destilación al vacío permite separar mezclas con altos puntos de ebullición sin incrementar los costos energéticos, opera con un porcentaje de reflujo superior a la

destilación atmosférica y mantiene varias etapas, sus costos de instalación y operación son superiores comparados a la destilación atmosférica. Esta opción no es apropiada porque el sistema metanol-agua se separa a partir de 61 °C (Henley y Seader 2000, p. 465).

### **1.8.3. DESTILACIÓN MOLECULAR**

La destilación mediante el uso de tamices moleculares es una opción que en los últimos tiempos se ha desarrollado, los costos de implementación de esta tecnología son altos y generalmente poseen licencia por parte de las marcas comerciales, para Alinatura S.A. no es una alternativa viable (Wankat, 2008, p. 348).

### **1.8.4. DESTILACIÓN BATCH**

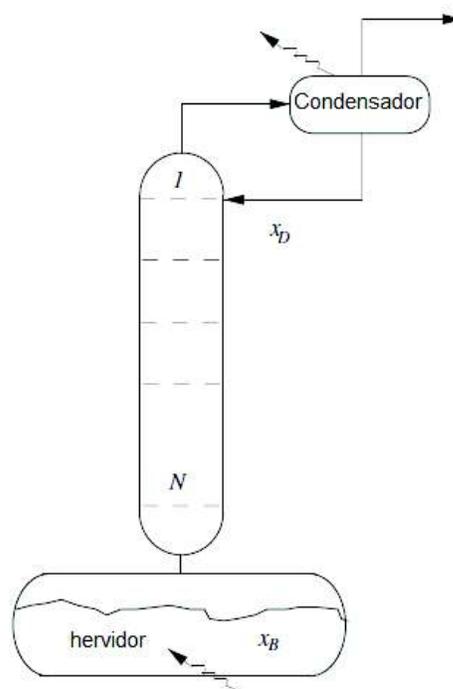
Las ventajas de una destilación binaria-batch son: flexibilidad ante flujos irregulares con distinta composición de alimentación, las relaciones de reflujo y el número de etapas son menores a otro tipo de destilación, es simple, con bajos costos de instalación, operación y mantenimiento, convirtiéndose en una alternativa viable para Alinatura S.A. (McCabe, et al., 2007, p. 675; King, 2003, p.250).

La destilación por lotes es un proceso transitorio, debido a que continuamente se remueve materia de la columna y no se alimenta materia como en la destilación continua, por lo tanto, la cantidad de materia y las composiciones en el evaporador y los platos cambian continuamente, sin embargo, se realizan algunas consideraciones bajo criterios de una operación continua, para permitir un diseño y dimensionamiento adecuado (King, 2003 p. 246).

La destilación por lotes “batch” cumple un rol importante en las industrias de procesos químicos. Las destilaciones “BATCH” son usadas en los siguientes casos (Diwekar, 2012, p. 24):

- Cuando las composiciones de los compuestos a ser separados varían sobre amplios rangos
- Cuando la separación se realiza de manera no frecuente tal como en operaciones de planta piloto, plantas pequeñas
- Cuando los materiales a ser separados son producidos relativamente en pocas cantidades, a pequeña escala
- Cuando el producto alimentado posee alto contenido de impurezas (sucio), contiene sólidos pequeños, alquitranes.

En la Figura 1.6 se muestra un esquema típico de una columna de destilación batch, sobre el calderín se coloca una columna de platos o empacada, el reflujo regresa a la columna, durante el funcionamiento y el destilado se remueve continuamente.



**Figura 1.6** Esquema de una columna batch  
(Diwekar, 2012, p. 7)

Para el diseño y dimensionamiento de las columnas de destilación se recomienda que la operación se efectúe según los requerimientos del destilado, existen dos tipos de operación de columna: a reflujo constante y a concentración de destilado constante.

#### **1.8.4.1. Operación a reflujo constante:**

La operación de la torre de destilación se realiza con una determinada razón de reflujo y es constante al transcurrir el tiempo, esto implica que la composición del destilado disminuya conforme disminuye la composición existente en el calderín o hervidor. La operación de la torre continúa hasta obtener un destilado con una concentración promedio satisfactoria, luego el destilado de menor pureza se almacena en otro contenedor que servirá como carga para la siguiente destilación.

#### **1.8.4.2. Operación a composición constante en el destilado**

Cuando el requerimiento de la planta es obtener un destilado de alta pureza con una composición de destilado constante, la columna de destilación opera incrementando la razón de reflujo en la torre con el tiempo hasta un punto en el cual la razón de reflujo es tan alta que energéticamente no es rentable o compromete la capacidad de transferencia de masa y energía en los equipos.

Alinatura S.A. requiere para el proceso de preservación de flores una concentración superior al 93 % en masa de alcohol metílico, razón por lo cual la mejor alternativa es una torre de destilación batch que opere con una relación de reflujo variable.

## 2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

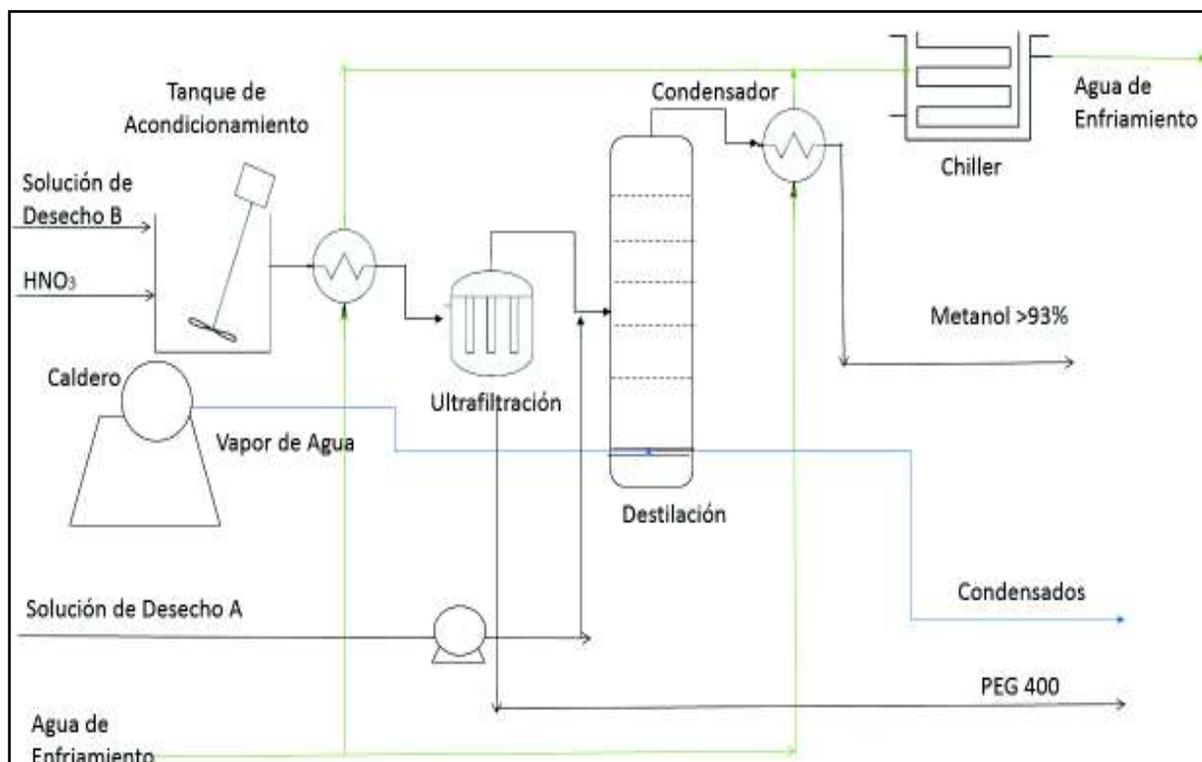
Con base en las características de las soluciones de desecho se plantea una alternativa tecnológica que sea flexible ante las distintas composiciones y características de las soluciones provenientes del proceso de preservación de flores. Separación sólido-líquido, para remover el polietilenglicol de la solución de desecho tipo B y una separación líquido-líquido para recuperar el metanol de la solución filtrada y de la solución de desecho tipo A.

Para la recuperación de PEG de la solución de desecho tipo B, Rito-Palomares, et al. (2001) recomienda el acondicionamiento de pH y temperatura previo a la ultrafiltración. Los parámetros de operación: de pH se realiza en un tanque de acondicionamiento y la disminución de la temperatura en un intercambiador de calor.

Una vez recuperado el polietilenglicol de la solución de desecho tipo B, la solución de desecho tipo A y la solución filtrada se unen para ingresar a la torre de destilación por lotes que opera con una relación de reflujo variable, en este proceso se recupera el metanol con una concentración del 93 % (m/m).

Para incrementar la relación de reflujo de la torre de destilación se deberá proporcionar agua de enfriamiento en el condensador parcial de la columna de destilación a 4 °C. El agua de enfriamiento es proporcionada por una unidad de refrigeración para agua "chiller", el agua de enfriamiento opera en ciclo cerrado y posee un tanque pulmón 3 000 L.

La energía necesaria para vaporizar la mezcla en el hervidor de la columna será proporcionada por vapor saturado a 120 °C proveniente de un caldero piro-tubular existente en la planta. En la Figura 2.1 se detalla el proceso de recuperación de metanol y polietilenglicol.



**Figura 2.1** Esquema del equipo de recuperación de PEG-400 y metanol

## 2.1. MATERIAS PRIMAS Y SERVICIOS AUXILIARES

### 2.1.1. SOLUCIONES DE DESECHO

Las soluciones de desecho que se producen en la empresa Alinatura S.A. son consideradas desechos peligrosos, se generan a razón de 480 kg cada ocho horas, además posee un stock de 10 000 kg de soluciones de desechos que pueden ser recuperados. Para la caracterización de las soluciones de desecho se realizó el análisis de sólidos totales en las soluciones A y B. Para determinar el contenido de metanol, se utilizó un espectrofotómetro en el espectro uv-visible, se determinó la longitud de onda de máxima absorbancia para el metanol y se construyó una curva de calibración (INEN 347 1978-03, Instituto Ecuatoriano de Normalización, 2003, p.8)

El contenido de: sólidos totales, porcentaje de metanol, pH y temperatura varía según el tipo de flor a preservar, sin embargo, en los análisis realizados en el laboratorio de la empresa y condiciones de operación se obtuvo valores promedio que se presentan en la Tabla 2.1

**Tabla 2.1** Parámetros medidos a las soluciones de desecho

Parámetro	Solución de desecho A	Solución de desecho B	Método de referencia
Sólidos totales (g/L)	10	35	Método de referencia: Standard Methods Ed.22,2012. 2540 A y B. (Gravimetría)
Metanol % (m/m)	55	60	INEN 347 1978-03 Espectrofotometría uv-vis
pH	6,5	6,0	Standard Methods Ed 22, 2012. 4500 H+ B
Temperatura (°C)	30	25	N/A

## 2.2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

### 2.2.1. TANQUE DE ACONDICIONAMIENTO

La solución de desecho tipo B es un efluente que se genera en la etapa de preservación de flores, se recibe en un tanque de acondicionamiento para bajar el pH a 4,0. El objetivo de alcanzar el valor de pH 4,0 es acercarse al punto isoeléctrico del PEG y facilitar la formación de flóculos que serán retenidos en la membrana y evitar así el efecto *fouling* durante la ultrafiltración de este modo se garantiza una mejor separación.

El tanque de acondicionamiento también permitirá contar con tiempo de contingencia para efectuar mantenimiento en la planta (Rito-Palomares, et al. 2001, Cheryan, 2008, p.82).

### **2.2.2. SISTEMA DE ULTRAFILTRACIÓN TANGENCIAL**

Durante el proceso de ultrafiltración la presión de operación más común se encuentra en el rango de 1 a 10 bar, y la temperatura de operación se encuentra en el intervalo de 10 a 15 °C (Cheryan, 2008 pp. 210-212; Rito-Palomares et al., 2001 p. 3). La alimentación de la solución de desecho tipo B se recomienda realizar a 10 °C y un valor de pH 4,0, esto permite recuperar mayor cantidad de polietilenglicol 400 en la membrana de corte de 30 kDa y obtener como permeado una solución de metanol y agua, posteriormente se separará el metanol del agua.

### **2.2.3. DESTILACIÓN BATCH ATMOSFÉRICA**

La columna de destilación se instalará en las instalaciones de la empresa Alinatura S.A. ubicadas en el cantón de Cayambe, la presión atmosférica en esta ciudad es de 542 mm de Hg (Gobierno Autónomo Descentralizado Intercultural y Pluricultural del Municipio de Cayambe, 2015, p. 3).

El hervidor operará en el rango de 54 a 88 °C para mantener un perfil de temperatura según el diagrama de temperatura versus concentración del sistema agua-metanol. La columna cuenta con un control de presión en el calderín que permite manipular el flujo de vapor suministrado a la torre de destilación. El control de temperatura en el condensador parcial, ubicado en el tope de la torre permite variar la cantidad de reciclo y poder obtener un destilado de concentración constante del 93 % (m/m), la temperatura se deberá mantener a 61,5 °C.

La operación de la columna de destilación se debe efectuar con la máxima seguridad para el personal y para las instalaciones de la empresa. La columna cuenta con un sistema de alivio de presión ubicado en el calderín y otra en el tope de la columna, también posee una válvula de control de vacío "*vaccum pressure*" que se accionará en el momento de finalizar la producción durante el enfriamiento del equipo y en la descarga de los fondos de destilación.

#### 2.2.4. SISTEMAS AUXILIARES

El suministro de vapor de agua permite alcanzar las temperaturas necesarias para la vaporización de la mezcla metanol-agua, que será provisto por un caldero pirotubular. El caldero pirotubular existente en la empresa, entrega vapor saturado a 2,6 bar y 120 °C.

El agua de enfriamiento que se utiliza para: disminuir la temperatura de la solución de desecho tipo B previo a la ultrafiltración, variar la cantidad de reflujo y condensar el destilado es proporcionada por una unidad de enfriamiento o "*chiller*" el circuito de agua es cerrado y se reutiliza en todo momento. El poseer una línea de agua fría permite controlar el perfil de temperaturas en la torre de destilación y asegurar un destilado con los requerimientos de la empresa.

### 3. CRITERIOS DE DISEÑO O EVALUACIÓN

Los criterios de diseño y dimensionamiento de los equipos de la planta de recuperación de metanol y polietilenglicol siguen los lineamientos de normas, reglamentos y bibliografía especializada para el diseño de plantas. A continuación, se describen las consideraciones y los criterios previos a los cálculos realizados.

El equipo por diseñar corresponde a una torre de destilación atmosférica por lotes y los equipos a dimensionar son: tanque de acondicionamiento, sistema de filtración tangencial, destilación batch, intercambiadores de calor, equipos auxiliares y tubería. Para el diseño y dimensionamiento se sigue el código ASME en las diferentes secciones (*American Society of Mechanical Engineers*). Las consideraciones generales para el diseño y dimensionamiento de los equipos se muestran a continuación:

- Presión y temperatura de diseño

Según la norma ASME BPCV UG-21 (2013, p.15) la temperatura y presión de diseño para cada equipo corresponden a las condiciones más severas de presión que pudiese existir a la temperatura de trabajo.

- Sobredimensionamiento de seguridad

Para cumplir con medidas de seguridad, en todos los casos de diseño, el factor de seguridad será del 20 %. Es decir; el volumen, la temperatura y la presión de diseño serán un 20 % más altos los parámetros de operación (Coulson y Richardson, 2002).

- Selección de materiales

Se seleccionará el acero inoxidable AISI 304 y AISI 316, debido a; su resistencia ante la corrosión, compatibilidad con el metanol, disponibilidad en el mercado, mejor relación costo beneficio (Sinnot y Towler, 2013, pp. 280-290). El espesor mínimo de acuerdo con la norma ASME es de 1,5 mm (3/16 pulgada), al espesor calculado en el diseño se adicionará un milímetro para minimizar el desgaste debido

a corrosión y un milímetro como margen por fabricación, la selección del tipo de soldadura se realizará con base en la normativa ASME BPV Code Sec VIII D.1 parte UW (2013, p.105).

### **3.1. DIMENSIONAMIENTO DEL TANQUE DE ACONDICIONAMIENTO**

La construcción del tanque permitirá almacenar la solución de desecho tipo B por cuatro turnos de producción, en caso de un mantenimiento preventivo o correctivo en los equipos de ultrafiltración y destilación. Los criterios para los cálculos de dimensionamiento se presentan desde la Sección 3.1.1 a la Sección 3.1.6.

#### **3.1.1. VOLUMEN DEL TANQUE DE ACONDICIONAMIENTO**

Para dimensionar el tanque de acondicionamiento, es necesario conocer el volumen total del líquido, que será almacenado en el tanque, este volumen de líquido se calcula a partir de la Ecuación 3.1. En la ecuación se considera un tiempo de contingencia, que permite almacenar el líquido en caso emergencia (Sinnott y Towler, 2008, p. 956).

$$V_l = V_t \times t_c \quad [3.1]$$

Donde:

$V_l$ : volumen, (m<sup>3</sup>)

$V_t$ : volumen de solución de desecho generado cada ocho horas, (m<sup>3</sup>/turno)

$t_c$ : tiempo de contingencia, (número de turnos)

Según los criterios expuestos por Sinnott y Towler, (2008) el volumen máximo de llenado para un tanque agitado es del 80 % de su capacidad y se aplica un factor de seguridad correspondiente al 20 %, se calcula por medio de la Ecuación 3.2.

$$V_D = \frac{V_l \times f_1}{0,80} \quad [3.2]$$

Donde

$V_D$ : volumen de diseño 80 % a su capacidad de llenado, (m<sup>3</sup>)

$V_l$ : volumen de líquido, (m<sup>3</sup>)

$f_1$ : factor de seguridad, (20 %)

Las dimensiones del tanque se calculan por medio de la Ecuación 3.3. Se considera el diámetro interno ( $D_i$ ) y la altura ( $H$ ) del tanque. Para tanques verticales atmosféricos pequeños la relación altura-diámetro más usada se encuentra en el rango de 1 a 2 (Sinnott y Towler, 2013, p. 636).

$$V = \pi D_i^2 \times H \quad [3.3]$$

Donde:

$D_i$ : diámetro interno del tanque, (m)

$H$ : altura del tanque, (m)

$V$ : volumen nominal del tanque, (m<sup>3</sup>)

### 3.1.2. TAPAS DEL RECIPIENTE

La selección de la geometría de la tapa que se adapte mejor al recipiente depende de la presión de diseño del recipiente, para tanques pequeños a bajas presiones, se recomienda la utilización de tapas de tipo plato o toriesféricas, las Ecuaciones 3.4 y 3.5 permiten determinar el volumen de la tapa (ASME, 2013 p.124; Sinnott y Towler, 2013, p. 636).

$$V_p = 0,05 (D_i^3) + 1,65 (t)(D_i^2) \quad [3.4]$$

Donde:

$V_p$ : volumen de la tapa tipo plato, (m<sup>3</sup>)

$D_i$ : diámetro interno del tanque, (m)

$t$ : radio de nudillo, (m)

$$V_t = 0,089 D_i^3 \quad [3.5]$$

Donde:

$V_t$ : volumen de la tapa tipo toriesférica, (m<sup>3</sup>)

$D_i$ : diámetro interno del tanque, (m)

### 3.1.3. PRESIÓN DE DISEÑO

La presión de operación en el equipo a condiciones normales corresponde a la presión hidrostática del líquido más la presión atmosférica y se calcula mediante la Ecuación 3.6

$$P_{op} = (P_{atm} + \Delta P) \quad [3.6]$$

Donde:

$P_{op}$ : presión de operación, (Pa)

$P_{atm}$ : presión atmosférica, (Pa)

$\Delta P$ : presión hidrostática, (Pa)

El cálculo de la presión hidrostática se calcula mediante la Ecuación 3.7 para el recipiente.

$$\Delta P = \rho \cdot g \cdot h \quad [3.7]$$

Donde:

$\Delta P$ : presión hidrostática, (Pa)

$\rho$ : densidad del líquido, (kg/m<sup>3</sup>)

$g$ : aceleración de la gravedad, (m/s<sup>2</sup>)

$h$ : altura de columna de líquido, (m)

El cálculo de la presión de diseño se realiza con base en la norma *ASME BPVC 2013 Section VIII División 1* (2013, p.14, UG-20) y corresponde a la Ecuación 3.8.

$$P_D = P_{op} \times f_1 \quad [3.8]$$

Donde:

$P_{op}$ : presión de operación, (Pa)

$P_D$ : presión de diseño, (Pa)

$f_1$ : factor de seguridad, (20 %)

### 3.1.4. TEMPERATURA DE DISEÑO

El cálculo para determinar la temperatura de diseño se muestra en la Ecuación 3.9[3.9] y corresponde a la máxima temperatura que alcanzará el equipo bajo las condiciones de operación (*ASME BPCV Section VIII Division 1 UG19*, 2013, p.14).

$$T_D = T_{op} \times f_1 \quad [3.9]$$

Donde:

$T_D$ : temperatura de diseño, (°C)

$T_{op}$ : temperatura de operación, (°C)

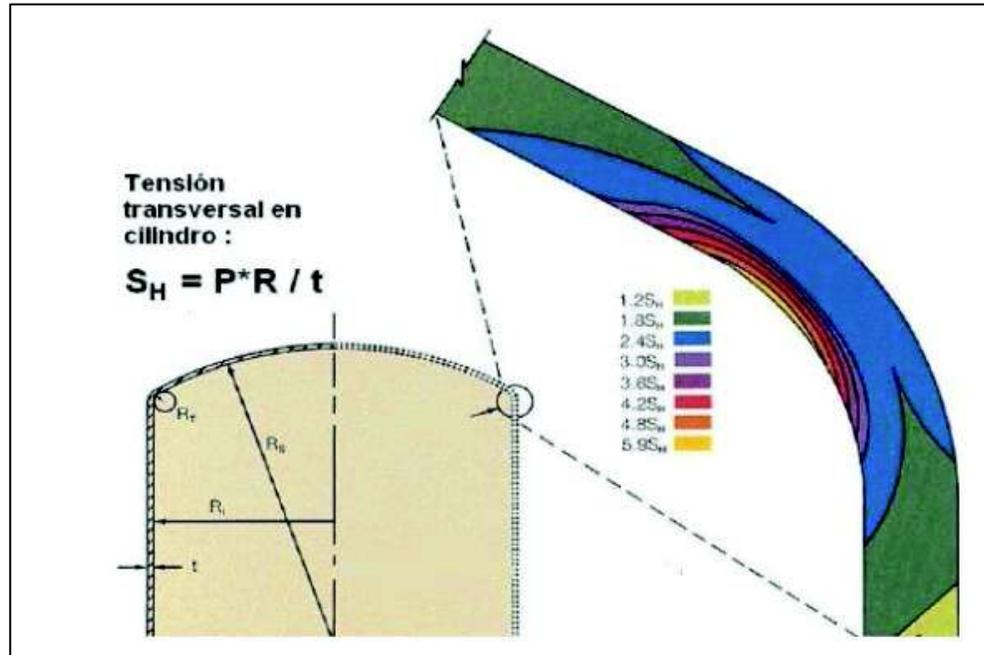
$f_1$ : factor de seguridad, (20 %)

### 3.1.5. ESPESOR MÍNIMO DE DISEÑO

El cálculo del espesor mínimo es fundamental para que el equipo no sufra deformaciones permanentes durante la operación (Sinnot y Towler, 2013, p. 638).

El máximo esfuerzo para tanques verticales es el que se genera en la junta de soldadura entre el cuerpo del cilindro y la tapa del recipiente, como se observa en la Figura 3.1 (Romero, 2010, p. 10).

El espesor de la tapa y del cilindro es función del tipo de geometría de la tapa, el factor de eficiencia de soldadura, material de construcción y límite elástico (Romero, 2010, p. 11; Sinnot y Towler, 2013, p. 638).



**Figura 3.1** Distribución de esfuerzos en un cabezal de un tanque vertical (Romero, 2010, p.11)

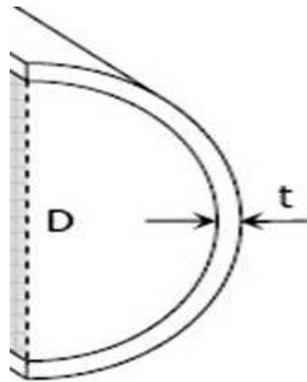
### 3.1.5.1. Límite elástico (S)

Corresponde la tensión máxima a la que el material se somete sin que sufra ninguna deformación permanente. El límite elástico es intrínseco a cada uno de los materiales y varía con la temperatura de diseño del recipiente.

### 3.1.5.2. Factor de soldadura (E)

El factor de soldadura toma en cuenta una holgura para que el límite elástico del material no sufra deformaciones de manera permanente al existir una tensión (Perry, Green y Moloney, 2008, p.10-140)

El código ASME, considera el espesor mínimo de pared tanto del cilindro como de las tapas del recipiente, de esta manera se compensa los esfuerzos que sufren estos componentes, de acuerdo con la relación entre el espesor de la pared y el diámetro del recipiente, se clasifican en: pared delgada o pared gruesa como se muestra en la Figura 3.2 Se considera recipientes de pared delgada cuando el cociente del espesor de la pared y el diámetro es menor a 0,10.



**Figura 3.2** Relación diámetro interno espesor en recipientes  
(Romero, 2010 p. 15)

Los recipientes más comunes son los de pared delgada. Los recipientes al ser sometidos a una presión interna o externa soportan tensiones de esfuerzos de tipo tangencial.

### 3.1.5.3. Esfuerzo tangencial

El esfuerzo tangencial permite determinar el espesor mínimo de pared para que el tanque pueda soportar esfuerzos sin deformarse, debido a una presión interna o externa que se aplica tangente a la estructura del tanque, la Ecuación 3.10 permite cuantificar este tipo de esfuerzo.

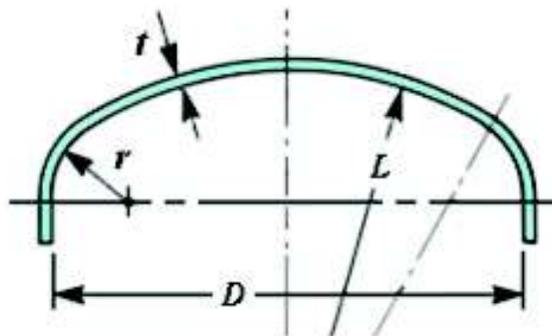
$$t = \frac{PR_i}{SE - 0,6P} = \frac{PR_o}{SE + 0,4P} \quad [3.10]$$

Donde:

- t : espesor mínimo requerido de pared de recipiente, (pulg)  
 P: presión aplicada en el interior del recipiente, (psig)  
 R<sub>i</sub>: radio interno del recipiente, (pulg)  
 S: resistencia de trabajo máxima admisible del material, (psi)  
 E: eficiencia de la soldadura (0,8 para juntas inspeccionadas visualmente)

#### 3.1.5.4. Espesor mínimo de las tapas del recipiente

Las tapas torisféricas son de mayor aceptación en la industria debido a su bajo costo y soportan presiones manométricas hasta de 16 bar, se caracterizan por tener el radio abombado aproximadamente igual que el diámetro, se pueden fabricar desde 0,3 m hasta 6,0 m. En la Figura 3.3 se muestra una tapa torisférica, en la Ecuación 3.11 se establece la ecuación para calcular el espesor mínimo requerido en la junta de la tapa.



**Figura 3.3** Esquema de una tapa torisférica  
(Romero, 2010, p. 16)

$$t = \frac{0,885 PL}{SE - 0,1P} \quad [3.11]$$

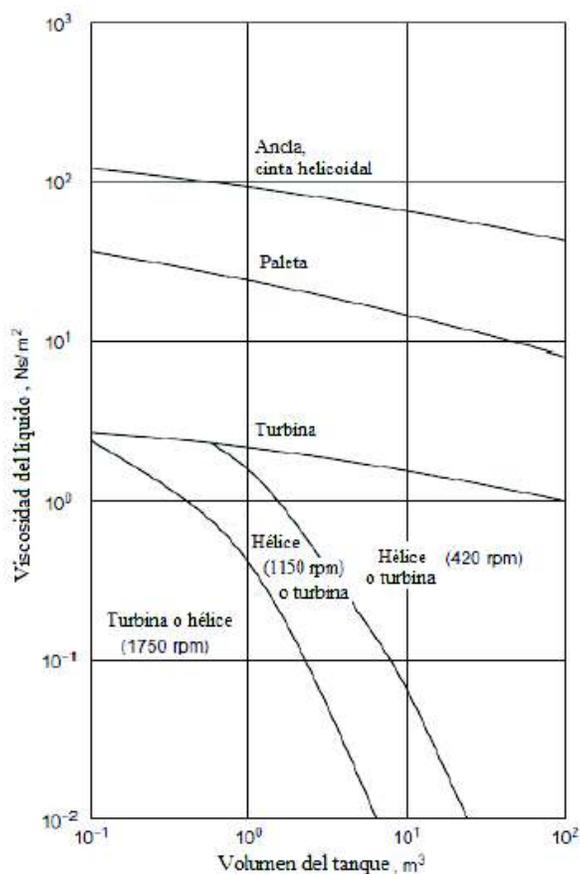
Donde:

- t : espesor mínimo requerido de pared de recipiente, (pulg)  
 P: presión aplicada en el interior del recipiente, (psig)

- L: radio de corona, (pulg)  
 S: resistencia de trabajo máxima admisible del material, (psi)  
 E: eficiencia de la soldadura (0,8 para juntas inspeccionadas visualmente)

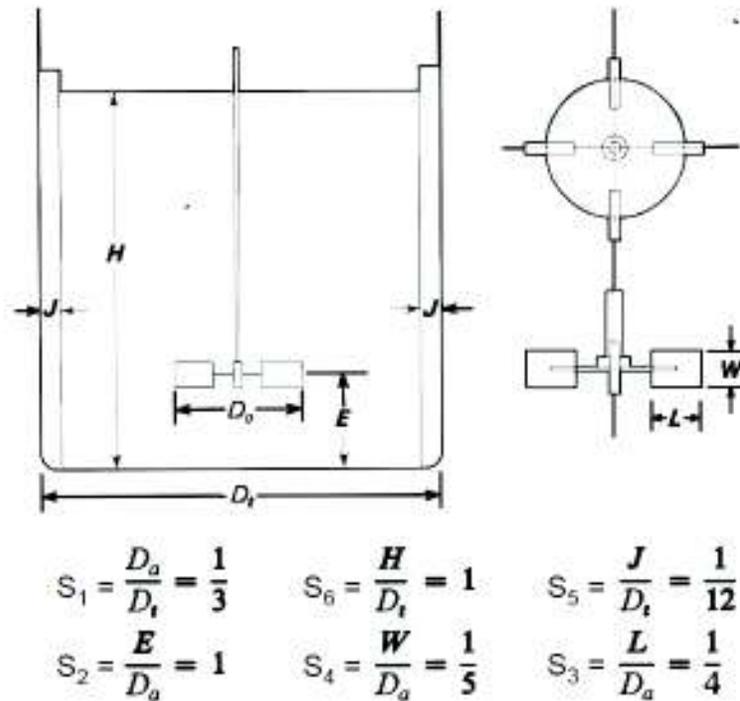
### 3.1.6. DIMENSIONAMIENTO DEL SISTEMA DE AGITACIÓN

El sistema de agitación del tanque será calculado a través del número de poder, que es función de los siguientes parámetros: volumen del tanque, viscosidad del líquido, velocidad de agitación y tipo de agitador. En la Figura 3.4 se observa que para tanques pequeños con fluidos con viscosidad entre 0,6 a 1,8 cP, se aconseja un agitador tipo turbina o hélice (Sinnott y Towler, 2013, pp. 616-617).



**Figura 3.4** Guía para la selección de un agitador (Sinnott y Towler, 2013, p. 615)

Los cálculos del dimensionamiento del agitador se obtienen al utilizar las relaciones empíricas que se muestran en la Figura 3.5. Estas relaciones corresponden a un agitador tipo hélice, que es recomendado para un mezclado en condiciones de régimen turbulento (Paul, Atiemo-Obeng y Kresta, 2004, pp. 1321).



**Figura 3.5** Guía para el dimensionamiento de un tanque agitado  
(Sinot y Towler, 2013, p. 615)

De la Figura 3.5 se conoce:

- Da: diámetro del agitador, (mm)
- H: altura del líquido, (mm)
- D<sub>t</sub>: diámetro del tanque, (mm)
- E: altura del agitador al fondo del tanque, (mm)
- J: ancho del baffle, (mm)
- L: longitud de la pala, (mm)
- W: altura de la pala, (mm)
- B: número de palas del agitador
- Nb: número de baffles

Una vez determinado las relaciones del agitador, se procede al cálculo de la potencia del mecanismo de agitación. El número de potencia depende del régimen de agitación, un régimen turbulento ayuda al acondicionamiento, se procede a determinar el número de poder según la Ecuación 3.12 (Paul et al., 2004, pp. 1320).

$$P = K_m \times \rho \times N^3 \times D_A^2 \quad [3.12]$$

Donde:

$K_m$ : coeficiente del impulsor, potencia de mezclado

$\rho$ : densidad del fluido, (kg/m<sup>3</sup>)

$N$ : revoluciones por segundo del agitador, (rps)

$D_A$ : diámetro del agitador, (m)

### 3.2. CRITERIOS DE DIMENSIONAMIENTO DEL SISTEMA DE ULTRAFILTRACIÓN

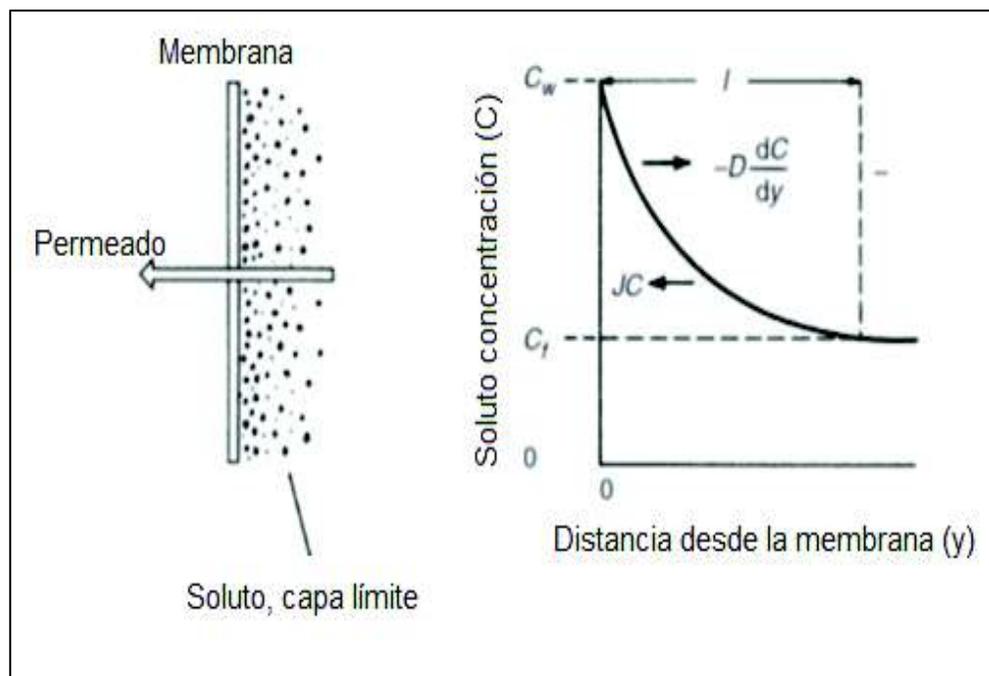
La ultrafiltración es un proceso utilizado en la industria, para separar macromoléculas y sustancias coloidales con tamaño de partícula de 0,001 a 0,1  $\mu m$  que se encuentran en suspensión en un líquido. Los procesos industriales operan generalmente con flujo cruzado, la tasa de permeación varía entre valores de 0,01 a 0,20 m<sup>3</sup>/(m<sup>2</sup>h) con una caída de presión que puede llegar a 15 bar (Coulson, Richardsons, 2010, p. 446).

La presión de operación de los procesos de ultrafiltración para la remoción de sólidos suspendidos se encuentra en el rango de 3 a 8 bar, para la remoción de proteínas y moléculas con alto peso molecular puede llegar hasta 12 bar, es importante definir el mecanismo de impulsión debido a que en flujos turbulentos se produce un mayor *fouling* disminuyendo la capacidad de la membrana.

Se recomienda la utilización de bombas de desplazamiento positivo para la impulsión del líquido a filtrar. El modelo de capa límite se basa en la suposición que

el flujo es estacionario, con densidad constante, es un fluido Newtoniano y se encuentra en régimen laminar en la inmediación al poro de la membrana (Cheryan, 2008, p. 180).

La separación del soluto se da en las inmediaciones de la membrana debido a que estos se acumulan. Este efecto se denomina polarización de concentración en la película o capa límite que se crea por la alimentación en flujo cruzado, durante esta acumulación también existe una tendencia a que el soluto se difunda en el permeado debido a la retro-difusión que se analiza a través de la ley de Fick como se muestra en la Figura 3.6 (Coulson, Richardsons, 2010, p. 446).



**Figura 3.6** Polarización de concentración en la superficie de la membrana  
(Coulson y Richardsons, 2010, p. 615)

Con base en los datos presentados por Rito-Palomares, et al. se procede a seleccionar el tipo de membrana, las mejores condiciones para la separación de PEG-400 y metanol por ultrafiltración se encuentra entre temperaturas de 10 y 15 °C y un valor de pH 4 con una membrana de corte de 30 kiloDalton (2001, p.14).

### **3.2.1. SELECCIÓN DE MEMBRANA**

Para la selección de la membrana del sistema de ultrafiltración tangencial se tomará en cuenta: limitantes hidráulicas, tamaño de la membrana, requerimientos de limpieza, disponibilidad del mercado y costos. La membrana seleccionada deberá ser eficaz en la separación, para lo cual se debe definir: el umbral de separación del tamaño de poro, estructura química, resistencia química y térmica (Cheryan 2008, pp.113-116).

En el mercado existen membranas de naturaleza orgánica e inorgánica. Las membranas orgánicas son construidas a partir de polímeros como; la celulosa, el polipropileno, polisulfonas o poliamidas, el desempeño de estas membranas no es bueno en altas temperaturas y no poseen una resistencia química ni mecánica. Las membranas inorgánicas, se construyen a partir de óxidos de zirconio y aluminio, su costo es elevado, pero poseen alta resistencia química, térmica y mecánica (Cheryan 2008, p.118).

### **3.2.2. PRODUCTIVIDAD DE LA MEMBRANA**

La productividad de la membrana es función: del caudal máximo de permeado, el caudal mínimo de rechazo, el porcentaje de recuperación y la presión máxima de operación, estos valores vienen dados por el fabricante de la membrana (Wankat 2008, pp. 574-576; Cheryan, 2008, p. 160).

### **3.2.3. ÁREA SUPERFICIAL DE LA MEMBRANA O FLUX**

Determinar el área de filtrado es el factor de dimensionamiento más importante, a partir de este criterio se puede obtener la relación de producción de la membrana. El cálculo del área de ultrafiltración se realiza mediante la Ecuación 3.13, es un proceso iterativo, el *Flux* recomendado se encuentra entre 60 a 140 L./m<sup>2</sup>h, y

corresponde a la relación entre el flujo volumétrico de permeado por unidad de superficie de la membrana (Wankat 2008, pp. 574-576; Cheryan 2008, pp.118-119).

$$\text{FLUX} = \frac{\text{Cantidad de solución filtrada}}{\text{Unidad de área disponible}} \quad [3.13]$$

El área disponible de la membrana se determina a partir de la ficha técnica del proveedor. La cantidad de solución depende del caudal de entrada al sistema de ultrafiltración y se compara con los valores recomendados de *Flux* (Cheryan 2008, pp.118).

La presión transmembrana se define como la diferencia de presiones a lo largo del equipo de ultrafiltración, la presión por el lado de la alimentación disminuirá debido a las pérdidas de presión por el efecto *foullig*, en la Ecuación 3.14 se representa la diferencia de presiones.

$$P_{TM} = \frac{P_a + P_c}{2} - P_p \quad [3.14]$$

Donde:

$P_{TM}$ : presión transmembrana, (Pa)

$P_a$ : presión al ingreso de la alimentación, (Pa)

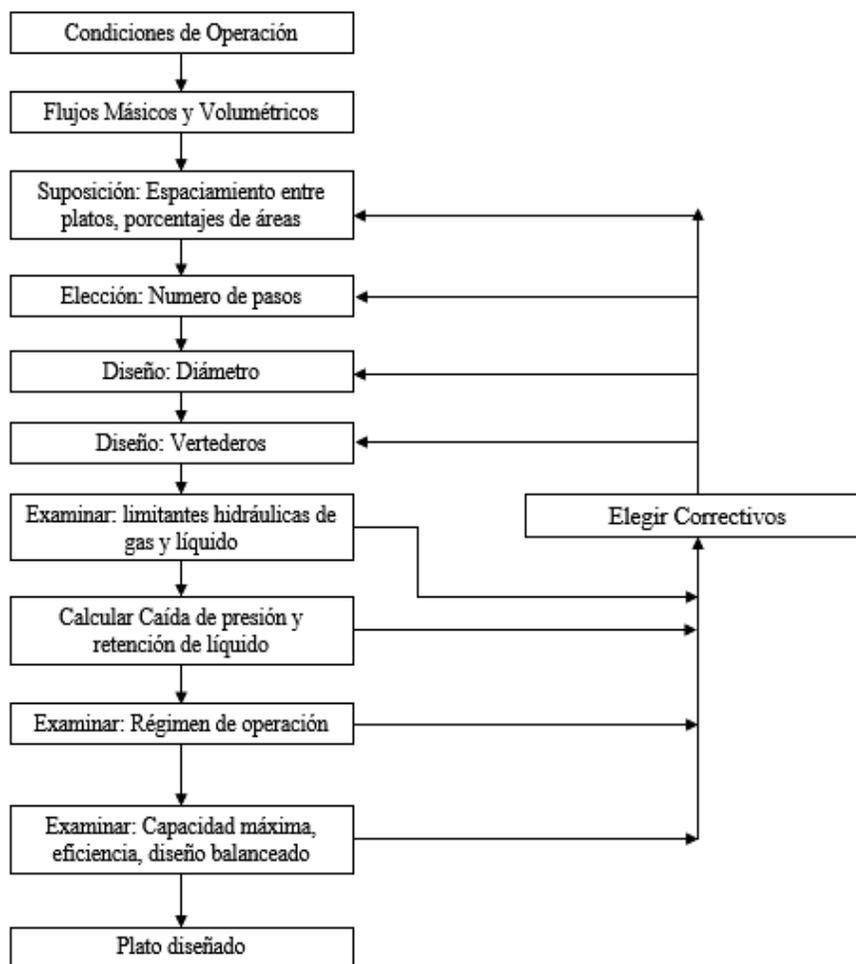
$P_c$ : presión de salida del concentrado, (Pa)

$P_p$ : presión de salida del permeado, (Pa)

### **3.3. CRITERIOS DE DISEÑO Y DIMENSIONAMIENTO COLUMNA DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA BATCH**

Los criterios de diseño y dimensionamiento parten de las condiciones de operación de la torre de destilación, los flujos máscicos y volumétricos a alimentar y destilar en la torre.

Uno de los métodos utilizados para el dimensionamiento de torres de destilación es el método McCabe-Thiele. El diseño y dimensionamiento de una torre de destilación batch contempla el cálculo del: diámetro establecido de columna, espaciamiento entre plato y plato, tipo de campanas de borboteo, número de campanas por etapa, porcentajes de área, número de pasos y diseño de vertederos. Todos estos parámetros deben cumplir con la caída de presión recomendada con base en el diseño hidráulico del plato, en la Figura 3.7 se muestra el algoritmo de cálculo para una columna de destilación (Chattopadhyay, 2012, pp. 98-122; Bernald, 2011 pp.190-211).



**Figura 3.7** Algoritmo de diseño para una columna de destilación  
(Bernal, 2011 p. 190)

### 3.3.1. CONDICIONES DE OPERACIÓN

La presión de operación corresponde a la presión atmosférica de la ciudad de Cayambe, esta presión es de 545 mm Hg (GADIP, 2015, P. 13). En la construcción del diagrama de equilibrio xy se emplearán los datos de equilibrio del sistema metanol-agua a 545 mm de Hg, utilizando el método termodinámico “*Non Random Two Liquid*” NRTL provistos del software Chemcad 6.1.3, 2009 versión libre.

Kurihara, Nakamichi y Kojima (1993), comparan los datos de equilibrio obtenidos experimentalmente a bajas presiones con el método NRTL, obteniendo altas correlaciones de los datos experimentales. El sistema metanol-agua a presiones entre 0,1 y 0,5 atm concluyen una correlación de 0,98 y para valores de presiones entre 1 y 10 atm la correlación es de 0,95.

Como se explicó la Sección 1.8.4 la operación de las torres batch se realiza mediante: la razón de reflujo estable o variando la relación de reflujo para obtener una composición en el destilado constante respecto al tiempo de operación de la torre de destilación.

### 3.3.2. DETERMINACIÓN DE FLUJOS MÁSICOS Y VOLUMÉTRICOS

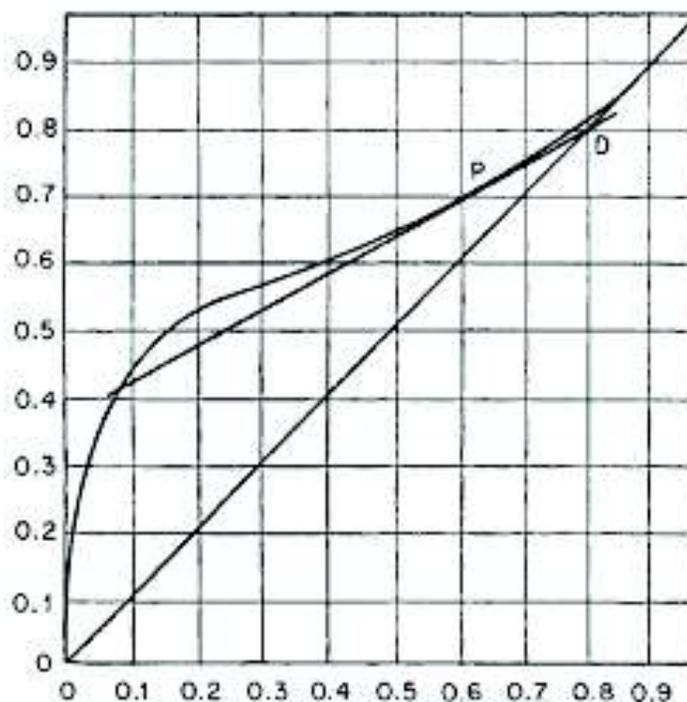
Los flujos másicos y volumétricos se determinarán por medio de los balances de masa y energía. Las propiedades fisicoquímicas de las soluciones se estimarán por el porcentaje de metanol en las mismas. Previo al balance de masa y energía es necesario definir la relación de reflujo mínimo en la torre.

#### 3.3.2.1. Reflujo mínimo

El reflujo mínimo se determinará a partir del diagrama de equilibrio xy, se ubica el punto (*D*) que se encuentra sobre la recta de 45 ° y corresponde a la composición del destilado, se ubica la composición inicial en el rehervidor que corresponde al

punto ( $P$ ) y se traza una recta cuya pendiente es la relación mínima de líquido ( $L$ ) y vapor ( $V$ ) en la torre de destilación, como se muestra en la Figura 3.8 (Perry et al., 2008, p. 13-100; Wankat, 2008 p. 596).

La relación mínima de líquido-vapor corresponde a la pendiente de la recta  $P$ - $D$ , se determina mediante la Ecuación 3.15, la cantidad de vapor  $V$  que se genera en el hervidor es igual a la cantidad de líquido que regresa a la columna en forma de reciclo más la cantidad de destilado que se obtiene como producto (Ecuación 3.16). La relación de reflujo en cualquier instante en la columna de destilación se determina a partir de la Ecuación 3.17 (Coulson y Richardson, 2002, p.593; Diwekar, 2012, p.45; Perry et al., 2008, p.13-100; Wankat, 2008 p.111).



**Figura 3.8** Determinación del reflujo mínimo  
(Perry, et al, 2008, p.13-100)

$$\left(\frac{L}{V}\right)_{min} = \frac{y_D - y_{wi}}{x_D - x_{wi}} \quad [3.15]$$

Donde:

- $y_D$ : fracción molar del componente más ligero en la fase vapor en el destilado  
 $y_{wi}$ : fracción molar del componente más ligero en la fase vapor en el rehervidor  
 $X_D$ : fracción molar del componente más ligero en la fase líquido en el destilado  
 $X_{wi}$ : fracción molar del componente más ligero en la fase líquido en el rehervidor

$$V = L + D \quad [3.16]$$

$$R = \frac{dL_b}{dD_b} \quad [3.17]$$

Donde:

- V: flujo molar de vapor que se genera en el hervidor, (mol/s)  
L: flujo molar de líquido que regresa del condensador a la columna, (mol/s)  
 $\frac{dL_b}{dD_b}$ : variación del líquido respecto al destilado a composición constante respecto al tiempo

### 3.3.2.2. NÚMERO DE ETAPAS

Uno de los métodos utilizados en el cálculo de los platos teóricos es el diagrama de McCabe-Thiele, para trabajar con este método se asume: columna adiabática, flujo molar constante, calor de mezcla despreciable y retención de líquido en la columna despreciable (Perry et al., 2008 p. 13-92).

El método gráfico McCabe Thiele permite obtener el número de etapas teóricas incluido el hervidor para lograr una separación del componente más volátil. Con base en el cálculo de la relación mínima L/V se determina la recta de operación de enriquecimiento, se procede gráficamente a determinar el número de etapas ideales que permitan la separación de la mezcla.

El método analítico para determinar el número mínimo de etapas se realiza mediante la ecuación de Feensky descrita en la Ecuación 3.18, en esta ecuación

se incluye al calderín y al hervidor como etapas (McCabe, et al., 2007, pp. 704-706).

$$\text{Número mínimo platos} = \frac{\log\left(\frac{x_D(1-x_{Wf})}{x_{Wf}(1-x_D)}\right)}{\log(\bar{\alpha}_{AB})} \quad [3.18]$$

Donde:

$x_D$ : fracción molar del componente más volátil en el destilado

$x_{Wf}$ : fracción molar del componente más volátil en el residuo

$\bar{\alpha}_{AB}$ : volatilidad relativa del sistema metanol-agua

### 3.3.3. BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA

#### 3.3.3.1. Balance de masa

La ecuación de Rayleigh, se utilizará para determinar los balances de masa y energía en estado no estacionario. La destilación batch seleccionada operará con reflujo variable con una composición de metanol en el destilado constante en todo momento, con estos datos se determinará la relación de vaporización respecto al tiempo de operación de la torre (Coulson, Richardson, 2002, p.593; King, 2003, p.244; Perry et al., 2008, p,23-15).

La ecuación de Rayleigh para una operación a reflujo variable se describe en la Ecuación 3.19:

$$W_i - W_f = \frac{W_i(x_{wi} - x_{wf})}{x_D - x_{wf}} \quad [3.19]$$

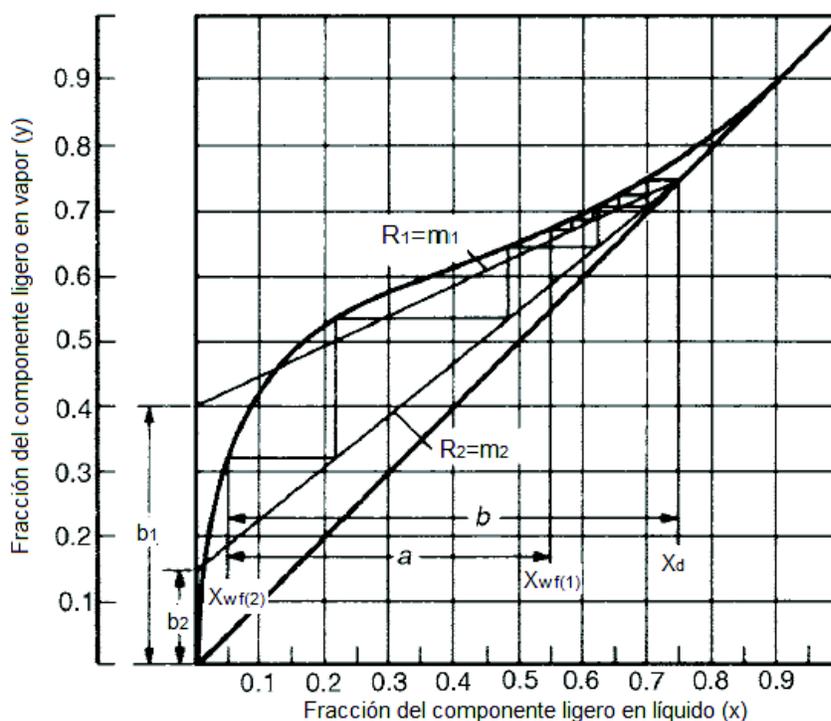
Donde:

$W_i$ : flujo molar inicial en el hervidor, (mol/s)

$W_f$ : flujo molar final en el hervidor, (mol/s)

- $x_D$ : fracción molar de metanol en el destilado  
 $x_{wi}$ : fracción molar de metanol inicial en el hervidor  
 $x_{wf}$ : fracción molar de metanol final en el hervidor

La Ecuación 3.20 permite determinar el tiempo de operación necesario para que se realice la destilación, con el número de etapas previamente determinadas. La integración de la parte derecha de la ecuación se realiza mediante métodos numéricos. Los datos para la integración se obtienen del diagrama de equilibrio  $xy$ , se trazan varias rectas de operación, las mismas que tienen como punto común la composición de destilado (Figura 3.9), en cada recta de operación se dibuja el número de etapas y se determina la composición del hervidor con esas condiciones de reflujo. La tasa de vaporización ( $V$ ) en el hervidor depende del tiempo de operación y de la capacidad de transferencia de calor del equipo.



**Figura 3.9** Método de McCabe-Thiele operación con composición constante en el destilado  
 (Coulson y Richardson, 2002, p.596)

$$\theta = \frac{w_i(x_{wi} - x_{wf})}{V} \int_{x_{wi}}^{x_{wf}} \frac{dx_w}{(1 - L/V)(x_D - x_w)^2} \quad [3.20]$$

Donde:

- $\theta$ : tiempo de operación de la torre de destilación, (h)
- $x_{wi}$ : fracción molar de metanol inicial en el hervidor
- $x_{wf}$ : fracción molar de metanol final en el hervidor
- $x_w$ : fracción molar de metanol en el hervidor en cualquier instante
- $V$ : flujo molar de vapor que se genera en el hervidor, (mol/s)
- $L$ : flujo molar de líquido que regresa del condensador a la columna, (mol/s)

### 3.3.3.2. Balance de energía

La energía que proporciona el rehervidor para que la mezcla pueda vaporizarse es similar al calor removido por el condensador en todo momento, la Ecuación 3.21 permite determinar la energía proporcionada por el hervidor.

$$Q_r = m_m \overline{Cp_m} (T_s - T_o) + \lambda V \quad [3.21]$$

Donde:

- $Q_r$ : calor en el rehervidor, (kJ/Batch)
- $m_m$ : masa de la mezcla inicial en el rehervidor, (kg)
- $\overline{Cp_m}$ : capacidad calórica media a presión constante de la mezcla, (kJ/kg°C)
- $T_s$ : temperatura de saturación, (°C)
- $T_o$ : temperatura de inicial de la carga en el rehervidor, (°C)
- $\lambda$ : calor latente de vaporización, (kJ/kmol)
- $L$ : flujo molar de líquido que regresa del condensador a la columna, (mol/s)

La cantidad de vapor generada cambia continuamente durante la operación de la columna de destilación conforme aumenta la cantidad de reflujo, la Ecuación 3.22 permite determinar la cantidad de vapor que se genera durante la operación por

lotes, el valor de la integral se resuelve mediante métodos numéricos en forma similar a la Ecuación 3.20 (Coulson y Richardson, 2002, p. 594).

$$V = \int_{R1}^{R2} R dD \quad [3.22]$$

Donde:

V: flujo molar de vapor que se genera en el hervidor, (mol/s)

R: reflujo

D: destilado

El calor removido en el condensador se calcula mediante la Ecuación 3.23, esta cantidad de calor permite proporcionar a la columna de destilación del reflujo y obtener un destilado a una temperatura determinada para el almacenamiento.

$$Q_c = V\lambda + m_d \overline{Cp_D}(T_o - T_s) \quad [3.23]$$

Donde:

$Q_c$ : calor en el condensador, (kJ/Batch)

$m_d$ : masa del destilado, (kg)

$\overline{Cp_D}$ : capacidad calórica media a presión constante del destilado, (kJ/kg°C)

$T_s$ : temperatura de saturación, (°C)

$T_o$ : temperatura de inicial de la carga en el rehervidor, (°C)

### 3.3.4. DIÁMETRO Y ALTURA DE LA COLUMNA

Para determinar los componentes de la torre se asumirá un estado cuasi estacionario, en el cual se desprecia la cantidad de masa retenida en las etapas y en el condensador. El dimensionamiento de la columna se realizará para el valor de reflujo más alto, se sobredimensionará un 20 %, con estos valores calculados

se procederá a realizar la simulación en el software Chemcad y se podrá validar el diseño.

### 3.3.4.1. Diámetro de columna

El dimensionamiento del diámetro de la columna es un factor muy importante para que la columna opere de una manera satisfactoria y eficiente. El líquido fluye a través del plato, pasa por un vertedero y fluye por un canal de descenso hacia el plato inferior, en cada plato existe transferencia de masa y de calor en modelo de flujo cruzado, pero en conjunto la columna opera en flujo contracorriente del líquido y vapor.

El diámetro mínimo de la columna está dado por la capacidad máxima permisible de un plato para manejar flujos de vapor y líquido, a continuación, se presentan las ecuaciones que permiten determinar la velocidad del vapor (Perry et al., 2008 p.14-24).

La velocidad de la mezcla gaseosa que sube por la columna y la cantidad que se genera de este vapor. El cálculo de la velocidad del vapor se realiza mediante la Ecuación 3.24.

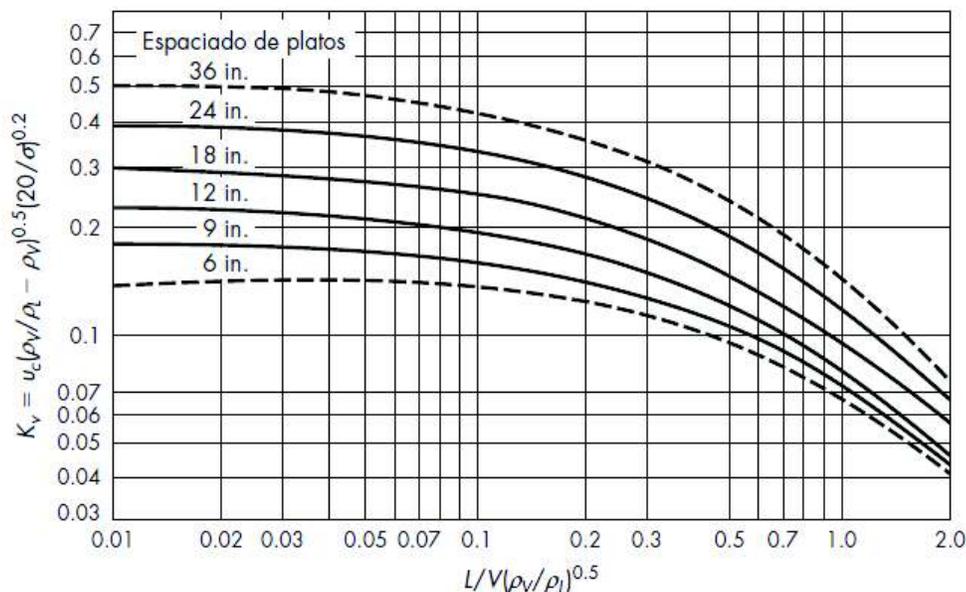
$$\hat{U}_v = k_V \left[ \frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v} \right]^{1/2} \left( \frac{\sigma}{20} \right)^{0,2} \quad [3.24]$$

Donde:

- $\hat{U}_v$ : velocidad máxima de vapor a través del área, (pies/s)
- $\sigma$ : tensión superficial de líquido, (dina/cm)
- $k_V$ : coeficiente de capacidad, se obtiene de la Figura 3.10
- $\rho_l$ : densidad del líquido, (kg/m<sup>3</sup>)
- $\rho_v$ : densidad del vapor, (kg/m<sup>3</sup>)

El coeficiente de capacidad máxima ( $k_V$ ) se obtiene de la Figura 3.10. Para columnas con diámetro menor a un metro se recomienda espaciamiento entre

platos de 0,15 – 0,50 m (King, 2003 p.620; Bernald, 2011 p.189; Sinnott, 2002, p.727).



**Figura 3.10** Límites de Inundación o capacidad máxima para platos perforados, platos de cachuchas  
(Perry et al., 2008, p. 14-26)

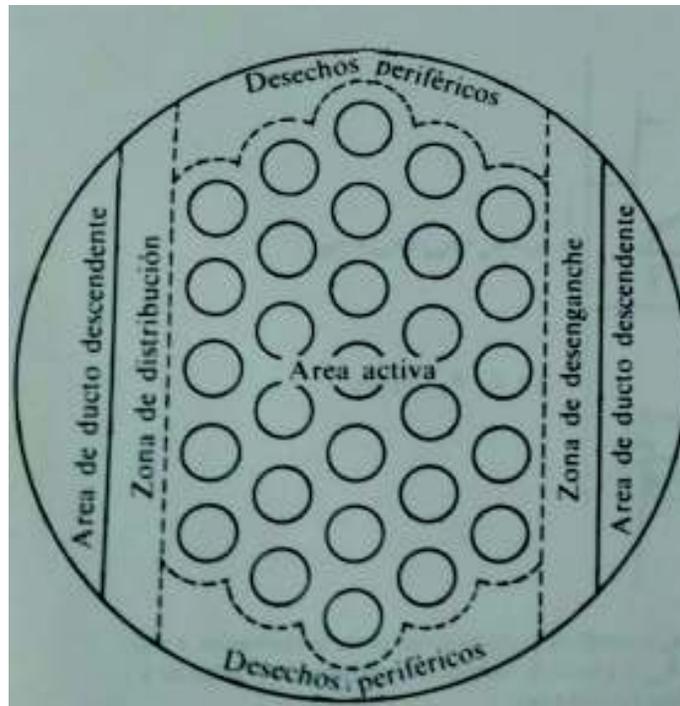
Se recomienda que el área activa ocupe entre el 60 – 80 % del área transversal total de la columna. Cuando se diseña la columna se establece un diámetro de diseño del 70 %, esta relación se expresa en la Ecuación 3.25, la diferencia de área se destina al área que ocupa el bajante y para la zona de calma como se muestra la Figura 3.11 (Bernald, 2011, p. 185; Perry et al., 2008, p.18-4; Sinnott y Towler, 2002, p.533).

$$\frac{A_e}{A_t} = 0,7 \quad [3.25]$$

Donde:

$A_t$ : área transversal, (m<sup>2</sup>)

$A_e$ : área efectiva, (m<sup>2</sup>)



**Figura 3.11.** Distribución de áreas en el plato  
(Perry, et al., 1986, p.18-9)

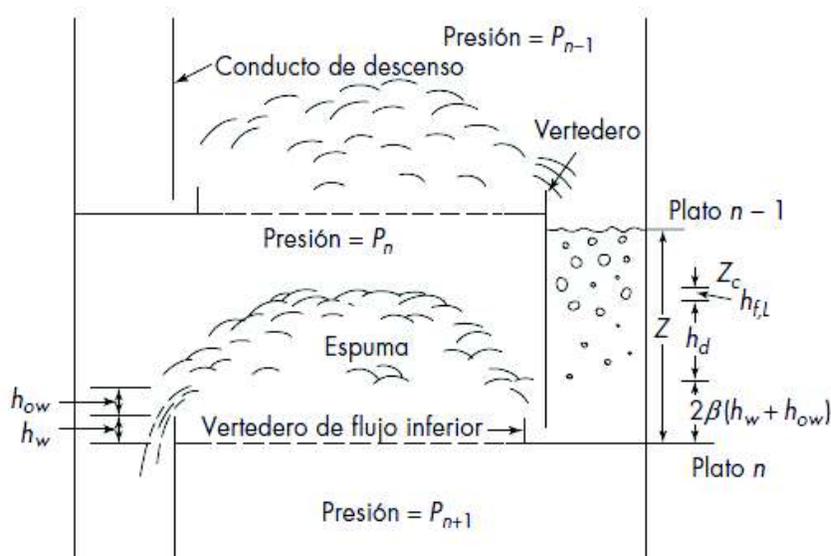
### 3.3.5. DISEÑO DE LOS INTERNOS DE PLATO

El diseño de los internos del plato contempla: medio de contacto del gas y líquido (orificios, campanas de borboteo, válvulas), rebosadero o vertedero, y canales de descenso o bajantes. En la Figura 3.12 se muestra el corte lateral de una torre de destilación (King, 2003, p.202).

#### 3.3.5.1. Diseño de los medios promotores de contacto

Los medios promotores de contacto se ubican en el área activa de la columna, son los encargados de promover la transferencia de masa del gas al líquido, pueden ser: perforaciones, válvulas, caperuzas o proyectores de metal expandido. Para la separación del sistema metanol agua se recomienda el uso de perforaciones, válvulas y caperuzas o campanas de borboteo, los promotores de contacto más

utilizados en la industria para separar alcoholes son los de platos perforados (Bernal, 2011, p.201; Perry et al., 2008, p. 14-28)



**Figura 3.12** Vista lateral de un plato de una columna de destilación en operación normal (McCabe et al., 2007, p. 737)

Después de la selección del promotor de contacto, se define el patrón de ubicación en el área activa, los arreglos pueden ser; en triángulo equilátero o en cuadrado, la distancia entre centro y centro se denomina paso, la distancia usual es de 2 a 4 veces el diámetro del promotor de contacto (Bernal, 2011, p.201).

El área no perforada se denomina zona de calma y se utiliza para que el líquido pueda distribuirse mejor, también se emplea como puntos de sujeción a la estructura (Sinnot y Towler, 2013, p. 726).

### 3.3.5.2. Diseño de rebosadero o vertedero

Los rebosaderos constituyen una parte esencial de las columnas debido a que: dan lugar a la retención de líquido, permite el contacto íntimo entre las fases y permite

una adecuada distribución de líquido en el plato. En columnas de diámetro menor a 0,30 m se recomienda la utilización de un rebosadero de forma circular por ser la opción más económica. La altura del rebosadero se encuentra entre 1,0 a 3,5 veces el diámetro del rebosadero para columnas atmosféricas (Bernal, 2011, p.210).

### **3.3.5.3. Canal de descenso o bajante**

Las dimensiones del canal de descenso tienen como objetivo que el tiempo de residencia sea suficiente para promover el contacto líquido-gas y evitar un exceso de líquido en el plato que provoque inundación en la columna. Se recomienda el uso de canales de descenso circulares para columnas atmosféricas, el canal de descenso tiene entre el 50 al 65 % del espaciamiento entre plato y plato.

El canal de descenso está constituido por el bajante y el faldón, este último que contribuye a la formación de un sello entre la superficie del líquido en el plato y el bajante, este sello es fundamental durante el arranque de la operación de la columna, la distancia mínima entre el faldón y la superficie del plato es de 1,3 cm (Sinnot y Towler, 2013, pp. 725-726).

### **3.3.6. ANÁLISIS HIDRÁULICO DEL PLATO**

Una vez que el diseño del plato se encuentra especificado en su totalidad (distribución de áreas, espaciado de platos, diámetro de columna, selección de promotor de contacto, vertedero y canal de descenso), se realiza el cálculo de la caída de presión del plato para determinar si el plato es hidráulicamente viable. La caída de presión en un plato se puede dividir; en pérdidas por fricción en los orificios del plato y caída de presión por el contenido de líquido en el plato.

En la Ecuación 3.26 se muestra la expresión para determinar la caída de presión total del plato, la caída de presión se expresa como una carga equivalente en milímetros o pulgadas de líquido (McCabe, et al., pp. 738-740).

$$h_t = h_d + h_l \quad [3.26]$$

Donde:

$h_t$ : caída de presión total, (mm de líquido)

$h_d$ : pérdida por fricción en plato seco, (mm de líquido)

$h_l$ : carga equivalente de líquido sobre el plato, altura de columna del líquido, (mm de líquido)

### 3.3.6.1. Caída de presión a través de los orificios

El limitante hidráulico del gas se determina a través del coeficiente de arrastre. Si existiese un arrastre significativo se recomienda aumentar el área activa que a su vez involucra un aumento en el diámetro de la columna, también se puede aumentar el espaciado de plato y disminuir la altura del rebosadero.

Para determinar la pérdida por fricción en plato seco  $h_d$  se puede calcular con la Ecuación 3.27, que es utilizada para placas con orificios

$$h_d = \left( \frac{u_o^2}{C_o^2} \right) \left( \frac{\rho_v}{2g\rho_l} \right) = 51,0 \left( \frac{u_o^2}{C_o^2} \right) \left( \frac{\rho_v}{\rho_l} \right) \quad [3.27]$$

Donde:

$h_d$ : caída de presión por los orificios, (mm de líquido)

$u_o$ : velocidad del vapor a través de las campanas u orificios, (m/s)

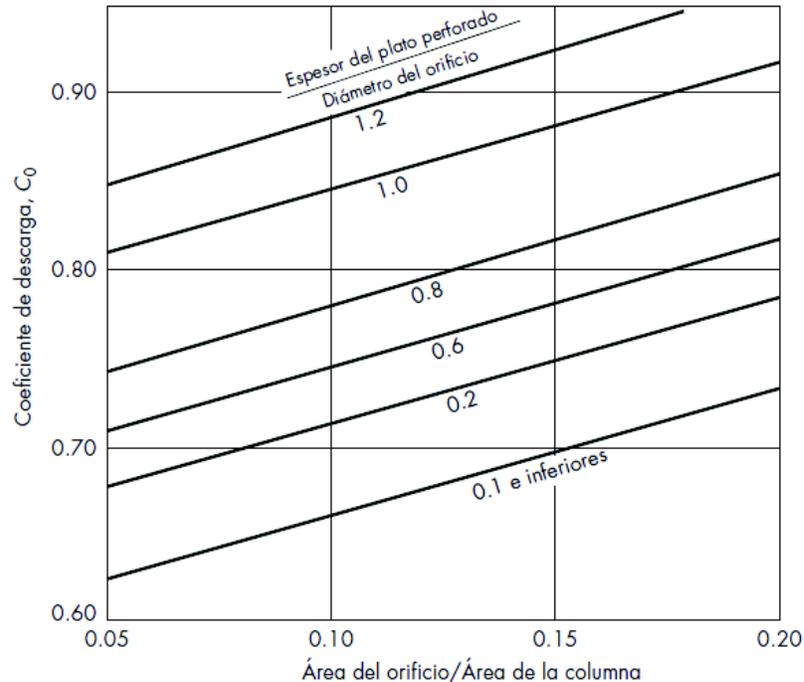
$\rho_v$ : densidad del vapor, (kg/m<sup>3</sup>)

$\rho_l$ : densidad del líquido, (kg/m<sup>3</sup>)

$C_o$ : coeficiente del orificio, se obtiene de la Figura 3.13

El coeficiente de orificio depende de la relación entre el área total de la columna y el área que ocupan los orificios. A partir de la Figura 3.13, se puede determinar el coeficiente de descarga para platos perforados.

Las planchas de acero inoxidable perforada tienen un diámetro de orificio de 3/8 de pulgada, siendo este el más utilizado en la construcción de torres de destilación a pequeña escala (McCabe, et al., 2007, p. 740).



**Figura 3.13** Coeficientes de descarga para platos perforados (McCabe et al., 2007 p. 739)

### 3.3.6.2. Caída de presión por la retención líquido en el plato

El limitante hidráulico del líquido se calcula por el lloriqueo, el lloriqueo es el goteo de la fase líquida desde el plato superior a través de los orificios del promotor de contacto. Este valor debe encontrarse en el rango de 20 a 25 % de la caída total de presión. Para disminuir el lloriqueo se recomienda: disminuir el área activa, aumentar el paso entre promotores de contacto y aumentar el espesor del material del plato.

La caída de presión por la retención del líquido aumenta con: la altura del líquido  $h_l$  en el plato, resultado de la existencia del vertedero y por la cantidad de líquido que

cae de la etapa superior. Para determinar la caída de presión por el flujo del líquido se determina mediante la Ecuación 3.28 (McCabe, et al., 2007, p. 739).

$$h_l = \beta(h_w + h_{ow}) \quad [3.28]$$

Donde:

$h_l$ : altura del líquido, (mm)

$\beta$ : coeficiente de gasificación, adimensional

$h_w$ : altura del vertedero, (mm)

$h_{ow}$ : altura del líquido sobre el vertedero, (mm)

Los valores típicos de  $\beta$  para un diseño conservador es de 0,8; este valor puede encontrarse en el rango de 0,6 a 0,8 (McCabe, et al., 2007, p. 739).

Para determinar la altura del líquido sobre el vertedero, se utiliza la Ecuación 3.29, esta dimensión permite que exista una correcta transferencia de masa entre la fase líquida y gaseosa, debe ser por lo menos de un centímetro para asegurar un flujo de líquido que se encuentre por toda el área de contacto.

$$h_{ow} = 43,4 \left( \frac{q_l}{l_w} \right)^{2/3} \quad [3.29]$$

Donde:

$h_{ow}$ : altura del líquido sobre el vertedero, (mm)

$q_l$ : velocidad de flujo del líquido claro, (m<sup>3</sup>/min)

$l_w$ : longitud del vertedero, (m)

### 3.3.6.3. Inundación por el canal de descenso

El área del tubo que desciende entre placa y placa debe ser diseñado de tal manera que la espuma y el líquido se encuentren por debajo de la altura del vertedero de

salida del plato superior, caso contrario la columna se inundará (McCabe, et al., 2007, p. 740).

La caída de presión por el drenaje del líquido en el vertedero  $h_r$  se calcula con la Ecuación 3.30

$$h_r = \frac{12,5 \times 10^3}{\rho_l} \quad [3.30]$$

Donde:

$h_r$ : altura por el drenaje del líquido en el vertedero, (mm)

$\rho_l$ : densidad de líquido, (kg/m<sup>3</sup>)

Para determinar el valor de caída de presión en el bajante por la formación de espuma se utiliza la Ecuación 3.31 (McCabe, et al., 2007, p. 740).

$$h_b = 166 \left[ \frac{q_{lw}}{\rho_l A_m} \right]^2 \quad [3.31]$$

Donde:

$q_{lw}$ : flujo del líquido a través del bajante, (kg/s)

$A_m$ : área del bajante o área de la sección no expuesta al bajante, la que sea más pequeña, (m)

$h_b$ : altura por formación de espuma en el bajante, (mm)

Si  $h_b > 5 \text{ mm}$  se considera el tiempo de residencia del líquido en el bajante

### 3.3.7. CAÍDA DE PRESIÓN EN LA COLUMNA

La caída de presión total en la columna es la suma de: la caída de presión debido al arrastre, el lloriqueo, y los diferentes elementos mecánicos presentes en toda la columna de destilación. La Ecuación 3.32 considera todos estos factores:

$$Z_c = h_d + 2\beta(h_w + h_{ow}) + h_r + h_b \quad [3.32]$$

Para determinar si la columna soporta la caída de presión, se determina el valor de  $Z$  que corresponde a la Ecuación 3.33. Cuando la altura del líquido aireado en el plato es más grande que el espaciamiento de los platos se impide el paso del flujo de vapor al siguiente plato. Para diseños conservadores se aconseja una fracción media de volumen de líquido de 0,5 (McCabe, et al., 2007, p. 741).

$$Z = \frac{Z_c}{\phi_d} \quad [3.33]$$

Donde:

- $\phi_d$ : fracción media de volumen del líquido, 0,5
- $Z$ : caída de presión corregida, altura total del líquido, (mm)
- $Z_c$ : caída de presión total en la columna, (mm)

### 3.4. CRITERIOS DE DISEÑO INTERCAMBIADORES DE CALOR

Para el diseño de intercambiadores de calor, se utiliza la ecuación general de transferencia de calor a través de una superficie, se indica en la Ecuación 3.34. Para diseñar y dimensionar equipos de transferencia de calor se determina el área necesaria para intercambiar el calor usando la diferencia de temperaturas de los fluidos (Sinnott y Towler, 2013, p. 1006).

$$Q = UA\Delta T_m \quad [3.34]$$

Donde:

- $Q$ : calor transferido por unidad de tiempo, (W)
- $U$ : coeficiente global de transferencia, (W/m<sup>2</sup>°C)
- $A$ : área de transferencia de calor, (m<sup>2</sup>)
- $\Delta T_m$ : diferencia de temperaturas, (°C)

El coeficiente global de transferencia de calor es el recíproco de todas las resistencias de transferencia de calor como se expresa en la Ecuación 3.35. La magnitud del coeficiente de transferencia de calor depende: del mecanismo del calor a transferir (conducción, convección, ebullición, condensación, o radiación), de las propiedades de los fluidos y la velocidad de los fluidos (Sinnot y Towler, 2013, p. 1006).

$$\frac{1}{U_o} = \frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_{od}} + \frac{d_o \ln\left(\frac{d_o}{d_i}\right)}{2k_w} + \frac{d_o}{h_{id}} \times \frac{1}{h_i} + \frac{d_o}{d_i} \times \frac{1}{h_i} \quad [3.35]$$

Donde:

$U_o$  coeficiente global basado en el área externa del tubo, (W/m<sup>2</sup>°C)

$h_o$ : coeficiente pelicular externo, (W/m<sup>2</sup>°C)

$h_i$ : coeficiente pelicular interno, (W/m<sup>2</sup>°C)

$h_{id}$ : coeficiente pelicular interno sucio, (W/m<sup>2</sup>°C)

$h_{od}$ : coeficiente pelicular externo sucio, (W/m<sup>2</sup>°C)

$k_w$ : conductividad térmica de la pared del material, (W/m°C)

$d_i$ : diámetro interno del tubo, (m)

$d_o$ : diámetro externo del tubo, (m)

Para el diseño de los intercambiadores de calor se sigue el procedimiento expuesto por Sinnot y Towler (2013), que se describe a continuación (p. 1007):

- Definir la transferencia de calor: flujo de calor, flujo de los fluidos, temperaturas
- Determinar las propiedades físicas de los fluidos: densidad, viscosidad, capacidad térmica, conductividad térmica
- Decidir el tipo de intercambiador a usar (depende del tipo de transferencia, área disponible, costos)
- Seleccionar un valor estimado del coeficiente global, U.

- Calcular la diferencia de temperaturas, el área requerida, el coeficiente individual de transferencia, el coeficiente global de transferencia y comparar con el valor estimado.
- Calcular la caída de presión.

En la Tabla 3.1 se muestra una estimación del coeficiente global de transferencia de calor para intercambiadores de tubos y coraza.

**Tabla 3.1** Coeficiente global de transferencia de calor típicos en intercambiadores de tubos y coraza

Fluido Caliente	Fluido Frío	U (W/m <sup>2</sup> °C)
Orgánico ligero	Orgánico ligero	2 500-5 000
Orgánico ligero	Orgánico viscoso	250-500
Orgánico ligero	Agua de proceso	2 500-3 500
Orgánico ligero	Agua de enfriamiento	2 000-4 500
Orgánico viscoso	Agua de enfriamiento	250-450

(Sinnot y Towler, 2013, p.1217)

### 3.4.1. CRITERIOS DE DISEÑO DEL HERVIDOR TIPO CALDERÍN

Cuando los requerimientos de vaporización son bajos, se puede considerar un recipiente cilíndrico vertical con una chaqueta o un espiral de calentamiento. El coeficiente de ebullición para tubos espirales sumergidos se determina usando las ecuaciones de transferencia de calor para ebullición nucleada en un estanque. La ecuación que describe el coeficiente de ebullición nuclear se presenta en la Ecuación 3.36.

$$h_{eb} = 0,00122 \left[ \frac{K_L^{0,79} C p_L^{0,45} \rho_L^{0,49}}{\sigma^{0,5} \mu_L^{0,29} \lambda^{0,24} \rho_v^{0,24}} \right] (T_w - T_s)^{0,24} (P_w - P_s)^{0,24} \quad [3.36]$$

Donde:

- $h_{eb}$ : coeficiente de ebullición nuclear, (W/m<sup>2</sup>°C)  
 $K_L$ : conductividad térmica del líquido, (W/m°C)  
 $C_{pL}$ : capacidad calorífica del líquido caliente, (J/kg°C)  
 $\rho_L$ : densidad del líquido, (kg/m<sup>3</sup>)  
 $\mu_L$ : viscosidad del líquido, (Ns/m<sup>2</sup>)  
 $\lambda$ : calor latente de vaporización, (J/kg)  
 $\sigma$ : tensión superficial, (N/m)  
 $\rho_v$ : densidad del vapor, (kg/m<sup>3</sup>)  
 $T_w$ : temperatura de la superficie de la pared caliente, (°C)  
 $T_s$ : temperatura de saturación del líquido hirviendo, (°C)  
 $P_w$ : presión de saturación correspondiente a la temperatura de pared, (N/m<sup>2</sup>)  
 $P_s$ : presión de saturación a  $T_s$ , (N/m<sup>2</sup>)

El máximo flujo de calor en el mecanismo de ebullición nuclear se conoce como “flujo de calor crítico” y se determina mediante la Ecuación 3.37

$$q_c = 0,131\lambda[\sigma g(\rho_L - \rho_v)\rho_v^2(P_w - P_s)^{0,24}]^{0,25} \quad [3.37]$$

Donde:

- $q_c$ : flujo de calor crítico, (W/m<sup>2</sup>)  
 $g$ : aceleración de la gravedad, (m<sup>2</sup>/s)

Las correlaciones para estimar el coeficiente de condensación por el interior de los tubos horizontales, cuando son a bajas las velocidades de condensado y vapor se muestra en la Ecuación 3.38 las propiedades del líquido y vapor deben evaluarse a temperatura de saturación.

$$h_c = 0,76 K_l \left[ \frac{\rho_L(\rho_L - \rho_v)g}{\mu_L \Gamma} \right]^{1/3} \quad [3.38]$$

$$\Gamma = \frac{Wc}{LN}$$

Donde:

- $h_c$ : coeficiente de condensación horizontal por el interior del tubo, (W/m<sup>2</sup>°C)  
 $\Gamma$ : carga de condensación en tubos horizontales, velocidad de condensado por longitud de tubo, (kg/s.m)  
 $\rho_v$ : densidad del vapor, (kg/m<sup>3</sup>)  
 $\rho_l$ : densidad del líquido, (kg/m<sup>3</sup>)  
 $\mu_L$ : viscosidad del líquido, (N s/m<sup>2</sup>)  
 $g$ : aceleración de la gravedad, (m<sup>2</sup>/s)  
 $L$ : longitud característica de los tubos, (m)  
 $N$ : número de tubos

El coeficiente de transferencia para condensación por dentro y fuera de los tubos verticales, corresponde a la Ecuación 3.39

$$h_c = 0,926 K_l \left[ \frac{\rho_L (\rho_L - \rho_v) g}{\mu_L \Gamma} \right]^{1/3} \quad [3.39]$$

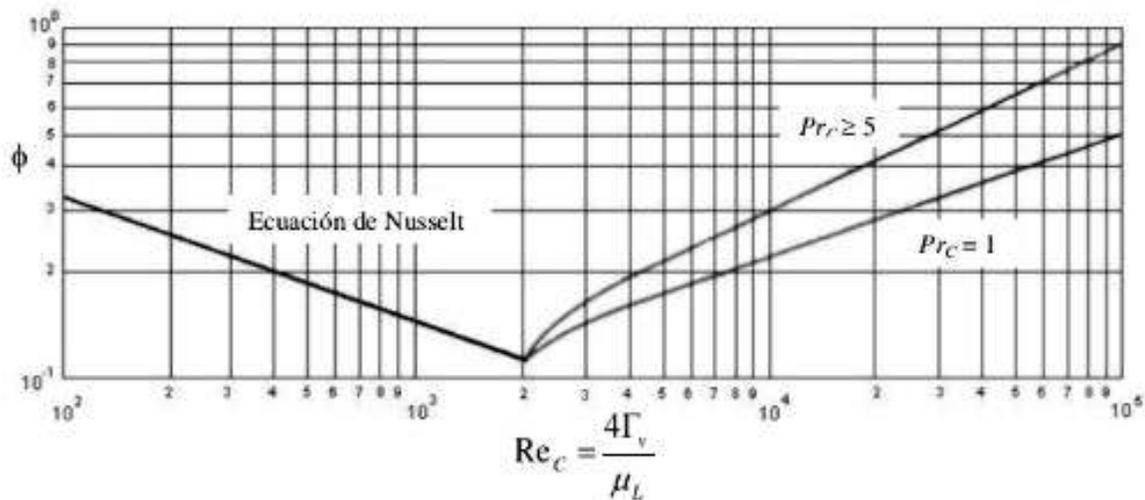
$$\Gamma = \frac{Wc}{\pi d_o N}$$

Donde:

- $h_c$ : coeficiente de condensación horizontal por el interior del tubo, (W/m<sup>2</sup>°C)  
 $\Gamma$ : carga de condensación en tubos horizontales, velocidad de condensado por longitud de tubo, (kg/s.m)  
 $\rho_v$ : densidad del vapor, (kg/m<sup>3</sup>)  
 $\rho_l$ : densidad del líquido, (kg/m<sup>3</sup>)  
 $\mu_L$ : viscosidad del líquido, (N s/m<sup>2</sup>)  
 $g$ : aceleración de la gravedad, (m<sup>2</sup>/s)  
 $d_o$ : diámetro interno de tubos, (m)  
 $N$ : número de tubos

En esta sección es importante evaluar el régimen de condensación que puede ser: laminar, turbulento o de transición. Se evalúa a través del número de Reynolds y Prandtl.

En la Figura 3.14 se muestra la correlación del coeficiente de transferencia por condensación con flujos mayores a 2 000 Reynolds.



**Figura 3.14** Correlación pelicular de condensación en función del número de Reynolds  
(Sinnott y Towler, 2013, p. 827)

### 3.5. CRITERIOS DE DISEÑO PARA TUBERÍAS

El diseño de tuberías contempla los siguientes parámetros a calcular: pérdida de carga, pérdidas por accesorios, pérdidas por equipos dispuestos en la línea, estos datos se deben determinar para obtener el diámetro adecuado de tubería.

#### 3.5.1. DIÁMETRO ÓPTIMO DE CONDUCCIÓN

La velocidad al interior de la tubería es uno de los aspectos más importantes en la consideración del diámetro interno de la sección, un valor de velocidad no apropiado puede ocasionar serios problemas a la tubería, accesorios y bombas de la línea de conducción del fluido.

En la Tabla 3.2 se muestran valores de velocidad máxima permisibles para la conducción de fluidos.

**Tabla 3.2** Velocidad máxima según el tipo de fluido

Fluido	Tipo de Flujo	Velocidad	
		ft/s	m/s
Líquidos no viscosos	Flujo por gravedad	0,50 – 1,00	0,15 - 0,30
	Entrada de bomba	1,00 – 3,00	0,30 - 0,90
	Salida de bomba	4,00 – 10,00	1,20 – 3,00
	Línea de conducción	4,00 – 8,00	1,20 - 2,40
Vapor de Agua Aire o gas	Línea de conducción	30,00 – 50,00	9,00 – 15,00
	Salida de bomba	30,00 – 100,00	9,00 – 30,00

(Sinnott y Towler, 2013, p. 1215)

### 3.5.2. PÉRDIDAS DE CARGA

Las pérdidas de carga ocurren por la fricción que ocasiona el fluido en las paredes de la tubería, se determina a través del factor de fricción de Fanning que se muestra en la Ecuación 3.40.

$$H = \left(\frac{4fL}{d}\right) \frac{v^2}{2g} \quad [3.40]$$

Donde:

H: cabeza de pérdida de carga en metros de columna de líquido, (m)

f: coeficiente de fricción de Fanning, adimensional

- L: longitud de la tubería, (m)  
 d: diámetro interior de la tubería, (m)  
 v: velocidad del fluido, (m/s)  
 g: aceleración de la gravedad (9,81 m/s<sup>2</sup>)

El cálculo del factor de fricción toma en cuenta el régimen en el que se encuentra el fluido, el cual está definido por el número de Reynolds. La Ecuación 3.41 permite calcular el número de Reynolds:

$$Re = \frac{\rho D v}{\mu} \quad [3.41]$$

Donde:

- Re: número de Reynolds, adimensional  
 ρ: densidad de la sustancia, (kg/m<sup>3</sup>)  
 D: diámetro de la tubería (longitud característica), (m)  
 v: velocidad a la que circula el fluido, (m/s)  
 μ: viscosidad de la sustancia, (Pa.s)

Si el número de Reynolds del fluido es menor a 2 000 se encuentra en régimen laminar, el factor de rozamiento se calcula por medio de la Ecuación 3.42:

$$f = \frac{16}{Re} \quad [3.42]$$

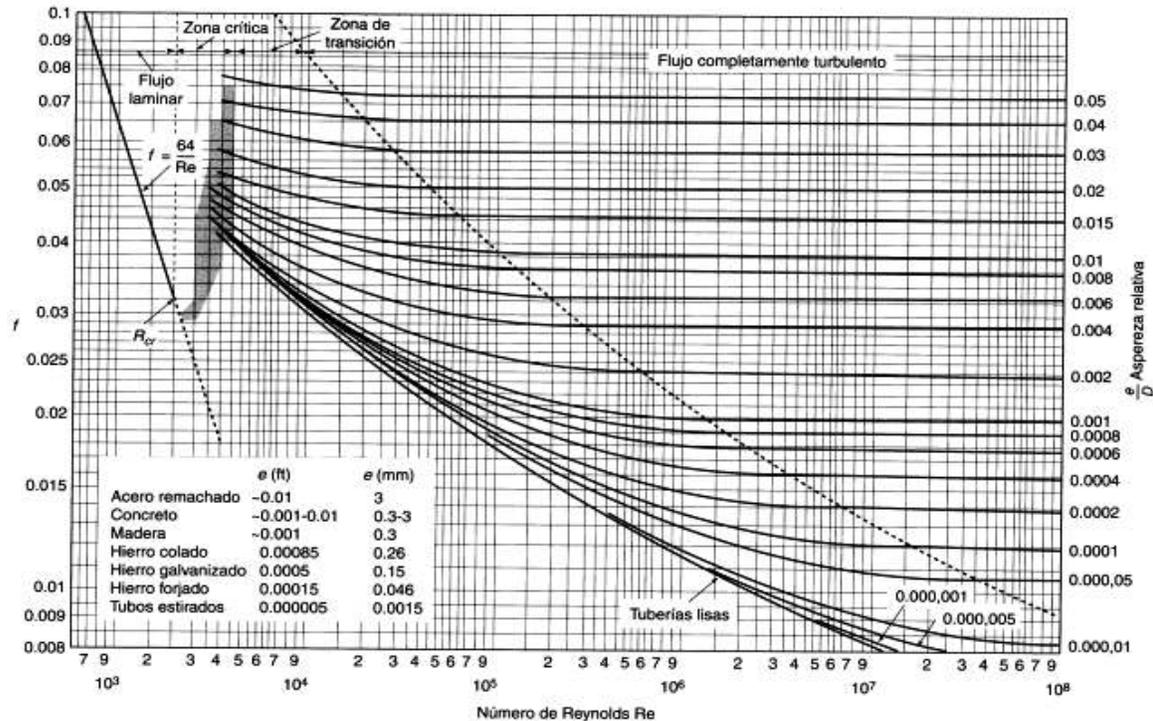
Si el número de Reynolds del flujo es mayor a 4 000 el cálculo del factor de fricción de Fanning se determina mediante el empleo del diagrama de Moody que se presenta en la Figura 3.15, el cual relaciona el coeficiente de fricción y la rugosidad relativa de la tubería que depende del material de construcción.

En caudales de 0 a 60 m<sup>3</sup>/h se consideran los siguientes valores de caída de presión:

- Zona de aspiración de bombas: 0,40 kg/cm<sup>2</sup>, (0,39 bar)

- Zona de impulsión de bombas: 0,6 a 0,8 kg/cm<sup>2</sup>. (0,59 a 0,78 bar)

Si los valores de caída de presión sobrepasan los valores citados se recomienda aumentar el diámetro nominal de la tubería, para que las pérdidas disminuyan siempre y cuando el diámetro no incida en la variación de la velocidad permisible (Sinnot y Towler, 2013, p. 1216).



**Figura 3.15** Monograma de valores de coeficientes de fricción en tuberías y número de Reynolds  
(Ocon y Tojo, 2007, p. 137)

### 3.6. CRITERIO DE DIMENSIONAMIENTO DE BOMBAS

El dimensionamiento de las bombas se realiza con base en la ecuación de Bernoulli, en el que se introduce el valor de ( $H_B$ ), se presenta en la Ecuación 3.43

$$\frac{P_1}{\gamma} + \frac{u_1}{2g} + z_1 + H_B = \frac{P_2}{\gamma} + \frac{u_2}{2g} + z_2 + h_f \quad [3.43]$$

Donde:

- P: presión en un punto de la tubería, (Pa)  
 u: viscosidad, (Pa.s)  
 $\gamma$ : peso específico, (N/m<sup>3</sup>)  
 z: altura de la tubería desde un nivel de referencia, (m)  
 H<sub>B</sub>: cabeza o altura total de la bomba, (m)  
 h<sub>f</sub>: cabeza o altura por pérdidas de fricción, (m)

En la Tabla 3.3 se muestra valores de flujo y altura de bombeo para bombas centrífugas y de desplazamiento positivo (Sinnot y Towler, 2013, p. 1213).

**Tabla 3.3** Capacidad máxima de impulsión del fluido según el tipo bomba

Tipo de Bomba	Rango de Capacidad (m <sup>3</sup> /h)	TDH m de Agua
Centrífuga	0,25 - 103,00	10,00 - 50,00
Reciprocante	0,50 - 500,00	300,00
Diafragma	0,50 - 500,00	50,00 - 200,00
Rotatoria	0,05 - 500,00	60,00 - 200,00

(Sinnot y Towler, 2013, p. 1215)

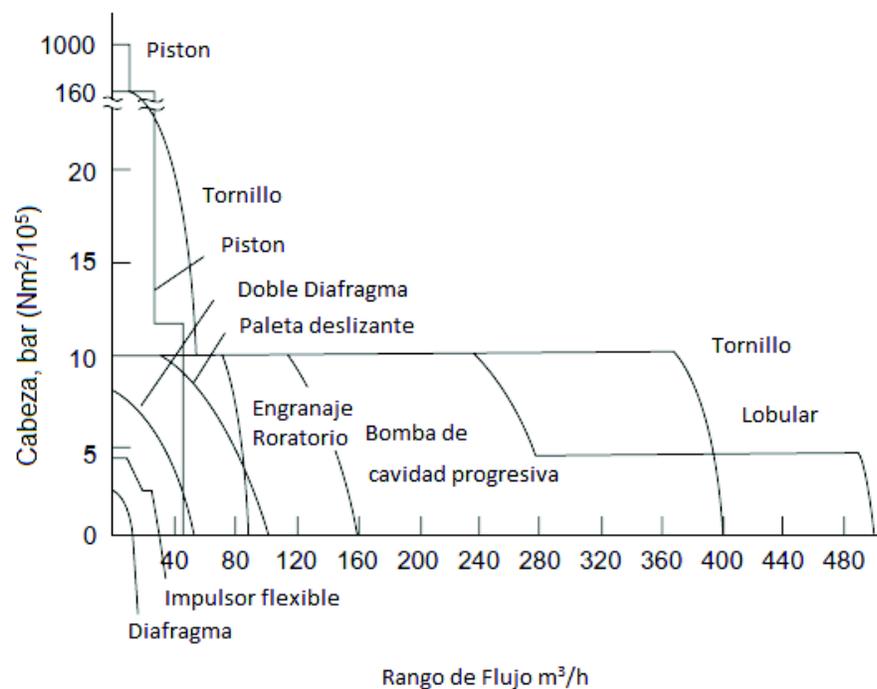
El transporte de fluidos líquidos se realiza por medio de bombas que se puede clasificar como; bombas rotodinámicas y bombas de desplazamiento positivo, se sugiere la utilización de bombas de desplazamiento positivo para la impulsión en las líneas por donde circule metanol con el objetivo de reducir el riesgo de incendio por la alta volatilidad del metanol.

Las bombas de desplazamiento positivo tienen la ventaja de modificar el flujo del fluido de una manera simple mediante controladores electrónicos, también se usa para dosificar sustancias.

Para la impulsión del fluido al sistema de ultrafiltración se recomienda el uso de bombas de desplazamiento positivo, debido a las altas caídas de presión que genera la membrana, la alimentación del fluido a filtrar se debe realizar en régimen laminar para facilitar la formación de la capa límite de filtrado (Cheryan, 2008, p.141)

En la Figura 3.16 se muestran los regímenes de operación para bombas de desplazamiento positivo, la mencionada figura sirve como guía para la selección del tipo de bomba de desplazamiento positivo a utilizar según los requerimientos de cabeza o altura total.

Se seleccionará el tipo de bomba a partir del catálogo del fabricante y disponibilidad del mercado nacional.



**Figura 3.16** Criterios de selección de bombas de desplazamiento positivo (Sinnot y Towler 2013, p1212)

### 3.6.1. ALTURA TOTAL DE ASPIRACIÓN

Altura total de aspiración, es la altura en metros de columna de líquido al ingreso de la bomba, consiste en 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 (Sinnot y Towler, 2013, p. 1213)

### 3.6.1.1. Altura total de impulsión

Es la altura estática de impulsión, que representa la suma algebraica de 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 se debe conferida al fluido.

### 3.6.2. CARGA NETA POSITIVA DE ASPIRACIÓN

Las siglas NPSH representan la expresión inglesa "*Net Positive Suction Head*".

Existen dos tipos de carga neta positiva de aspiración:

NPSH<sub>r</sub> (NPSH requerida), representa la energía necesaria para llenar la parte de aspiración de la bomba y vencer las pérdidas por rozamientos y aumento de velocidad desde la conexión de aspiración hasta el punto donde se incrementa la energía. Por tanto, un valor que depende del diseño constructivo de la bomba, se lo conoce a partir del catálogo del equipo.

NPSH disponible (NPSH<sub>dis</sub>): Es la diferencia entre la presión a la entrada de la bomba y la tensión de vapor del fluido a la temperatura de funcionamiento, se cuantifica en metros de columna de líquido. La carga de cabeza positiva de aspiración disponible será siempre mayor o igual a la requerida, esto se expresa por la Ecuación 3.44

$$NPSH_d \geq NPSH_r \quad [3.44]$$

NPSH<sub>d</sub> siempre será positiva, de este modo 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. El NPSH<sub>d</sub> se calcula mediante la Ecuación 3.45

$$\text{NPSH}_d = H_{\text{atm}} - (H_{\text{vap}} + h_s + \Delta H_s) \quad [3.45]$$

Donde:

NPSH<sub>d</sub>: carga neta de succión positiva disponible, (m).

H<sub>atm</sub>: cabeza de presión atmosférica, (m)

H<sub>a</sub>: cabeza de presión de vapor, (m)

h<sub>s</sub>: altura estática de succión, (m)

ΔH<sub>s</sub>: pérdida de carga por fricción de accesorios y tubería, (m)

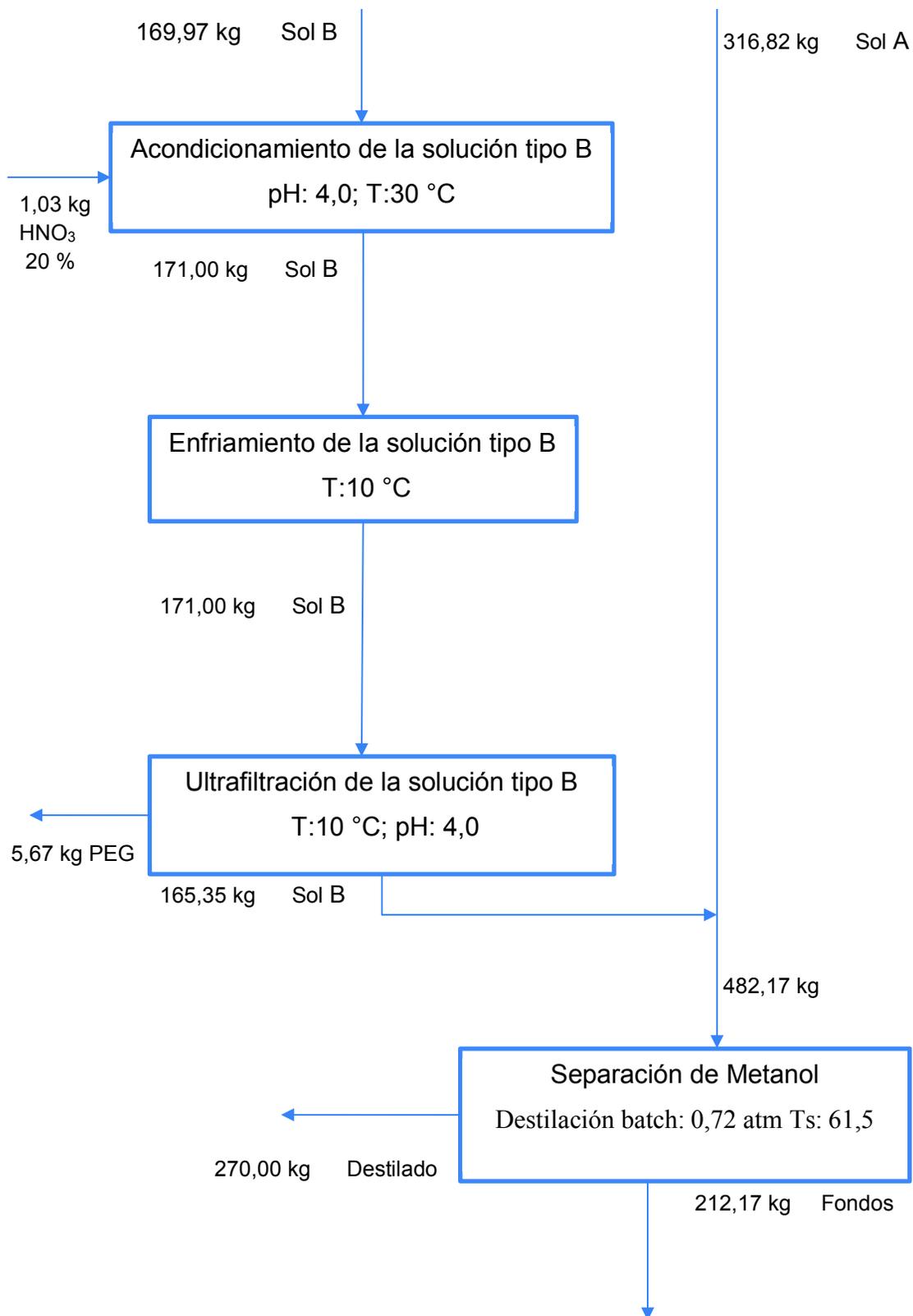
## 4. DISEÑO DE EQUIPOS

En esta sección se detalla: el diagrama de bloques (BPD), diagrama de flujo de proceso (PFD), los balances de masa y energía, el diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) y las hojas técnicas de los equipos para la planta de recuperación de metanol y polietilenglicol.

### 4.1. DIAGRAMAS DE BLOQUES (BPD) Y DIAGRAMA DE FLUJO (PFD)

El diagrama de bloques se construyó con base en la norma ISO “*Diagrama de flujo de plantas de procesos 10268:1997*”. La representación de los procesos se realiza mediante un recuadro rectangular en el cual se muestra el proceso con las condiciones de operación, la unión de procesos se realiza mediante flechas y líneas simples para identificar corrientes. En la Figura 4.1 se visualiza el diagrama de bloques del proceso en el cual ingresan 316,82 kg de solución tipo A y 169,97 kg de solución tipo B y se obtienen 5,65 kg de polietilenglicol y 270,00 kg de destilado con una concentración del 93 % en masa de metanol (Organización Internacional de Normalización, 2001).

En la Figura 4.2 y 4.3 se muestran los diagramas de flujo de proceso (PFD), en este diagrama se representa esquemáticamente a los equipos, unidos por líneas que corresponden a flujo del proceso. Se detalla: las condiciones de operación de los equipos, el balance de masa del proceso, el control básico y la denominación de los equipos y corrientes. El PFD se desarrolló con base en los criterios expuestos en el Manual de Ingeniería de diseño, Volumen 15, Anexo A, de Petróleos de Venezuela S.A (PDVSA., 1994, pp. 10-25).



**Figura 4.1** Diagrama de bloques (BPD), planta de recuperación de metanol y polietilenglicol

**P-3102**  
Bomba de desplazamiento positivo  
Tipo: 500 mm  
H: 700 mm  
V: 0.14 m<sup>3</sup>  
Potencia: 0 Polipropileno

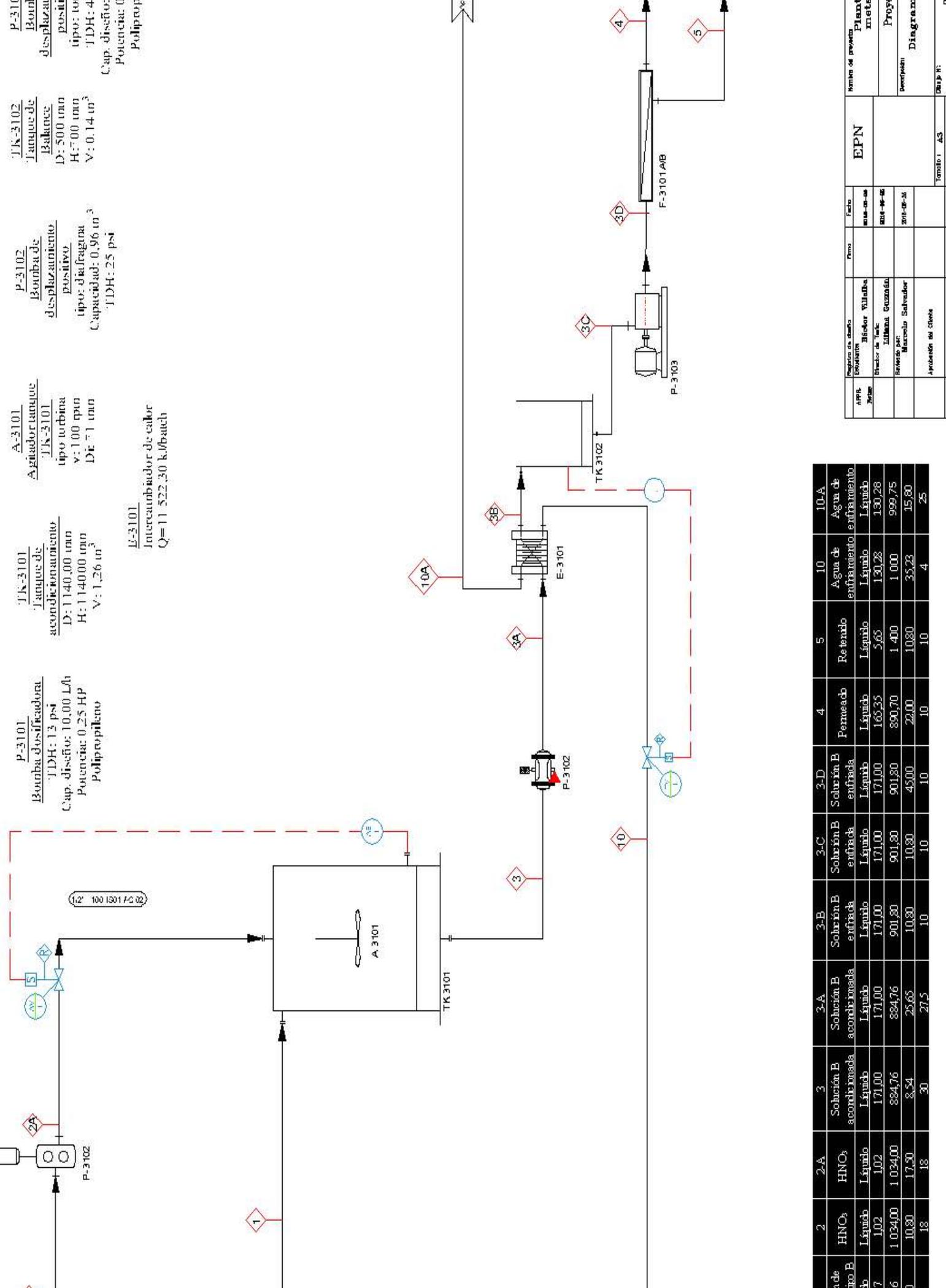
**P-3102**  
Bomba de desplazamiento positivo  
Tipo: diafragma  
Capacidad: 0.96 m<sup>3</sup>  
JHDH: 25 psi

**A-3101**  
Agitador tanque tipo turbina  
v: 100 rpm  
De: 1 mm

**TK-3101**  
Tanque de almacenamiento  
D: 1140.00 mm  
H: 1140.00 mm  
V: 1.26 m<sup>3</sup>

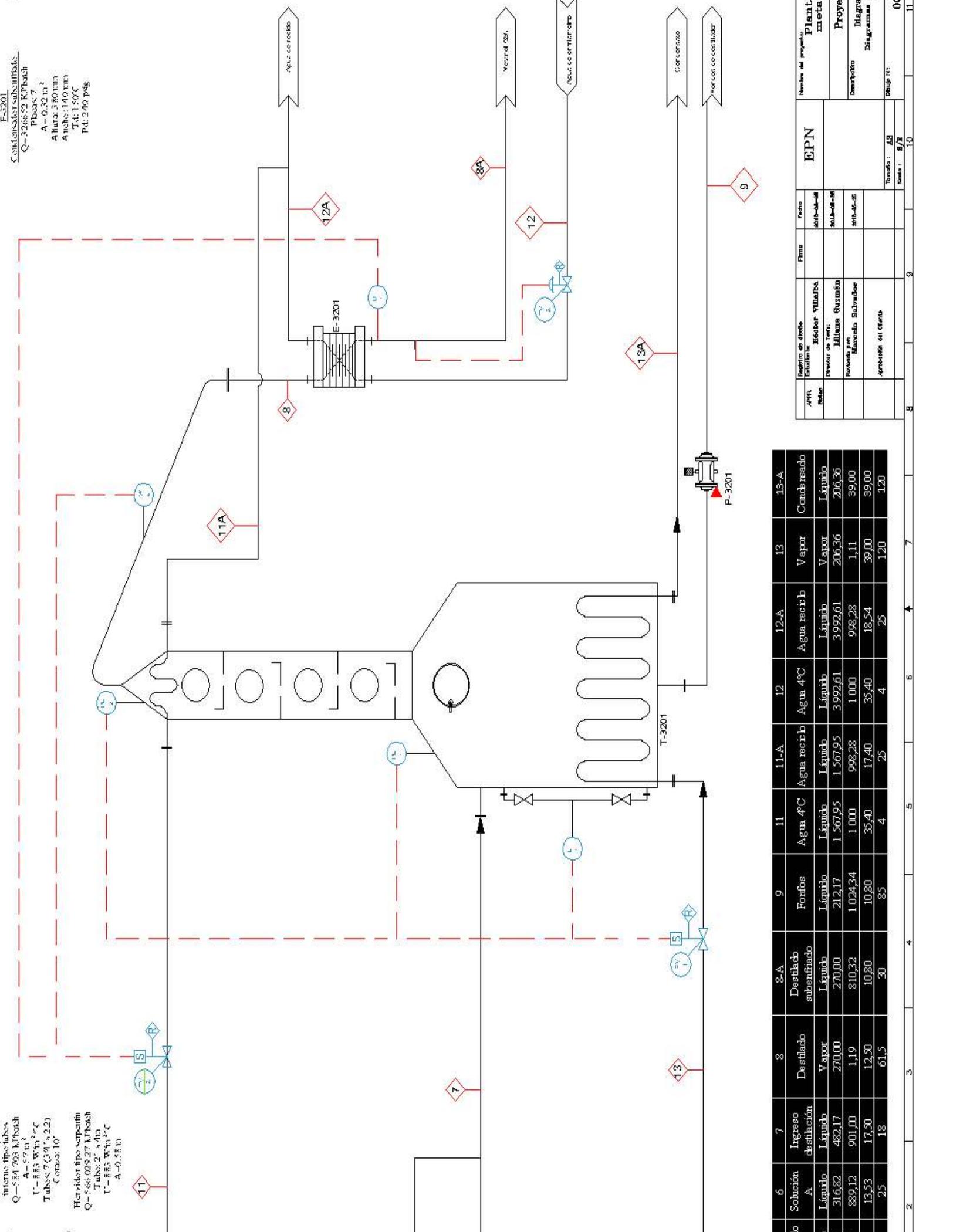
**P-3101**  
Bomba dosificadora  
JHDH: 13 psi  
Cap. diseño: 10.00 L/h  
Potencia: 0.25 HP  
Polipropileno

**E-3101**  
Intercambiador de calor  
Q= 11 522.30 kJ/bauch



2	2-A	3	3-A	3-B	3-C	3-D	4	5	10	10-A
HNO <sub>3</sub>	HNO <sub>3</sub>	Solución B	Solución B	Solución B	Solución B	Solución B	Permeado	Re tenido	Agua de enfriamiento	Agua de enfriamiento
Líquido	Líquido	acorde permeada	acorde permeada	enfriada	enfriada	enfriada	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
1.02	1.02	171.00	171.00	171.00	171.00	171.00	165.35	5.65	130.28	130.28
1.03400	1.03400	884.76	884.76	901.80	901.80	901.80	890.70	1.400	1.000	999.75
10.80	17.30	8.54	25.65	10.80	10.80	45.00	22.00	10.80	35.23	15.80
18	18	30	27.5	10	10	10	10	10	4	25

Nombre de proyecto	Fecha	Primo	Impresión de planta
EPN	2014-06-26		Blacker Villa de
Descripción	2014-06-26		Industria Química
Elaboró	2014-06-26		Macrosolo Salvador
Revisó			Apoyación del cliente
Folio 1	AS		
Folio 2	SE		
Folio 3			
Folio 4			
Folio 5			
Folio 6			
Folio 7			
Folio 8			
Folio 9			
Folio 10			
Folio 11			



Condensador subenfriado  
 Q=3268.52 KJ/hatch  
 Placas: 7  
 A= 0.32 m<sup>2</sup>  
 Altura: 3.60 mm  
 Ancho: 140 mm  
 Td: 1.59 °C  
 Pd: 2.90 psig

Interno tipo tubos  
 Q=584.703 KJ/hatch  
 A= 0.7 m<sup>2</sup>  
 U= 883 W/h<sup>2</sup>°C  
 Tubos: 7 (3/4" x 2.2)  
 Costura: 10

Reboilador tipo serpentín  
 Q=566.029 27 KJ/hatch  
 Tubos: 2" x 4ft  
 U= 883 W/h<sup>2</sup>°C  
 A= 0.58 m<sup>2</sup>

Sección	6	7	8	8-A	9	11	11-A	12	12-A	13	13-A
Solución A	25	18	12.50	10.80	10.80	17.40	998.28	35.40	18.54	39.00	1.20
Ingreso destilación			482.17		212.17	1.567.95	998.28	1.000	3.992.61	206.36	39.00
Destilado			270.00	2.700.00							
Destilado subenfriado				810.32							
Fonfo			1.19	10.80	1.024.34	1.000	998.28	1.000	998.28	1.11	39.00
Vapor			12.50	10.80	10.80	35.40	17.40	35.40	18.54	39.00	1.20
Agua 4°C			4	4	4	4	4	4	4	4	4
Agua recib											
Agua 4°C											
Agua recib											
Vapor											
Condensado											

Fecha	Plant	Nombre del Proyecto
2018-08-08	EPN	Plant
2018-08-08		Proyecto
2018-08-08		Diagramas

Autor: AG  
 Revisado: 9/8  
 Hoja: 10

## 4.2. BALANCE DE MASA

La ecuación general del balance de masa (Ecuación 4.1), se realiza en cada operación unitaria del proceso.

$$\text{Entra} - \text{Sale} + \text{Generación} - \text{Consumo} = \text{Acumulación} \quad [4.1]$$

La recuperación de polietilenglicol y metanol es un proceso por lotes, con una duración de ocho horas de trabajo, en la Tabla 4.1 se muestra el balance de masa correspondiente a cada una de las operaciones unitarias con base en el tratamiento de 316,82 kg de solución de desecho tipo A y 169,97 kg de solución de desecho tipo B, el contenido de metanol en el destilado debe ser mayor a 93 % (m/m). El detalle de los cálculos de los balances de masa y energía para cada una de las operaciones de la planta se muestra en el Anexo I.

**Tabla 4.1** Balance de masa de la planta de metanol y polietilenglicol

	Entra		Sale		%	%	%	%
	Corriente	$\frac{kg}{batch}$	Corriente	$\frac{kg}{batch}$				
Tanque de acondicionamiento TK-3101	1	169,97	-	-	0,00	3,91	60,00	36,09
	2-A	1,03	-	-	20,39	0,00	0,00	79,61
	-	-	3	171,00	0,12	3,89	59,64	36,35
Intercambiador de calor E-3101	3-A	171,00	-	-	0,12	3,89	59,64	36,35
	-	-	3-B	171,00	0,12	3,89	59,64	36,35
	10	260,56	-	-	-	-	-	100,00
	-	-	10-A	250,56	-	-	-	100,00
Tanque de balance TK-3102	3-B	171,00	-	-	0,12	3,89	59,64	36,35
	-	-	3-C	171,00	0,12	3,89	59,64	36,35

**Tabla 4.1** Balance de masa de la planta de metanol y polietilenglicol (continuación...)

	Entra		Sale		%	%	%	%
	Corriente	$\frac{kg}{batch}$	Corriente	$\frac{kg}{batch}$				
Ultrafiltración F-3101	3-D	171,00	-	-	0,12	3,89	59,64	36,35
	-	-	4	165,35	0,13	0,60	61,68	37,59
	-	-	5	5,65	0,00	100,00	0,00	0,00
Destilación T-3201	4	165,35	-	-	0,13	0,60	61,68	37,59
	6	316,82	-	-	0,00	1,10	55,00	43,90
	-	-	8	270,00	0,00	0,00	93,00	7,00
	-	-	9	212,17	0,10	2,12	6,33	85,94
Condensador E-3201	8	270,00	-	-	0,00	0,00	93,00	7,00
	-	-	8-A	270,00	0,00	0,00	93,00	7,00
	12	-	3 992,61	-	-	-	-	100,00
	-	-	12-A	3 992,61	-	-	-	100,00
Vapor calderín	13	206,36	-	-	-	-	-	100,00
	-	-	13-A	206,36	-	-	-	100,00
Condensador parcial	11	1 567,95	-	-	-	-	-	100,00
	-	-	11-A	1 567,95	-	-	-	100,00

### 4.3. PLANIFICACIÓN DE LA PRODUCCIÓN

La planificación de la producción permite optimizar el proceso minimizando los recursos: humano, técnicos y financieros, durante un turno de operación de ocho horas de trabajo. La planificación de actividades se realizó con los criterios descritos en los siguientes párrafos.

El acondicionamiento de la solución de desecho tipo B tiene un tiempo de duración de 30 minutos, en los cuales el operario deberá asegurarse que el valor de pH de la solución en el tanque TK-3101 se encuentre en el valor de 4,0. Este tanque se encuentra provisto de un agitador de 1 HP a 100 rpm (Sección AII.5.1).

Posteriormente la solución acondicionada es bombeada del tanque TK-3101 hacia el intercambiador de calor E-3101 que se encuentra en línea para disminuir la temperatura a 10 °C, esto se logra mediante la circulación de 260,56 kg de agua a 4 °C, el tiempo de residencia es de 0,5 h luego la solución se almacena en el tanque de balance TK-3102, su función es proveer de flujo continuo a la bomba P-3102 que alimenta al sistema de ultrafiltración que posee una membrana de 30 kDa para remover el PEG. Esta actividad se ha planificado que debe durar 2,0 horas que corresponde: al tiempo de bombeo, paso por el intercambiador de calor, alimentación a la bomba P-3102 y remoción de PEG. El proceso de lavado de la membrana para remover el PEG se estima en 1 hora según el catálogo del equipo (Anexo III).

Se suministra 206,36 kg de vapor saturado a 2,6 bar para el calentamiento y vaporización de la mezcla que se encuentra en el hervidor de la columna de destilación T-3201.

La mezcla evaporada asciende por la columna de platos de 240 mm de diámetro con 5 platos de tipo orificios, el diámetro de los orificios igual a 9,54 mm, para la separación del metanol (Tabla AIV. 1). En el tope de la columna se encuentra un condensador parcial integrado que permite condensar la mezcla evaporada con el objetivo de proveer el reflujo necesario a la torre, el control de la temperatura a 61,5 °C en el condensador permite obtener un destilado del 93 % de metanol (m/m).

El destilado que se encuentra en forma de vapor se condensa y se enfría a 30 °C en el condensador E-3201 para su almacenamiento. Se utiliza 3 992,61 kg de agua a 4°C para condensar y enfriar el destilado.

El tiempo de operación de la columna es un parámetro de diseño para determinar la capacidad de los equipos de transferencia de masa y energía, el tiempo seleccionado se fundamenta en los siguientes criterios:

- El consumo de vapor en el proceso de elaboración de las flores preservadas es alto durante las primeras tres horas del turno y consume el 83 % del vapor suministrado por el caldero, por tanto, la destilación se debe iniciar luego de este periodo de tiempo, sin embargo, la destilación se debe completar en un turno de ocho horas, para no influir en el próximo turno de producción.
- El tiempo para procesar un lote, se encuentra limitado principalmente por la capacidad de los equipos de transferencia de calor, para procesar un batch de soluciones de desecho en menor tiempo es necesario incrementar la capacidad requerida por los equipos de transferencia de calor y por ende los costos de los equipos.

El tiempo de diseño de la columna para obtener 270 kg de destilado al 93 % (m/m) de metanol es de 4,5 horas (Sección A1.6).

En la Tabla 4.2 se indican las actividades con su descripción y el tiempo de diseño que corresponde al tiempo optimo a desarrollar durante un turno en la planta.

**Tabla 4.2** Tiempo de las actividades a desarrollar en la planta de metanol y polietilenglicol, tiempo de diseño de los equipos

Actividad	Descripción	Tiempo diseño (h)
Acondicionamiento	Acondicionamiento de la solución tipo B pH 4.0	0,50
Filtrado	Bombeo de	0,25
	Enfriamiento	0,25
	Ultrafiltración	1,05

**Tabla 4.2** Tiempo de las actividades a desarrollar en la planta de metanol y polietilenglicol, tiempo de diseño de los equipos, (continuación...)

Actividad	Descripción	Tiempo diseño (h)
Recepción	Recepción de la solución de desecho tipo A	0,30
Destilación	Recuperación de metanol	4,50
Recuperación de PEG	Remoción del PEG de la membrana de UF	1,00
Limpieza de la columna	Vaciado de fondos de destilación y limpieza del calderín	1,00
“Chiller”	Provisión de agua a 4°C	6,00

Se determinaron las actividades críticas y éstas corresponden a: acondicionamiento, filtrado y destilación. El tiempo optimo corresponde al 20 % menos del tiempo probable y el tiempo pesimista corresponde al 20 % más al tiempo del tiempo probable. En la Ecuación 4.2 se muestra cómo se calcula el tiempo estimado de cada operación, los tiempos expuestos en la Tabla 4.3 corresponden al tiempo optimista de operación (Chapman y Faraco, 2006 p,255).

$$T_{estimado} = \frac{T_{optimista} + 4T_{probable} + T_{pesimista}}{6} \quad [4.2]$$

La varianza y la desviación estándar de cada actividad viene dada por la Ecuación 4.3 y 4,4 respectivamente.

$$\sigma^2 = \left( \frac{T_{pesimista} - T_{optimista}}{2} \right)^2 \quad [4.3]$$

$$\sigma = \sqrt{\sum \sigma_i^2} \quad [4.4]$$

La varianza de las actividades críticas de 0,027 y la desviación estándar tiene un valor de 0,170, con estos valores estadísticos se determinó que existe el 60 % de

probabilidad de concluir con todas las actividades críticas del proceso durante las ocho horas del turno.

**Tabla 4.3** Estimación del tiempo probable para las actividades críticas del proceso

Descripción	Tiempo Optimista (h)	Tiempo probable (h)	Tiempo pesimista (h)	Tiempo estimado (h)	$\sigma^2$
Acondicionamiento de la solución tipo B pH 4.0	0,45	0,50	0,55	0,50	3,12 E-04
Enfriamiento	0,45	0,50	0,55	0,55	2,85 E-05
Ultrafiltración	1,05	1,16	1,27	1,16	1,43 E-03
Recuperación de metanol	3,6	4,50	5,40	4,50	2,52 E-02
Total	6,35	6,99	7,68	7,00	2,77 E-02

La programación de la producción se realiza mediante el diagrama de Gantt que se muestra en la Figura 4.4. Para la construcción del diagrama de Gantt se tomó los tiempos estimados para las actividades críticas.

#### 4.3.1. PLANIFICACIÓN DEL MANTENIMIENTO

Los coeficientes de ensuciamiento seleccionados en el diseño de los equipos de transferencia de calor son recomendados para una operación de seis meses, debido a esto se recomienda que el mantenimiento preventivo de la planta se realice cada seis meses (Sinnot y Towler, 2013, p. 1215).

El operario en cada turno tiene la responsabilidad de realizar la limpieza de los equipos y reportar algún inconveniente, para planificar y coordinar acciones y realizar los mantenimientos preventivos y correctivos. Se debe evaluar la saturación de la membrana de ultrafiltración mediante la caída de presión en el sistema, se recomienda cambiar la membrana cuando la caída de presión sea mayor a 30 psi.

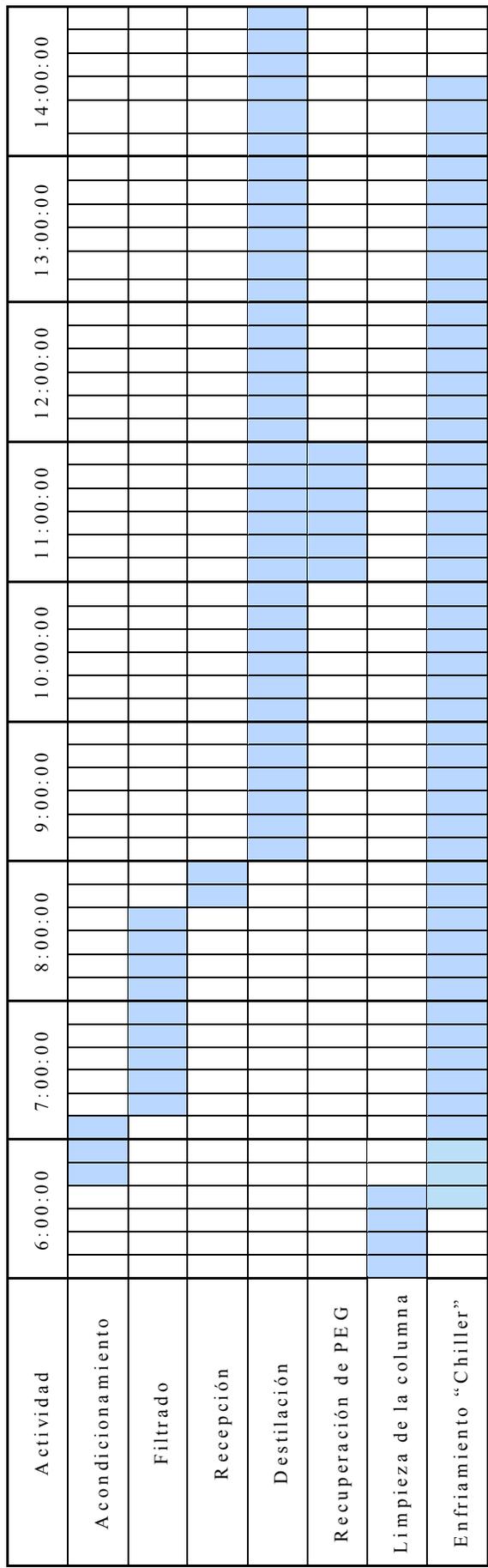


Figura 4.4 Planificación de la producción

#### 4.4. BALANCE DE ENERGÍA

El balance de energía se realizó en todos los equipos para determinar la temperatura de operación de cada uno. El flujo de calor se determinó en las corrientes, se realizó el balance de energía en el intercambiador de calor E-3101, en la columna de destilación T-3201, en el condensador parcial E-3201 y en el condensador subenfriador E-3202, Los cálculos para obtener las ecuaciones de diseño se encuentran en la Sección A1.4.

Se determinó que es necesario remover 11 436,5 kJ por cada 171,0 kg de solución de desecho tipo B para disminuir la temperatura a 10 °C en el intercambiador de calor E-3101.

El balance de energía en la columna de destilación, se realizó con base en un sistema pseudoestacionario, en el cual se mantiene constante el flujo y la composición del destilado respecto al tiempo, para controlar estos parámetros, la relación de reflujo varía con el tiempo hasta alcanzar un valor de 2,1 (Tabla A1.5) (Perry et al., 2008, p. 13-100).

En la Tabla 4.4 se muestran las ecuaciones en función del tiempo para: el cálculo del destilado, la razón de vaporización en el calderín. El calor necesario: en el hervidor, en el condensador parcial y en el condensador-subenfriador. El tiempo de operación de los equipos: columna de destilación, hervidor y condensador está limitado a 4,5 horas que corresponde al tiempo de diseño.

**Tabla 4.4** Ecuaciones del balance de energía de la columna de destilación batch, tiempo de operación: 4,5 horas

Parámetro	Ecuación	Tiempo de diseño (h)	Magnitud
Destilado	$D = \frac{8,90 \text{ kmol}}{t}$	4,5	1,98 kmol/h 60 kg/h

**Tabla 4.4** Ecuaciones del balance de energía de la columna de destilación batch, tiempo de operación 4,5 horas (continuación...)

Parámetro	Ecuación	Tiempo de diseño (h)	Magnitud
Relación de vaporización	$V = \frac{12,65 \text{ kmol}}{t}$	4,5	2,81 kmol/h
Calor en el calderín	$\frac{Q_r}{t} = \frac{566\,029,27 \text{ kJ}}{t}$	4,5	125 784,28 kJ/h
Calor en el condensador parcial	$\frac{Q_{c,r}}{t} = -\frac{137\,634,38 \text{ kJ}}{t}$	4,5	-30 585,42 kJ/h
Calor condensador subenfriador	$\frac{Q_{c,s}}{t} = -\frac{350\,471,35 \text{ kJ}}{t}$	4,5	-77 882,52 kJ/h

En la Tabla 4.5 se presentan las ecuaciones que permiten determinar: el consumo de vapor, agua de enfriamiento y diésel. Los cálculos detallados se encuentran en la Sección AI.4 y AI.5.

**Tabla 4.5** Ecuaciones para determinar el consumo de vapor, diésel y agua de enfriamiento en la columna de destilación, tiempo de operación: 4,5 horas

Parámetro	Ecuación	Tiempo diseño (h)	Magnitud (kg/h)
Masa de vapor	$m_v = \frac{206,36 \text{ kg}}{t}$	4,5	45,85
Masa de diésel	$m_D = \frac{16,75 \text{ kg}}{t}$	4,5	3.72
Masa de agua en el condensador parcial	$m_{cr} = \frac{1\,567,95 \text{ kg}}{t}$	4,5	348,43
Masa de agua en el condensador subenfriador	$m_c = \frac{3\,992,61 \text{ kg}}{t}$	4,5	887,25

En la Tabla 4.6 se observa la temperatura de operación de las distintas corrientes que conforman la planta de recuperación de polietilenglicol y metanol, las corrientes se nombran según el diagrama PFD.

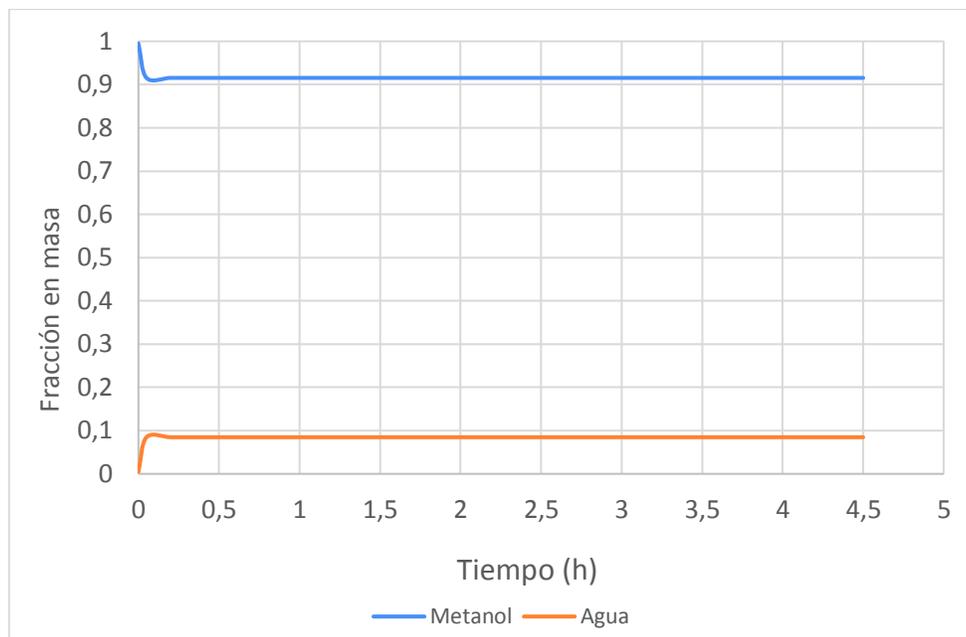
**Tabla 4.6** Temperatura de operación de las corrientes de la planta de recuperación de polietilenglicol y metanol

Corriente	Inicio de operación unitaria	Temperatura (°C)
1	Ingreso al tanque de acondicionamiento solución de desecho tipo B	35,0
2; 2-A	Suministro de HNO <sub>3</sub> 20 % hacia el acondicionamiento	18,0
3; 3-A	Salida del tanque TK-3101 ingreso E-3101	30,0
3-B; 3-C; 3-D	Salida E-3101 ingreso UF, F-3101	10,0
4	Salida permeado UF ingreso a destilación	10,0
5	Salida retenido	10,0
6	Ingreso de la solución tipo A destilación	25,0
7	Ingreso a destilación	18,0
8	Destilado	61,5
9	Fondos	78,0
10; 11; 12	Agua de enfriamiento	4,0
10-A; 11-A; 12-A	Agua de enfriamiento	25,0 *
13; 13-A	Vapor saturado	120,0

\* Temperatura máxima para una operación óptima del equipo de enfriamiento “chiller”

Una vez obtenidas las variables de diseño y dimensionamiento de la columna de destilación, se procede con la simulación de la columna de destilación para su validación, la simulación se realizó en el software Chemcad 6.1.3.

En la Figura 4.5 se observa la variación de la composición másica del destilado en función del tiempo.

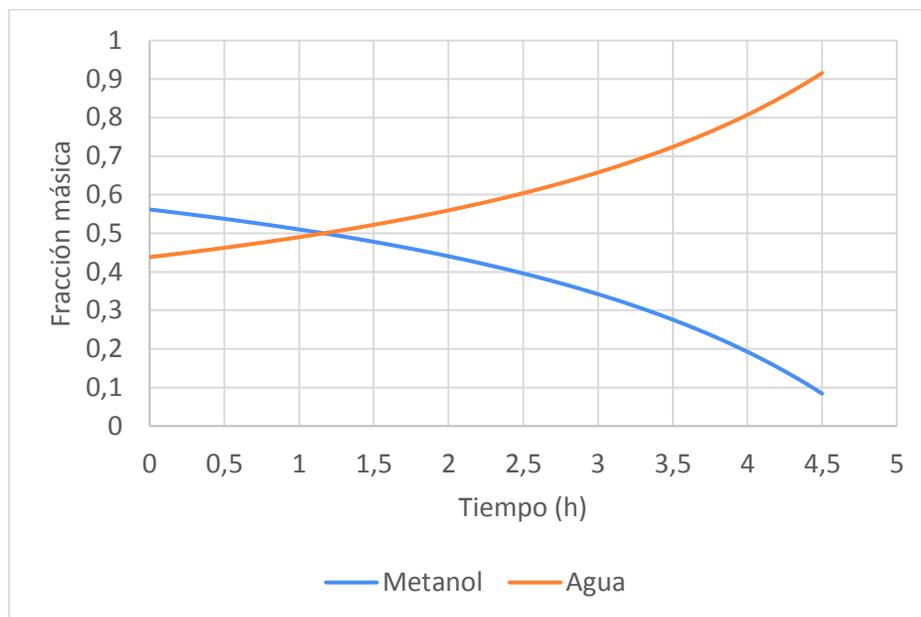


**Figura 4.5** Fracción másica en el destilado en función del tiempo

En la Figura 4.5 se observa como la composición en el destilado permanece constante en una concentración del 93 % de metanol. Esta gráfica concuerda con el modelo pseudoestacionario de diseño de la torre de destilación, en el cual se cambia continuamente la relación de reflujo respecto al tiempo, para obtener un flujo y una composición constante en el destilado.

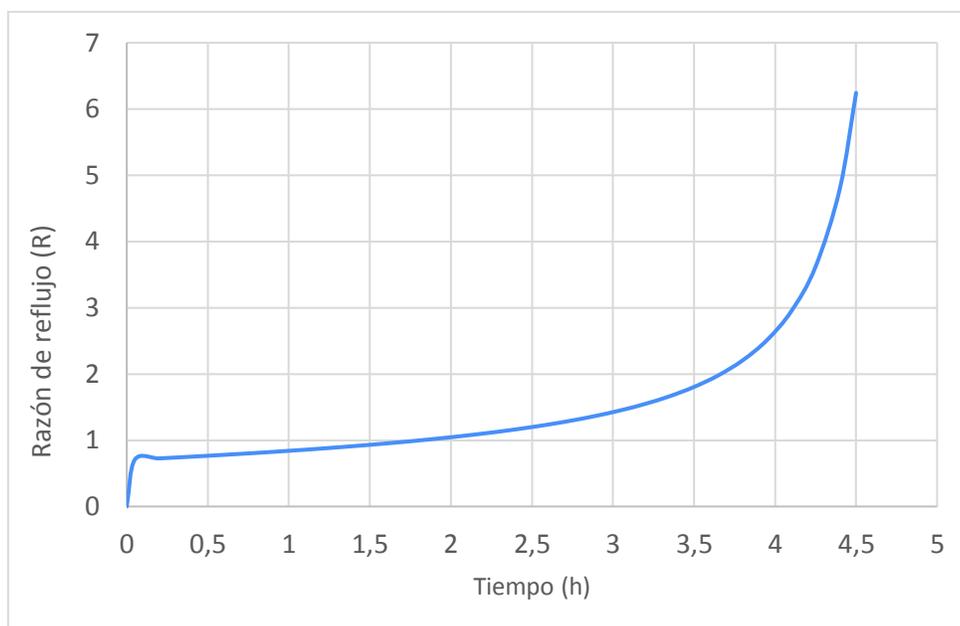
En la Figura 4,6 se muestra la gráfica de la variación de la composición de la carga en el hervidor respecto al tiempo. Con el transcurso del tiempo se observa, que la concentración de metanol en el hervidor se agota, la operación de la columna de destilación finaliza en 4,5 horas, tiempo en el cual se obtiene una composición de

metanol en el hervidor menor al 9,0 %. En Tabla A1.6. se observa que composición calculada en el hervidor fue de 6,3 % de metanol.



**Figura 4.6** Fracción másica en el hervidor en función del tiempo

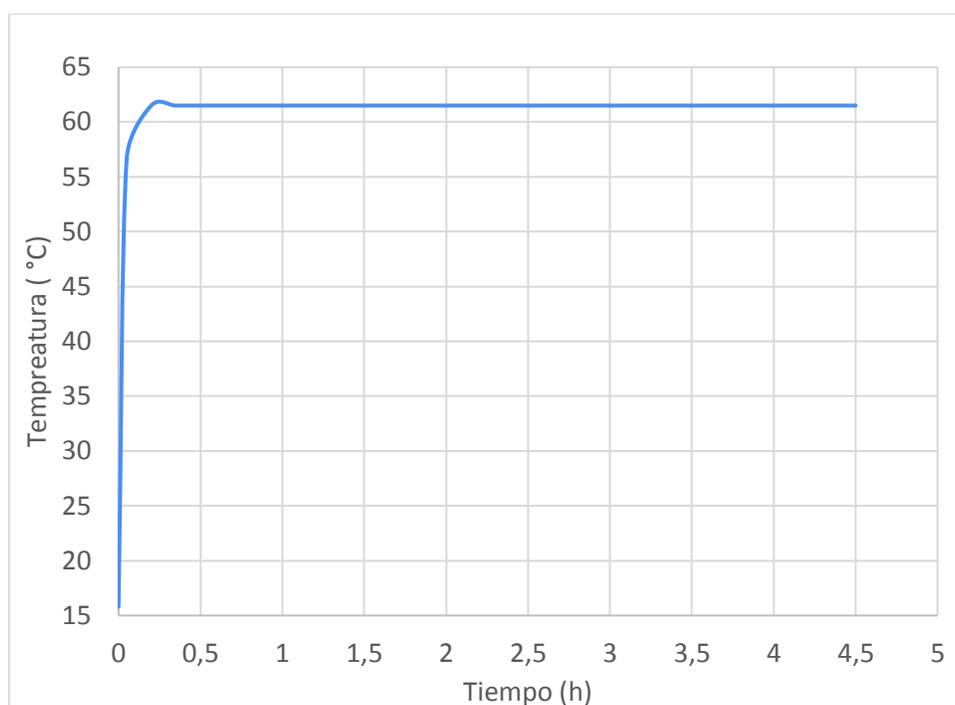
En la Figura 4.7 se muestra como varía la razón de reflujo en la columna de destilación con el tiempo.



**Figura 4.7** Fracción másica en el hervidor en función del tiempo

En la Figura 4.7 se observa que el cambio de la razón de reflujo  $R$  es muy semejante a los valores obtenidos gráficamente del diagrama de equilibrio líquido – vapor, como se puede observar en la Tabla A1.7. Es así como, la relación de reflujo es muy similar hasta las 4,1 horas, a partir de este tiempo la razón de reflujo aumenta drásticamente hasta el final de la operación. Esta gráfica permite validar la obtención de las rectas de operación de la torre que se utilizaron para el diseño de la columna de destilación.

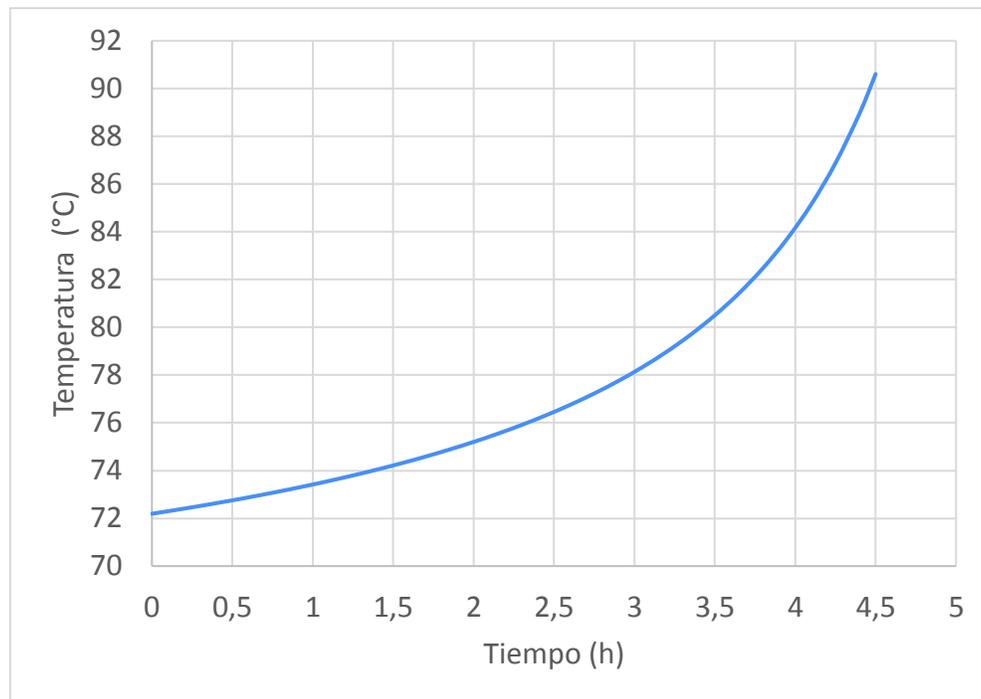
En la Figura 4.8 se muestra la gráfica de la variación de la temperatura en el tope de la columna de destilación en función al tiempo.



**Figura 4.8** Variación de la temperatura del destilado en función del tiempo

En la Figura 4.8 se observa la variación de la temperatura del destilado, ésta temperatura permanece constante en 61,5 °C, el control de esta temperatura es fundamental para obtener un destilado con una concentración mayor al 93 % en masa de metanol, requisito para la reutilización en el proceso productivo de preservación de flores (Silva y Girnaldas S.A., 2012, pp. 2-4; Sellegard, 1995, p.2).

En la Figura 4.9 se muestra la variación de la temperatura del hervidor en función al tiempo. Se observa que la temperatura de saturación de la mezcla que se carga inicialmente en el hervidor es de 72 °C y al pasar al tiempo, mientras se agota el metanol la temperatura de saturación aumenta hasta 91 °C, temperatura de ebullición del agua pura en la ciudad de Cayambe.



**Figura 4.9** Variación de la temperatura del hervidor en función del tiempo

#### 4.4.1. CONSUMO DE ENERGÍA ELÉCTRICA

En la Tabla 4.7 se presenta el consumo energético de los equipos eléctricos que intervienen durante la recuperación de metanol y polietilenglicol a partir de las soluciones de desechos del proceso de preservación de flores, se toma en cuenta el diagrama de Gantt, que permite optimizar el proceso de y el funcionamiento de los equipos.

**Tabla 4.7.** Consumo energético de los equipos utilizados en la planta

Equipo	Cantidad	Código	Consumo energético (HP)	Tiempo estimado de operación (h)	Consumo kW-h
Bombas centrífugas	1	P-1101	0,75	6,75	3,77
Bombas centrífugas	1	P-1102	0,75	5,00	2,79
Compresor	1	Existente B-1001	5,00	0,40	1,49
Agitador	1	A-3101	1,00	0,50	0,50
Enfriamiento de agua “chiller”	1	E-1101	12,00	6,75	60,34
					68,89

Las bombas centrífugas son utilizadas para el sistema de recirculación de agua de enfriamiento. La primera bomba P-1001 opera por 6,5 horas y se encarga de mantener la temperatura a 4 °C en el tanque pulmón TK-1001, mientras la segunda bomba P-1002 opera por 5,0 horas y provee de flujo de agua de enfriamiento a los distintos intercambiadores de calor existentes en la planta.

La bomba P-3101 es de diafragma, utiliza aire comprimido para su funcionamiento, permite transportar la solución de desecho tipo B desde el tanque TK-3101 pasando por el intercambiador de calor hasta el tanque de balance TK-3102, en un tiempo estimado de 30 minutos.

La bomba P-3102 es de desplazamiento positivo de tipo tornillo, que opera durante 1,05 horas; tiempo de residencia en el sistema de ultrafiltración.

La bomba P-3201 es de diafragma, se utiliza para descargar los fondos de destilación y realizar la limpieza de la columna de destilación, el tiempo estimado de esta actividad es de una hora.

El compresor que suministra la cantidad de aire necesario a las distintas bombas de diafragma es de 5 HP de potencia, el compresor opera en relación de un tercio del tiempo de funcionamiento de las bombas, el compresor existe en la planta.

El agitador funciona durante la etapa de acondicionamiento de la solución tipo B, durante 0,5 horas.

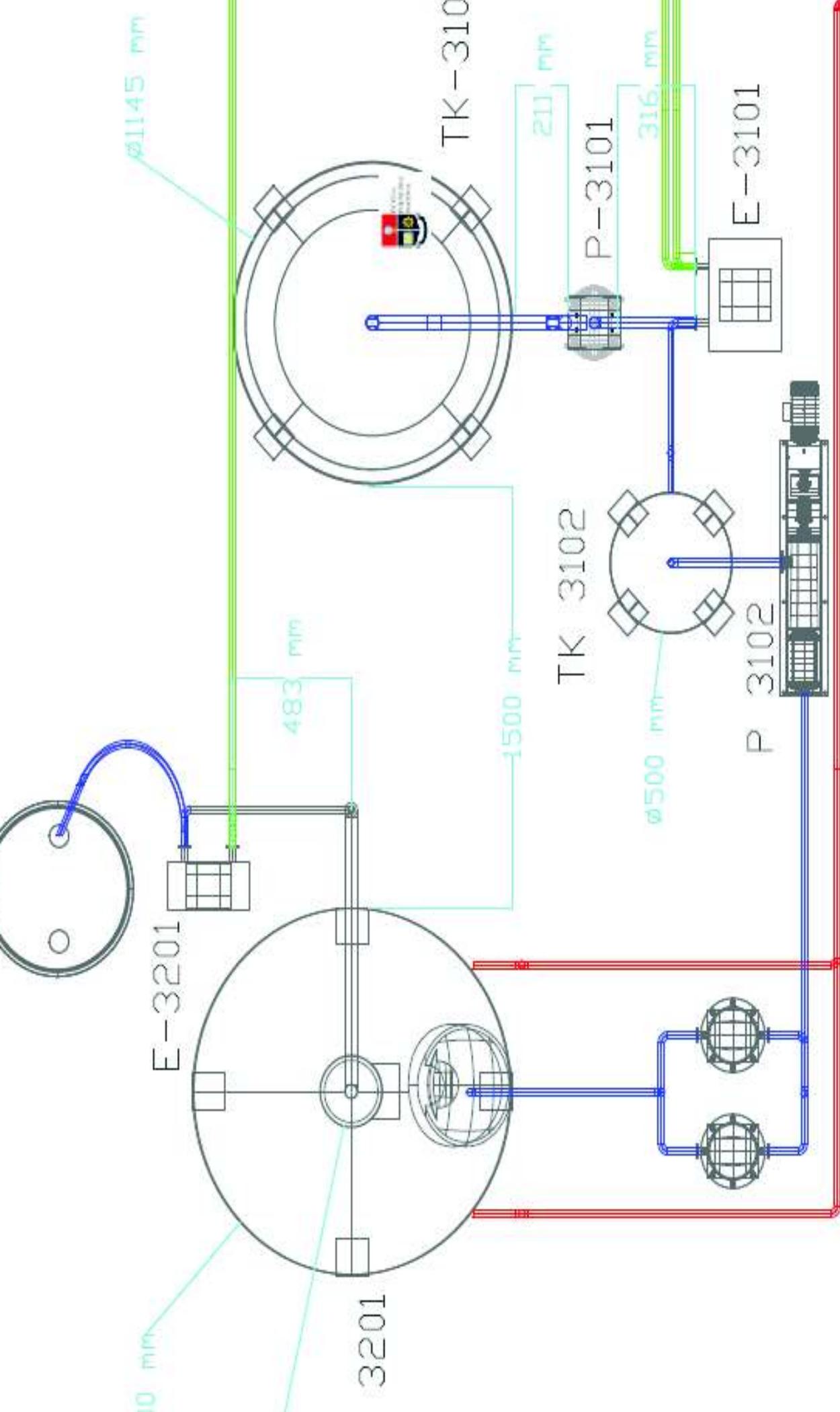
La provisión de agua de enfriamiento es suministrada por un “*chiller*”. El tiempo de operación estimado del “*chiller*” corresponde a 1,5 veces del tiempo de operación de la torre de destilación. El tiempo es de 6,8 horas.

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

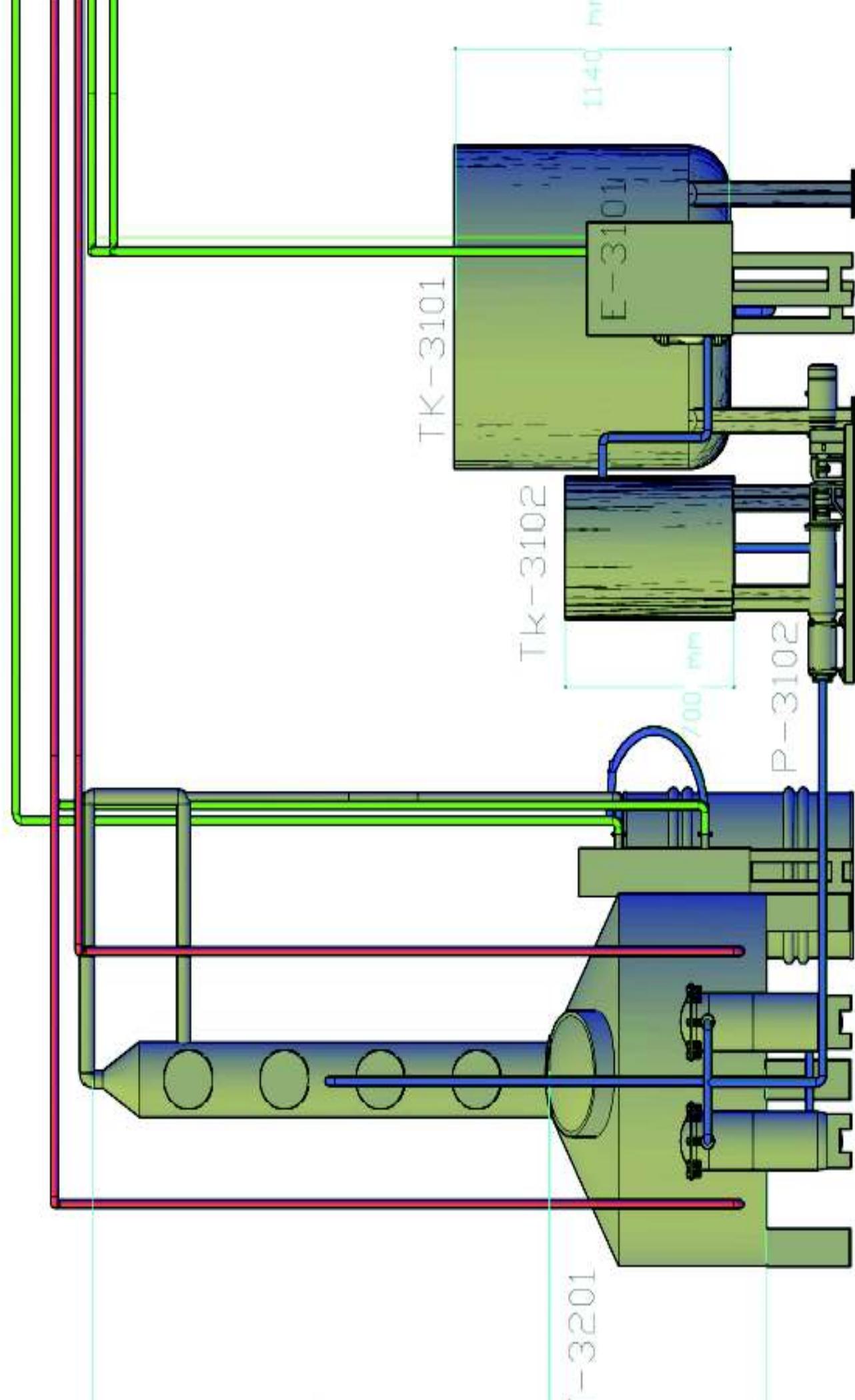
Para una operación segura, que permita realizar limpieza y mantenimiento de los equipos se realizó la distribución y disposición de los mismos, mediante la construcción del Lay-Out. Para determinar la distancia mínima que existe entre los equipos se siguen los criterios expuestos en la norma técnica complementaria “*Almacenamiento de líquidos inflamables y combustibles “ITC- MIE- APQ 1”*”, que trata sobre el almacenaje de productos químicos inflamables (Instituto Nacional de Seguridad e Higiene en el trabajo, 2001, p. 2).

La distancia mínima entre equipo y equipo que almacena una cantidad inferior a los 3 000 L de sustancias inflamables con punto de inflamación menor a 55 °C corresponde a  $\frac{1}{4}$  de la suma de sus diámetros y como mínimo 1,5 m. La distancia a la que se encuentra la torre de destilación con el tanque de acondicionamiento es de 1,5 m (Instituto Nacional de Seguridad e Higiene en el trabajo, 2001, p. 6).

Desde la Figura 4.10 hasta la 4.12 se observa el lay-out, vista frontal y vista 3D de la disposición de los equipos en la planta de recuperación de metanol y polietilenglicol.

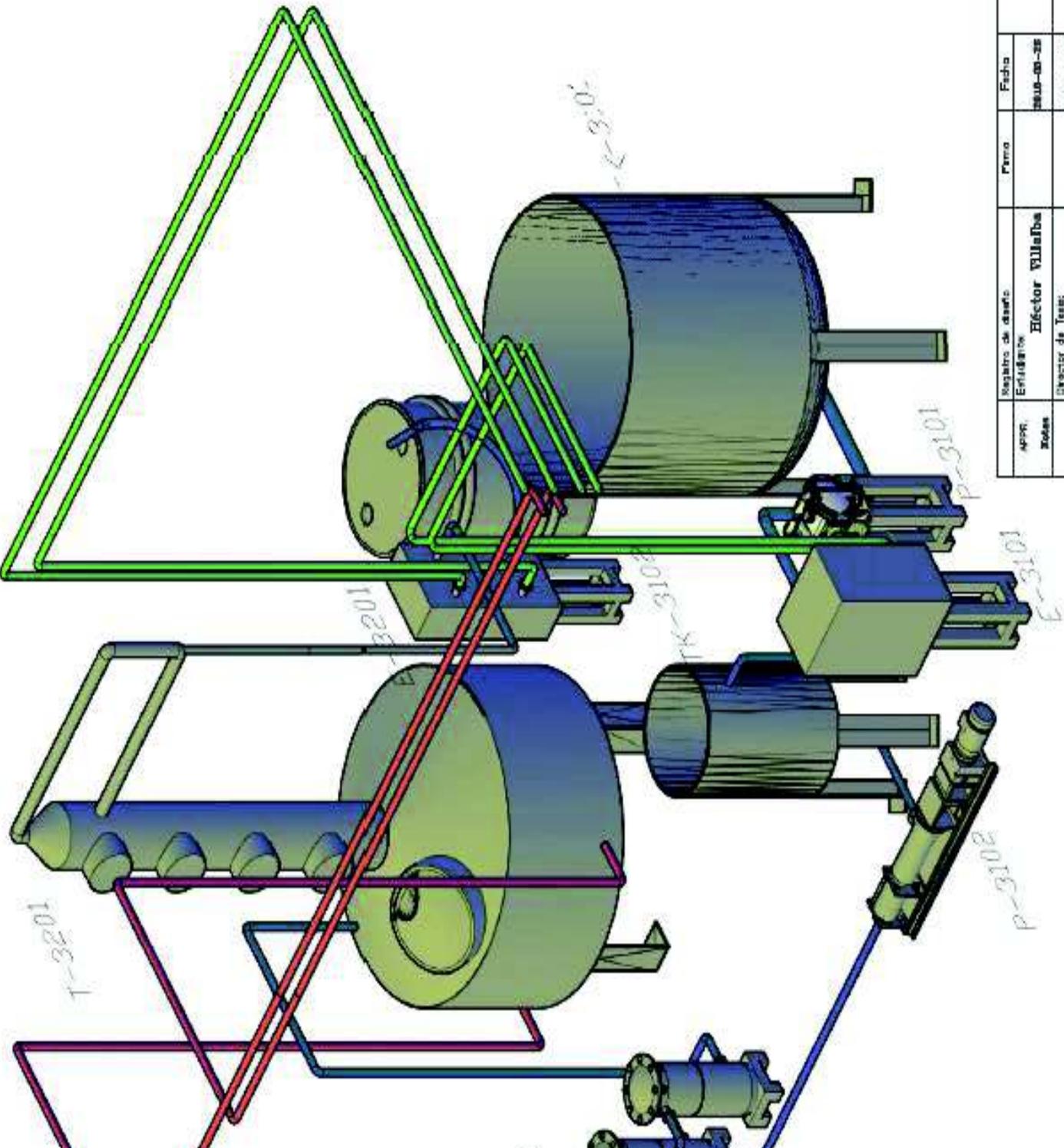


APPR. Tópicos		Registro de diseño		Fecha		EPN		Nombre del proyecto	
		Elaborado por:	Héctor Villalba		2016-05-25			Planta de recuperación de metanol y polietileno	
		Director de Tema:	Liliana Guzmán		2016-05-25			Proyecto de Titulación	
		Revisado por:	Marcelo Salvador		2016-05-25			Diagramas de flujo de procesos	
		Aprobado por:						Diagramas de instrumentación	
								Leyenda de planos	
						Tamaño: A3		Hoja N°:	
						Sala: S/E		008	



Registro de diseño		Fecha		Escala	
Elaborado por:	Héctor Vilalba	2018-05-28		EPN	
Director de Área:	Liliana Guzmán	2018-06-05			
Revisado por:	Marcelo Salvador	2018-05-25			
Aprobado por:	Aprobación del Cliente				
				Tamaño: A3	
				Scale: S/E	
				Código de Proyecto: 0009	

Nombre de proyecto: **Planta de recuperación de metanol y polietileno**  
 Descripción: **Diagramas de flujo y planos de detalle**  
 Proyecto de Titulación: **Diagramas de flujo y planos de detalle**  
 Diagramas de flujo y planos de detalle: **Diagramas de flujo y planos de detalle**  
 Leyenda de planos: **Leyenda de planos**



Registro de diseño: E-3201	Fecha	2018-08-28
EPN	Permiso	
APP	Registro de diseño: E-3101	2018-08-28
MOD	Director de Tesis: Liliana Guzmán	2018-08-28
	Revisado por: Marcelo Salvador	
	Aprobador del Cliente	

Nombre del proyecto: <b>Planta de recuperación de metanol y polio</b>	
Descripción: <b>Diagramas de flujo y Leyenda de pl.</b>	
Proyecto de Título	
Diagramas de flujo	
Diagramas de instrumentación	
Leyenda de pl.	
Uso No:	010
Tamaño:	A3
Escala:	8/8

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

El diagrama de tuberías e instrumentación y control (P&ID) se construyó con base en el diagrama de flujo de procesos. En el diagrama P&ID se observa la identificación de los equipos con sus características básicas, la identificación de tuberías y sistema de control. El sistema de control se encuentra bajo la norma ANSI/ISA-S5.5-1-1991 "*Instrumentation symbols and identification*" (ANSI/ISA 5.1-1991., 2009, p.5).

En la Figura 4.13 se muestra la simbología y abreviaturas utilizadas en los diagramas de tuberías e instrumentación.

En la Figura 4.14 consta el proceso de ultrafiltración que está integrado por: el tanque de acondicionamiento TK-3101, bomba de desplazamiento positivo tipo diafragma P-3102, intercambiador de calor E-3101, tanque de balance TK-3102, bomba de desplazamiento positivo tipo tornillo P-3103 y el sistema de ultrafiltración F-3101A/B.

En el tanque de acondicionamiento TK-3101 existe un control de tipo on/off, que permite controlar el valor de pH de 4,0 en el tanque, mediante la adición de ácido nítrico que es dosificado por la bomba P-3101

La temperatura de la solución de desecho tipo B es controlada en el tanque de balance TK-3102 mediante un lazo de control de tipo on/off que abre o cierra el flujo de agua de enfriamiento.

El sistema de ultrafiltración cuenta con dispositivos de medición de presión a la entrada de la alimentación y a la salida del permeado, que permiten determinar el estado de la membrana durante la operación, control que realiza el operario en planta.

En la Figura 4.15 se muestra el área de destilación, constituida por la torre de destilación por lotes T-3201, se observa el sistema de control tipo cascada que permite mantener el flujo y la concentración del destilado constante. Para una operación segura de la torre de destilación se ha colocado un lazo de control tipo cascada para controlar la presión y la temperatura en el interior de la columna.

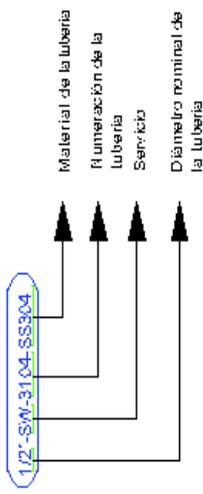
La presión en el hervidor y en el tope de la columna se controla mediante un lazo de control de tipo on/off y se encuentra unido en lazo cascada a un control de nivel on/off que actúa manipulando el flujo de vapor hacia la torre. Cuando el nivel del líquido en el hervidor se encuentra por debajo de los tubos del serpentín se suspende el paso de vapor.

En la tubería que conduce el vapor de calentamiento hacia la torre de destilación se ha colocado una pierna colectora de condensado, la función de esta tubería es recolectar el condensado existente en la línea y solo permitir el paso de vapor hacia la torre de destilación, de esta manera se aprovecha completamente la energía del vapor en el serpentín, además en la línea de vapor se encuentra la válvula manual de diafragma HA-3114 para regular manualmente el flujo de vapor.

Para mantener un flujo y concentración constante en el destilado, se manipula el flujo de agua de enfriamiento, que ingresa al condensador parcial de la columna, a través de un control de temperatura, con valor de "*set point*" de 61,5 °C, ubicado en el condensador parcial. Este control se encuentra en lazo cascada con un control que mide la densidad del destilado a la salida del intercambiador E-3201.

\*TÍPICAS LETRAS USADAS PARA IDENTIFICAR INSTRUMENTOS Y COMPONENTES

VARIABLE	INDICADORES		TRANSMISORES		DISPOSITIVOS DE CONTROL			ALARMAS		VALVULAS CONTROL
	ELEMENTO PRIMARIO	INDICADOR	ALMACENA-MIENTO	INDICADOR	ALMACENA-MIENTO	INDICADOR	CIEGO	NIVEL ALTO	NIVEL BAJO	
ANALIZADOR	AE	AI	ART	AIT	ARC	AIC	AC	AAH	AAAL	AV
CONDUCTIVIDAD	CE	CI	GRT	GIT	CRG	CIC	CC	CAH	CAL	CCV
DENSIDAD	DE	DI	DRG	DIT	DRG	DIC	DC	DAH	DAL	DCV
FLUIDO	FE	FI	FRT	FIT	FRC	FIC	FC	FAH	FAL	FCV
NIVEL	LE	LI	LRT	LIT	LRG	LIC	LC	LAH	LAL	LCV
HUMEDAD	ME	MI	MRT	MIT	MRC	MIC	MC	MAH	MAL	MCV
PRESIÓN	PE	PI	PRT	PIT	PRC	PIC	PC	PAH	PAL	PCV
PRESIÓN DIFERENCIAL	PDE	PDI	PDRT	PDIT	PDRC	PDIC	PDG	PDAH	PDAL	PDCV
VELOCIDAD	SE	SI	SRT	SIT	SRC	SIC	SC	SAH	SAL	SCV
TEMPERATURA	TE	TI	TRT	TIT	TRC	TIC	TC	TAH	TAL	TCV
VIBRACIÓN	VE	VI	VRT	VIT				VAH	VAL	
PESO	WE	WI	WRT	WIT	WRC	WIC	WC	WAH	WAL	WCV
SPECIAL	XE	XI	XRT	XIT	XRC	XIC	XC	XAH	XAL	XCV

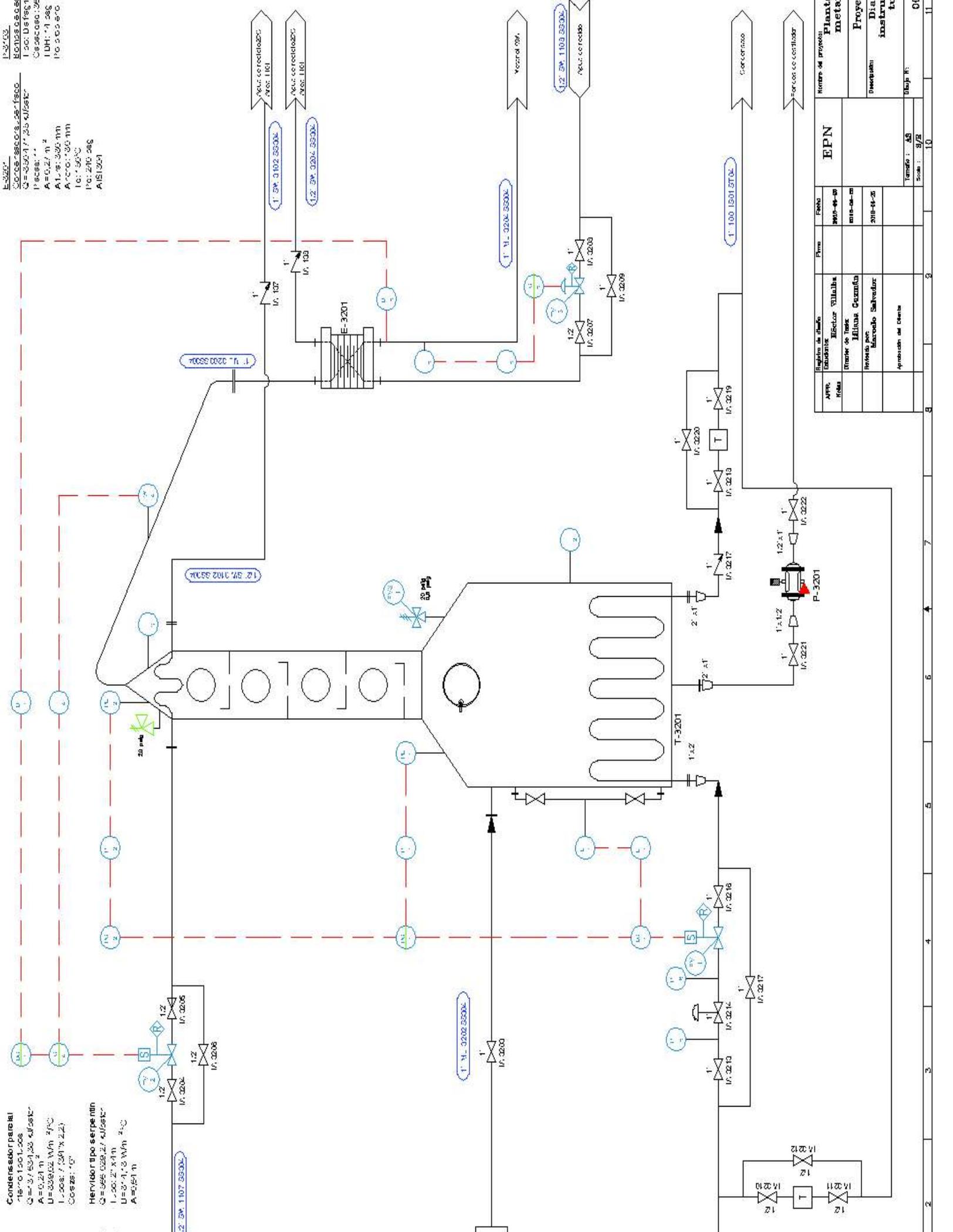


Abreviaturas
A SEÑAL ANALOGA HA VALVULAS ML METANOL AL ÁCIDO SW AGUA DE ENRIAMIENTO SS ACERO INOXIDABLE 304 T COLUMNA DE DESTILACION P BOMBA E INTERCAMBIADOR DE VAPOR F FILTRO TK TANKE

Instrumentación y equipos	primaria de control	tristador de aire	actuadora de diaphragma con reseteo	valvula de compuerta	Check	selección on/off reseteo	de seguridad presión y vacío	de diafragma	positivo de control	dosificadora de flujamiento positivo	de tornillo	Neumática	Intercambiador de calor	Columna de destilación	agitado cerrado	de balance
---------------------------	---------------------	-------------------	-------------------------------------	----------------------	-------	--------------------------	------------------------------	--------------	---------------------	--------------------------------------	-------------	-----------	-------------------------	------------------------	-----------------	------------

APROBADO	FECHA	PROYECTO	PLANTILLA	DESCRIPCIÓN
Elaborado	2010-04-28	EPN	EPN	
Revisado	2010-04-28			
Aprobado				





**Condensador paralelo**  
 Q=37,639,33 kJ/sec  
 A=0,21 m<sup>2</sup>  
 U=338,02 W/m<sup>2</sup>°C  
 L=208,7 (391 x 2,2)  
 Coef. de "C"  
**Hervidor tipo serpiente**  
 Q=468,628,27 kJ/sec  
 L=20,2 x 1 m  
 U=87-1,3 W/m<sup>2</sup>°C  
 A=0,51 m<sup>2</sup>

E-3201  
 Coef. de transferencia  
 Q=350,177,33 kJ/sec  
 U=338,02 W/m<sup>2</sup>°C  
 L=208,7 (391 x 2,2)  
 Coef. de "C"  
 A=0,21 m<sup>2</sup>  
 U=338,02 W/m<sup>2</sup>°C  
 L=208,7 (391 x 2,2)  
 Coef. de "C"  
 A=0,51 m<sup>2</sup>

Nombre de proyecto		Plant. meta	
Fecha		Proye	
Institución		Instru	
Autor		Diseñador	
Revisado por		Día	
Aprobación de cuenta		Mes	
Temple: AS		Hoja N: 01	
Escala: 9/2		1/1	

## **4.7. DIMENSIONAMIENTO Y ESPECIFICACIÓN DE LOS EQUIPOS PROPUESTOS**

En el proceso de recuperación de metanol y PEG, el equipo principal es la columna de destilación, la cual, diseñada y dimensionada con base en los balances de masa y energía, así como: por los requerimientos de operación, capacidad de procesamiento y tiempo de operación. El material de construcción y espesor se seleccionó en función de la temperatura y presión de diseño del equipo, los cálculos detallados y simulación se encuentran en los Anexos IV y V respectivamente.

Los equipos secundarios: ultrafiltración, unidad de enfriamiento e intercambiadores de calor se dimensionaron con base en los balances de masa y energía, se determinaron las dimensiones y características de los equipos, se procedió a la búsqueda en el mercado nacional.

Una vez dimensionados los equipos principales y secundarios, se procedió a la selección de los equipos complementarios: bombas de diafragma, bombas centrífugas, válvulas de alivio, sistema de control, completando así los requerimientos de la planta.

Desde la Tabla 4.8 hasta la Tabla 4.15 se presentan las hojas de las especificaciones de los equipos: tanque de agitación, intercambiadores de calor, ultrafiltración, bomba de diafragma, columna de destilación batch, unidad de enfriamiento, bombas centrífugas y tanque de almacenamiento de agua.

**Tabla 4.8** Hoja de especificaciones del sistema de ultrafiltración

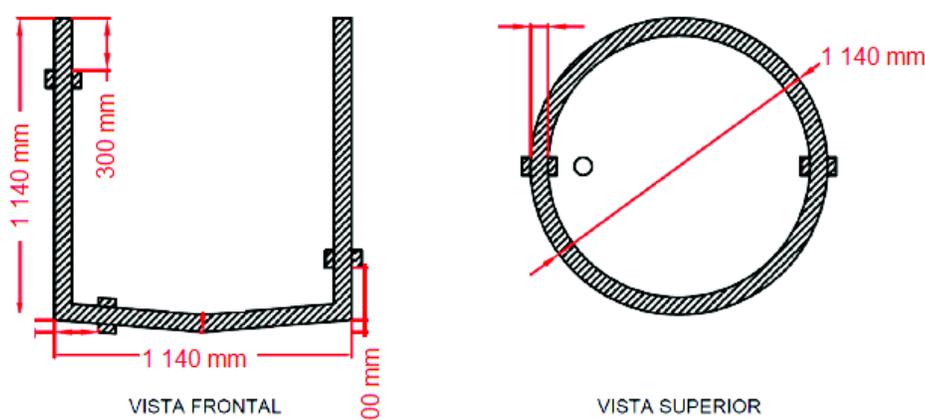
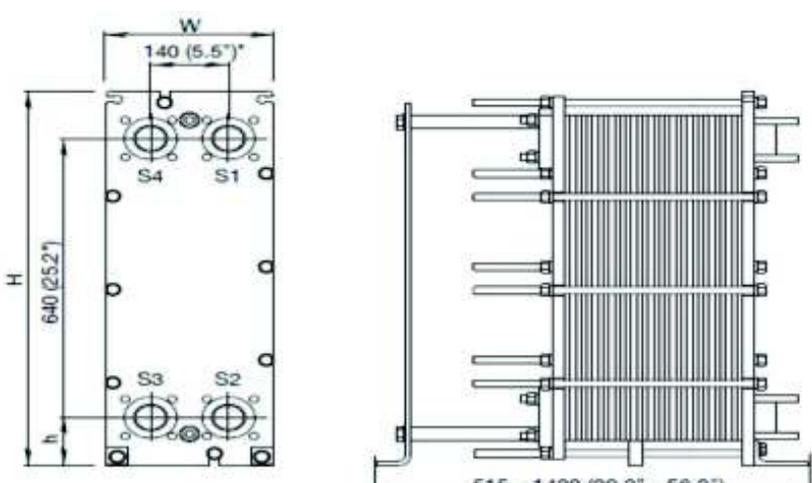
<b>HOJA DE ESPECIFICACIÓN N.º 1</b>		
Nombre del equipo: <b>TANQUE DE ACONDICIONAMIENTO TK-3001</b>		
<b>Fabricante:</b> SIDIMEC S.A.	Modelo:	<b>Material de construcción:</b> Acero inoxidable 304
	N/A	Código: ASME VII DIV.1 Número en planta: 3101
<b>Dimensiones:</b> Altura 1 140 mm Diámetro 1 140 mm Volumen 1,26 m <sup>3</sup> Espesor: 4,2 mm ó 3/16" Conexiones 2(1/2") y 2(1/4") Altura respecto al piso 500 mm		<b>Parámetros de diseño:</b> Presión interna: 15 psig Temperatura máxima: 48 °C Esfuerzo de tracción (S): 23 900 psi Eficiencia de juntas (E): 0,85 Tapa: tipo toriesférica Tiempo de contingencia: 4 turnos de 8 horas <b>Parámetros de Operación:</b> Presión interna: 10,5 psig Temperatura máxima: 40 °C Tiempo de contingencia: 4 Turnos
Sistema de agitación	Potencia: 1,0 HP Tipo de Agitador: Turbina 4P. rpm: 100	
<b>Funcionamiento:</b> Este equipo permite estabilizar el pH de la solución de desecho tipo B, almacenar la solución de desecho tipo B hasta por 4 turnos. El tanque se encuentra equipado con un sistema de agitación, control de pH que permite controlar el flujo de ácido nítrico que alimenta la bomba dosificadora, control de pH y alarma de nivel alto.		
<b>Modalidad de operación:</b> Opera en modo batch.		
<b>Esquema del Equipo:</b> <div style="display: flex; justify-content: space-around; align-items: center;">  </div>		

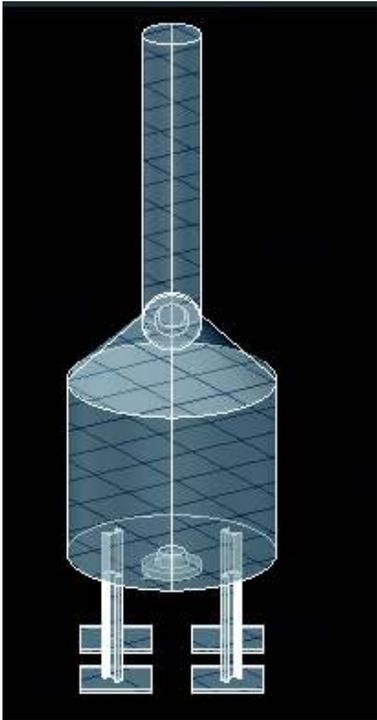
Tabla 4.9 Hoja de especificaciones del sistema de ultrafiltración

<b>HOJA DE ESPECIFICACIÓN N.º 2</b>		
Nombre del equipo: <b>INTERCAMBIADOR DE CALOR DE PLACAS</b> <b>E-3101</b>		
<b>Fabricante:</b> Coditer S.A	<b>Modelo:</b> T2-BFG/6H	<b>Material de construcción:</b> Acero inoxidable (AISI 304) Código: E-3001
		Número en planta: 1
<b>Dimensiones:</b> L: 213 mm A: 130 mm Conexiones 4 (1")		Parámetros de diseño: Número de placas: 19 P máx: 15 bar T máx: 139 °C Potencia: 22,8 kW Area total: 0,30 m <sup>2</sup> Coeficiente global de transferencia: 705,34 W/m <sup>2</sup> K Resistencia al ensuciamiento 1 e -4 m <sup>2</sup> K/W
<b>Funcionamiento:</b> El intercambiador de calor E-3101 permite enfriar la solución de desecho tipo B hasta 10 °C previo al proceso de ultrafiltración		
<b>Modalidad de operación:</b> Opera en modo batch.		
<b>Esquema del Equipo:</b>		
		

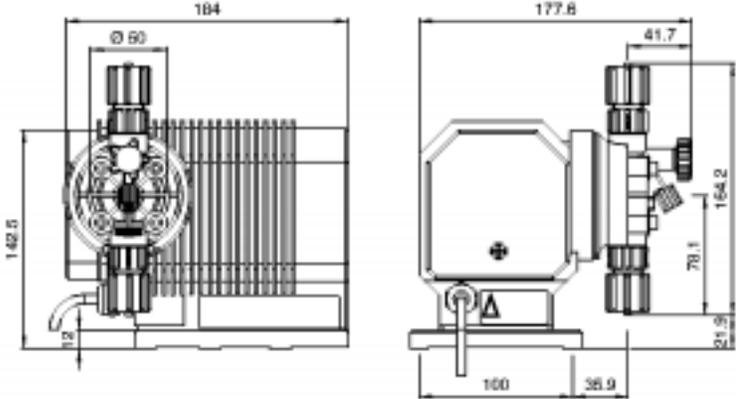
**Tabla 4.10** Hoja de especificación del sistema de ultrafiltración

<b>HOJA DE ESPECIFICACIÓN N.º 3</b>						
Nombre del equipo: <b>ULTRAFILTRACIÓN F 3101 A/B</b>						
<b>Fabricante:</b> Koch	Modelo: PM30	<b>Material de construcción:</b>				
		Polisulfona Código: F-3101 Número en planta: 2				
Dimensiones: D: 102 mm H: 1 082 mm Área de filtrado: 2,3 m <sup>2</sup>	Parámetros de diseño: Membrana de polisulfona Poros: 30 kDa. Caída de presión máxima: 40 psi Presión del permeado: menor a 20 psi Td: 60 °C pH: 1,5 a 13,0					
Conexiones:  Sanitaria de 3"	Parámetros de operación: T op: 10 °C P op: 55 psi pH: 4,0 Q: 180,0 L/h					
<b>Funcionamiento:</b>						
La solución acondicionada por pH y posteriormente por temperatura, ingresa al sistema de ultrafiltración, en el cual existe varios cartuchos con membrana de corte de 30 kDa. que retienen el PEG y permiten que se filtre la solución tipo B.						
<b>Esquema del equipo:</b>						
<b>Model</b>	<b>A</b>	<b>B</b>	<b>C</b>	<b>D</b>	<b>Permeate Connection</b>	<b>Process Connection</b>
3043	inches (mm) 4.0 (102)	inches (mm) 43 (1092)	inches (mm) 40 <sup>5/16</sup> (1040)	inches (mm) 3 (76)	1½" T/C	3" T/C

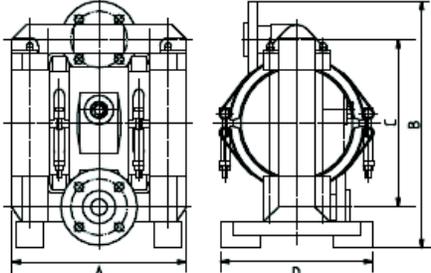
**Tabla 4.11** Hoja de especificación de la columna de destilación

<b>HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 4</b>	
Nombre del equipo: <b>COLUMNA DE DESTILACIÓN T-3201</b>	
<b>Fabricante:</b> Industrias Romero	<b>Modelo:</b>
	<b>Material de construcción:</b> Acero inoxidable AISI 304 Código: T-3101 Número en planta: 1
<b>Dimensiones:</b>  <b>Rehervidor:</b> D: 1 300 mm H: 900 mm <b>Columna</b> Espaciamiento entre plato: 240,0 mm Distancia entre paltos 228,6 mm Área total: 0,045 m <sup>2</sup> Área activa: 0,031 m <sup>2</sup> Perforaciones: d <sub>o</sub> : 9,54 mm tres bolillos Espesor plato 2,0 mm Espesor columna 4,4 mm <b>Condensador Parcial</b> SpiraxSarco EVC-1F	<b>Parámetros de diseño:</b> P diseño: 2,41 psig T diseño: 105,0 °C Espesor columna, rehervidor, condensador <b>Condensador</b> Coraza: 2,0” Potencia: 77,8 kW Flujo de vapor: 45,85 kg/h Flujo de agua: 887,25 kg/h T agua de enfriamiento 4 °C <b>Rehervidor</b> Tubo concéntrico: 4 m x 2” Área de transferencia: 0,64 m <sup>2</sup> T vapor 40 psi: 120 °C <b>Parámetros de operación:</b> T condensador: 61,5 °C T rehervidor: 87 °C P: atmosférica 0,72 atm
<b>Funcionamiento:</b>  La columna de destilación atmosférica por lotes permite recuperar metanol con una pureza másica superior al 93 %, el tiempo de operación de diseño corresponde a 4,5 horas con flujo de destilado de 60,0 kg/h. Posee condensador parcial y rehervidor. La temperatura en el condensador es de 61,5 °C. El vapor que ingresa al rehervidor se encuentra en 120 °C, a 40,0 psi.	

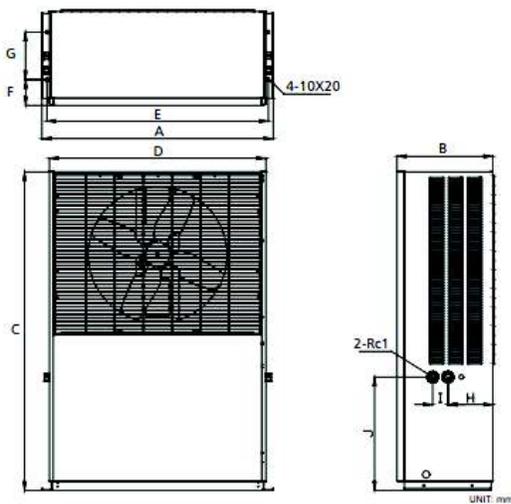
**Tabla 4.12** Hoja de especificación bomba de dosificación

<b>HOJA DE ESPECIFICACIÓN N.º 5</b>		
<b>Nombre del equipo: BOMBA DE DOSIFICACIÓN P-3101</b>		
<b>Fabricante:</b> ProMinent	<b>Modelo:</b> P-ALP-004-SW	<b>Material de construcción:</b> PVDF
		<b>Código:</b> P - 3101
		<b>Número en planta:</b> 1
<b>Dimensiones:</b> Ver esquema del equipo Conexiones ¼" NPT		<b>Parámetros de diseño:</b> Volumen máximo 1,0 L/h – 28,9 L/h Presión máxima: 2,0 – 10,0 bar
<b>Funcionamiento:</b> Permite dosificar 4 mL de ácido nítrico al 20 % (m/m) por cada litro de solución tipo B, en el tanque de acondicionamiento TK-3101, cuenta con medidor de pH en línea que le permite aumentar o disminuir el flujo.		
<b>Modalidad de operación:</b> Opera en modo batch.		
<b>Esquema del Equipo:</b>		
 <p>The technical drawing shows two views of the dosing pump. The front view (left) has a total width of 184 mm and a height of 142.5 mm. A central shaft diameter is indicated as Ø 60 mm. The side view (right) shows a total width of 177.8 mm and a total height of 154.2 mm. Other dimensions include a base width of 100 mm, a base offset of 38.9 mm, a vertical offset of 78.1 mm, and a top offset of 41.7 mm.</p>		

**Tabla 4.13** Hoja de especificación de la bomba de desplazamiento positivo

<b>HOJA DE ESPECIFICACIÓN N.º 6</b>																																				
<b>Nombre del equipo: BOMBA DE DESPLAZAMIENTO POSITIVO</b>																																				
<b>P-3101/ P-3102</b>																																				
Fabricante:  Crane	Modelo:  DL-15	<b>Material de construcción:</b> Polipropileno  <b>Código:</b> P-3101/ P-3102																																		
		<b>Número en planta:</b> 2																																		
<b>Dimensiones:</b> Ver esquema del equipo Entrada de ½” roscada ISO 228/1 Diafragma		<b>Parámetros de diseño:</b> 0,15 m <sup>3</sup> /h a 4,50 m <sup>3</sup> /h 1,5 bar a 7,0 bar <b>Parámetros de operación:</b> NSPH: 1,34 m TDH: 45 psi																																		
<b>Funcionamiento:</b>																																				
<p>La bomba P-3101 permite transportar la solución de desecho desde el tanque TK-3101 al intercambiador de calor E-3101</p> <p>La bomba P-3201 se utiliza para vaciar los fondos de destilación al finalizar la operación de la columna de destilación.</p>																																				
<b>Modalidad de operación:</b> Opera en modo batch.																																				
<b>Esquema del Equipo</b>																																				
		<table border="1"> <thead> <tr> <th rowspan="2">Tipo</th> <th colspan="4">Dimensiones mm</th> </tr> <tr> <th>A</th> <th>B</th> <th>C</th> <th>D</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>DL 15</td> <td>212</td> <td>293</td> <td>185</td> <td>195</td> </tr> <tr> <td>DL 25</td> <td>263</td> <td>372</td> <td>252</td> <td>230</td> </tr> <tr> <td>DL 40</td> <td>353</td> <td>489</td> <td>334</td> <td>255</td> </tr> <tr> <td>DL 50</td> <td>450</td> <td>622</td> <td>448</td> <td>340</td> </tr> <tr> <td>DL 80</td> <td>558</td> <td>785</td> <td>578</td> <td>420</td> </tr> </tbody> </table>	Tipo	Dimensiones mm				A	B	C	D	DL 15	212	293	185	195	DL 25	263	372	252	230	DL 40	353	489	334	255	DL 50	450	622	448	340	DL 80	558	785	578	420
Tipo	Dimensiones mm																																			
	A	B	C	D																																
DL 15	212	293	185	195																																
DL 25	263	372	252	230																																
DL 40	353	489	334	255																																
DL 50	450	622	448	340																																
DL 80	558	785	578	420																																

**Tabla 4.14** Hoja de especificación de la unidad de enfriamiento

<b>HOJA DE ESPECIFICACIÓN N.º 7</b>																																			
<b>Nombre del equipo: UNIDAD DE ENFRIAMIENTO “chiller”</b>																																			
<b>Fabricante:</b> Ecogreen	<b>Modelo:</b> ECCLASH-COMPACT-1C	<b>Material de construcción:</b> Acero galvanizado prepintado																																	
		<b>Código:</b> E-1101																																	
		<b>Número en planta:</b> 1																																	
<b>Dimensiones:</b> Ver esquema del equipo		<b>Parámetros de diseño:</b> Capacidad: 12,5 T enfriamiento/h Voltaje: 208-230 V Compresor: tipo pistón Potencia: 5,51 W																																	
<b>Funcionamiento:</b>  La unidad de enfriamiento permite proporcionar agua de enfriamiento a los equipos de transferencia de calor para mantener las condiciones de operación en la planta de recuperación de metanol y polietilenglicol.																																			
<b>Modalidad de operación:</b> Opera en modo batch																																			
<b>Esquema del Equipo:</b>																																			
 <table border="1" data-bbox="909 1575 1291 1827"> <thead> <tr> <th>Dimensión</th> <th>Modelo</th> <th>MBMAC070C</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>A</td> <td></td> <td>1212</td> </tr> <tr> <td>B</td> <td></td> <td>502</td> </tr> <tr> <td>C</td> <td></td> <td>1700</td> </tr> <tr> <td>D</td> <td></td> <td>1135</td> </tr> <tr> <td>E</td> <td></td> <td>1162</td> </tr> <tr> <td>F</td> <td></td> <td>132</td> </tr> <tr> <td>G</td> <td></td> <td>254</td> </tr> <tr> <td>H</td> <td></td> <td>235</td> </tr> <tr> <td>I</td> <td></td> <td>80</td> </tr> <tr> <td>J</td> <td></td> <td>604.5</td> </tr> </tbody> </table>			Dimensión	Modelo	MBMAC070C	A		1212	B		502	C		1700	D		1135	E		1162	F		132	G		254	H		235	I		80	J		604.5
Dimensión	Modelo	MBMAC070C																																	
A		1212																																	
B		502																																	
C		1700																																	
D		1135																																	
E		1162																																	
F		132																																	
G		254																																	
H		235																																	
I		80																																	
J		604.5																																	

## 5. ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD ECONÓMICA

La prefactibilidad económica para la implementación del proyecto de una planta de recuperación de metanol y polietilenglicol a partir de soluciones de desecho provenientes del proceso de preservación de flores, se evalúa por medio del indicador económico relación costo-beneficio, se toma en cuenta costos: de inversión, fijos, variables e ingresos por ahorro de compra de materia prima y tratamiento de desechos.

### 5.1. INVERSIONES

Los costos de inversión están constituidos por: costos de equipos, mano de obra e insumos. En esta sección no se toma en cuenta costos del terreno, permisos de funcionamiento ni patentes porque la empresa ya se encuentra constituida y en funcionamiento. En la Tabla 5.1 se presentan los costos por equipos e instalación.

**Tabla 5.1** Costos de inversión para la planta de recuperación de metanol y polietilenglicol

Equipos	Unidades	Costo unitario (USD)	Costo total (USD)
Tanque de acondicionamiento	1	3 500,00	3 500,00
Bomba de desplazamiento positivo	2	440,00	880,00
Intercambiador de calor	2	627,00	1 254,00
Sistema de ultrafiltración	1	3 000,00	3 000,00
Columna de destilación	1	16 872,00	16 872,00
Unidad de enfriamiento	1	8 754,00	8 754,00

**Tabla 5.1** Costos de inversión para la planta de recuperación de metanol y polietilenglicol (continuación...)

Equipos	Unidades	Costo unitario (USD)	Costo total (USD)
Tubería (m)	20	25,00	500,00
Accesorios de tubería	20	30,00	600,00
Obra civil	1	15 000,00	15 000,00
Total, de la Inversión			50 360,00

La inversión total asciende a 50 360,00 USD en la implementación de equipos, los costos que se muestran en la Tabla 5.1 fueron proporcionados por Alinatura S.A.

## 5.2. COSTOS FIJOS Y COSTOS VARIABLES

### 5.2.1. COSTOS FIJOS

Los costos fijos hacen referencia al personal necesario para operar en la planta de recuperación, de acuerdo con la planificación de la producción, es necesario contratar a una persona para que realice las actividades previstas en un turno, el salario contempla los beneficios de ley. En la Tabla 5.2 se presentan los costos de nómina de personal, en el cual se contempla: pago patronal al IESS (11,15 %), décimo tercer y décimo cuarto sueldo (Instituto Ecuatoriano de Seguridad Social, 2017).

**Tabla 5.2.** Costos de nómina para la planta de recuperación de metanol y polietilenglicol

Cargo en la Planta	Salario mínimo (USD)	Aporte patronal IESS (USD)	Total, mensual (USD)	Total, anual (USD)	Décimo tercero (USD)	Décimo cuarto (USD)	Total, (USD)
Operador de producción	500,00	55,75	555,75	6 669,00	500,00	386,00	7 555,00

El salario se fijó en 500,00 USD que corresponde al salario percibido por los operarios en Alinatura S.A que tienen funciones semejantes.

El mantenimiento de la planta también es considerado como un costo fijo, equivalente al 10 % del costo total de los equipos, es decir 5 036,00 USD (Sinnot y Towler, 2013, p.245).

### 5.2.2. COSTOS VARIABLES

Los costos variables corresponden directamente a los costos asociados al proceso, en este caso corresponden al costo de diésel y consumo de energía eléctrica.

Los valores que se presentan en la Tabla 5.3 corresponden a la operación de planta por un batch con los tiempos estimados de operación de los equipos indicados en la Sección 4.4.

**Tabla 5.3.** Costos variables de la planta de recuperación de metanol y polietilenglicol, por lote de producción

Servicio	Consumo Batch	Costo (USD)	Total
Energía eléctrica (kw-h)	70,05	0,09	6,30
Diésel (gal)	4,00	1,20	4,80
Ácido nítrico 20 % m/m (kg)	1,03	0,45	0,46
		Total	11,56

### 5.3. INGRESOS POR AHORRO

Durante el segundo semestre del 2016 la empresa Alinatura S.A contrató los servicios de una empresa externa para la recuperación de 32 887,62 kg de solución de desecho, cada kilogramo de solución tratada tuvo un costo de 0,60 USD.

En la Tabla 5.4 se presentan los costos por servicio de destilación contratados durante el 2016.

**Tabla 5.4** Costos por servicio de destilación

Soluciones de desecho/semestre (kg)	Soluciones de desecho/año (kg)	Costos de destilación (USD/kg)	Total, anual (USD)
32 887,62	65 775,24	0,60	39 465,14

Se procesan 486,79 kg/batch de soluciones de desecho. Con base en la cantidad de soluciones de desecho recuperadas en 2016 se deberían realizar 136 batch anuales obteniendo como resultado 270,00 kg de metanol y 5,65 kg de polietilenglicol.

En la Tabla 5.5 se muestran costos: fijos, variables y por depreciación, de un año de operación, considerando que se realizan 136 batch/año, en 2016. Se consideró una vida útil de los equipos de 10 años y se realizó una depreciación lineal (Sinnot y Towler, 2013, p.241).

**Tabla 5.5** Costos totales anuales

Costos	(USD)
Costos por mantenimiento	5 036,00
Costos fijos anuales	7 555,00
Costos Variables anuales	1 572,16
Depreciación anual	5 036,00
Total	19 199,16
Batch anuales	136,00
Costo/batch	141,17

En la Tabla 5.6 se muestra el costo total de tratamiento de un kilogramo de solución de desecho.

**Tabla 5.6** Costos por solución de desecho tratada

Costos	(USD/kg de solución de desecho)
Depreciación de equipos	0,07
Mantenimiento de equipos	0,07
Costos fijos	0,11
Costos variables	0,02
Total	0,27

El costo por tratar 1 kg de solución de desecho es de 0,27 USD y el costo del servicio de tratamiento de 1 kg a través de una empresa externa es de 0,60 USD, existiendo un ahorro de 0,33 USD.

Por tanto, la relación costo beneficio corresponde al valor de 1,82, el valor es mayor a 1 por lo que se considera un proyecto rentable un proyecto rentable.

En la Tabla 5.7 se muestra el ahorro total por la implementación de la planta de recuperación de metanol y polietilenglicol.

**Tabla 5.7.** Ahorro por tratamiento de soluciones de desecho batch

Ahorro	Batch (kg)	Valor comercial (USD)	Total, (USD)
Masa solución tratada	486,79	0,33	189,85
Masa de metanol 93 % (m/m)	270,00	0,95	256,50
Masa de PEG	5,65	1,24	7,01
Ahorro total			481,06

.

Al asumir el ahorro global permite determinar que la recuperación de la inversión se realiza en el momento que se opera el batch número 137, que en las condiciones de 2016 se realizaría en 1,06 años.

## 6. CONCLUSIONES

- La implementación de la planta de recuperación de metanol y polietilenglicol permite obtener: 270,00 kg de metanol con una pureza del 93 % (m/m) y 5,65 kg de polietilenglicol por cada batch operado.
- Mediante la recuperación de metanol y polietilenglicol se reduce en un 57 % la generación de residuos de la planta de preservación de flores, disminuyen los costos operativos, mejora la productividad, aumenta el espacio operativo de la empresa Alinatura S.A.
- El costo por tratar 1 kg de solución de desecho se reduce de 0,60 USD a 0,27 USD, lo que permite a la empresa Alinatura S.A recuperar la inversión en 1,06 años.

## BIBLIOGRAFÍA

1. Acerocenter. (2017). *Catálogo de productos – septiembre 2017*. Recuperado de: <http://www.aceroscenter.com.ec/pdf/LAMINAS.pdf> (noviembre, 2017)
2. AquaSnap. (2016) *Sistemas de enfriamiento – Air-cooled chiller 2016*. Recuperado de: <https://dms.hvacpartners.com/docs/1001/public/09/830-090.pdf> (diciembre, 2017)
3. Coditer. (2016). *Intercambiadores de calor placas*. Abril 2016. Recuperado de: <http://www.coditersl.com/app/download/5022939/Cat%C3%A1logo+intercambiadores+Coditer+2016.pdf> (noviembre, 2018)
4. ANSI/ISA S.5.1-1991. (2009). *Instrumentation Symbols and Identification*. Recuperado de: [https://www.academia.edu/9519048/AMERICAN\\_NATIONAL\\_STANDARD\\_ANSI\\_ISA-5.1-2009\\_Instrumentation\\_Symbols\\_and\\_Indetification](https://www.academia.edu/9519048/AMERICAN_NATIONAL_STANDARD_ANSI_ISA-5.1-2009_Instrumentation_Symbols_and_Indetification) (Marzo, 2018)
5. ASME BPVC.(2013). *Boiler & Pressure Vessel Code, Sec. VIII Division 1. Rules for Construction of Pressure Vessels*. Estados Unidos
6. Atiemo-Obeng, P., Penney, C. y Armenante C. (2004) “*Solid, liquid mixing*” Handboock multiphase mixing.
7. Banco Central del Ecuador. (2016). *Consulta de Totales por Producto bajo las partidas arancelarias: 0603199090*. Recuperado de: <https://www.bce.fin.ec/comercioExteriorBi/comercio/consultaTotXNandinaConGraficoV1.jsp> (noviembre, 2017)
8. Banco Central del Ecuador. (2017). *Totales de exportaciones por empresas bajo partida arancelaria: 0603199090; 02905; 03799*. Recuperado de: <https://www.bce.fin.ec/comercioExteriorBi/comercio/consultaTotXNandinaConGraficoV2.jsp> (enero, 2018)
9. Bernal, B. y Gerardo, D. (2011). *Análisis y Diseño de Platos y Columnas de Platos*. Bogotá: Universidad Nacional de Colombia.

10. Blanco, J. (2011). Automatización y control de una columna de destilación extractiva. Bogotá, Colombia.
11. Carrier. (2016) "Selection guide". Recuperado de: [http://www.carriercca.com.ve/pdf/products\\_pdf/AquaSeries.pdf](http://www.carriercca.com.ve/pdf/products_pdf/AquaSeries.pdf) (febrero, 2018)
12. Chapman, S. y Faraco, C. (2006) *Planificación de la producción México*, México, Pearson Education.
13. Chattopadhyay, P. (2012) *distillation Engineering Handbook components and troubleshooting*. New Delhi, McGraw-Hill
14. Cheryan, M. (2008). *Ultrafiltration and Microfiltration HandBook*. (2da. Ed.) Taylor & Francis Routledge
15. Coulson J. y Richardson J. (2002). *Particle Technology and Separation Process*. (5ta. Ed.). Oxford, ButterWorth-Heinemann
16. Diwekar, U. (2012)., *Batch Destillation, Simulation, Optimal Desing, and Control*. New York, USA. CRC Press.
17. Electric-motor. (2017). "Technical Data, 2017". Recuperado de: <http://www.hpelectricmotors.com/product/81128337.html>
18. Gobierno Autónomo Descentralizado Intercultural y Pluricultural del Municipio de Cayambe (GADIP), Moreno, L., Garzón, M., Gavilanes, L., Carrera, M., y Bernal, G. (2015). "Actualización del Plan de Desarrollo y Ordenamiento territorial del Cantón Cayambe 2015-2025".
19. Google Ecuador. (2017). *Fincas Hoja Verde*. Recuperado de: <https://www.google.com/maps/place/Hoja+Verde+Group+-+Rose+Growers/@0.0145765,-78.1737378,14z/data=!4m5!3m4!1s0x8e2a0834b47a387b:0x2b9e81eea275b556!8m2!3d0.0145711!4d-78.1562283> (Marzo, 2017)
20. Henley, E. y Seader, J. (2000). *Operaciones de Separación por Etapas de Equilibrio en Ingeniería Química*. Valladolid., España: Reverté S.A.
21. Hernández, T., Benavides, R. y Rito-Palomares, M. (2006). "Proceso Para La Purificación Del Colorante Proteico B-Ficoeritrina Producido Por *Porphyridium Cruentum*" Revista Mexicana de Ingeniería Química. Vol. 5.

22. Himmelblau, D. (1997). *Principios Básicos y Cálculos en Ingeniería Química* Texas., USA., Pearson Educación
23. Holmberg, F. (2012). Material Safety Data Sheet Polyethylene glycol 400, PEG 400. Recuperado de:  
<http://www.holmberg.se/upload/product/files/msds-polyetylenglykol-400-peg-400-eng-2012-08-10---552.pdf> (noviembre, 2017)
24. Incropera, F. y DeWitt, C. (1999). *Fundamentos de transferencia de Calor* México, Pretince Hall.
25. INEN 347 1978-03. Servicio Ecuatoriano de Normalización. (2003). *“Determinación de metanol por espectrofotometría uv/vis”*. Ecuador
26. Instituto Ecuatoriano de Seguridad Social, (2017). “Tasas de aportación”. Recuperado de: <https://www.iess.gob.ec/es/web/empleador/tasas-de-aportacion>. (febrero, 2018)
27. Instituto Nacional de Seguridad e Higiene en el trabajo, (2001). Almacenamiento de Productos químicos. Orientaciones para la identificación de los requisitos de seguridad en el almacenamiento de productos químicos peligrosos APQ-001. España.
28. Kern, D. (1999). Procesos de Transferencia de Calor. U.S.A Cecsca.
29. King, J. (2003). *Procesos de Separación*. New York, USA. McGraw-Hill.
30. Koch Membrane Systems. (2012). Hollow fiber Cartridges. Recuperado de: <https://www.lenntech.com/Data-sheets/Koch-KMS-ROMIPRO-3-HF-CTG-L.pdf> (Febrero, 2018)
31. Kurihara, K., Nakamichi, M. y Kojima K. (1993). *Isobaric vapor-liquid equilibria for Methanol + etanol + water and the three constituent binary systems*. Tokyo, Japan. College of science and Technology, Nihon University.
32. Lange. T. y Dean J. (1999). *“Lange S Handbook of Chemistry”* New York, USA. McGraw-Hill, Inc.
33. MAE. Ministerio del Ambiente. (2015). *Acuerdo ministerial 061. Reforma del Libro VI del Texto Unificado de Legislación Secundaria*. Registro Oficial.
34. Mayolo-Deloisa, K. P., y Rito-Palomares, M. (2010). *Proteínas PEGiladas: producción, purificación y aplicaciones*. Recuperado de:

- [http://www.scielo.org.mx/scielo.php?script=sci\\_arttext&pid=S1665-27382010000100003&lng=es&tlng=es](http://www.scielo.org.mx/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S1665-27382010000100003&lng=es&tlng=es). (noviembre, 2017)
35. McCabe, W., Smith, J., y Harriott, P. (2007). *Operaciones Unitarias en Ingeniería Química*. México D.F., México: McGraw-Hill Interamericana.
  36. Mercé, D. (2007). *Tecnología de membranas*. España. Universidad Politécnica de Cataluña.
  37. Merk. (2017). Safety Data Sheet for Methanol 106009. Recuperado de: [http://www.merckmillipore.com/INTERSHOP/web/WFS/Merck-INTL-Site/en\\_US/-/USD/ProcessMSDS-Start?PlainSKU=MDA\\_CHEM-106009&ReferrerURL=https%3A%2F%2Fwww.google.com.ec%2F](http://www.merckmillipore.com/INTERSHOP/web/WFS/Merck-INTL-Site/en_US/-/USD/ProcessMSDS-Start?PlainSKU=MDA_CHEM-106009&ReferrerURL=https%3A%2F%2Fwww.google.com.ec%2F) (noviembre, 2017)
  38. Ocon, J., y Tojo, G. (2007). *Problemas de Ingeniería Química Operaciones Básicas*. (2da. Ed). Madrid, España: Aguilar
  39. Organización Internacional de Normalización. (2001). ISO 10528:1997: *Diagrama de flujo de plantas de proceso*. Madrid, España
  40. Paul, E., Atiemo-Obeng, V., y Kresta S. (2004). *HandBook of Industrial Mixing*. U.S.A. Wiley Interscience.
  41. PDVSA., Petróleos de Venezuela S.A. (1994a). *Manual de diseño de proceso*. Recuperado de: <https://es-scribd.com/doc/131311225/PDVSA-MDP-01-DP-01-TEMPERATURA-Y-PRESION-DE-DISEÑO>. (Enero, 2018)
  42. Perry, R., Green, D. y Moloney, J. (1986). *Manual del Ingeniero Químico*. (4ta. Ed). Mexico DF, México: McGraw-Hill
  43. Perry, R., Green, D. y Moloney, J. (2008). *Manual del Ingeniero Químico*. (6ta. Ed). Madrid, España: McGraw-Hill
  44. PDVSA., Petróleos de Venezuela S.A. (1994b). *Manual de Ingeniería de diseño volumen 15*. Caracas, Venezuela
  45. Proecuador. (2016). *Ficha de rosas preservadas*. Recuperado de: <https://www.proecuador.gob.ec/download/70752/> (noviembre, 2017)
  46. Rito.Palomares, M., Nuñez, L. y Amador, D. (2001). *“Practical Application Of Aqueous Two-Phase Systems For The Development Of A*

*Prototype Process For C-Phycocyanin From Spirulina Maxima*” DOI:  
10.1002/jctb.507

47. Romero B. (2010). Evaluación de los criterios de diseño y configuración estructural de recipientes a presión. Recuperado de: <https://es.scribd.com/doc/55316488/Diseno-Recipientes-a-Presion> (Enero, 2018)
48. Sellegard, L. (1995). *Method for preserving flowers, particularly roses*. Recuperado de: <http://www.google.st/patents/US5399392> (noviembre, 2017)
49. Silva, G. y Guitnaldas S.A. (2012). *Natural flower preserving process*. Recuperado de: <http://www.google.st/patents/US8263528> (noviembre, 2017)
50. Sinnott, R., y Towler, G. (2008). *Chemical Engineering Design Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design*. ELSEVIER
51. SpiraxSarco. (2015). Turboflow Type Heat Exchanger EVC (Exhaust Vapour condenser. Recuperado de: [http://www.spiraxsarco.com/Documents/TI/P222\\_02.pdf](http://www.spiraxsarco.com/Documents/TI/P222_02.pdf) (mayo, 2018)
52. Sinnott, R., y Towler, G. (2013). *Chemical Engineering Design Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design*. ELSEVIER
53. Wankat, P. (2008). *Separation Process Engineering*. Boston., USA., Prentice Hall.
54. Willley, J. (2004). *“Engineering and Chemical Thermodynamics”* 4ta Ed. Boston., USA

## ANEXO I

### BALANCE DE MASA Y ENERGÍA

El contenido de sólidos totales, porcentaje de metanol, pH y temperatura de las soluciones de desecho varía según el tipo de flor a preservar, sin embargo, con base en los análisis realizados en el laboratorio de la empresa se obtuvieron valores promedio que se presentan en la Tabla AI.1

**Tabla AI.1** Caracterización de las soluciones de desecho provenientes del proceso de preservación de flores.

Parámetro	Solución de desecho A	Solución de desecho B
Sólidos totales (g/L)	10	35
Metanol % (m/m)	55	60
pH	6,5	6,0
Temperatura (°C)	30	25
Densidad Relativa (20/4)	0,9052	0,8946
Volumen (L)	350	190

Con los datos que se muestra en la Tabla AI.1 se procede a determinar la masa de las soluciones de desecho A y B.

$$m_{sol A} = 350 L \times \frac{0,9052 kg}{1 L} = 316,82 kg \text{ de solución de desecho tipo A}$$

$$m_{sol B} = 190 L \times \frac{0,8946 kg}{1 L} = 169,97 kg \text{ de solución de desecho tipo B}$$

Se generan 316,82 kg de solución tipo A y 169,97 kg de solución tipo B, en total existen 486,79 kg de efluentes que provienen del proceso de preservación de flores, las mismas que serán tratadas para recuperar metanol y polietilenglicol para su futura reutilización en el proceso de preservación de flores.

Se determinó la composición de las soluciones de desecho con base en la caracterización presentes en la Tabla AI.1.

Por lo tanto, para la solución de desecho tipo A,

$$m_{PEG\ sol\ A} = 350,00\ L \frac{10\ g}{1\ L} \times \frac{1\ kg}{1\ 000\ g} = 3,50\ kg\ de\ PEG$$

$$m_{CH_3OH\ sol\ A} = 316,82\ kg \frac{55\ kg}{100\ kg} = 174,25\ kg\ de\ metanol$$

$$m_{agua\ sol\ A} = 316,82\ kg - 174,25\ kg\ de\ CH_3OH - 3,50\ kg\ PEG = 139,07\ kg\ agua$$

La composición de la solución de desecho es:

$$m_{PEG\ sol\ B} = 190\ L \frac{35,00\ g}{1\ L} \times \frac{1\ kg}{1\ 000\ g} = 6,65\ kg\ PEG$$

$$m_{CH_3OH\ sol\ B} = 169,97\ kg \frac{60\ kg}{100\ kg} = 101,98\ kg\ de\ metanol$$

$$m_{agua\ sol\ B} = 169,97\ kg - 101,98\ kg\ de\ metanol - 6,65\ kg\ PEG = 61,34\ kg\ agua$$

En la Tabla AI.2 se muestra la composición de las soluciones de desecho que ingresan a la planta de recuperación de polietilenglicol y metanol, la numeración de las corrientes guarda relación con el diagrama de flujo del proceso.

**Tabla AI.2** Caracterización de las soluciones de desecho provenientes del proceso de preservación de flores

Corriente	1				6			
Descripción	Solución Tipo B				Solución tipo A			
Sustancia	Masa (kg)	Moles (kmol)	% Masa	% Moles	Masa (kg)	Moles (kmol)	% Masa	% Moles
PEG	6,65	0,02	3,91	0,25	3,50	0,01	1,10	0,00
Metanol	101,98	3,19	60,00	48,20	174,25	5,45	55,00	41,00
Agua	61,34	3,41	36,09	51,54	139,07	7,73	43,90	59,00
Total	169,97	6,61	100,00	100,00	316,82	13,18	100,00	100,00

### AI.1 BALANCE DE MASA EN EL TANQUE DE ACONDICIONAMIENTO TK-3001

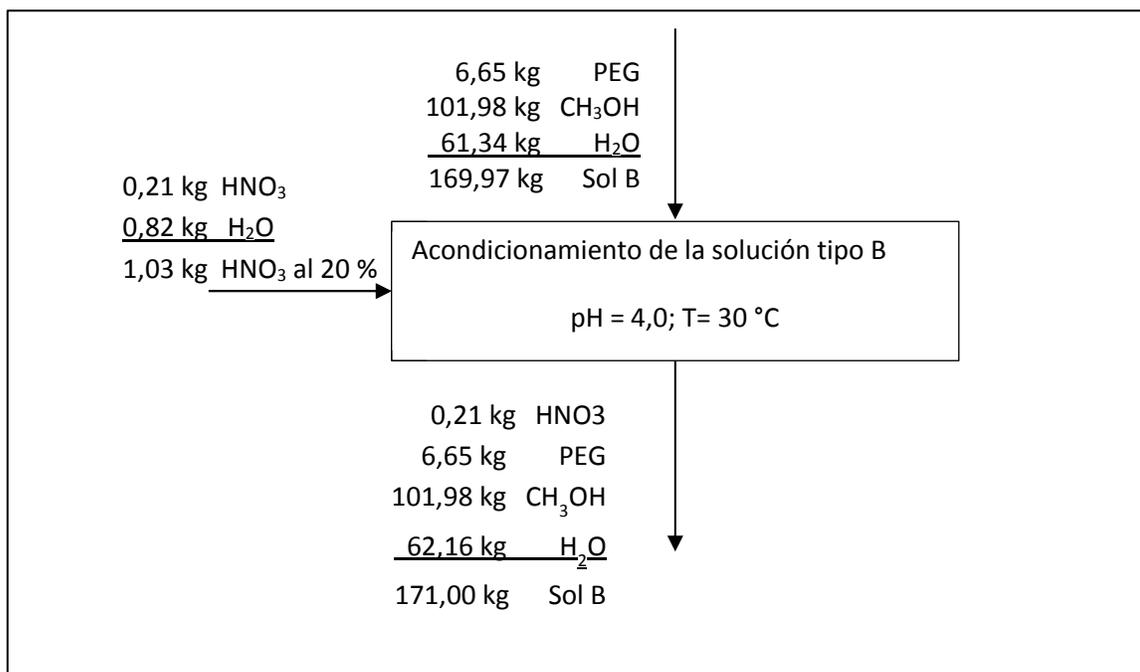
Para obtener un valor de pH 4,0 en la solución de desecho tipo B se debe adicionar ácido nítrico a la solución. De acuerdo con los análisis realizados es necesario adicionar 5 mL de ácido nítrico al 20 % (m/m) por cada litro de solución tipo B.

La cantidad de ácido nítrico al 20 % (m/m) por batch a adicionar se calcula a continuación.

Densidad relativa del ácido nítrico al 20 % a 20 °C es: 1,0818 (Perry et al., 2008, p. 2-102).

$$190 L \frac{5 \text{ mL de sol } HNO_3}{1 L} \times \frac{1 L}{1000 \text{ mL}} \times \frac{1,0818 \text{ kg}}{1 L \text{ sol } HNO_3} = 1,03 \text{ kg de } HNO_3 \text{ al } 20 \%$$

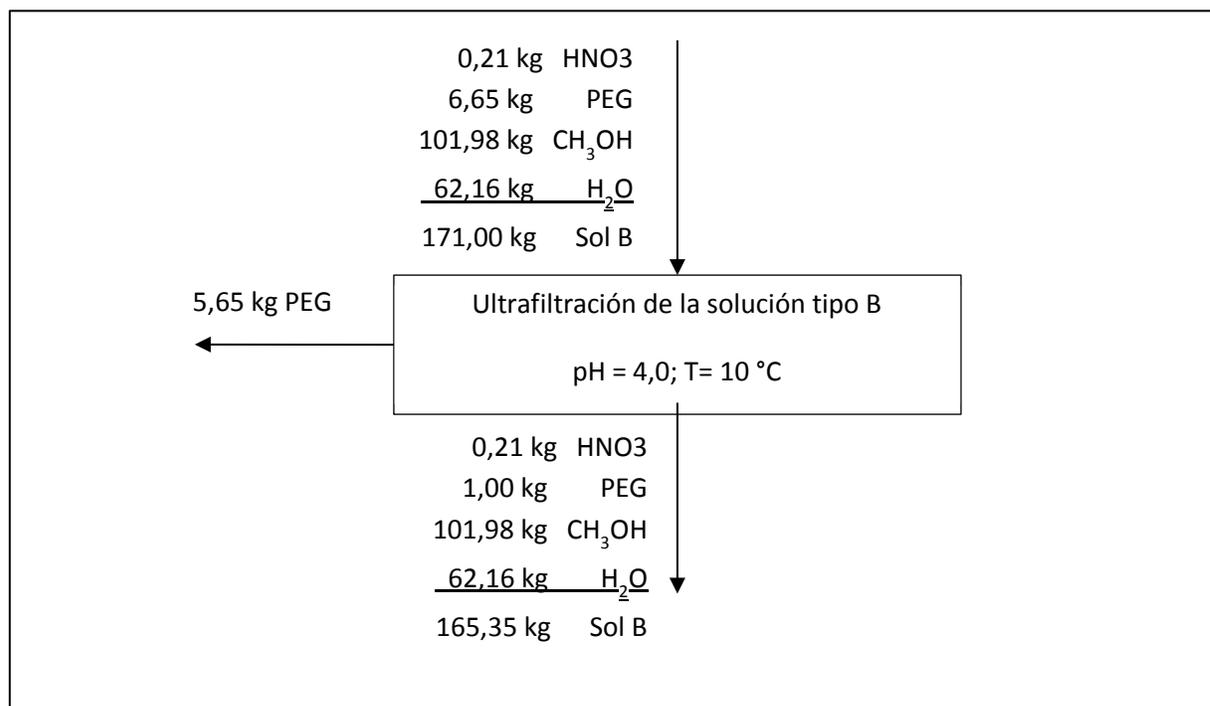
En la Figura AI.1 se muestra el balance de masa en el tanque de acondicionamiento TK-3101.



**Figura AI.1** Balance de masa tanque de acondicionamiento TK-3101

## AI.2 BALANCE DE MASA SISTEMA DE ULTRAFILTRACIÓN

En la Figura AI.2 se muestra el diagrama del balance de masa de la operación de ultrafiltración, ingresan 170,99 kg de solución de desecho tipo B, previamente acondicionado a un valor de pH 4,0 y a una temperatura de 10 °C. Según Rito-Palomares, la remoción de polietilenglicol a estas condiciones fue del 85 % (2001).

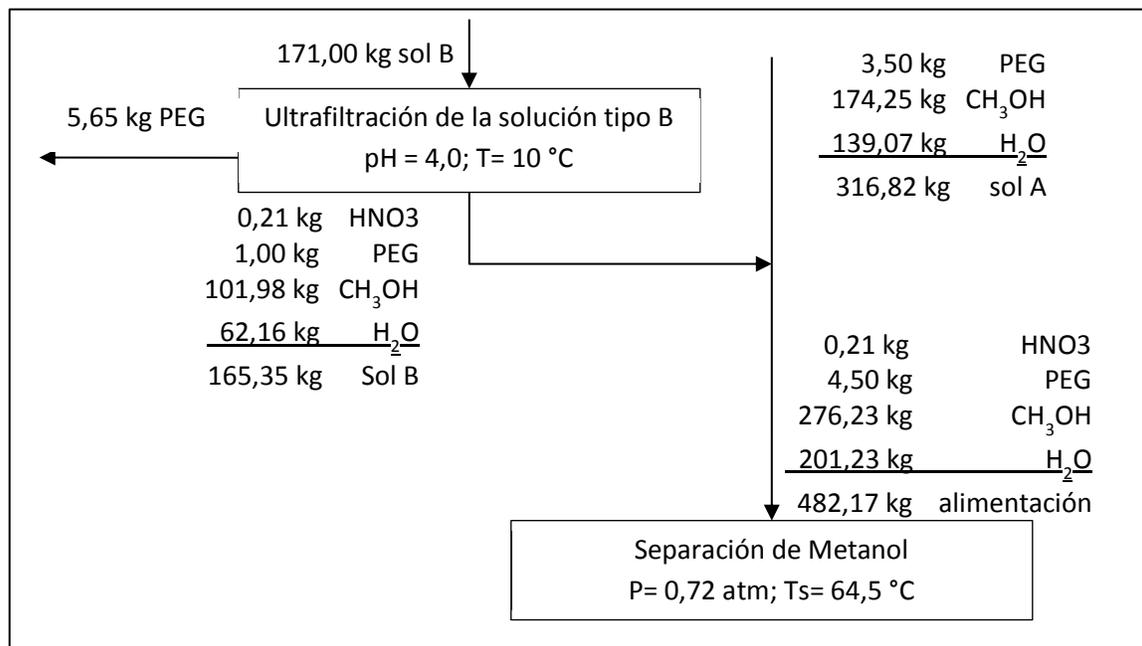


**Figura AI.2** Balance de masa sistema de ultrafiltración F-3101

## AI.3 BALANCE DE MASA COLUMNA DE DESTILACIÓN T-3201

La operación de la columna de destilación se realiza por lotes, con relación de reflujo variable en el tiempo para obtener un destilado constante del 93 % (m/m). Se detallan los cálculos del balance de masa.

La alimentación a la columna de destilación corresponde a la suma de la corriente de la solución filtrada tipo B y la corriente de la solución tipo A que se presenta en la Figura AI.3.



**Figura AI.3** Balance de masa corriente de ingreso a la columna de destilación T-3101

En la Tabla AI.3 se muestra la composición másica y molar de la carga en el hervidor en cada batch de operación.

**Tabla AI.3** Composición másica y molar de la alimentación en el hervidor de la columna de destilación

Corriente	7			
Descripción	Solución entrada a destilación			
Sustancia	Masa kg	kgmol	% Masa	% Moles
Ácido nítrico	0,21	0,00	0,04	0,02
PEG	4,50	0,01	0,93	0,06
Metanol	276,23	8,63	57,29	43,54
Agua	201,23	11,18	41,73	56,39
Total	482,17	19,83	100,00	100,00

### AI.3.1 REFLUJO MÍNIMO Y NÚMERO DE ETAPAS

Para determinar la composición del destilado y de los fondos de destilación es primordial determinar el número de etapas que posee la columna de destilación, de igual manera es necesario conocer las distintas rectas en las que operará la columna. Para determinar el número de etapas se utiliza el método McCabe-Thiele y se comprueba el resultado con la ecuación de Fenske descrita en la Sección 3.3

Los datos de equilibrio a presión constante del sistema metanol-agua se obtuvo mediante el modelo termodinámico NRTL utilizando el software Chemcad a la presión de 545 mm de Hg que corresponde a la presión atmosférica en la ciudad de Cayambe. En la Tabla AI.4 se muestran los datos de equilibrio líquido y vapor para el sistema metanol-agua.

**Tabla AI.4** Equilibrio líquido-vapor sistema metanol-agua a 0,72 atm modelo termodinámico NRTL

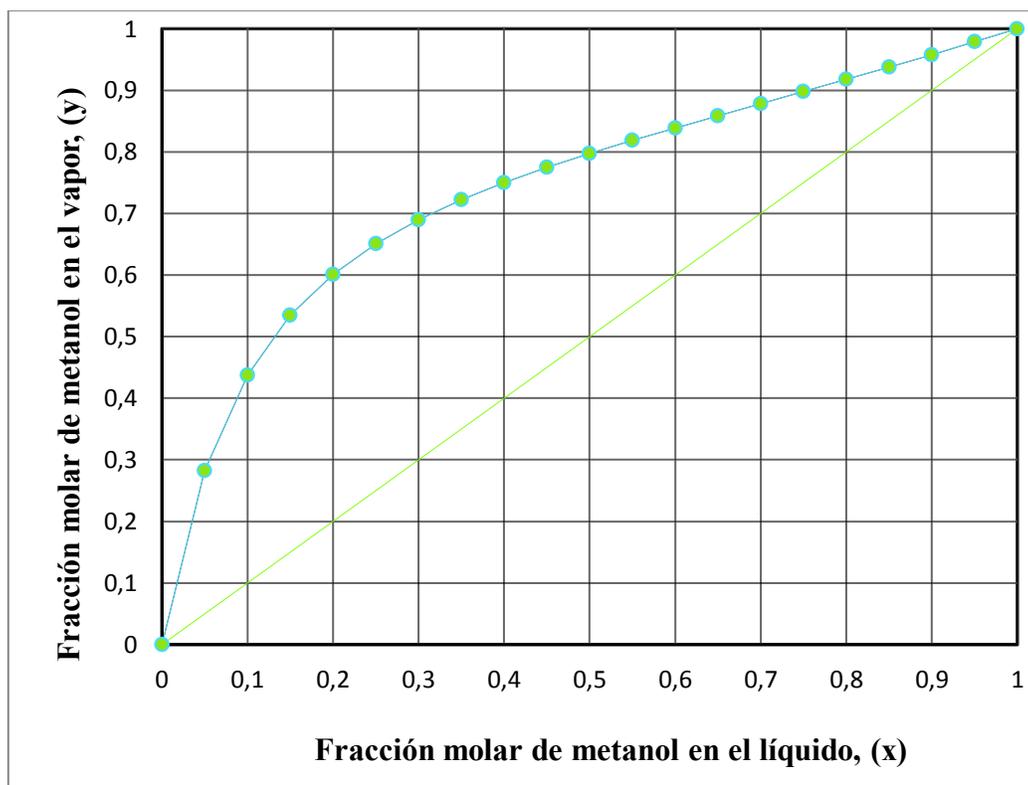
Fracción molar metanol vapor	Fracción molar metanol líquido	Volatilidad relativa
0,000	0,000	0,000
0,050	0,271	5,414
0,100	0,424	4,235
0,150	0,521	3,473
0,200	0,589	2,944
0,250	0,639	2,558
0,300	0,680	2,265
0,350	0,713	2,036
0,400	0,741	1,853
0,450	0,767	1,704
0,500	0,790	1,581
0,550	0,812	1,477
0,600	0,833	1,389
0,650	0,854	1,314
0,700	0,874	1,249

**Tabla AI. 4** Equilibrio líquido-vapor sistema metanol-agua a 0,72 atm modelo termodinámico NTRL (continuación...)

Fracción molar metanol vapor	Fracción molar metanol líquido	Volatilidad relativa
0,750	0,894	1,192
0,800	0,915	1,143
0,850	0,935	1,100
0,900	0,956	1,063
0,950	0,978	1,029
1,000	1,000	1,000
	Volatilidad media	2,054

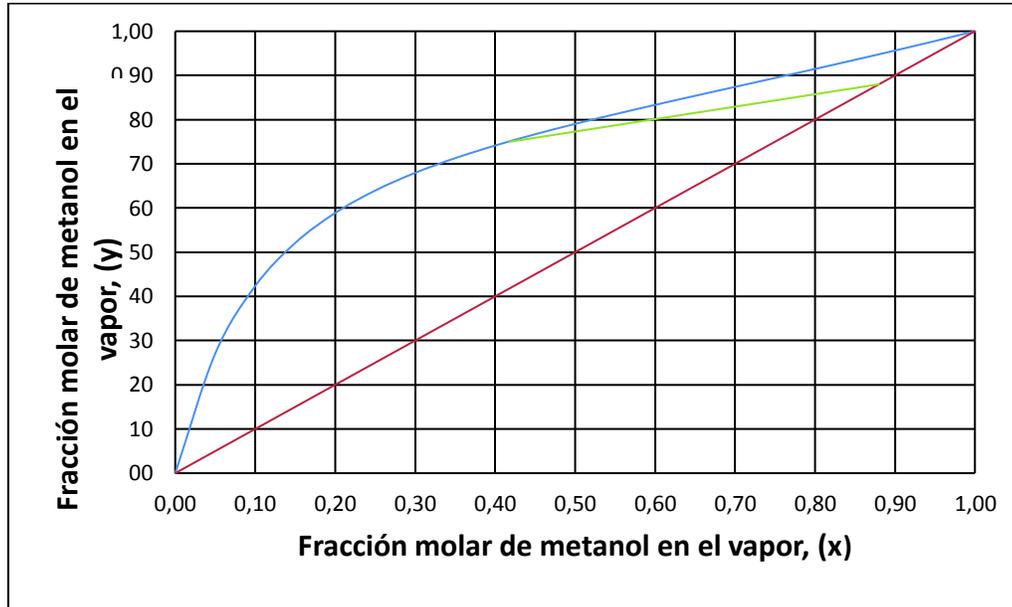
(Chemcad 6.1.3)

En la Figura AI.4 se muestra el diagrama de equilibrio líquido-vapor a 0,72 atm para el sistema metanol-agua.



**Figura AI.4** Diagrama de equilibrio sistema metanol-agua método termodinámico NTRL a 0,72 atm

El reflujo mínimo se determina trazando una recta entre el punto del destilado (0,88) y la composición en el rehervidor (0,43), la pendiente de esta recta corresponde a la relación de líquido vapor  $(L/V)_{min}$ , como se observa en la Figura A1.5.



**Figura A1.5** Reflujo mínimo, composición en el destilado de 0,88 y en el hervidor 0,44

La relación mínima de líquido y vapor corresponde a la pendiente de la recta que se forma entre la composición en el destilado y la composición inicial en el hervidor, la Ecuación A1.1 permite determinar la pendiente de la recta.

$$\left(\frac{L}{V}\right)_{min} = \frac{y_D - y_{wi}}{x_D - x_{wi}} \quad [A1.1]$$

Donde:

V: vapor que se genera en el hervidor, (mol/s)

L: líquido que regresa del condensador a la columna, (mol/s)

$y_D$ : fracción molar del componente más ligero en el vapor destilado

$y_{wi}$ : fracción molar del componente más ligero en el vapor en el rehervidor

$x_D$ : fracción molar del componente más ligero en el líquido en el destilado

$x_{wi}$ : fracción molar del componente más ligero en el líquido en el rehervidor

$$\left(\frac{L}{V}\right)_{min} = \frac{0,88 - 0,75}{0,88 - 0,43} = 0,29$$

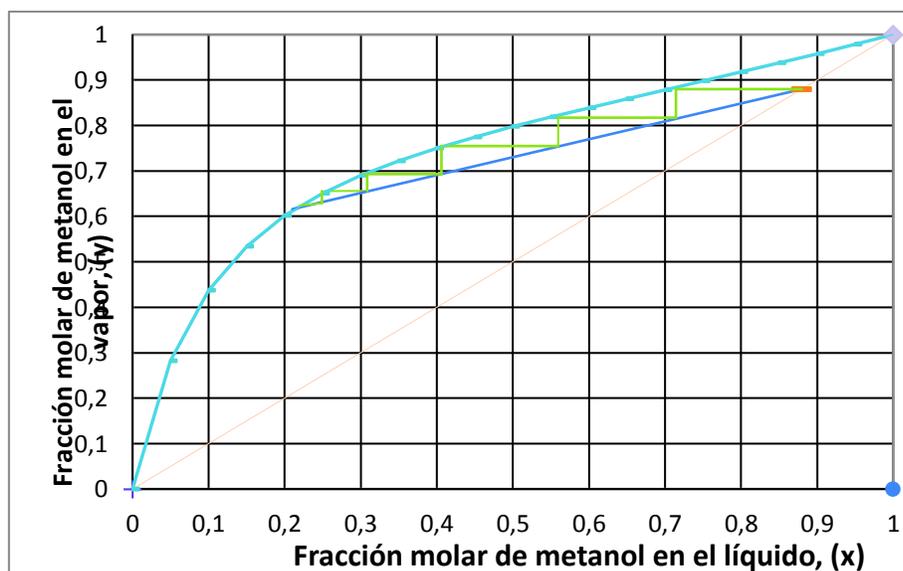
El reflujo mínimo se determina mediante la Ecuación AI.2

$$R_{min} = \frac{\left(\frac{L}{V}\right)_{min}}{\left(1 - \left(\frac{L}{V}\right)_{min}\right)} \quad \text{[AI.2]}$$

La relación mínima de líquido vapor es 0,29; por lo tanto,

$$(R)_{min} = \frac{0,29}{1 - 0,29} = 0,41$$

El mínimo número de etapas necesarias para lograr la separación se realiza trazando la recta con pendiente  $R_{min}$  y se toma como punto la composición molar en el destilado requerida. En la Figura AI.6 se observa la cantidad mínima de etapas incluida el hervidor, cada recta horizontal entre la línea de 45° y la línea de equilibrio constituye una etapa, se observa que existen seis rectas en el diagrama que equivale a cinco platos teóricos y un hervidor. Se comprueba el número de etapas con la ecuación de Fenske.

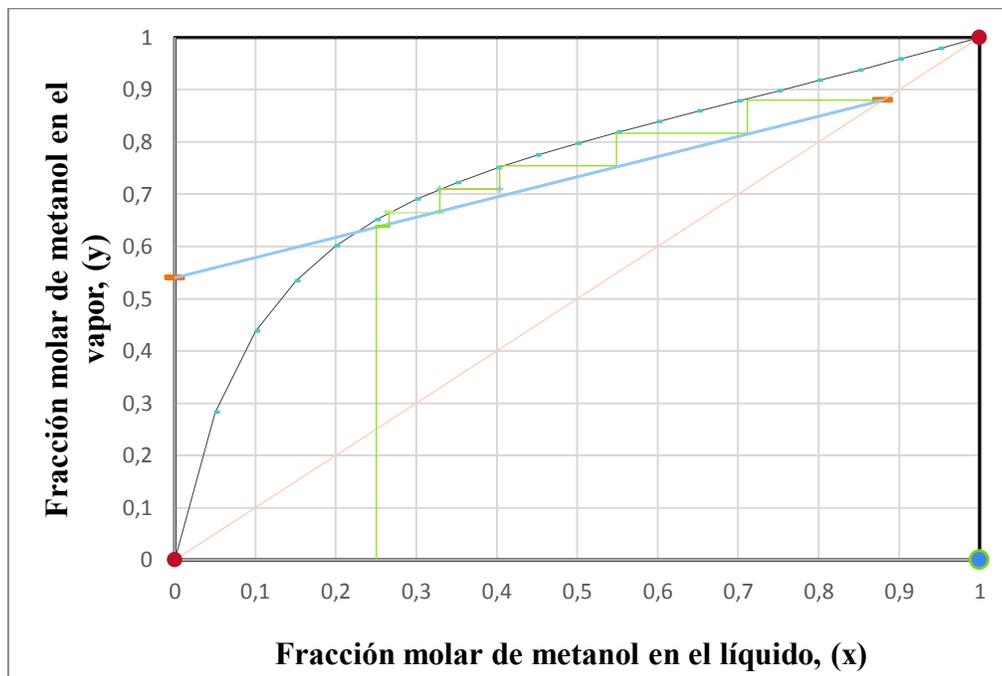


**Figura AI.6** Mínimo número de etapas teóricas,  $R_{min} = 0,41$

### AI.3.1.1 Composición final de los fondos de destilación

Las rectas de operación se trazan con distintos valores de pendiente, iniciando en la relación  $L/V_{\min}$  manteniendo como punto la composición del destilado y se grafican los seis platos teóricos determinados previamente. Se determinaron las composiciones finales en el hervidor para cada una de las rectas de operación de la columna.

En la Figura AI.7 se muestra el ejemplo de cálculo para el valor de  $(L/V)$  correspondiente a 0,396 en el diagrama de equilibrio x-y se ha graficado la recta de operación  $y=0,369x + 0,54$  y las seis etapas teóricas, a estas condiciones se determinó que la composición molar del hervidor es 0,25.



**Figura AI.7** Diagrama de equilibrio x,y recta de operación  $y = 0,396x + 0,54$

La cantidad de destilado producido por lote se determina mediante la Ecuación AI.3

$$W_i - W_f = \frac{W_i(x_{wi} - x_{wf})}{x_D - x_{wf}} \quad [\text{AI.3}]$$

Donde:

- $W_i$ : contenido molar inicial en el hervidor, (mol/s)  
 $W_f$ : contenido molar final en el hervidor, (mol/s)  
 $x_D$ : fracción molar de metanol en el destilado  
 $x_{wi}$ : fracción molar de metanol inicial en el hervidor  
 $x_{wf}$ : fracción molar de metanol final en el hervidor

La composición molar inicial en el hervidor se encuentra disponible en la Tabla AI.3, estos valores se remplazan en la Ecuación AI.1, la composición molar requerida es del 88,20 % de metanol.

$$W_i - W_f = \frac{19,83(43,54 - 25,00)}{(88,20 - 25,00)} = 5,82 \text{ kgmol de destilado}$$

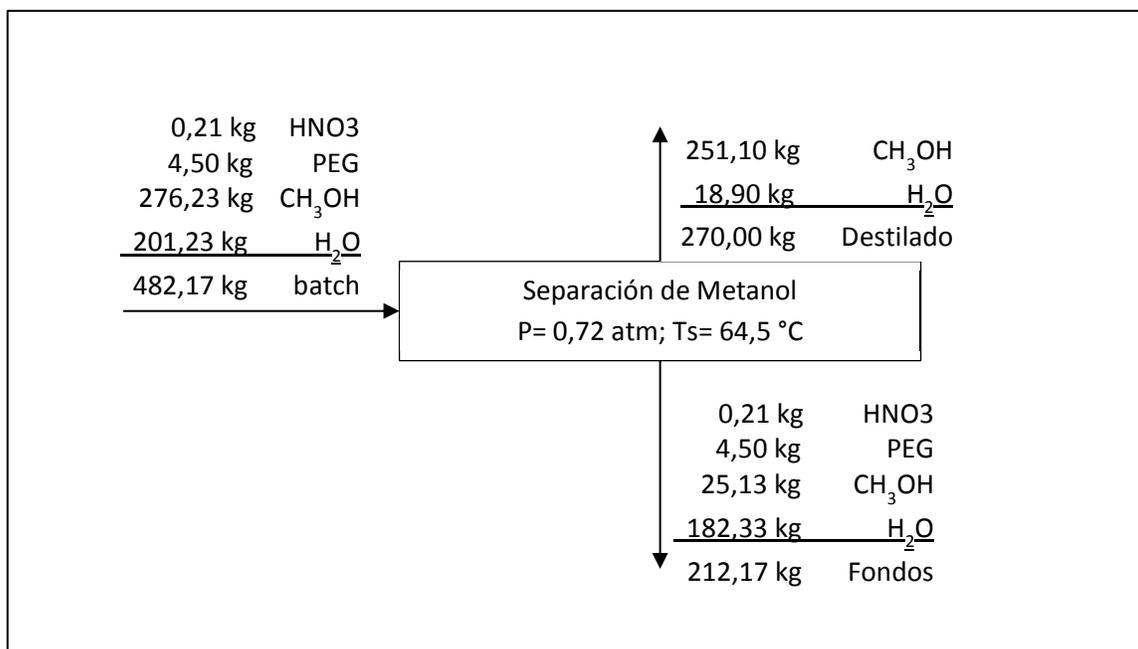
$$W_{i,r=1,4} = 14,01 \text{ kgmol en el hervidor}$$

En la Tabla AI.5 se presenta las distintas rectas de operación de enriquecimiento y la cantidad de destilado producido en cada una de las relaciones L/V.

**Tabla AI.5** Ecuaciones de las rectas de operación de enriquecimiento ROE

L/V Pendiente	Corte en eje y B	ROE	Reflujo R	Xw % mol	(Wi- Wf) kmol
0,288	0,639	$y=0,288x+0,639$	0,394	46,000	0,000
0,396	0,540	$y=0,396x+0,540$	0,655	25,000	5,817
0,452	0,490	$y=0,452x+0,490$	0,825	20,000	6,845
0,509	0,440	$y=0,509x+0,440$	1,035	15,600	7,632
0,565	0,391	$y=0,565x+0,391$	1,300	12,000	8,208
0,622	0,341	$y=0,622x+0,341$	1,644	9,800	8,534
0,678	0,291	$y=0,678x+0,291$	2,108	7,000	8,924

En la Figura AI.8 se muestra un diagrama de la separación de metanol con el respectivo balance de masa de cada uno de los componentes.



**Figura AI.8** Balance de masa en la columna de destilación T-3201

En la Tabla AI.6 se muestra la composición molar y másica de las corrientes de destilado y de fondos resultantes del proceso de destilación.

**Tabla AI.6** Composición másica y molar de las corrientes resultantes de la destilación

Corriente	8				9			
Descripción	Salida, destilado				Salida, fondos			
Sustancia	Masa kg	Moles kmol	% Masa	% Moles	Masa kg	Moles kmol	% Masa	% Moles
Ácido nítrico	0,00	0,00	0,00	0,00	0,21	0,00	0,10	0,03
PEG	0,00	0,00	0,00	0,00	4,50	0,01	2,12	0,10
Metanol	251,10	7,85	93,00	88,20	25,13	0,79	6,33	7,19
Agua	18,90	1,05	7,00	11,80	182,33	10,13	85,94	92,68
Total	270,00	8,90	100,00	100,00	212,17	10,93	94,48	100,00

El método analítico para determinar el número de platos teóricos incluido el calderín y el condensador está dado por la ecuación de Fenske (Ecuación AI.4). La volatilidad relativa media se determinó con los datos de equilibrio xy presentes en la Tabla AI.4, entre los valores de 0,88 y 0,06; corresponde al valor de 2,02

$$\text{Número mínimo platos} = \frac{\log\left(\frac{x_D(1-x_{Wf})}{x_{Wf}(1-x_D)}\right)}{\log(\bar{\alpha}_{AB})} \quad [\text{AI.4}]$$

$$\text{Número mínimo platos} = \frac{\log\left(\frac{0,8820(1-0,07190)}{0,0719(1-0,8820)}\right)}{\log(2,02)} = 6,39 \cong 7$$

En la ecuación de Fenske se incluye al hervidor y condensador como etapas teóricas. Se concluye que la columna de destilación debe tener cinco platos teóricos como mínimo para lograr la separación de la mezcla agua-metanol.

### AI.3.2 RELACIÓN DE VAPORIZACIÓN DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN

El tiempo de operación de la columna de destilación se calcula mediante la Ecuación 3.20. La solución de la integral se realizó con los datos expuestos en la Tabla AI.7 mediante una integración gráfica método de los trapecios.

**Tabla AI.7** Composición en el hervidor a distintas relaciones de L/V

L/V	$x_w$	$x_D - x_w$	$\frac{1}{(1-L/V)(x_D - x_w)^2}$
			<b>1</b>
0,283	0,42	0,46	6,58
0,396	0,37	0,51	6,36
0,452	0,20	0,68	3,95
0,509	0,16	0,724	3,88
0,565	0,12	0,76	3,98
0,622	0,10	0,782	4,32
0,678	0,07	0,81	4,73

Para encontrar el valor de la integral se utiliza el método de los trapecios, se encuentra descrita en la Ecuación AI.5.

$$\int_a^b f(x) \approx \frac{b-a}{2n} \{f(x_0) + 2f(x_1) + \dots + 2f(x_{n-1}) + f(x_n)\} \quad [\text{AI.5}]$$

$$\int_{0,07}^{0,42} \frac{1}{(1 - L/V)(x_D - x_w)^2} \approx 1,47$$

La relación de vaporización con el tiempo de operación de la torre se calcula en la Ecuación Al.6, los datos alimentación se obtienen de la Tabla Al.3 y los datos al final de la destilación se obtiene de la Tabla Al.6.

$$\theta = \frac{w_i(x_{wi} - x_{wf})}{V} \int_{x_{wi}}^{x_{wf}} \frac{dx_w}{(1 - L/V)(x_D - x_w)^2} \quad [\text{Al.6}]$$

Remplazando los valores:

$$\theta = \frac{19,8300(0,8820 - 0,4354)(1,4685)}{V} = \frac{13,00}{V}$$

La Ecuación Al.6 depende de la cantidad de vapor a generar y del tiempo que opere la columna de destilación, la cantidad de vapor que se genera durante los cambios de relación de reflujo es 13,00 kmol.

La cantidad de líquido condensando respecto al destilado se calcula mediante la integración numérica de Ecuación Al.7, los datos para la integración numérica se encuentran disponibles en la Tabla Al.5 en la columna R y la columna  $W_i - W_f$ .

$$V = \int_{R1}^{R2} R dD \quad [\text{Al.7}]$$

$$V = \int_{R=R1}^{R=R2} R dD = 12,30 \text{ kmol}$$

El valor de la integral de la Ecuación Al.7 comparado con el valor obtenido de la Ecuación Al.6 es similar y permite comparar los dos métodos para determinar la cantidad de vapor que se genera en la torre, se asume el promedio de estos valores

que es 12,65 kmol, como la cantidad de vapor que se genera en la torre de destilación en un lote.

#### AI.4 BALANCE DE ENERGÍA INTERCAMBIADOR DE CALOR AGUA DE REFRIGERACIÓN ACONDICIONAMIENTO SOLUCIÓN (E-3101)

Se procede a determinar en flujo de calor para enfriar la solución de 30 a 10 °C mediante la Ecuación AI.8.

El Cp medio de la solución de metanol a la concentración molar de 45,8 % corresponde a 0,80 kcal/kg°C (Perry et al., 2008, p 2-184)

$$Q = m_{sol\ B} C_{p_{sol\ B}} (T_f - T_o) \quad [AI.8]$$

Donde:

$Q$ : calor transferido por unidad de tiempo, (W)

$m_{sol\ B}$ : masa de solución tipo B, (kg)

$C_{p_{sol\ B}}$ : capacidad calórica a presión constante de la solución B, (kJ/kg°C)

$T_f$ : temperatura final, (°C)

$T_o$ : temperatura inicial, (°C)

$$Q = 171,00 \frac{kg}{batch} \times 0,8 \frac{kcal}{kg\ ^\circ C} (10 - 30) ^\circ C = -2\ 736 \frac{kcal}{batch} \frac{kJ}{kcal} = -11\ 436,5 \frac{kJ}{batch}$$

El suministro de agua de enfriamiento se realiza a 4 °C, se recomienda que el retorno de agua previamente utilizada hacia el equipo de enfriamiento no sobrepase los 25 °C. La cantidad de agua necesaria para enfriar la solución de desecho tipo B se calcula igualando el calor perdido por la solución y el calor ganado por el agua de enfriamiento (Ecuación AI.9).

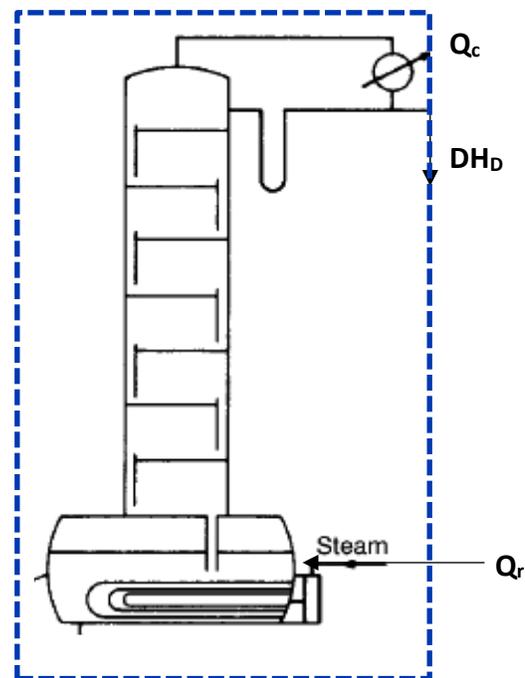
$$m_{sol\ B} C_{p_{sol\ B}} (T_f - T_o) = -m_{agua} C_{p_{agua}} (T_f - T_o) \quad [AI.9]$$

$$171,00 \text{ kg} \times 0,806 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}^\circ\text{C}} (10 - 30)^\circ\text{C} = -m_{\text{agua}} \times 1 \times \frac{\text{kcal}}{\text{kg}^\circ\text{C}} (15 - 4)^\circ\text{C}$$

$$m_{\text{agua}} = 490,20 \text{ kg de agua de enfriamiento}$$

### AI.5 BALANCE DE ENERGÍA COLUMNA DE DESTILACIÓN T-3201

El balance de energía en la columna de destilación se realiza según la Figura AI.9 y se calcula mediante la Ecuación AI.10.



**Figura AI.9** Balance de energía columna de destilación.

$$Q_r = Q_c + DH_D$$

[AI.10]

Donde:

$Q_r$ : flujo de calor que ingresa en el hervidor ( $\text{W}/\text{m}^2\text{C}$ )

$Q_c$ : flujo de calor que se remueve en el hervidor ( $\text{W}/\text{m}^2\text{C}$ )

$D$ : masa de destilado, (kg)

$H_D$ : entalpía en el destilado, (kJ/kg)

### AI.5.1 BALANCE DE ENERGÍA EN EL HERVIDOR

Se conoce que toda la masa que se evapora en el hervidor tiene que condensar para mantener las condiciones de reflujo y para obtener una cierta cantidad de destilado, el calor que aporta el hervidor se determina mediante la Ecuación AI.11 y la Ecuación AI.12 permite calcular calor removido por el condensador.

$$Q_r = m_m \overline{Cp_m} (T_s - T_o) + \lambda V \quad \text{[AI.11]}$$

Donde:

- $Q_r$ : calor transferido en el hervidor por unidad de tiempo, (W)
- $m_m$ : masa de alimentación en el calderín, (kg)
- $Cp_m$ : capacidad calórica a presión constante de la mezcla, (kJ/kg°C)
- $T_s$ : temperatura de saturación, (°C)
- $T_o$ : temperatura inicial, (°C)

$$Q_c = V\lambda + m_d \overline{Cp_d} (T_o - T_s) \quad \text{[AI.12]}$$

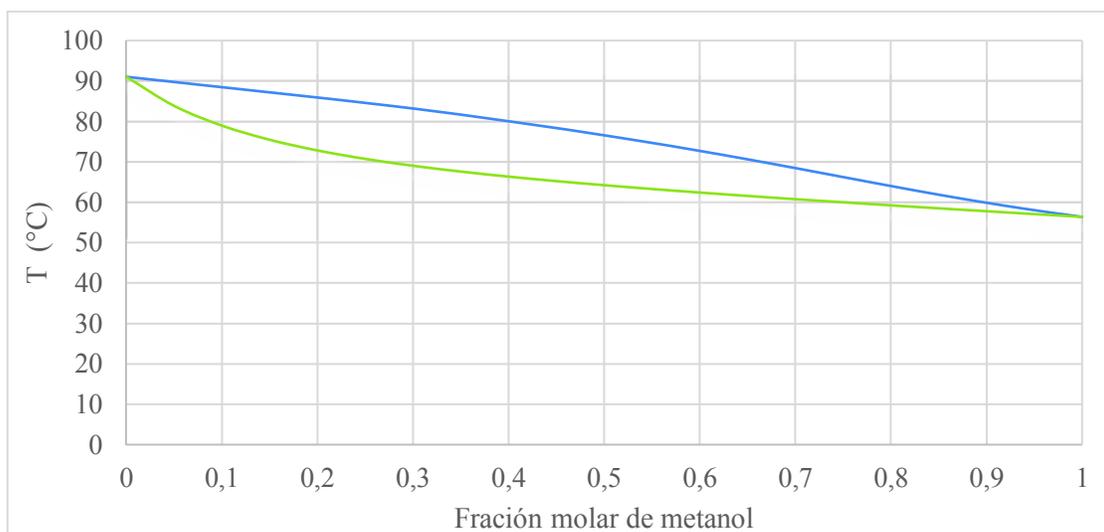
Donde:

- $Q_c$ : calor transferido en el condensador por unidad de tiempo, (W)
- $V$ : flujo de vapor en la torre, (kg)
- $\lambda$ : calor latente de vaporización, (J/kg)
- $m_d$ : masa de destilado, (kg)
- $Cp_d$ : capacidad calórica a presión constante del destilado, (kJ/kg°C)
- $T_s$ : temperatura de saturación, (°C)
- $T_o$ : temperatura inicial, (°C)

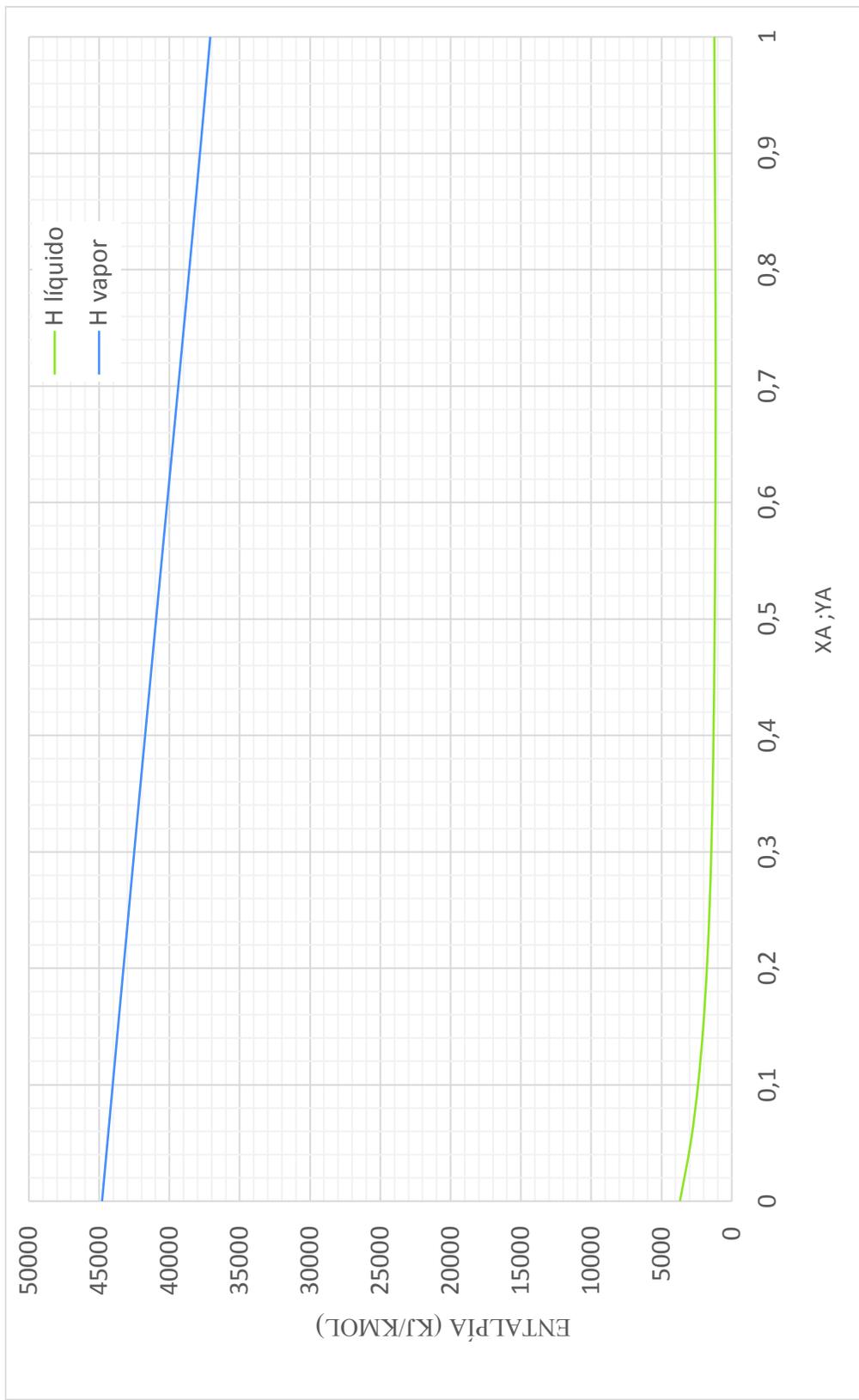
En la Tabla AI.8 se determinan el calor latente medio según la variación de la composición en el hervidor. En la Figura AI.10 y AI.11 se muestra el diagrama de temperatura de punto de burbuja versus concentración y el diagrama de entalpía versus concentración del sistema metanol-agua (Perry et al., 2008, p. 2-188 y 2-210).

**Tabla AI.8** Calor latente de vaporización de la mezcla metanol-agua en función de la composición en el hervidor

Xw % mol	Hv kJ/kmol	HI kJ/kmol	$\lambda$ kJ/kmol
0,42	38 803,38	1 250,59	37 552,78
0,37	39 218,17	1 366,17	37 851,99
0,20	40 182,24	1 770,25	38 411,99
0,16	40 714,58	2 029,34	38 685,24
0,12	41 480,55	2 397,60	39 082,95
0,09	41 480,55	2 397,60	39 082,95
0,07	42 682,09	2 924,76	39 757,33
0,06	42 682,09	2 924,76	39 757,33
0,05	42 682,09	2 924,76	39 757,33
			38 882,21



**Figura AI.10** Temperatura de punto de burbuja, rocío versus concentración sistema metanol-agua 0,72 atm.



**Figura AI.11** Diagrama de entalpía versus concentración sistema metanol-agua 0,72 atm.

La cantidad de vapor generado en el hervidor es de 12,65 kmol/batch se determina a por medio de las Ecuaciones Al.6 Al.7, la capacidad calórica a presión constante para la mezcla de metanol al 45,8 % en moles que se encuentra en el hervidor corresponde a 0,80 kcal/kg°C, la masa inicial en el hervidor se obtiene de la Tabla Al.3 (Perry et al., 2008, p2-184).

Se remplazan los valores en la Ecuación Al.11 para determinar el calor que ingresa al sistema en el hervidor:

$$Q_r = 482,17 \text{ kg} \times 0,80 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}^\circ\text{C}} \frac{4,18 \text{ kJ}}{1 \text{ kcal}} (64 - 18)^\circ\text{C} + 12,65 \frac{\text{kmol}}{\text{batch}} \times 38\,882,21 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}}$$

$$Q_r = 566\,029,27 \frac{\text{kJ}}{\text{batch}}$$

### AI.5.2 BALANCE DE ENERGÍA POR CONDENSACIÓN

El calor removido en el condensador se calcula a partir de la Ecuación Al.12. El calor latente de condensación de la mezcla al 88 % molar es -36 702,50 kJ/kmol, (Figura Al.10).

El vapor condensado en la columna es 12,65 kmol/batch (Ecuaciones Al.6 y Al.7), el destilado obtenido en la operación de un batch es 270 kg (Tabla Al.6).

El valor de la capacidad calórica media a presión constante de la mezcla al 88 % molar es 0,67 cal/g°C (Perry et al., 2008, p. 2-184). Para obtener un destilado del 88,20 % molar el condensador debe encontrarse a la temperatura de 61,5 °C y el destilado se almacenará a 30 °C, estos valores se sustituyen en la Ecuación Al.12, por lo tanto:

$$Q_c = 12,65 \frac{\text{kmol}}{\text{batch}} \times -36\,702,5 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} + 270 \frac{\text{kg}}{\text{batch}} \times 0,67 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}} \frac{4,18 \text{ kJ}}{1 \text{ kcal}} (30 - 61,5)$$

$$Q_c = -464\,287,63 \frac{kJ}{batch} - 23\,819,10 \frac{kJ}{batch} = -488\,106,73 \frac{kJ}{batch}$$

Kern (1999), recomienda para columnas de destilación pequeñas la utilización de un condensador parcial ubicado en el tope de la columna que se encarga de condensar la relación de reflujo; para condensar y subenfriar el destilado se ocupa otro condensador (p. 320).

#### AI.5.2.1 Balance de energía en el condensador parcial

La generación de vapor es de 12,65 kmol/ batch (Ecuación AI.6 y AI.7), se obtiene como destilado 8,9 kmol (Tabla AI.6). El reflujo existente en la columna de destilación durante el proceso batch es la diferencia de estos dos valores y corresponde a 3,75 kmol de vapor que se condensa, la Ecuación AI.13 permite determinar el calor removido por el condensador parcial.

$$Q_{c,r} = R\lambda \quad [AI.13]$$

Donde:

$Q_{c,r}$ : calor transferido en el condensador parcial por unidad de tiempo, (W)

$R$ : reflujo, (kmol)

$\lambda$ : calor latente de vaporización, (J/kg)

$$Q_{c,r} = 3,75 \frac{kmol}{batch} \times -36\,702,50 \frac{kJ}{kmol} = -137\,634,38 \frac{kJ}{batch}$$

#### AI.5.2.2 Balance de energía en el condensador subenfriador

El cálculo del calor removido en el condensador subenfriador se determina mediante las Ecuaciones AI.14 y AI.15. Se ocupa las propiedades termofísicas de la Sección AI.5.2

$$Q_{c,s} = D\lambda + m_d \overline{Cp_D}(T_o - T_s) \quad [\text{Al.14}]$$

$$Q_c = V\lambda + m_d \overline{Cp_D}(T_o - T_s) \quad [\text{Al.15}]$$

Donde:

$Q_{c,s}$ : calor transferido en el condensador subenfriador por unidad de tiempo, (W)

$V$ : flujo de vapor en la torre, (kg)

$\lambda$ : calor latente de vaporización, (J/kg)

$m_d$ : masa de destilado, (kg)

$Cp_d$ : capacidad calórica a presión constante del destilado, (kJ/kg°C)

$T_s$ : temperatura de saturación, (°C)

$T_o$ : temperatura inicial, (°C)

Remplazando los valores se obtiene:

$$Q_{c,s} = 8,9 \frac{\text{kmol}}{\text{batch}} \times -36\,702,50 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} + 270 \frac{\text{kg}}{\text{batch}} \times 0,67 \frac{\text{kcal}}{\text{kg } ^\circ\text{C}} \frac{4,18 \text{ kJ}}{1 \text{ kcal}} (30 - 61,5)^\circ\text{C}$$

$$Q_{c,s} = -326\,652,25 \frac{\text{kJ}}{\text{batch}} - 23\,819,10 \frac{\text{kJ}}{\text{batch}} = -350\,471,35 \frac{\text{kJ}}{\text{batch}}$$

### AI.5.3 CONSUMO DE VAPOR, AGUA DE REFRIGERACIÓN Y DIÉSEL

#### AI.5.3.1 Consumo de vapor

Para vaporizar 12,65 kmol de la mezcla se provee al hervidor de la columna de destilación vapor saturado a 2,6 bar y 120 °C. El flujo de vapor es suministrado por un caldero pirotubular existente en la planta de preservación de rosas, el flujo de vapor por batch de determina a partir de la Ecuación Al.16

$$Q_r = m_v \times \lambda_v \quad [\text{Al.16}]$$

$$\lambda_v = 2\,742,90 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \quad (\text{Willey, 2004, p.5})$$

$$m_v = \frac{566\,029,27 \frac{\text{kJ}}{\text{batch}}}{2\,742,90 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}} = 206,36 \frac{\text{kg de vapor}}{\text{batch}}$$

### AI.5.3.2 Agua de refrigeración

El calor removido por los condensadores se logra mediante el suministro de agua de refrigeración a 4 °C, el agua no debe sobrepasar la temperatura de 25 °C para que la unidad de enfriamiento “*chiller*” funcione en óptimas condiciones.

La cantidad de agua de refrigeración por batch se determina por medio de la Ecuación AI.17 (Carrier, 2016).

$$Cp_{\text{agua}} = 4,18 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}} \text{ (Perry et al., 2008 p. 2-148)}$$

$$-Q_c = m_{\text{agua}} Cp_{\text{agua}} (T_f - T_o) \quad [\text{AI.17}]$$

Cálculo de la masa de agua de enfriamiento en el condensador parcial

$$m_{\text{agua},c,r} = \frac{137\,634,38 \frac{\text{kJ}}{\text{batch}}}{4,18 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}} (25 - 4) ^\circ\text{C}} = 1\,567,95 \frac{\text{kg}}{\text{batch}} \text{ de agua de refrigeración}$$

Cálculo de la masa de agua de enfriamiento en el condensador subenfriador

$$m_{\text{agua},c,s} = \frac{350\,471,35 \frac{\text{kJ}}{\text{batch}}}{4,18 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}} (25 - 4) ^\circ\text{C}} = 3\,992,61 \frac{\text{kg}}{\text{batch}} \text{ de agua de refrigeración}$$

### AI.5.3.2 Consumo de diésel

El diésel provee la energía necesaria para generar vapor en el caldero que tienen una eficiencia del 80 %, el consumo de diésel se determina a partir de la Ecuación AI.19.

$$Q_r = m_D \times P_c \times 0,8 \quad [\text{AI.18}]$$

$$P_{c,i} = 18\,200 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} \text{ (Himmelblau, 1997, p. 636)}$$

$$m_D = \frac{566\,029,27 \text{ kJ/} \textit{Batch}}{18\,200 \frac{\text{Btu}}{\textit{lb}} \frac{2,326 \text{ kJ/kG}}{1 \text{ BTU/LB}} \times 0,8} = 16,75 \frac{\text{Kg}}{\textit{batch}} \textit{ de diésel} \cong 3,84 \frac{\textit{gal diésel}}{\textit{batch}}$$

### AI.6 TIEMPO DE OPERACIÓN DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN

El tiempo de operación de la columna es un parámetro de diseño para determinar la capacidad de los equipos de transferencia de masa y energía, el tiempo seleccionado primordialmente depende del flujo de vapor disponible del caldero existente en la planta:

- El consumo de vapor en el proceso de elaboración de las flores preservadas se incrementa durante las primeras tres horas del turno y consume el 83 % del vapor suministrado por el caldero, por lo tanto, la destilación se debe iniciar luego de este periodo de tiempo, sin embargo, la destilación se debe completar en el turno de ocho horas, para no influir en el próximo turno de producción.
- La capacidad nominal del caldero es de 10 BPH, con un flujo de 156 kg de vapor saturado por hora a una presión de 40 psi y 120 °C, el caldero opera al 80 % de la capacidad nominal es decir 125 kg/h de vapor y el consumo

de vapor aproximado en la empresa es de 95 a 100 kg/h al inicio de producción, después de 3,0 a 3,5 horas el consumo de vapor se reduce a 60 kg/h.

El tiempo de diseño considerado es de 4,5 horas y la operación debe iniciar después de las tres primeras horas del turno.

En la Tabla AI.9 se muestra las ecuaciones del balance de energía de la columna de destilación.

**Tabla AI.9** Ecuaciones del balance de energía de la columna de destilación batch, tiempo de diseño 4,5 horas

Parámetro	Ecuación	Tiempo de diseño (h)	Magnitud
Destilado	$D = \frac{8,90 \text{ kmol}}{t}$	4,5	1,98 kmol/h 60 kg/h
Relación de vaporización	$V = \frac{12,65 \text{ kmol}}{t}$	4,5	2,81 kmol/h
Calor en el calderín	$\frac{Q_r}{t} = \frac{566\,029,27 \text{ kJ}}{t}$	4,5	125 784,28 kJ/h
Calor en el condensador parcial	$\frac{Q_{c,r}}{t} = -\frac{137\,634,38 \text{ kJ}}{t}$	4,5	-30 585,42 kJ/h
Calor condensador subenfriador	$\frac{Q_{c,s}}{t} = -\frac{350\,471,35 \text{ kJ}}{t}$	4,5	-77 882,52 kJ/h

En la Tabla AI.10 se muestra las ecuaciones que permiten determinar: el consumo de vapor, agua de enfriamiento y diésel en la columna de destilación

**Tabla AI.10** Ecuaciones del balance de energía de la columna de destilación batch, tiempo de diseño 4,5 horas

Parámetro	Ecuación	Tiempo diseño (h)	Magnitud (kg/h)
Masa de vapor	$m_v = \frac{206,36 \text{ kg}}{t}$	4,5	45,85
Masa de diésel	$m_D = \frac{16,75 \text{ kg}}{t}$	4,5	3,72
Masa de agua condensador parcial	$m_{cr} = \frac{1\ 567,95 \text{ kg}}{t}$	4,5	348,43
Masa de agua condensador subenfriador	$m_c = \frac{3\ 992,61 \text{ kg}}{t}$	4,5	887,25

## ANEXO II

### DIMENSIONAMIENTO DEL TANQUE DE ACONDICIONAMIENTO

Los criterios de diseño y dimensionamiento se muestran en la Sección 3.1. El tanque de acondicionamiento se diseñó y dimensionó para almacenar por lo menos 4 turnos de producción de la corriente de desecho tipo B. Con base en la Tabla A1.1 se conoce que el flujo volumétrico es de 190 L.

#### AII.1 CAPACIDAD DE ALMACENAMIENTO

Para determinar el volumen líquido a almacenar en el tanque de acondicionamiento se utiliza la Ecuación AII.1, el tiempo de contingencia es de cuatro turnos de operación de la planta de preservación de flores.

$$V_l = V_t * t_c \quad \text{[AII. 1]}$$

Donde:

$V_l$ : volumen de líquido, ( $m^3$ )

$V_t$ : volumen total, ( $m^3$ )

$t_c$ : tiempo de contingencia

Remplazando los valores se obtiene:

$$V_l = 0,19 * 4 = 0,76 m^3$$

El volumen de diseño se determina mediante la Ecuación 3.2

$$V = \frac{(0,76 \times 1,2)}{0,8} = 1,14 m^3$$

#### AII.2 DIMENSIONES DEL TANQUE DE ALMACENAMIENTO

Para determinar las dimensiones (diámetro y altura) del tanque se utilizó la Ecuación 3.3 con una relación de diámetro altura (D/H) de 1 con el fin de optimizar

la cantidad de material a utilizar en construcción, las planchas de acero inoxidable existen en tamaño estándar de 1,22 por 2,44 m (Acerocenter, 2017, p.2)

$$V = \pi \frac{D}{4} h$$

Como resultado se obtuvo que las dimensiones del tanque son:

$$D = 1,13 \text{ m}$$

$$h = 1,13 \text{ m}$$

$$V = 1,14 \text{ m}^3$$

El número de planchas de acero se determinan mediante la Ecuación AII.2

$$N_{planchas} = \frac{A_c}{A_p} \quad [\text{AII. 2}]$$

$$N_{planchas} = \frac{\pi D h}{a \times l} = \frac{\pi \times 1,13 \times 1,13}{1,22 \times 2,44} = 1,35$$

Se necesitan 1,35 planchas, es decir 2,00 planchas comerciales de acero inoxidable para la construcción del tanque de acondicionamiento.

### **AII.3 ELECCIÓN DE LAS TAPAS Y CÁLCULO DEL VOLUMEN DE LA TAPA**

El tanque de acondicionamientos tendrá tapas del tipo toriesférica, debido a que son las más recomendadas para almacenar líquidos volátiles como es el metanol; además permite que el líquido no se estanque en las paredes ocasionando corrosión y soporta hasta 15 bar de presión absoluta, el volumen de la tapa se determina mediante la Ecuación [3.5](Sinnot y Towler, 2013, p. 636).

$$V_t = 0,089 D^3$$

$$V_t = 0,089 (1,13)^3 = 0,12 \text{ m}^3$$

Por lo tanto, el volumen de diseño total del tanque de acondicionamiento corresponde a 1,26 m<sup>3</sup>

$$V = V_c + V_t$$

$$V = 1,14 + 0,12 = 1,26 \text{ m}^3$$

#### **AII.4 PRESIÓN Y TEMPERATURA DE DISEÑO**

A partir de la Ecuación [3.8] se procede a determinar la presión de diseño del tanque de acondicionamiento.

La presión atmosférica es de 0,72 atm en la ciudad de Cayambe, la altura del líquido será el 80 % de la altura total del tanque con un sobredimensionamiento del 20 %

$$P_D = f(\text{Patmosférica} + \rho gh)$$

$$P_D = 1,2(72\,954 \text{ Pa} + 874,9 (9,8)(1,13 \times 0,8)\text{Pa}) = 96\,928 \text{ Pa}$$

La temperatura de diseño se calculó con la Ecuación [3.9] y corresponde a la máxima temperatura que alcanza el equipo bajo las condiciones de operación.

El proceso más severo de preservación de flores mantiene la temperatura de la corriente de desecho a 40,0 °C

$$T_D = 1,2 * T_{\text{operación}}$$

$$T_D = 1,2 * 40,0 \text{ °C} = 48,0 \text{ °C}$$

#### **AII.5 ESPESOR DEL TANQUE DE ACONDICIONAMIENTO**

Se determina el espesor mínimo del tanque de acondicionamiento para que no sufra deformaciones permanentes.

En la Sección 3.1.5 se explicó que los esfuerzos dependen: del material de construcción, el tipo de junta y la geometría de la tapa. El material seleccionado es el acero inoxidable AISI 304 debido a la compatibilidad con el sistema agua metanol, resistencia a la corrosión a valores de pH 4,0 y la disponibilidad en el mercado.

La tensión permisible para el acero inoxidable en el rango de temperatura de 0 a 50 °C es de 165 N/mm<sup>2</sup> (23 900 psi). El factor de soldadura corresponde a 0,85, la inspección se realizará visualmente. El esfuerzo tangencial se calcula mediante la Ecuación All.3 y el esfuerzo de la junta mediante la Ecuación All.4.

$$t = \frac{PR}{SE - 0,6} \quad [\text{All. 3}]$$

$$t = \frac{14 \text{ psi} * 1\,140 \text{ mm}}{0,85 * 23\,900 \text{ psi} - 0,6(14 \text{ psi})} = 0,78 \text{ mm}$$

El cálculo del esfuerzo en la junta de la tapa tipo toriesférica se realiza mediante la Ecuación All.4:

$$t = \frac{PL}{SE - 0,1P} \quad [\text{All. 4}]$$

$$t = \frac{14 \text{ psi} * 1\,140 \text{ mm}}{0,85 * 23\,900 \text{ psi} - 0,1(14 \text{ psi})} = 0,78 \text{ mm}$$

El esfuerzo de la junta es de 0,78 mm y el esfuerzo tangencial es 0,78 mm. Estos valores indican que el tanque soporta esfuerzos similares en toda la superficie del tanque. Según la norma “ASME BPCV Section VIII Division 1” un tanque no puede tener un espesor inferior a 1,5 mm. El espesor mínimo de acuerdo con la norma ASME es de 1,5 mm (3/16 pulgada), al espesor calculado en el diseño se añadirá: 1,0 mm para minimizar el desgaste debido a corrosión, 1,0 mm como margen por fabricación y se añade un factor de seguridad del 20 % como se muestra en la Ecuación All.5 (2013, UG16, p.15.)

$$t = f \cdot (t_{min} + t_{corrosión} + t_{construcción}) \quad [\text{AII. 5}]$$

$$t = 1,2 \cdot (1,5 + 1,0 + 1,0) \text{ mm} = 4,2 \text{ mm} \cong 3/16''$$

El espesor comercial de las planchas de acero más cercano a 4,2 mm corresponde a 3/16 de pulgada (Acerocenter, 2017).

## AII.6 SISTEMA DE AGITACIÓN

De la Figura 3.4 se selecciona el agitador tipo turbina. En la se muestran las dimensiones del tanque de agitación calculado en esta sección.

**Tabla AII. 1** Dimensiones del tanque de acondicionamiento

Dimensiones	mm
Diámetro externo	1 149,00
Diámetro interno	114,00
Altura	114,00
Volumen (m <sup>3</sup> )	1,26

Las dimensiones del agitado se determinan a continuación por medio de las relaciones existentes en la Figura 3.5:

Longitud total del agitador, por lo tanto:

$$S_1 = \frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3}$$

$$S_1 = \frac{D_a}{1\,150 \text{ mm}} = \frac{1}{3}$$

$$D_a = 390 \text{ mm}$$

La posición del agitador debe ser igual a la distancia desde el fondo hasta la mitad del agitador, cuando se lo coloca en el centro del tanque de agitación.

$$D_a = E$$

$$E = 390 \text{ mm}$$

El nivel máximo del fluido corresponde al 80 % de la altura de diseño del tanque de agitación, esta altura corresponde a 910 mm.

$$D_t = H$$

$$H = 910 \text{ mm}$$

Se recomienda utilizar cuatro deflectores ubicados a 90° cada uno para aumentar la turbulencia durante el mezclado, por lo tanto, el ancho del deflector es:

$$S_5 = \frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$$

$$J = \frac{860 \text{ mm}}{12} = 71 \text{ mm}$$

## AII.6.1 SISTEMA DE AGITACIÓN

El cálculo de la potencia del agitador se realiza mediante la Ecuación 3.12 El coeficiente del impulsor  $K_m$ , se obtiene de bibliografía y corresponde a 1,27 en régimen turbulento para un impulsor con 4 palas inclinadas 45°, se recomienda un mezclado entre 20 a 150 rpm, se selecciona 100 rpm (Atiemo-Obeng, Penney y Armenante, 2004, p.362)

$$P = K_m \times \rho \times N^3 \times D_A^2$$

$$P = 1,27 \times 874,9 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \left(100 \frac{\text{rev}}{\text{min}} \times \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ s}}\right)^3 \times (0,38\text{m})^2 = 746,28 \text{ W} \cong 1\text{HP}$$

Se procede con la selección comercial del agitador, en la Figura AII. 1 se muestra las características del motor seleccionado.



#### Description

- 1 hp 100 RPM, 3.4/1.7 amps, 208-230/460 Volt 3 Phase
- Max Torque 522 inch pounds; Over Hung lbs. = 831
- Rotation = Reversible; Mounting = Horizontal, Vertical, or 90 angles
- Totally Enclosed Fan Cooled 208-230/460 Volts 60 HZ 3 Phase
- TEFC Enclosure; Shaft = 1.00" x 2.00"

Gearcase: Die-Cast Aluminum; Bearings: Ball; Mounting: Horizontal, Vertical, or 90 angles; Rotation: Reversible; Enclosure: TEFC

**Figura AII. 1** Motor con reducción a 100 rpm, potencia 1 HP  
(Electric-motor, 2017)

## ANEXO III

### DIMENSIONAMIENTO DEL SISTEMA DE ULTRAFILTRACIÓN

Se ha seleccionado mediante catálogo ( ) la membrana que cumple con los requerimientos para el proceso de ultrafiltración descrito en la Sección 3.2.

El requerimiento principal del sistema de ultrafiltración es una membrana con tamaño de poro de 30 kiloDalton, en la Tabla AIII. 1 se describe las características de la membrana seleccionada.

**Tabla AIII. 1** Especificaciones de la membrana Koch 3043-25-43-PM30

Descripción	Valor
Tamaño de poro	30 000 Da
Densidad de poro	43 000 x pulg <sup>2</sup>
Material de construcción	Polisulfona
Área de filtrado	2,3 m <sup>2</sup>
Presión máxima de operación	40,0 psi
Presión permeado operación normal	20,0 psi
Presión transmembrana	35,0 psi
pH de operación	1,5 a 13,0
Temperatura máxima de operación	60,0 °C

(Koch, 2012)

Mediante la Ecuación 3.13, se determina el Flux

$$FLUX = \frac{\text{Cantidad de sol. filtrada}}{\text{Unidad de área disponible}} = \frac{130,6kg}{0,8749kg/L} = 64,9 \frac{L}{m^2h} \times 1,2 = 77,8 \frac{L}{m^2h}$$

El valor del Flux tiene un valor de 65 L/m<sup>2</sup>h, se aplica un factor de seguridad correspondiente al 20 % y el nuevo Flux es de 78 L/m<sup>2</sup>h, Cheryan (2008), recomienda que el *FLUX* se encuentra entre 60 a 140 L./m<sup>2</sup>h (p.118).

En la Figura AIII.1 se observa la membrana 3043-25-PM30 correspondiente al catálogo. De la Figura AIII.2 se conocen las dimensiones de: conexión sanitaria de alimentación de 3 pulgadas, conexión del permeado de 1 ½ de pulgada, una longitud de 43 pulgadas y diámetro de 8 pulgadas.

La capacidad de la membrana con un FLUX de 78,0 L/m<sup>2</sup>h se calcula mediante la Ecuación AIII.1:

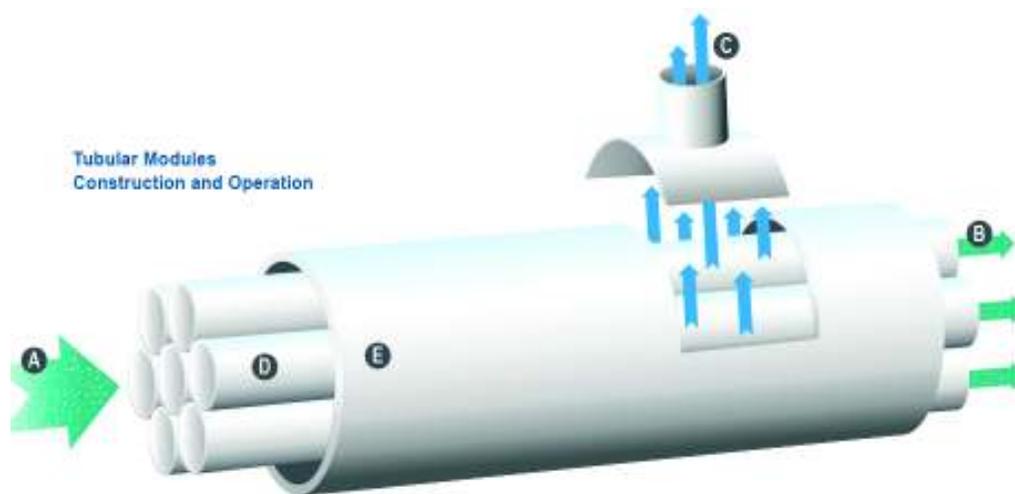
$$t_r = \text{Capacidad de la membrana} = \text{FLUX} \times A_{\text{activa}} \quad [\text{AIII. 1}]$$

$$Q = 78 \frac{\text{L}}{\text{m}^2\text{h}} \times 2,3 \text{ m}^2 = 179,4 \text{ L/h}$$

El tiempo de residencia en la membrana a operación normal se determina mediante la Ecuación AIII.2.

$$t_r = \frac{Q}{\text{Capacidad de la membrana}} \quad [\text{AIII. 2}]$$

$$tr = \frac{190 \text{ L}}{179,4 \frac{\text{L}}{\text{h}}} = 1,06 \text{ horas}$$



**Figura AIII.1** Operación de la de la membrana Koch 3043-25-43-PM30, A: flujo de alimentación; B: retenido; C: flujo permeado; D: membrana Tubular; E: polisulfona (Koch, 2012, p 14)

**PRODUCT DESCRIPTION**

**Membrane Polymer:** Polysulfone  
**Housing Construction:** Polysulfone  
**Seal/Potting Material:** Proprietary Epoxy Compound  
**Storage Solution:** Glycerin  
**Options:**  
**Membrane Type:** PM10, PM30, PM100, or PM500

**Regulatory and Quality Information:**

All cartridge components in contact with the process fluid have passed USP Class VI test guidelines.  
 Certificate of quality is included with each cartridge.  
 Change control notification procedures apply.

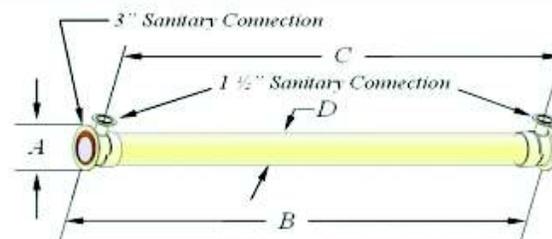
**PRODUCT SPECIFICATIONS**

Koch Part Number	Model	Membrane Type	MWCO (Daltons)	Membrane Area [ft <sup>2</sup> (m <sup>2</sup> )]	Fiber Diameter [mil (mm)]
0721107	3043-25-43-PM10	PM10	10,000	25 (2.3)	43 (1.1)
0721111	3043-25-43-PM30	PM30	30,000	25 (2.3)	43 (1.1)
0721109	3043-25-43-PM100	PM100	100,000	25 (2.3)	43 (1.1)
0721116	3043-25-43-PM500	PM500	500,000	25 (2.3)	43 (1.1)

**OPERATING AND DESIGN INFORMATION\***

**Maximum Inlet Pressure:** 40 psi (2.8 bar)  
**Maximum Transmembrane Pressure:** 35 psi (2.4 bar)  
**Maximum Operating Temperature (at pH 6.0):** 140°F (60°C)  
**Maximum Permeate Side Back Pressure:** 20 psi (1.4 bar)  
**Maximum Differential Pressure Feed Side:** 30 psi (2.1 bar)  
**Allowable pH:** 1.5 – 13.0 @ 130°F (54°C)  
**Maximum Total Chlorine (During Cleaning):** 200 ppm @ pH 10-10.5, 130°F (54°C), 0 ppm @ pH < 9.5

\* Consult KMS Process Technology Group for specific applications.

**NOMINAL DIMENSIONS**

Model	A inches (mm)	B inches (mm)	C inches (mm)	D inches (mm)	Permeate Connection	Process Connection
3043	4.0 (102)	43 (1092)	40 <sup>15/16</sup> (1040)	3 (76)	1 1/2" T/C	3" T/C

**Figura AIII.2** Catálogo de la de la membrana Koch 3043-25-43-PM30  
(Koch, 2012, p 1)

## ANEXO IV

### DISEÑO Y DIMENSIONAMIENTO DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN

#### AIV.1 DIÁMETRO Y ALTURA DE LA COLUMNA

Para el cálculo del diámetro de la columna, es necesario conocer la velocidad y el flujo de generación de vapor. Con el tiempo de diseño 4,5 h se determina un flujo medio de destilado que corresponde a 60,0 kg/h (Tabla AI.9).

Las propiedades físicas del metanol se presentan en la Tabla AIV. 1

**Tabla AIV. 1** Propiedades físicas del metanol

Propiedad física	Valor
*Densidad destilado líquido (62 °C) (88 % mol metanol)	786,00 kg/m <sup>3</sup>
**Densidad metanol vapor (62 °C)	1,19 kg/m <sup>3</sup>
***Tensión superficial metanol	19,00 dina/cm

\*Perry et al., 2008, p.2-211;

\*\* McCabe et.al, 2007, p.743;

\*\*\* Lange y Dean, 1999, p.1650

Se procede a determinar la velocidad del vapor por unidad de área mediante la Ecuación 3.24; el coeficiente de capacidad se obtiene de la Figura 3.10, el valor en x se obtiene de la Ecuación AIV.1.

$$\frac{L}{V} \left( \frac{\rho_V}{\rho_L} \right)^{0,5} \quad \text{[AIV. 1]}$$

Donde:

$\rho_l$  : densidad del líquido, (kg/m<sup>3</sup>)

$\rho_v$ : densidad del vapor, (kg/m<sup>3</sup>)

El valor para  $L/V$  se toma el máximo en el que opera la columna de destilación que corresponde a 0,678 (Tabla AI.5)

$$\frac{L}{V} \left( \frac{\rho_V}{\rho_L} \right)^{0,5} = 0,678 \left( \frac{1,19}{786} \right)^{0,5} = 0,026$$

El valor de  $K_v$  de la Figura 3.10 corresponde a 0,18

$$\hat{u}_v = 0,18 \left[ \frac{786,00 - 1,19}{1,19} \right]^{\frac{1}{2}} \left( \frac{19,00}{20,00} \right)^{0,2} = 4,57 \frac{\text{pies}}{\text{s}} = 1,39 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Para determinar el flujo de vapor se aplica la Ecuación AIV.2

$$V = D(R + 1) \quad [\text{AIV. 2}]$$

El valor del destilado corresponde a 60,0 kg/h (Tabla AI.9), el reflujo toma el valor máximo de la operación 2,1 (Tabla AI.5)

$$V = D(2,1 + 1,0)$$

$$V = \frac{60 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 3,1}{3 \ 600 \frac{\text{s}}{\text{h}} \times 1,19 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 0,043 \text{m}^3/\text{s}$$

El área transversal se calcula con la Ecuación AIV.3:

$$A_t = \frac{\text{Flujo de vapor}}{\text{Velocidad máxima de vapor por unidad de área}} \quad [\text{AIV. 3}]$$

$$A_t = \frac{0,043 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{1,39 \frac{\text{m}}{\text{s}}} = 0,031 \text{m}^2$$

El área de burbujeo se encuentra entre 0,6 a 0,8 del área total, para el diseño se tomó el valor de 0,7

$$A_{columna} = \frac{0,031 \text{ m}^2}{0,7} = 0,044 \text{ m}^2$$

El diámetro de la columna es:

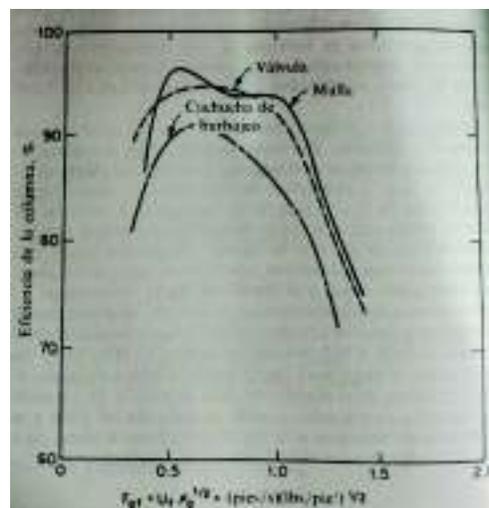
$$D_c = \left( \frac{4 \times 0,044}{\pi} \right)^{0,5} = 0,24 \text{ m} \cong 10 \text{ pulg}$$

## AIV.2 DISEÑO DEL INTERIOR DEL PLATO

El diseño de los internos del plato contempla: medio de contacto del gas y líquido (orificios, campanas de borboteo, válvulas), rebosadero o vertedero; y canales de descenso o bajantes.

### AIV.2.1 SELECCIÓN DEL PROMOTOR DE CONTACTO

En la Figura AIV. 1 se muestra el comportamiento de los platos para el sistema metanol-agua.



**Figura AIV. 1** Perfil de comportamiento de platos, sistema metanol-agua, columna diámetro 3,2 pies  
(Perry, et al., 1986, p 18-6)

Mediante la Ecuación AIV.4 se determina el eje x de la Figura IV.1 y se ingresa a la gráfica para determinar el factor  $F_{gt}$ .

$$F_{gt} = U_t \rho_g^{1/2} \quad [\text{AIV. 4}]$$

Donde:

$F_{gt}$ : factor F

$U_t$ : velocidad superficial del vapor por unidad de área, (pie/s), (Ecuación 3.24)

$\rho_g$ : densidad del vapor, (lb/pie<sup>3</sup>)

$$F_{gt} = 4,57 \frac{\text{pie}}{\text{s}} \times \left( \frac{1,19 \text{kg}}{\text{m}^3} \right)^{0,5} = 1,23 \left( \frac{\text{pie}}{\text{s}} \right) \left( \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3} \right)^{\frac{1}{2}}$$

Se observa de la Figura AIV.1 que los platos de orificios poseen una eficiencia de la columna del 91 % y es la mayor respecto a los otros tipos de platos, en bibliografía adicional recomiendan el uso de platos perforados para la separación de alcoholes (Bernal, 2011 p.199; King, 2003, p.603).

Con base en el anterior análisis, se selecciona como promotor de contacto líquido vapor los platos de tipo perforado, el tamaño de orificio recomendable es desde 1/8 a 1 pulgada y el valor usual es de 3/8 de pulgada equivalente a 9,5 mm; la disposición de las perforaciones seleccionada es tres en bolillo; el porcentaje de la relación área del orificio con el área activa se calcula mediante la Ecuación AIV.5.

El espesor para los internos de la columna es de 1 hasta 4,76 mm, lo usual es utilizar espesores de 2 mm, los cálculos se realizó mediante la Ecuación AIV.5 (Perry et al., 1986, p.18-9; Bernal, 2011, p. 202).

$$\frac{A_0}{A_A} = 0,905 \left( \frac{d_0}{p} \right)^2 \quad [\text{AIV. 5}]$$

Donde:

$A_0$ : área con orificios, (mm<sup>2</sup>)

$A_A$ : área activa, (mm<sup>2</sup>)

$d_o/p$ : relación diámetro de orificios y la distancia entre orificios, relación comercial 2 a 4, usual 4 Adimensional (Bernal, 2011, p.202)

$$\frac{A_0}{A_A} = 0,905(4)^2 = 14,5 \%$$

### AIV.2.1 DISEÑO DEL VERTEDERO

El vertedero seleccionado es de tipo circular, la altura del vertedero sobrepasa el nivel del plato, 0,5 a 1,0 diámetros del vertedero, para el diseño se asume 0,75 (Bernal, 2011, p. 200).

La distancia entre el vertedero a las paredes de la columna se encuentra definido en la Ecuación AIV.6 para el diseño se recomienda una relación de 0,25

$$t_r = d_r/D_t \quad \text{[AIV. 6]}$$

Donde:

$t_r$ : distancia desde la pared al rebosadero

$d_r$ : diámetro del rebosadero, (cm)

$D_t$ : diámetro de la columna, (cm)

Por lo tanto, el diámetro del rebosadero es:

$$d_r = 0,25D_t = 0,25 \times 0,24 \text{ m} = 0,06 \text{ m} \cong 2,4 \text{ pulgada}$$

La altura del vertedero es 4,5 cm que corresponde al 0,75 veces el diámetro del vertedero

## AIV.2.2 DISEÑO DEL BAJANTE

El bajante tiene una distancia de 0,6 veces del espaciamiento del plato, el espaciamiento del plato es de 9 pulgadas (Sección AIV.1), la altura del vertedero desde el plato superior es de 5,4 pulgadas, en la Tabla AIV. 2 se muestra un resumen del dimensionamiento de la columna de destilación.

**Tabla AIV. 2** Dimensiones de la columna de destilación T-3201

Parámetro	Valor
Diámetro de columna	240,00 mm
Número de etapas	5
Diámetro de bajante	60,00 mm
Altura del vertedero	45,00 mm
Altura del bajante	14,00 mm
Área total	0,045 m <sup>2</sup>
Área activa	0,031 m <sup>2</sup>
Espaciamiento de plato	228,70 mm
Diámetro de orificio platos	9,54 mm
Porcentaje de área con orificios	14,5%
Espesor de plato	2,00 mm
Relación espesor del plato perforado/ diámetro de orificio	0,21

## AIV.3 ANÁLISIS HIDRÁULICO DEL PLATO

### AIV.3.1 CAÍDA DE PRESIÓN POR LOS ORIFICIOS

La caída de presión viene dada por la Ecuación 3.27 y 3.28, la velocidad del vapor por las campanas se calcula mediante la Ecuación AIV.7, la velocidad del vapor se obtiene de la Ecuación 3.24 y el porcentaje de áreas de la Tabla AIV.2

$$u_o = \frac{\hat{u}_v}{\frac{A_0}{A_A}} \quad [\text{AIV. 7}]$$

$$u_o = \frac{1,39 \text{ m/s}}{0,145} = 9,58 \text{ m/s}$$

El coeficiente de descarga se obtiene de la Figura 3.13 el valor de  $x$  es 0,145 y la curva de intersección 0,2 estos datos se obtuvieron en el dimensionamiento de la columna, están presentes en la Tabla AIV.2, el valor del coeficiente de carga,  $C_o$  es 0,73. Los valores de densidad se encuentran en la Tabla AIV.1

$$h_d = 51,0 \left( \frac{9,58^2}{0,73^2} \right) \left( \frac{1,19}{786} \right) = 13,29 \text{ mm de metanol}$$

### AIV.3.1 CAÍDA DE PRESIÓN POR LA RETENCIÓN DE LÍQUIDO

La caída de presión por la retención del líquido corresponde a la altura del líquido que se encuentra en el plato por la cresta del vertedero.

De la Tabla AIV. 2, se conoce que la altura del vertedero es 45 mm, por lo tanto,  
 $h_w = 45,0 \text{ mm de metanol}$

La altura del líquido que se encuentra sobre el vertedero  $h_{ow}$  se calcula mediante la Ecuación 3,29; la cuerda del vertedero, en este caso corresponde al perímetro del vertedero, se presenta en la Ecuación AIV. 8

$$L_w = \pi d_0 \quad [\text{AIV. 8}]$$

Donde:

$L_w$ : longitud de la cuerda del vertedero, mm

$d_0$ : diámetro del vertedero, mm

Por lo tanto:

$$L_w = \pi(6,00 \text{ mm}) = 18,85 \text{ mm}$$

La relación L/V corresponde al valor de 2,1 disponible en la Tabla A1.5; la cantidad de vaporización es de 12,65 (Tabla A1.9), con estos datos se procede a determinar la cantidad de líquido existente en la columna.

$$L = \frac{2,1 \times 2,81 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} \times \frac{32 \text{ kg}}{1 \text{ kmol}} \times \frac{1 \text{ h}}{60 \text{ min}}}{786 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 0,004 \text{ m}^3/\text{min}$$

$$h_{ow} = 43,4 \left( \frac{0,004 \text{ m}^3}{0,019 \text{ m}} \right)^{2/3} = 15,44 \text{ mm de metanol}$$

Para determinar la caída de presión por el flujo del líquido se determina mediante la Ecuación 3.28.

$$h_l = \beta(h_w + h_{ow})$$

El coeficiente de aireación,  $\beta$ , corresponde a 0,7 para efectos de dimensionamiento (Bernald, 2011, p. 204)

$$h_l = 0,7(45,0 + 15,45) = 48,36 \text{ mm}$$

### AIV.3.2 CAÍDA DE PRESIÓN POR LA RETENCIÓN DE LÍQUIDO

La retención por la formación de espuma se calcula mediante la Ecuación 3.30.

$$h_r = \frac{1,25 \times 10^3}{786} = 15,90 \text{ mm de metanol}$$

La caída de presión en el bajante por la formación de espuma se calcula con la Ecuación 3.31,

$$L_{wd} = 2,1 \times 2,85 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} \times \frac{32 \text{ kg}}{1 \text{ kmol}} \times \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} = 0,053 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

$$h_b = 166 \left[ \frac{0,053}{786 \times 0,028} \right]^2 = 0,1 < 10$$

### AIV.3.3 CAÍDA DE PRESIÓN TOTAL DEL PLATO

La caída de presión total se determina a partir de la Ecuación 3.32

$$Z_c = 13,29 + 2 \times 0,7(45,00 + 15,44) + 15,90 + 0,10 = 113,90 \text{ mm de metanol}$$

Para determinar si el espaciamiento de los platos es el correcto se determina la columna media de volumen de líquido, para diseños conservadores se utiliza un valor de  $\phi$  de 0,5 (McCabe, et. al, 2007, p. 740)

$$Z_c = \frac{113,90}{0,5} = 227,81 \text{ mm} = 8,97 \text{ inch} < 9 \text{ inch}$$

$$\Delta P = 227,81 \text{ mm} \frac{1 \text{ m}}{1000 \text{ mm}} \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} 786 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 1754,77 \text{ Pa} = 0,017 \text{ atm}$$

### AIV.3.4 DIMENSIONAMIENTO DEL HERVIDOR TIPO CALDERÍN

El dimensionamiento del calderín consiste en determinar el área de transferencia de calor para su posterior construcción mediante la Ecuación AIV.9. Los valores: del flujo de calor; coeficiente global de transferencia y la temperatura media logarítmica fueron calculados a continuación

El flujo de calor determinado es de 125 784,28 kJ/h se observa en la Tabla Al.9.

El coeficiente global de transferencia U es 863,40 W/m<sup>2</sup>°C se determinó mediante la Ecuación [3.35] donde se consideró una ebullición nucleada de una solución alcohólica, cuyas propiedades fisicoquímicas se midieron (Tabla Al.1) y otras

propiedades se determinaron mediante bibliografía; El fluido que circula por el interior de los tubos es vapor húmedo al 10 %. El serpentín fue seleccionado en acero inoxidable AISI 304 cédula 40 (Bernal, 2011, p. 165).

La temperatura media logarítmica se determinó mediante la Ecuación AIV.9 con un valor de 67,62 °C.

Con estos valores el área de diseño fue de 0,64 m<sup>2</sup>.

A continuación, se detallan los cálculos de los valores, anteriormente descritos:

Las propiedades del líquido y vapor en el calderín se tomaron como referencia la composición media existente durante la operación de la columna que corresponde al 12 % del contenido de metanol, la temperatura de saturación se evaluó mediante el diagrama de temperatura de burbuja y rocío en función de la fracción molar del metanol que se muestra en la Figura AI.10.

El dimensionamiento inicia con el valor supuesto del coeficiente global de transferencia de calor para vaporizadores de vapor y compuestos orgánicos ligeros. Este valor se encuentra entre 500 a 1 000 W/m<sup>2</sup>°C por lo tanto se tomó como referencia de cálculo 800 W/m<sup>2</sup>°. Con este dato, se determinó el área de transferencia a partir de la Ecuación AIV.9; el calor suministrado al calderín es de 125 784 kJ/h, disponible en la Tabla AI.9 (Sinnot y Towler, 2013, p.817).

$$A = \frac{Q}{U\Delta T} \quad \text{[AIV. 9]}$$

EL vapor saturado ingresa al serpentín y condensa a la temperatura de 120 °C, la mezcla inicial existente en el hervidor se calienta hasta la temperatura de ebullición que corresponde a los 66,0 °C e inicia la evaporación a presión constante. La temperatura media logarítmica se determina mediante la Ecuación AIV.10

$$LMTD_{sensible} = \frac{(\Delta T1 - \Delta T2)}{\ln \frac{\Delta T1}{\Delta T2}} \quad [\text{AIV. 10}]$$

La temperatura  $\Delta T1$  corresponde a la diferencia de temperaturas entre la temperatura de la mezcla al inicio de la destilación (18 °C) y la temperatura de condensación del vapor, que tiene un valor de 102 °C

La temperatura  $\Delta T2$  corresponde a la diferencia de temperaturas entre la temperatura de ebullición de la mezcla al finalizar la operación (78 °C) y la temperatura de condensación del vapor, tiene un valor de 42 °C

La temperatura media logarítmica se obtiene al remplazar las temperaturas de los terminales de entrada y de salida del intercambiador de calor en la Ecuación AIV.10

$$LMTD_{sensible} = \frac{(102 - 42)}{\ln \left( \frac{102}{42} \right)} = 67,62$$

El área de transferencia se determina mediante la Ecuación AIV.9

$$A = \frac{125\,784 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} \times \frac{1\,000 \text{ J}}{1 \text{ kJ}} \times \frac{1 \text{ h}}{3\,600}}{800 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}} \times 67,62 \text{ } ^\circ\text{C}} = 0,64 \text{ m}^2$$

El área de transferencia de calor calculada corresponde a 0,66 m<sup>2</sup>; se ha seleccionado un tubo de acero inoxidable de 4 metros de longitud, mediante la Ecuación AIV.11 se determina el diámetro del intercambiador de calor.

$$At = \pi DoL \quad [\text{AIV. 11}]$$

Despejando el diámetro del tubo y remplazando los valores se tiene:

$$Do = \frac{At}{\pi L} = \frac{0,64 \text{ m}^2}{\pi (4,4 \text{ m})} = 0,46 \text{ m} \cong 2''$$

Con el diámetro del tubo se calculan los coeficientes de transferencia de calor. Por el interior del tubo circula vapor de agua y en el exterior se produce la evaporación nucleada.

Coefficiente de evaporación nucleada mediante la Ecuación 3.36

$$h_{eb} = 1,22 \left[ \frac{K_L^{0,79} C p_L^{0,45} \rho_L^{0,49}}{\sigma^{0,5} \mu_L^{0,29} \lambda^{0,24} \rho_v^{0,24}} \right] (T_w - T_s)^{0,24} (P_w - P_s)^{0,75}$$

Donde:

- $h_{eb}$ : coeficiente de ebullición nuclear, (W/m<sup>2</sup>°C),  
 $K_L$ : 0,52 (W/m°C),  
 $C p_L$ : 3 970, (J/kg°C),  
 $\rho_L$ : 926,5 (kg/m<sup>3</sup>),  
 $\mu_L$ : 1,85 x 10<sup>-4</sup>, (N s/m<sup>2</sup>),  
 $\lambda$ : 2 131,54 x 10<sup>3</sup> (J/kg),  
 $\sigma$ : 0,0486 N/m  
 $\rho_v$ : 1,24 (kg/m<sup>3</sup>),  
 $T_w$ : 120 °C suministro de vapor del caldero a 2,6 bar  
 $T_s$ : 78 °C  
 $P_w$ : 0,82 x10<sup>5</sup> (N/m<sup>2</sup>)  
 $P_s$ : 0,68 x10<sup>5</sup> (N/m<sup>2</sup>)

Por lo tanto,

$$h_{eb} = 0,00122 \left[ \frac{0,52 \frac{W}{m^{\circ}C}^{0,79} \cdot 3\,970 \frac{J}{kg^{\circ}C}^{0,45} \cdot 926,5 \frac{kg}{m^3}^{0,49}}{0,0486 \frac{N}{m}^{0,5} \cdot 1,85 \times 10^{-4} \frac{Ns}{m^2}^{0,29} \cdot 2\,131,54 \times 10^3 \frac{J}{kg}^{0,24} \cdot 1,24 \frac{kg}{m^3}^{0,24}} \right]$$

$$h_{eb} = 0,00122 \left[ \frac{706,07}{0,634} \right] (120 - 68)^{0,24} \cdot (8,2 \times 10^4 - 6,8 \times 10^4)^{0,75}$$

$$h_{eb} = 4\,439,82 \frac{W}{m^2^{\circ}C}$$

En ebullición nucleada, el máximo flujo de calor permisible se conoce como “flujo de calor crítico” y se determina mediante la Ecuación 3.37.

$$q_c = 0,131\lambda[\sigma g(\rho_L - \rho_v)\rho_v^2(P_w - P_s)^{0,24}]^{0,25}$$

Donde:

$q_c$ : flujo de calor crítico por unidad de área, (W/m<sup>2</sup>)

$\lambda$ : calor latente, (J/kg)

$\sigma$ : tensión superficial, (N/m)

$g$ : aceleración de la gravedad, (m<sup>2</sup>/s)

$\rho_L$ : densidad del líquido, (kg/m<sup>3</sup>)

$\rho_v$ : densidad del vapor, (kg/m<sup>3</sup>)

$P_w$ : presión de saturación correspondiente a la temperatura de pared, (N/m<sup>2</sup>)

$P_s$ : presión de saturación a  $T_s$ , (N/m<sup>2</sup>)

Remplazando:

$$q_c = 0,131(2\ 131,53 \times 10^3 [0,0468 \cdot 9,8(926,54 - 1,24)1,24^2(1,4 \times 10^4)^{0,24}]^{0,25}$$

$$q_c = 1,45 \times 10^6 \frac{W}{m^2}$$

Al multiplicar por el área de transferencia se obtiene el flujo de calor crítico, por lo tanto:

$$Q_c = 1,45 \times 10^6 \frac{W}{m^2} \times 0,64 m^2 = 928\ 000 W$$

Se comprueba que el flujo de calor crítico es mayor al flujo de calor requerido, por lo tanto, el mecanismo de ebullición utilizado es el correcto.

$$q_{eb} = h_{eb}(T_w - T_s) = 4\ 439,82 \times (120 - 68) = 230\ 877 \frac{W}{m^2}$$

A continuación, se determina el coeficiente de transferencia de calor por los tubos, el fluido que circula es vapor al 90 %, este empieza a condensar en el calderín, la masa de vapor que circula corresponde a 45,85 kg/h (Tabla A1.10). El coeficiente de transferencia de calor se evalúa por medio del coeficiente de carga de condensado por tubo horizontal (Ecuación 3.38), las propiedades se evalúan a temperatura de saturación del vapor 120,0 °C, los valores se obtuvieron de tablas de vapor

$$h_c = 0,76 K_l \left[ \frac{\rho_L (\rho_L - \rho_v) g}{\mu_L \Gamma} \right]^{1/3}$$

Para utilizar la Ecuación [3.38] primero se debe calcular la carga de condensación en tubos horizontales, mediante la Ecuación AIV.12.

$$\Gamma = \frac{Wc}{LN} \quad \text{[AIV. 12]}$$

Donde:

$Wc$ : cantidad de condensado, kg/s

$L$ : longitud característica, (longitud de los tubos, m)

$N$ : número de tubos

Remplazando los valores en la Ecuación AIV.12 se tiene:

$$\Gamma = \frac{45,85 \text{ kg}}{h} \times \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} = 0,0032 \frac{\text{kg}}{\text{ms}}$$

A continuación, se remplaza los valores y se calcula el coeficiente de transferencia de calor por condensación horizontal en tubos, el fluido que circula por los tubos es vapor de agua húmedo 90% a 2,6 bar (Ecuación 3.38).

$$h_c = 0,76 (0,68) \left[ \frac{941 (941 - 1,18) 9,8}{6,64 \times 10^{-4} \cdot (0,0032)} \right]^{1/3}$$

$$h_c = 8\,257,18 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}$$

Se procede a calcular el coeficiente global de transferencia de calor por medio de la Ecuación 3.35 La resistencia de ensuciamiento para el vapor es de  $0,0006 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}$  y para vapores orgánicos ligeros es de  $0,0002 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}$  (Sinnot y Towler, 2013, p. 1215)

$$U_D + R_{ij} > U_o$$

El diámetro externo del tubo de 2 pulgadas cédula 40 es de 60,30 mm con un espesor de 3,91 mm (AceroCenter, 2017).

La conductividad térmica es de  $21,3 \text{ W/m} \cdot \text{K}$  a  $400 \text{ }^\circ\text{K}$  (Incropera y DeWitt, 2004)

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{8\,257,18} + \frac{1}{4\,439,82} + 0,0006 + 0,0002 + \frac{0,0603 \ln\left(\frac{60,30}{56,39}\right)}{2(21,3)}$$

$$U_D = 814,18 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}$$

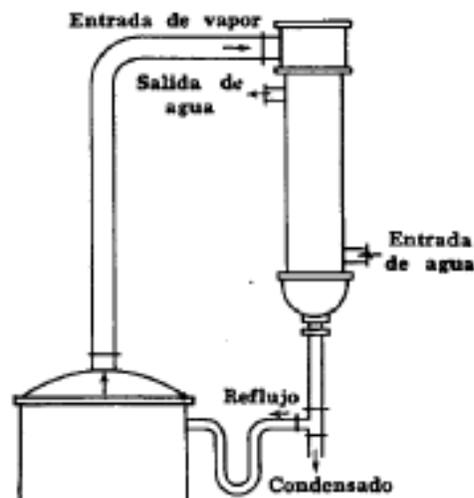
El coeficiente global de diseño determinado es mayor al U asumido por lo que se acepta el diseño del calderín con un tubo de 4,0 m de longitud de 2" de diámetro ubicado en el interior del hervidor, se recomienda que se encuentre a la altura de 1,0 a 1,5 D desde el piso, eso quiere decir que se ubica a 5,0 cm sobre la base del calderín, en la Tabla AIV. 3 se muestra las especificaciones y dimensiones del intercambiador de calor (Bernald, 2011, p. 224).

**Tabla AIV. 3** Dimensionamiento del serpentín de calentamiento

Parámetro	Valor
Material	Acero inoxidable AISI 304
Diámetro de tubo	2,0 pulgadas cédula 40
Longitud de tubo	4,0 m
Coefficiente global de diseño	814,18 W/m <sup>2</sup> °C
Disposición	Cuadrada
Altura desde la superficie del calderín	50,0 mm

### AIV.3.5 DIMENSIONAMIENTO DEL CONDENSADOR

Para disminuir costos de implementación y área de instalación se sugiere que el condensador esté, dividido en dos equipos el primero se encontrará como otro plato en la columna, en esta etapa se condensará la cantidad de reflujo necesario y se aprovechará el efecto de la gravedad para suministrar el líquido necesario a la columna de destilación como se muestra en la Figura AIV.2.



**Figura AIV.2** Disposición de condensador parcial, reflujo por gravedad  
(Kern, et al., 1999, p 312)

El calor removido por el condensador parcial es la diferencia entre la energía necesaria para condensar la cantidad de masa vaporizada 12,65 kmol y la cantidad

de energía necesaria para condensar el destilado 8,90 kmol, esta cantidad corresponde a 3,75 kmol que debe condensar durante las 4,5 horas de operación.

El flujo de calor del condensador parcial es de 30 585,42 kJ/h (Tabla AI.9). Para remover el calor se utiliza agua de enfriamiento a 4 °C y se recomienda que la temperatura del agua de salida sea inferior a 25 °C para la correcta operación de la unidad de enfriamiento.

El vapor condensable del destilado se encuentra a una temperatura de saturación de 61,5°C.

La temperatura media logarítmica se determina mediante la Ecuación AIV.10:

$$LMTD = \frac{(57,5 - 36,5)}{\ln\left(\frac{57,5}{36,5}\right)} = 46,21$$

El coeficiente global de transferencia para condensadores de líquidos orgánicos con agua de refrigeración se encuentra entre valores de 700 a 1 000 W/m<sup>2</sup>°C (Sinnot & Towler, 2013, p.820)

El área de condensación se determina mediante la Ecuación AIV.8 y AIV.9

$$A = \frac{30\,463,07 \frac{KJ}{h} \frac{1000 J}{1KJ} \times \frac{1h}{3600}}{800 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C} (46,21 \text{ } ^\circ C)} = 0,24 \text{ m}^2$$

Con el área determinada de 0,24 m<sup>2</sup> y las temperaturas de los fluidos, se busca en catálogo el intercambiador de calor de tubos y coraza que sirva como condensador y permita una operación en el rango de temperaturas determinado.

La masa de agua de enfriamiento es 349,0 kg/h a una temperatura de 4°C

En la Figura AIV. 3 se presenta el diagrama del intercambiador de tubos y coraza seleccionado, en la Figura AIV. 4 se observa las características del intercambiador seleccionado.

El intercambiador de calor seleccionado es el modelo EVC 2"-1 F que permite condensar flujos de vapor hasta 50 kg/h, con un flujo de transferencia de 31 kW y permite el flujo de agua de enfriamiento de 1 350 kg/h, la longitud del intercambiador de calor es de 0,41 m, diámetro de coraza es 2 pulgada con 8 tubos de 12 mm de diámetro.



**Figura AIV. 3** Vista frontal condensador Parcial EVC-1F  
(SpiraxSarco., 2015, p 3)

Intercambiador de calor	Caudal de vapor (kg/h)	Potencia (kW)	Caudal agua (kg/h) 50 a 70°C*	Entrada máx. de vapor 15 m/s	Conexión condensado	Conexión camisa
EVC 1½" - 1F	30	18,7	804	DN32	DN15	DN40
EVC 2" - 1F	50	31,3	1350	DN40	DN15	DN50
EVC 3" - 1F	75	46,9	2020	DN65	DN15	DN80
EVC 3" - 1F	100	62,5	2690	DN65	DN15	DN80
EVC 4" - 1F	200	125,0	5370	DN80	DN25	DN100
EVC 6" - 1F	300	187,5	8060	DN100	DN25	DN150
EVC 10" - 1F	500	312,5	13400	DN150	DN40	DN250
EVC 10" - 1F	750	468,7	20100	DN150	DN40	DN250

**Figura AIV. 4** Características condensador Parcial EVC-1F  
(SpiraxSarco., 2015, p 3)

El coeficiente de transferencia de calor se evalúa por medio del coeficiente de carga de condensado por tubo horizontal (Ecuación 3.38), las propiedades se evalúan a temperatura de saturación del vapor 61,5°C.

$$h_c = 0,76 K_L \left[ \frac{\rho_L (\rho_L - \rho_v) g}{\mu_L \Gamma} \right]^{1/3}$$

Donde:

$h_c$ : coeficiente de condensación, (W/m<sup>2</sup>°C)

$K_L$ : 0,42 (W/m°°C)

$\rho_L$ : 786 (kg/m<sup>3</sup>)

$\mu_L$ : 4,85 x 10<sup>-4</sup>, (N s/m<sup>2</sup>)

$\rho_v$ : 1,18 (kg/m<sup>3</sup>)

El valor de la carga de condensación se calcula mediante la Ecuación 3.38; la cantidad de condensado en reflujo es de 3,75 kmol/batch o 106,21 kg por batch lo que equivale a 23,57 kg/h.

$$\Gamma = \frac{\frac{23,57 \text{ kg}}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}}}{0,41(8)} = 0,011 \frac{\text{kg}}{\text{m s}}$$

Con el valor de la carga de condensado, reemplazamos los valores:

$$h_c = 0,76 (0,42) \left[ \frac{786 (786 - 1,18) 9,8}{4,24 \times 10^{-4} \cdot (0,0011)} \right]^{1/3}$$

$$h_c = 8\,569,22 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \text{°C}}$$

El coeficiente de transferencia de calor por los tubos, agua se determina mediante la Ecuación AIV.13, la masa de agua que circula es de 349 kg/h (Tabla AI.10)

$$h_i = \frac{Nu \cdot k}{L_c} \quad [\text{AIV. 13}]$$

Donde:

Nu: número adimensional Nusselt

K: constante de conductividad térmica (W/mK)

L<sub>c</sub>: longitud característica en este caso diámetro de los tubos

El número de Nusselt, se calcula mediante la Ecuación AIV.14.

$$Nu = 0,45 \cdot Re^{2/3} \cdot Pr^{1/3} \quad [\text{AIV. 14}]$$

Donde:

Re: número adimensional Reynolds

Pr: número adimensional Prandtl

De bibliografía se conoce de que Pr es 8,81 entre la temperatura de 4 y 25 °C (Incropera y Deett, 1999, p.846)

Se procede a calcular el número de Reynolds mediante la Ecuación AIV.15

$$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot D}{u} \quad [\text{AIV. 15}]$$

Donde:

$\rho$ : densidad del fluido, (kg/m<sup>3</sup>)

$v$ : velocidad del fluido, (m/s) Ecuación [AIV. 16]

$D$ : longitud característica en este caso el diámetro interno

$u$ : viscosidad, (N s/m<sup>2</sup>)

$$v = \frac{m}{\rho \cdot A_f} \quad [\text{AIV. 16}]$$

Donde:

$m$ : masa de fluido, (kg/s)

$A_f$ : área anular por donde circula el fluido, (m<sup>2</sup>)

$\rho$ : densidad del fluido, (kg/m<sup>3</sup>)

$$v = \frac{349 \frac{kg}{h} \frac{1 h}{3600 s}}{998 \frac{kg}{m^3} \cdot \frac{\pi(0,508^2 - 8 \cdot 0,012^2)}{4} m^2} = 1,76 \frac{m}{s}$$

$$Re = \frac{998 \cdot 1,76 \cdot 0,012}{959 \times 10^{-6}} = 21\,978,3$$

Remplazando los valores en la Ecuación AIV.14 se tiene:

$$Nu = 0,45(21\,978,3)^{2/3} \cdot (8,81)^{1/3} = 729,25$$

Remplazando los valores en la Ecuación AIV.13 se tiene:

$$h_i = \frac{729,25 \cdot 0,598}{0,12} = 3\,634,08 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}$$

Se procede a calcular el coeficiente global de transferencia de calor por medio de la Ecuación 3.35. La resistencia de ensuciamiento para el vapor es de  $0,0008 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}$  (Sinnot y Towler, 2013, p. 1215)

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{3\,634,08} + \frac{1}{8\,569,22} + 0,0008$$

$$U_D = 839,02 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}$$

El valor del coeficiente global de ensuciamiento es mayor al asumido por lo que se acepta el diseño.

### AIV.3.6 DIMENSIONAMIENTO DEL CONDENSADOR

El intercambiador de calor E-3201 que se dimensionó es un intercambiador de calor de tipo placas con flujo en contracorriente, con 13 placas del modelo P0, con un

área de transferencia de 0,31 m<sup>2</sup>, la temperatura media logarítmica es: 42,62 °C, que permite remover un flujo de calor de: 77 882,52 kJ/h. A continuación, se presenta los cálculos que se realizaron en el dimensionamiento del intercambiador.

Los equipos de condensación requieren equipos con gran área de transferencia, o disposición de alimentación en flujo cruzado, en el mercado existen intercambiadores de calor de placas con altos coeficientes globales de transferencia que permiten obtener áreas pequeñas, son utilizados en procesos a pequeña escala o cuando se desea inocuidad, son muy utilizados en la industria alimenticia y farmacéutica (Sinnot & Towler, 2013, p.820).

El flujo de calor es de 77 882,52 kJ/h y el agua de enfriamiento de 0,25 kg/s, estos valores se obtienen de la Tabla AI.9 y Tabla AI.10 respectivamente.

#### **AIV.3.6.1 Cálculo de la temperatura média logarítmica**

Se prosigue a determinar la temperatura media logarítmica de la Ecuación AIV.10, la alimentación se realiza en flujo cruzado.

Temperatura de entrada del agua “chiller”, (t1) 4°C

Temperatura de salida del destilado, temperatura de saturación, (T2) 61,5°C

Temperatura de entrada del destilado, temperatura de saturación (T1) 61,5°C

Temperatura de salida del agua máxima recomendada, (t2) 25°C

La temperatura media logarítmica se determina mediante la Ecuación AIV.10:

$$LMTD = \frac{(57,5 - 36,5)}{\ln\left(\frac{57,4}{36,5}\right)} = 46,21$$

### AIV.3.6.2 Cálculo del área de transferencia de calor

De acuerdo con los coeficientes globales para agua vs agua o vapor el coeficiente de transferencia se encuentra entre 1 500 a 2 000 W/m<sup>2</sup>°C para placas normales (Tabla AIV.3), se prosigue a calcular el área de transferencia mediante la Ecuación AIV.9, se asume un coeficiente global de 1 700 W/m<sup>2</sup>°C

En la Tabla AIV. 4 se muestra las características del intercambiador de calor de tipo placas

**Tabla AIV. 4** Coeficientes de transferencia de calor, intercambiadores de calor tipo placas

Operación	Lado 1	Solución acuosa	Vapor solvente orgánico	Agua 40 °C
	Lado 2	Agua o vapor	Agua o vapor	Agua o vapor
Propiedades físicas del fluido	<i>u</i> (cst)	50	100	0,6
	K (W/m°C)	1,422	0,418	2,259
	Cp (J/kg°C)	3 974,8	2 092	4 184
Coeficiente global U= W/m <sup>2</sup> °C				
Placas corrugadas		1 050 - 1 200	1 860 - 2 100	3 130 - 3 950
Placas normales		700 – 820	1 500 – 2 000	3 000 – 3 700
Velocidad de flujo (m/s)		0,6 - 0,8	0,9 - 1,1	NA
Caída de presión kPa/HTU		100 – 200	26 – 32	14,7 - 29,4

(Coditer, 2016, p4)

El área de transferencia se determina mediante la Ecuación AIV.9, se reemplaza valores, por lo tanto:

$$A = \frac{77\,882,52 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} \frac{1\,000\text{ J}}{1\text{kJ}} \times \frac{1\text{h}}{3600}}{1\,700 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{°C}} (46,2\text{ °C})} = 0,27 \text{ m}^2$$

Para los siguientes cálculos de: número de unidades de transferencia NTU, área de transferencia, coeficientes peliculares, es necesario conocer las dimensiones de los distintos intercambiadores de calor existentes en el mercado local.

En la Tabla AIV. 5 se muestran las características del intercambiador de calor de tipo placas normales.

**Tabla AIV. 5** Especificaciones técnicas, intercambiadores de calor tipo placas

Tipo	P 20	P 0	P 2	P 5
Ancho mm	280,00	180,00	320,00	350,00
Área de intercambio de calor/placa (m <sup>2</sup> )	0,031	0,012	0,120	0,140
Número máximo de placas	175	75	250	200
Área máxima de intercambio de calor/placa (m <sup>2</sup> )	5,40	2,40	30,00	28,00
Flujo por canal (m <sup>3</sup> /h)	0,05 - 0,15	0,14 - 0,25	0,45 - 0,70	0,36 - 0,90
Flujo total máximo (m <sup>3</sup> /h)	2,50	11,00	50,00	16,00
Presión máxima de diseño atm	10,00	16,00	10,00	12,00

(Coditer, 2016, p6)

### AIV.3.6.3 Cálculo de número de unidades de transferencia

El número de unidades de transferencia NTU para cada fluido se determina mediante las Ecuaciones AIV.17.

$$NTU = \frac{\lambda}{C_p \cdot LMTD}$$

[AIV. 17]

Donde:

NTU: número de unidades de transferencia

LMTD: Temperatura media logarítmica

$\lambda$ : calor latente de vaporización, (J/kg)

$C_p$  : capacidad calórica a presión constante, (J/kg°C),

Remplazando los valores de la Ecuación AIV.17:

$$NTU = \frac{2\,131,53 \times 10^3 \text{ J/kg}}{4\,184 \frac{\text{J}}{\text{kg}^\circ\text{C}} \cdot (46,2)} = 11 \text{ NTU}$$

#### AIV.3.6.4 Cálculo del coeficiente global de transferencia de calor

Para realizar el cálculo del coeficiente global de transferencia se seleccionó el intercambiador de calor P0. Se determina el número de placas con el área anteriormente calculada, por medio de la Ecuación AIV.18

En la Tabla AIV. 6 se indican las características del intercambiador de calor de tipo placas.

**Tabla AIV. 6** Dimensiones del intercambiador de calor tipo placas modelo P0BF

Modelo, bastidor	P0-BF
Altura, H, (mm)	380,00
Ancho, W, (mm)	180,00
Distancia entre placa b, (mm)	2,75
Espesor de placa x, (mm)	0,60
Máxima presión, (barg)	16,00

(Coditer, 2016, p.8)

El número de placas que debe tener el intercambiador de calor se calcula mediante la Ecuación AIV.18.

$$N_p = \frac{A_0}{2A_p} \quad \text{[AIV. 18]}$$

Donde:

$N_p$ : número de placas

$A_0$ : área requerida

$A_p$ : área de transferencia de canal

Reemplazando los valores en la Ecuación AIV.18, y el área de referencia del intercambiador de calor de placas modelo P0 (Tabla AIV. 5)

$$N_p = \frac{0,27}{2(0,012)} = 11,25 \cong 12 \text{ placas}$$

- **Coefficiente pelicular del agua por las placas**

El número de placas es igual al número de placas calculadas por el método NTU; a continuación, se presenta la Ecuación AIV.19 que permite determinar el coeficiente pelicular en régimen turbulento para el agua de enfriamiento

$$h_{H2O} = 0,2546 \frac{K}{D_c} \cdot (Re)^{0,68} \cdot (Pr)^{0,59} \quad \text{[AIV. 19]}$$

Donde:

$K$ : constante de conductividad térmica, (W/mK)

$D_c$ : diámetro equivalente, (2 b); b distancia entre placas

$Re$ : número adimensional Reynolds

$Pr$ : número adimensional Prandtl

La velocidad de fluido para el agua se calcula, mediante la Ecuación AIV.16; el área de flujo corresponde al número de placas  $N_p$  por el canal de flujo del intercambiador (W) y la distancia entre placas (b).

$$v = \frac{887,25 \frac{kg}{h} \frac{1 h}{3600 s}}{998 \frac{kg}{m^3} \cdot ((0,18m \cdot 2,75 \cdot 10^{-3})11)m^2} = 0,045 \frac{m}{s}$$

Se procede a determinar el número de Reynolds mediante la Ecuación AIV.15:

$$Re = \frac{998 \times 0,045 \times 0,012}{959 \times 10^{-6}} = 56\,815,8$$

Para obtener el coeficiente pelicular del agua de enfriamiento se sustituyen los valores de la Ecuación AIV.19

$$h_c = 0,2546 \times (56\,815,8)^{0,68} \times (21)^{0,59} = 2\,624,28 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}$$

- **Coeficiente pelicular de condensación**

El coeficiente pelicular por condensación en intercambiadores de calor tipo placas se determina mediante la Figura 3.38, a continuación, se determina el número de Reynolds para el destilado, primero se calcula el coeficiente de condensación (Ecuación 3.38). La masa de destilado es de 60 kg/h (Tabla AI.9).

$$\Gamma = \frac{\frac{60 kg}{h} \times \frac{1 h}{3600 s}}{(0,18 m \times 2,75 \times 10^{-3})11} = 3,06 \frac{kg}{m s}$$

La Ecuación AIV.20 permite determinar el número de Reynolds:

$$Re = \frac{4\Gamma}{\mu_L} \quad [AIV. 20]$$

Reemplazando los valores se tiene:

$$Re = \frac{4(3,06)}{1,85 \times 10^{-4}} = 6\,618,20$$

De la Figura 3.14 el corte del eje de las y corresponde a 1,6; el coeficiente pelicular se determina mediante la Ecuación AIV.21.

$$\phi = \left( \frac{h_c}{k_L} \right) \left[ \frac{u_L^2}{(\rho_l - \rho_v)g} \right]^{1/3} \quad [\text{AIV. 21}]$$

Las propiedades del destilado se determinan a temperatura de saturación 61,5 °C, despejando el coeficiente pelicular y remplazando los valores se tiene:

$$1,6 = \left( \frac{h_c}{0,52} \right) \left[ \frac{(1,85 \times 10^{-4})^2}{(812 - 1,19)9,8} \right]^{1/3}$$

$$h_c = 5\,111,81 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}$$

- **Coeficiente global de transferencia de calor**

Se calcula el coeficiente global de transferencia de calor, por medio de la Ecuación 3.35 La resistencia de ensuciamiento para un sistema vapor orgánico - agua de enfriamiento es  $1,0 \text{ E-}5 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}$  (Coditer, 2016, p. 6)

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{2\,642,28} + \frac{1}{5\,111,81} + 0,0001$$

$$U_D = 1\,712,1 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}$$

El coeficiente global de diseño  $1\,712 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ C$  es mayor al coeficiente global supuesto en el diseño  $1\,700 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ C$ , por lo que se acepta el intercambiador de calor, por ser procesos de cambio de fase, la caída de presión no es un parámetro de diseño (Kern, 1999, p.214)

Se aplica un 20 % de sobredimensionamiento en el área de transferencia y se necesita un intercambiador de calor de placas modelo P0 de 13 placas.

## ANEXO V

### DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPOS SECUNDARIOS

#### AV.1 DIMENSIONAMIENTO DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR E-3101

El intercambiador E-3101 permite enfriar la solución de desecho tipo B después del acondicionamiento de pH, de 30 a 10 °C para lograr condiciones de operación previas al proceso de ultrafiltración. En el proceso se remueven 11 436,5 kJ por cada 171,00 kg de solución (Sección AI.4).

Se utilizó un intercambiador de calor de placas con un coeficiente global de transferencia de 705,00 W/m<sup>2</sup>°C y un área de transferencia de 0,46 m<sup>2</sup> con alimentación de flujo tipo cruzado que permite una temperatura media logarítmica de 20,0 °C, a continuación, se presenta los cálculos del dimensionamiento.

El calor por retirar en el condensador es de 11 436,50 kJ, el tiempo de diseño corresponde al tiempo estimado de operación 0,5 h (Tabla 4.2), incluye el tiempo de bombeo y enfriamiento

$$\frac{Q_{E-3101}}{t} = -\frac{11\,436,5\text{ kJ}}{0,5\text{ h}} = -22\,873,0\frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

El cálculo de masa de agua de enfriamiento se muestra a continuación, Ecuación AI.9:

$$m_{\text{agua}} = 130,28\frac{\text{kg}}{\text{batch}} \times \frac{1\text{ batch}}{0,5} = 260,56\frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{1\text{ h}}{3\,600\text{ s}} = 0,072\frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

#### AV.1.1 CÁLCULO DE TEMPERATURA MEDIA LOGARÍTMICA

El intercambiador de calor permite llegar a condiciones de operación previas a la ultrafiltración, operación en flujo en contracorriente.

Temperatura de entrada del agua “chiller”, ( $t_1$ ) 4°C

Temperatura de entrada del destilado ( $T_1$ ) 30 °C

Temperatura de salida del destilado, tanque TK-3102 ( $T_2$ ) 10°C

Temperatura de salida del agua, temperatura máxima operación “chiller” ( $t_2$ ) 25°C

La temperatura media logarítmica, se determina por medio de la Ecuación AIV.10

$$LMTD_{sensible} = \frac{(26 - 15)}{\ln\left(\frac{26}{15}\right)} = 20 \text{ } ^\circ\text{C}$$

De acuerdo con los coeficientes globales para agua vs agua o vapor el coeficiente de transferencia se encuentra entre 700 a 820 W/m<sup>2</sup>°C para placas normales. Se seleccionó 750 W/m<sup>2</sup>°C como coeficiente supuesto (Tabla AIV. 4).

$$A_p = \frac{22\,873,0 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} \frac{1000 \text{ J}}{1 \text{ kJ}} \times \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}}}{700 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}} (20 \text{ } ^\circ\text{C})} = 0,45 \text{ m}^2$$

## AV1.2 CÁLCULO DE NÚMERO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA

El número de unidades de transferencia NTU, para cada fluido se determina mediante las Ecuaciones AV.1

$$NTU = \frac{T_1 - T_2}{LMTD}; \frac{t_2 - t_1}{LMTD} \quad [\text{AV.1}]$$

Donde:

NTU: número de unidades de transferencia

LMTD: temperatura media logarítmica

$T_1$ : temperatura de entrada fluido caliente, (°C)

$T_2$ : temperatura de salida fluido caliente, (°C)

$t_1$ : temperatura de entrada fluido frío, (°C)

$t_2$ : temperatura de salida fluido frío, (°C)

Remplazando los valores de la Ecuación AV.1 para el fluido caliente y fluido frío, respectivamente:

$$NTU = \frac{30 - 10}{20} = 1,00 \text{ NTU}$$

$$NTU = \frac{25 - 4}{20} = 1,05 \text{ NTU}$$

### AV1.3 CÁLCULO DE NÚMERO DE PLACAS DEL INTERCAMBIADOR

Remplazando los valores del área de referencia del intercambiador de calor de placas modelo P0 en la Ecuación AIV.18 (Tabla AIV. 5).

$$N_p = \frac{0,45}{2(0,012)} = 18,75 \approx 19 \text{ placas}$$

- **Coefficiente pelicular del agua por las placas**

La velocidad de fluido para el agua se determina mediante la Ecuación AIV.16, el área de flujo corresponde al número de placas  $N_p$  por el canal de flujo del intercambiador ( $W$ ) y la distancia entre placas ( $b$ ).

$$v = \frac{260,56 \frac{kg}{h} \times \frac{1 h}{3600 s}}{998 \frac{kg}{m^3} \times ((0,018m \times 2,75 \times 10^{-3})19)m^2} = 0,08 \frac{m}{s}$$

Se procede a determinar el número de Reynolds mediante la Ecuación AIV.15:

$$Re = \frac{998 \times 0,08 \times 0,012}{6,95 \times 10^{-5}} = 13\,785,32$$

El número de Reynolds se encuentra en régimen turbulento, el coeficiente pelicular se determina mediante la Ecuación AIV.19 (Sinnott y Towler, 2008, p. 1256).

$$h_c = 0,2546 \times (13\,785,32)^{0,69} \times (13,83)^{0,59} = 884,48 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}$$

- **Coeficiente pelicular de la solución por las placas**

El cálculo del coeficiente pelicular se inicia determinando la velocidad de la solución por las placas, la velocidad de fluido para la solución de desecho tipo B se determina mediante la Ecuación AIV.16; el área de flujo corresponde al número de placas  $N_p$  por el canal de flujo del intercambiador ( $W$ ) y la distancia entre placas ( $b$ ).

$$v = \frac{171 \frac{kg}{h} \times \frac{1 h}{3600 s}}{894 \frac{kg}{m^3} \times ((0,018 \times 2,75 \times 10^{-3})18)m^2} = 0,06 \frac{m}{s}$$

Se calcula el número de Reynolds mediante la Ecuación AIV.15:

$$Re = \frac{998 \times 0,06 \times 0,012}{959 \times 10^{-6}} = 751$$

El número de Reynolds se encuentra en régimen laminar ( $Re < 2\,100$ ), el coeficiente pelicular se determina mediante la Ecuación AV.2 (Sinnott y Towler, 2008, p. 1256).

$$h = 0,0362 C_p \times (Re)^{0,42} \times (Pr)^{0,367} \quad [AV.2]$$

Remplazando los valores de la Ecuación AV.2

$$h = 0,0362 \left( 3\,340 \frac{J}{kg \cdot ^\circ C} \right) (751)^{0,42} (5,21)^{0,367} = 3\,516,13 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}$$

Una vez determinados los coeficientes peliculares, se revisa la resistencia de ensuciamiento en el catálogo del intercambiador de placas.

- **Coefficiente global de transferencia de calor**

Se procede a calcular el coeficiente global de transferencia de calor por medio de la Ecuación 3.35. La resistencia de ensuciamiento para un sistema vapor-agua de enfriamiento es  $1,0 \text{ E-}5 \frac{W}{m^2\text{°C}}$  (Coditer, 2016, p. 6)

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{884,48} + \frac{1}{3\,515,13} + 0,00001$$

$$U_D = 705,34 \frac{W}{m^2\text{°C}}$$

El coeficiente global de diseño  $705,34 \text{ W/m}^2\text{°C}$  es mayor al coeficiente global supuesto en el diseño  $700 \text{ W/m}^2\text{°C}$ , por lo que se acepta el intercambiador de calor.

Se aplica un 20% de sobredimensionamiento y se necesita un intercambiador de calor de placas modelo P0 de 23 placas.

- **Caída de presión en el intercambiador**

La caída de presión de un intercambiador se puede estimar mediante la ecuación de Cooper descrita en la Ecuación AV.3

$$\Delta P = \frac{2fG^2L}{gD_c\rho}; f = \frac{2,5}{Re^{0,3}} \quad \text{[AV.3]}$$

Donde:

f: factor de fricción

- G: velocidad másica, (Kg/h)  
 g: aceleración de la gravedad  
 Dc: diámetro característico  
 L: longitud del canal,  $L = I \times n_p; I = Ap/W$   
 $n_p$ : número de pasos  
 $\rho$ : densidad, (kg/m<sup>3</sup>)

Remplazando los valores en la Ecuación AV.3, la caída de presión por el lado del agua es:

$$I = \frac{0,45}{0,18} = 2,5$$

$$f = \frac{2,5}{(13\,785,32)^{0,3}} = 0,14$$

$$\Delta P = \frac{2(0,14)(260)^2 2,5}{9,81 (5,4E - 03) 998} = 895,06 \frac{kg_f}{m^2} \approx 1,27 \text{ psi}$$

Remplazando los valores en la Ecuación AV.3, la caída de presión para la solución es:

$$I = \frac{0,45}{0,18} = 2,5$$

$$f = \frac{2,5}{(751,00)^{0,3}} = 0,34$$

$$\Delta P = \frac{2(0,34)(342)^2 2,5}{9,81 (5,4E - 03) 843} = 445,72 \frac{kg_f}{m^2} \approx 0,81 \text{ psi}$$

En la Tabla AIV. 6 se presentan los parámetros de caída de presión máxima, este diseño cumple con la caída de presión por lo que se acepta el diseño.

## AV.2 DIMENSIONAMIENTO DEL SISTEMA DE AGUA DE REFRIGERACIÓN

El sistema de refrigeración de agua se dimensionó de acuerdo con los requerimientos energéticos de los procesos de: enfriamiento de la solución de desecho tipo B proveniente del acondicionamiento y de los condensadores de la torre de destilación. A continuación, se determina la cantidad de agua de enfriamiento necesaria.

La masa de agua durante la operación del condensador parcial es de 348,43 kg/h. La masa de agua utilizada en el condensador subenfriador es de 887,25 kg/h, estos valores se pueden observar en la Tabla Al.10. La masa de agua para enfriar la solución de desecho a 10°C es de 260 kg/h (Sección AV.1)

En total la masa de agua para los procesos es de 1 465,98 kg/h, se aproxima al valor de 1 500 kg/h para los siguientes cálculos.

$$Q = 1\,500 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 4,18 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}} \times (4 - 25)^\circ\text{C} = 131\,670 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} \frac{0,94 \text{ BTU}}{1 \text{ kJ}} \frac{1 \text{ T enfri.}}{12000 \text{ BTU}}$$

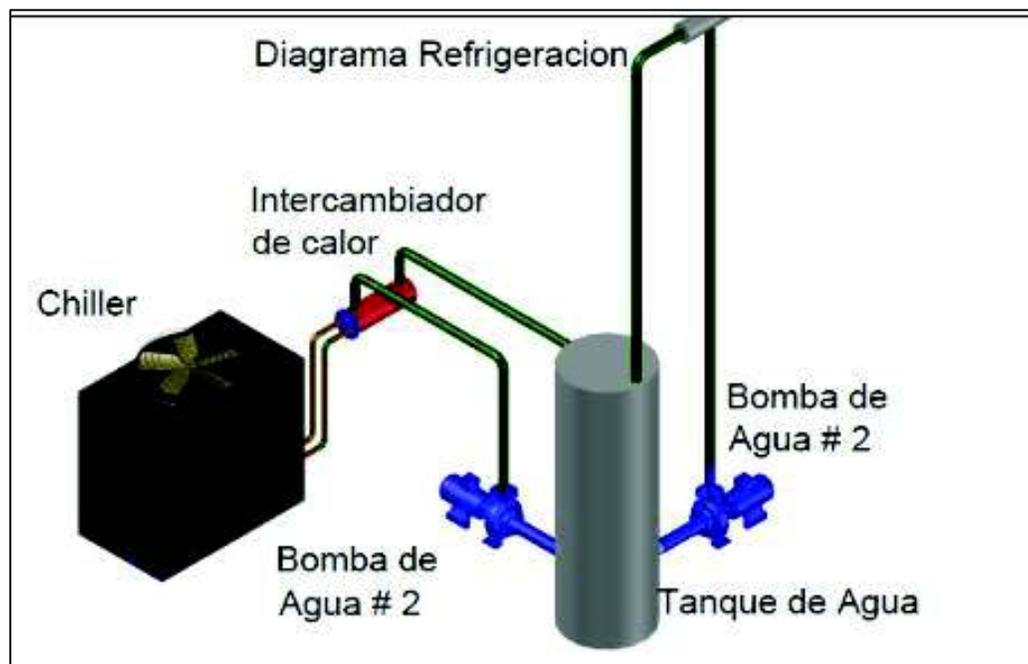
$$Q = 10,3 \text{ toneladas de enfriamiento} \cdot 1,2 \text{ f seguridad} \approx 12,5 \text{ T. enfriamiento}$$

Se necesita un equipo de enfriamiento de agua “*chiller*” de 12,5 Toneladas de enfriamiento de capacidad, se seleccionó un equipo con estas características disponibles en el mercado nacional, en la Figura V.1 se describe la unidad de enfriamiento de 12,5 Toneladas.



**Figura V.1** Detalles de la unidad de enfriamiento ECCLASH-COMPACT-1C.

El diagrama de la Figura AV.2, se utiliza para la instalación de la unidad de enfriamiento. Se recomienda que el tanque de pulmón tenga por lo menos de 1,5 a 3,0 veces la capacidad del “chiller”.



**Figura AV.2** Diagrama de instalación de la unidad de enfriamiento “chiller”

### AV.3 DIMENSIONAMIENTO DEL TANQUE DE AGUA FRÍA

El material del tanque de agua de enfriamiento se utilizó polietileno para evitar pérdidas de calor al ambiente. En el mercado local existen varios tipos de tanques que satisfacen estas necesidades como se observa en la Figura AV.3.

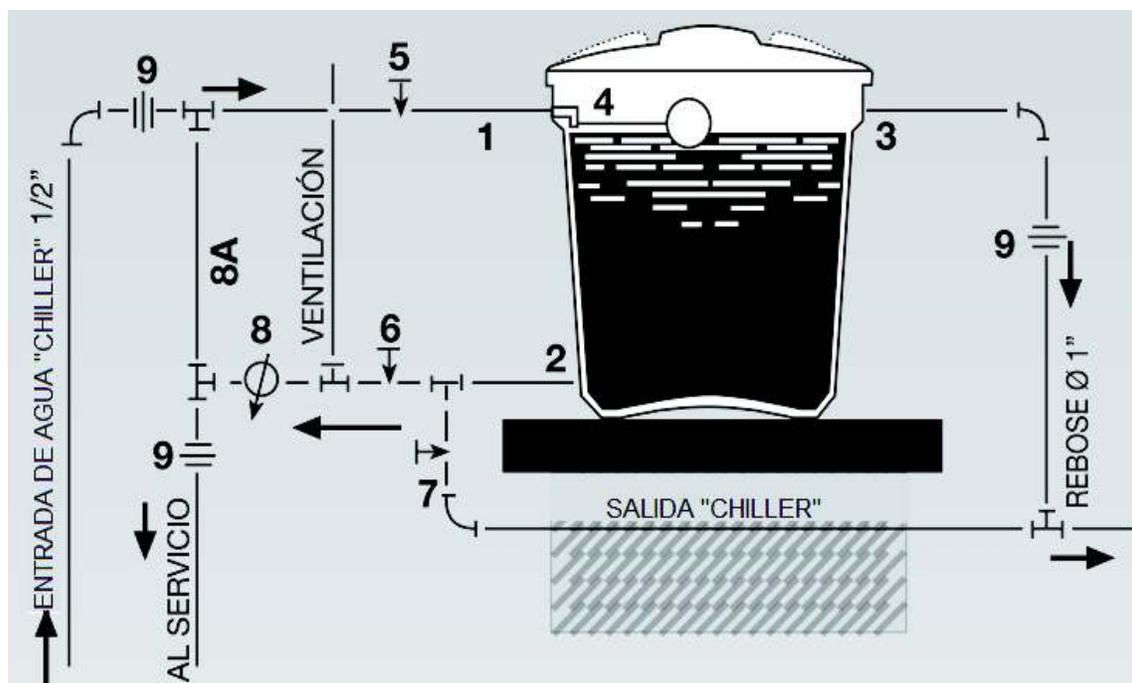
El volumen necesario para el tanque de almacenamiento de agua de enfriamiento se determina a continuación, la capacidad debe ser entre 1,5 a 3 veces la cantidad de agua necesaria, se escoge el doble de la capacidad:

$$1\,500 \frac{kg}{h} \times 2 \times \frac{1\,000\,L}{998\,kg} = 3\,006,01\,L \cong 3\,000\,L \text{ de capacidad}$$



**Figura AV.3** Tanque de almacenamiento de agua de enfriamiento

En la Figura AV.4 se muestra el diagrama de instalación del tanque de almacenamiento de agua de enfriamiento.

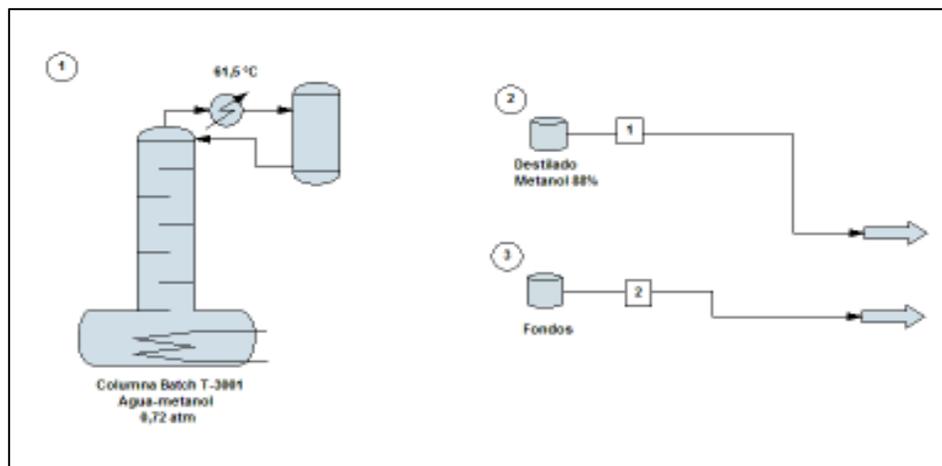


**Figura AV.4** Diagrama de instalación tanque de almacenamiento de agua de enfriamiento

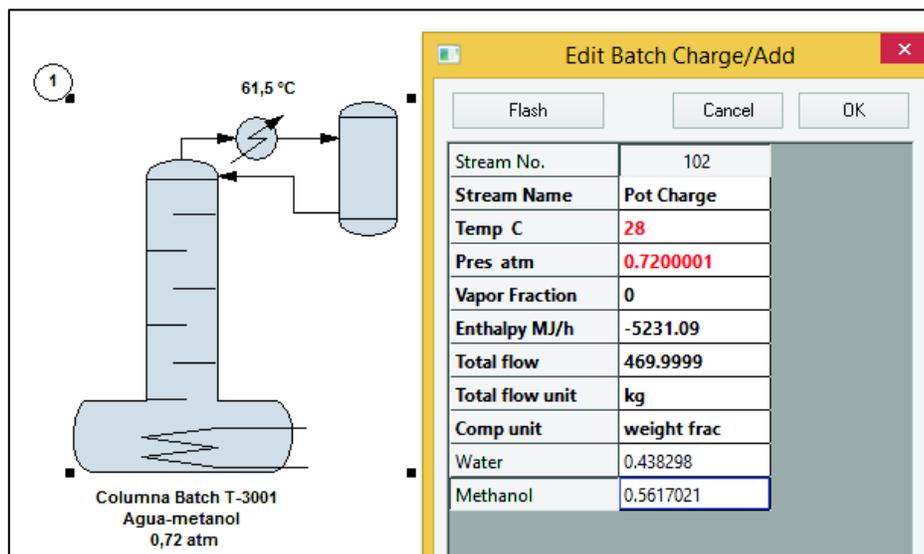
## ANEXO VI

### SIMULACIÓN DE LA TORRE BATCH

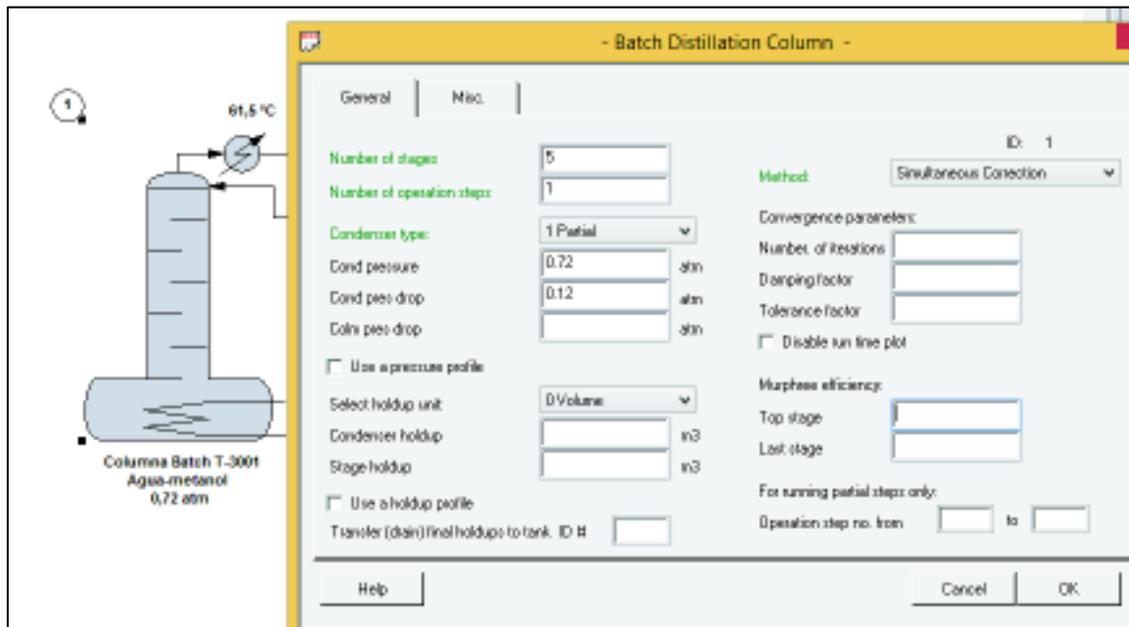
Con base en el balance de masa y energía que se encuentran en el Anexo I y con el dimensionamiento de la torre de destilación en el Anexo IV se procedió a realizar la simulación de la torre de destilación batch en el software Chemcad 6.1.3, desde las Figura AVI.1 hasta la se muestra la captura de pantalla con las condiciones de la simulación.



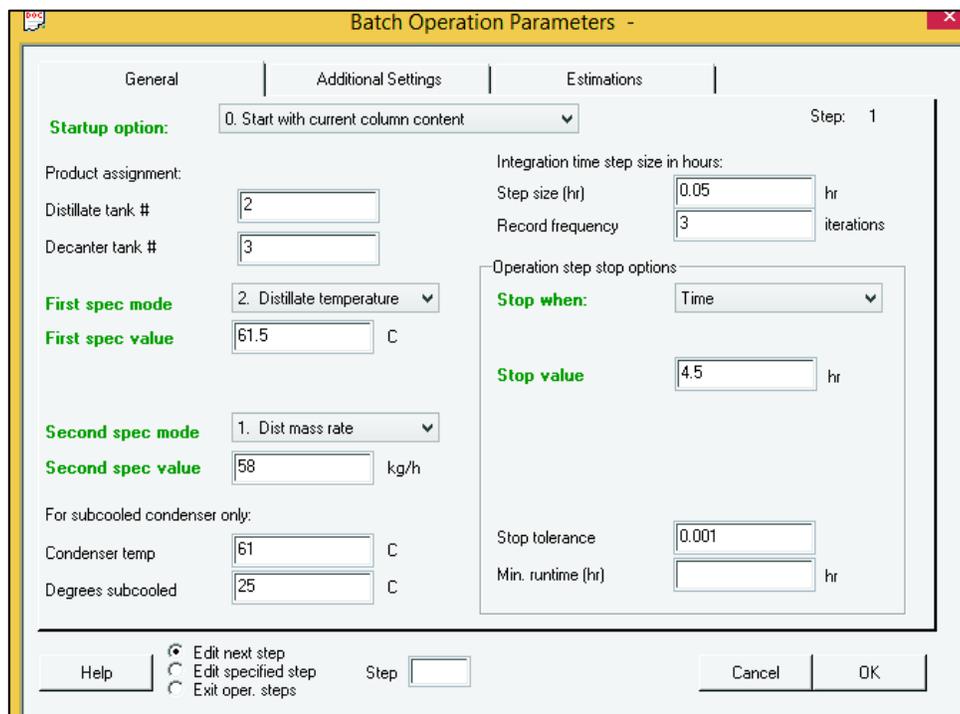
**Figura AVI.1** Diagrama de la simulación torre de destilación batch, Chemcad 6.1.3



**Figura AVI.2** Condiciones de la alimentación a la columna batch, Chemcad 6.1.3



**Figura AVI.3** Condiciones de operación columna batch, 5 platos teóricos y un condensador parcial, no se incluye al calderín Chemcad 6.1.3



**Figura AVI.4** Condiciones de operación columna batch, flujo de destilado 58 kg/h, temperatura de condensación 61,5 °C, operación en una etapa por 4,5 horas; recopilación de datos con un paso 0,05 horas, Chemcad 6.1.3

En la Figura AVI. 5 se muestran los resultados de la simulación en el software Chemcad 6.1.3. Se observa que el balance de masa es muy similar al calculado analíticamente que se encuentra representado en la Figura AI.8.

Name	Pot Charge	Accumulator	Pot Residue	Distillate
-- Overall --				
Molar flow kmol	19.674	8.682	10.992	0.096
Mass flow kg	470.000	261.000	209.000	2.900
Temp C	28.000	61.500	85.707	61.500
Pres atm	0.720	0.720	0.840	0.720
Vapor mole fraction	0.0000	1.000	0.0000	1.000
Vapor mass fraction	0.0000	1.000	0.0000	1.000
Enth MJ	-5231.1	-1787.6	-3052.8	-19.862
Entropy MJ/C/h	-3.931	-0.9343	-1.701	-0.01038
Tc C	297.081	250.439	357.396	250.439
Pc atm	115.568	86.710	190.529	86.710
Std. sp gr. wtr = 1	0.877	0.814	0.971	0.814
Std. sp gr. air = 1	0.825	1.038	0.657	1.038
Degree API	29.796	42.261	14.230	42.261
Average mol wt	23.889	30.061	19.014	30.061
Actual dens kg/m3	866.476	0.798	930.632	0.798
Actual vol m3	0.542	327.003	0.225	3.633
Std liq m3	0.536	0.321	0.215	0.004
Std vap 0 C m3	440.968	194.601	246.367	2.162
Vpres atm	0.128	0.819	0.840	0.819

**Figura AVI. 5** Resultados de la simulación de la destilación batch a 0,72 atm. Chemcad 6.1.3

Con base en los resultados del dimensionamiento de la columna: diámetro de columna, relación de áreas, diámetro de orificio, espaciamiento entre platos y caída máxima de presión que se muestran en la Figura AVI. 5 se comprobó en el software Chemcad 6.1.3 a través de su aplicación de diseño y dimensionamiento de plato, en la Figura AVI. 6 se seleccionó el promotor de contacto; en la Figura AVI. 7 se introdujo los valores de: diámetro de columna, espaciamiento entre platos, eficiencia, diámetro de orificio, arreglo de la disposición de los orificios y espesor de plato

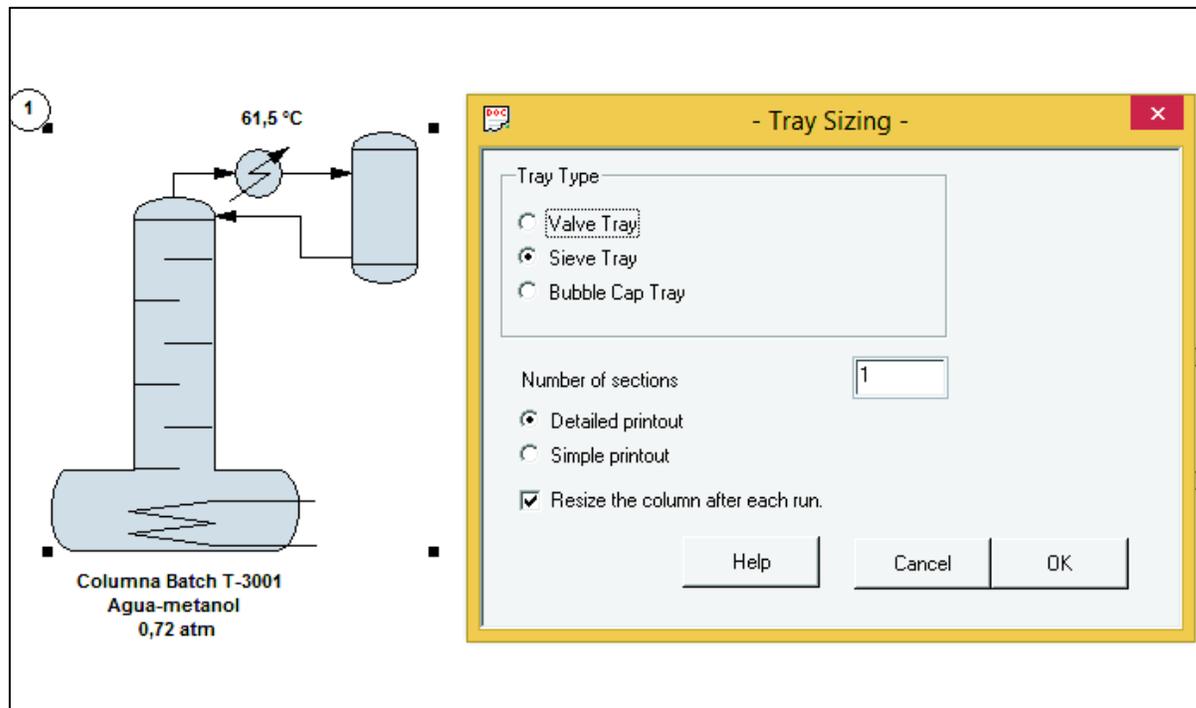


Figura AVI. 6 Selección del tipo de elemento de contacto líquido-vapor, Chemcad 6.1.3

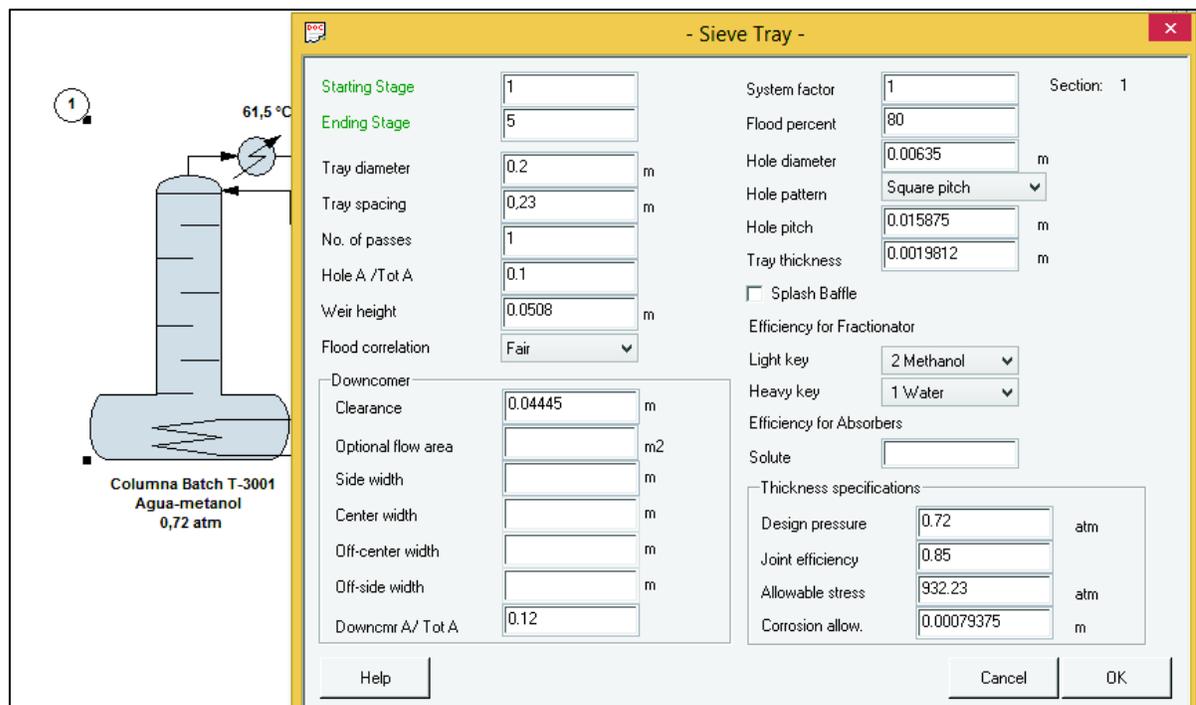


Figura AVI. 7 Dimensionamiento del plato Chemcad 6.1.3, criterios Tabla AIV. 2

En las Figura AVI. 8 se muestran los resultados obtenidos del dimensionamiento de los platos de la columna de destilación.

```

Vapor load is defined as the vapor from the tray below.
Liquid load is defined as the liquid on the tray.

Sieve Tray Sizing for Equip. 1

Section:      1
Flood correlation: Fair
Tray   Vapor      Liquid      Space   NPass   Diameter   %flood   PresDrop
      kg/h        kg/h        m        1        m          %flood   atm
  1    169.10     111.10     0.23    1        0.25      69.16   0.0037
  2    148.11     90.11      0.23    1        0.25      58.93   0.0038
  3    134.70     76.70      0.23    1        0.25      50.90   0.0040
  4    130.98     72.98      0.23    1        0.25      48.40   0.0041
  5    130.98     4180.00    0.23    1        0.25     117.10   0.0058

Total column pressure drop =      0.022 atm

```

**Figura AVI. 8** Resultados del dimensionamiento del plato, Chemcad 6.1.3

Se observa que la caída de presión total de la columna es muy similar a la determinada en el Sección AIV.3.2 (0,017 atm), de igual manera se observa que los valores de la relación de líquido-vapor estimados son similares con los estimados mediante la integración numérica del diagrama de equilibrio Tabla AI.5.

En la Figura AVI. 9 se muestra en detalle del dimensionamiento de un plato, que cumple con los parámetros previamente calculados, la caída de presión es similar a la calculada 0,017 atm.

Se observa que los tiempos de residencia se encuentran en valores bibliográficos recomendados y esto permite dar un mayor sustento al diseño del plato, con esta simulación se puede observar que existe una retención de 0,96 kg de destilado en cada etapa, y esto facilita a que la torre llegue a un pseudoequilibrio durante el arranque de la próxima operación.

Tray Loadings	Vapor		Liquid
	169.104 kg/h		111.104 kg/h
	199.953 m <sup>3</sup> /h		0.140 m <sup>3</sup> /h
Density	0.846 kg/m <sup>3</sup>		795.624 kg/m <sup>3</sup>
Tower internal diameter, m	.....		0.200
Tray spacing, m	.....		0.000
No. of tray liquid passes	.....		1
Downcomer dimension	Width m	Length m	Area m <sup>2</sup>
Side	0.036	0.153	0.004
Avg. weir length, m	.....		0.153
Weir height, m	.....		0.051
Flow path length, m	.....		0.129
Flow path width, m	.....		0.185
Tray area, m <sup>2</sup>	.....		0.031
Tray active area, m <sup>2</sup>	.....		0.024
% flood	.....		159.487 *
* % flood > 80%, possible entrainment flooding			
Fractional entrainment	.....		1.000
Aeration factor	.....		0.599
Minimum (Weeping) vapor flow, kg/h	.....		107.707
Tray press loss, m	.....		0.064
Tray press loss, atm	.....		0.005
Downcomer clearance, m	.....		0.044
Downcomer backup, m	.....		0.118 **
** Downcomer backup > Tray spacing, possible backup flooding			
Downcomer residence time, sec	.....		11.470
Downcomer apparent residence time, sec	.....		0.000 ***
*** Downcomer app. residence time < 3.0 sec, possible choke flooding			
Downcomer velocity, m/sec	.....		0.010
Liquid holdup, m <sup>3</sup>	.....		0.001
Liquid holdup, kg	.....		0.963
Design pressure, atm	.....		0.720
Joint efficiency	.....		0.850
Allowable stress, atm	.....		932.230
Corrosion allowance, m	.....		0.001
Column thickness, m	.....		0.000
Bottom thickness, m	.....		0.000

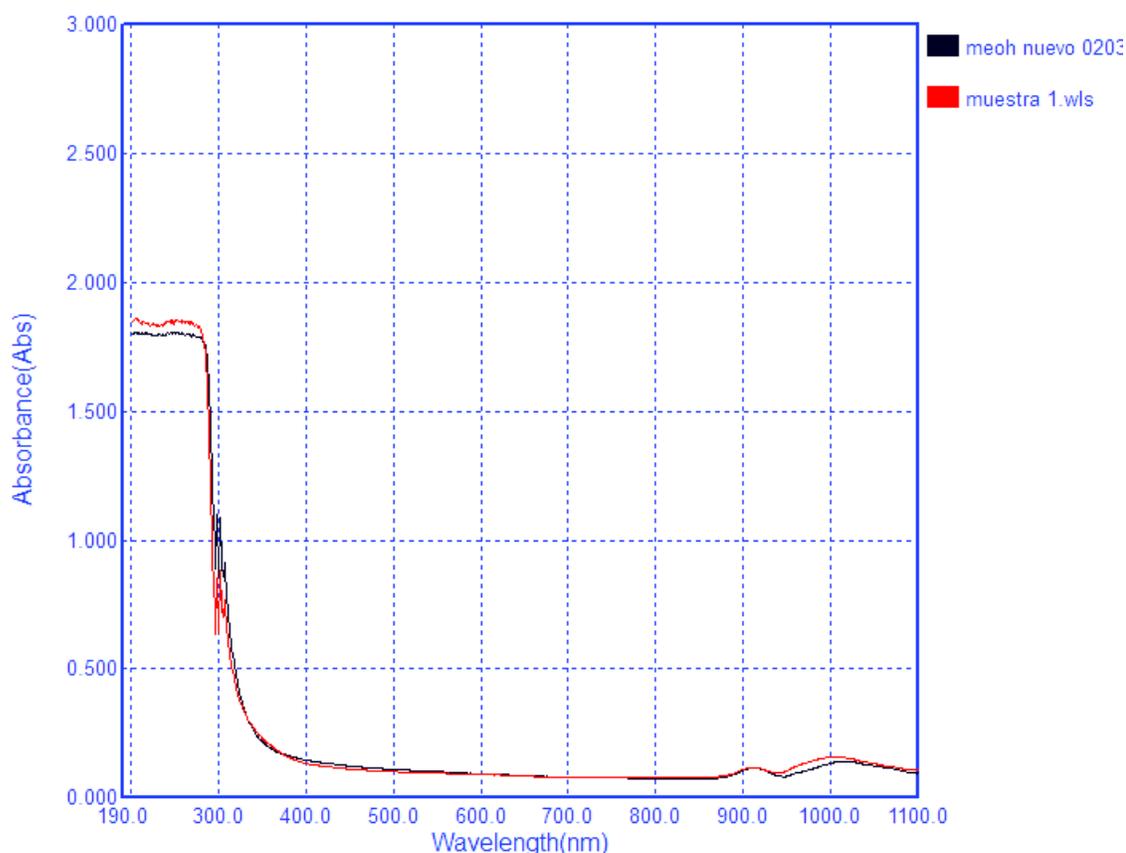
Figura AVI. 9 Resultados del dimensionamiento de un plato, Chemcad 6.1.3

## ANEXO VII

### ANÁLISIS CUANTITATIVO DEL DESTILADO

En esta sección se observa el análisis de espectrofotometría en el rango UV-Visible realizado en la empresa Allinatura S.A. Al producto destilado obtenido durante la operación de la torre de destilación que se construyó con base en este dimensionamiento, también se incluye el resultado de análisis mediante cromatografía de gases realizado en el Laboratorio de Análisis Instrumental de la Escuela Politécnica Nacional

En las Figuras AVII.1 y AVII.2 se muestran los espectros del producto obtenido de la columna de destilación.

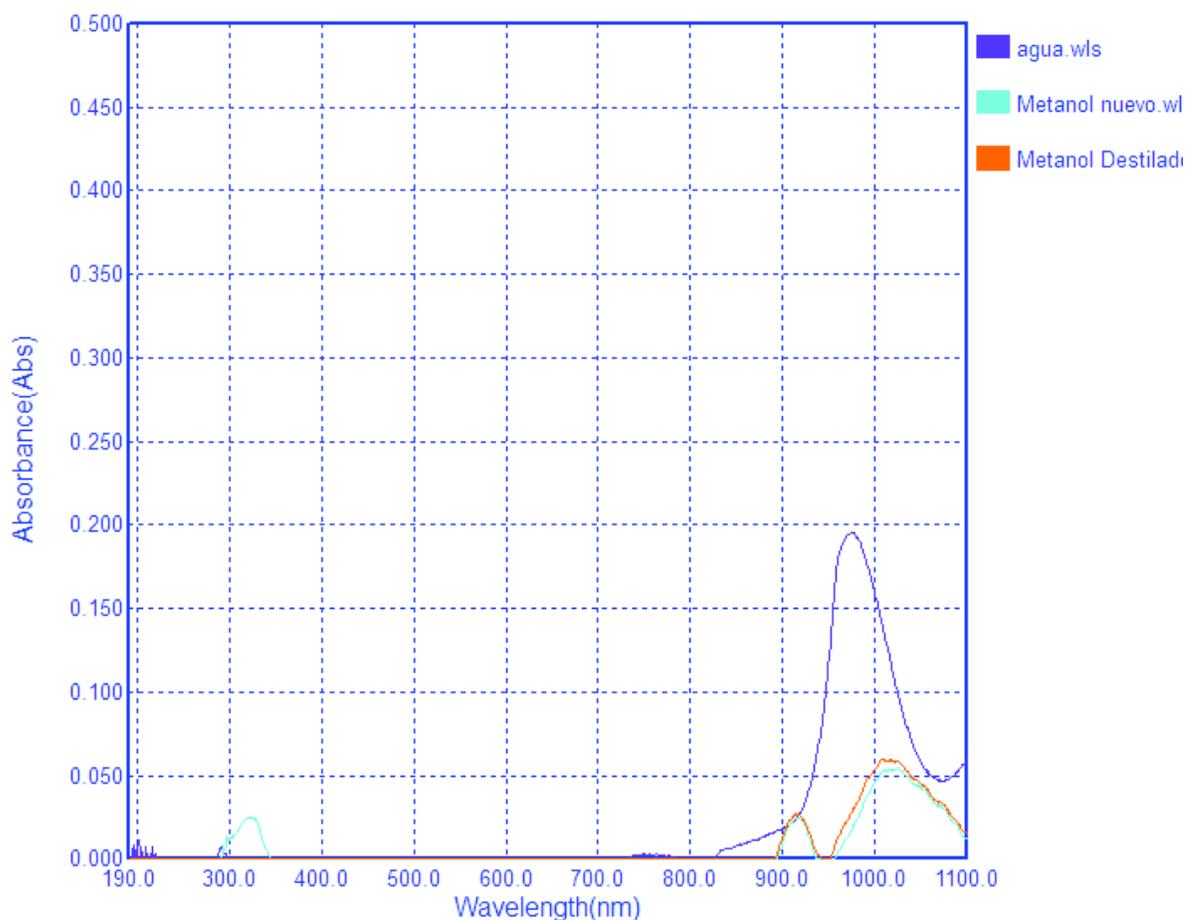


**Figura AVII. 1** Gráfica absorbancia vs longitud de onda, metanol nuevo (99 %), metanol destilado (84 %), agua destilada

En la Tabla AVII.1 y AVII.2 se presenta la concentración en volumen y en masa, densidad y pH de las muestras de: metanol nuevo grado técnico y el destilado recuperado.

**Tabla AVII.1** Concentración volumétrica, concentración másica, densidad y pH metanol nuevo y destilado

Muestra	% CH <sub>3</sub> OH (v/v)	% CH <sub>3</sub> OH (m/m)	Densidad (g/cm <sup>3</sup> )	pH
Nuevo	99,6	99,3	0,7913	6,26
Destilado	85,8	80,4	0,8424	4,71



**Figura AVII. 2** Gráfica absorbancia vs longitud de onda, metanol nuevo (99 %) metanol destilado (94 %), agua destilada

**Tabla AVII.2** Concentración volumétrica, concentración másica, densidad y pH metanol nuevo y destilado

Muestra	% CH <sub>3</sub> OH (v/v)	% CH <sub>3</sub> OH (m/m)	Densidad (g/cm <sup>3</sup> )	pH
Nuevo	99,6	99,3	0,7913	6,26
Destilado	97,8	94,1	0,8024	4,81

En la Figura AVII. 3 se presenta el resultado del análisis de las muestras de metanol nuevo de dos empresas proveedoras distintas y de tres muestras de destilado de diferentes días.

Se observa que la calidad de destilado recuperado es acorde con los requerimientos de la empresa Alinatura S.A. y respecto al diseño planteado (5 etapas teóricas) vs el construido (6 etapas teóricas) se puede decir que la eficiencia según Murphe es del 75 %, un valor que se encuentra dentro de rango según bibliografía (Perry, 2008, p.13-106)

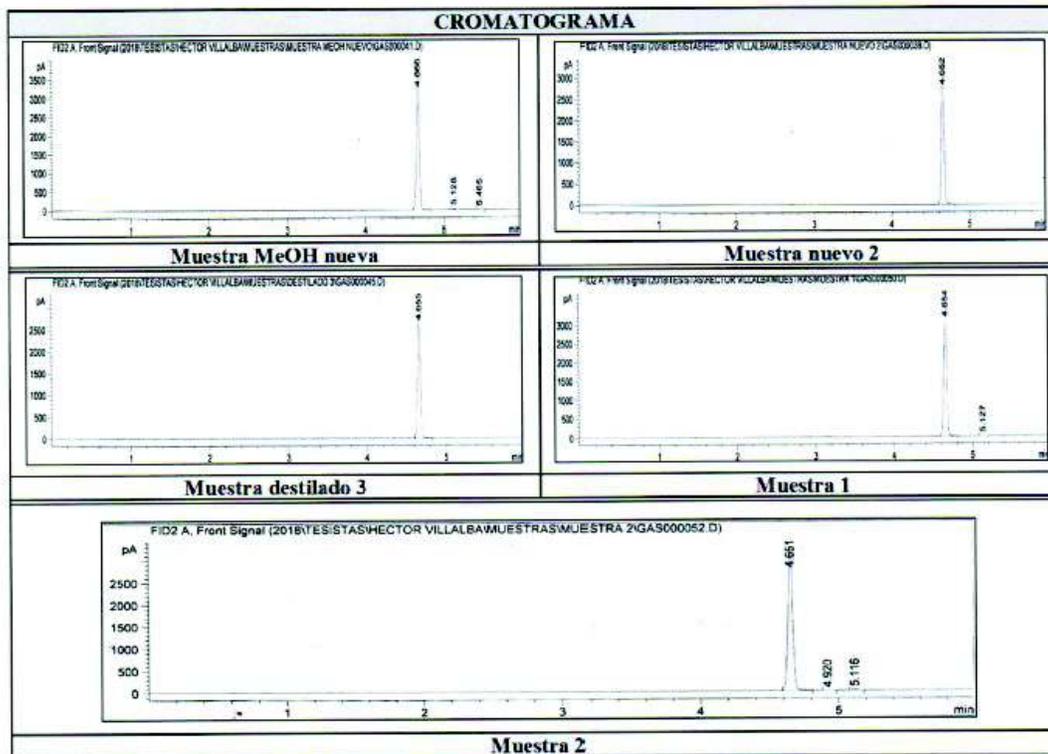


ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL  
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA  
LABORATORIO DE ANÁLISIS INSTRUMENTAL

REPORTE DE ANÁLISIS LAI-018-013  
OT. 001-2018

PARÁMETROS DE LA MUESTRA	
Cliente	Héctor Villalba
Muestras	Metanol
Fecha de recepción de la muestra	01/03/2018
Fecha de inicio del análisis	01/03/2018
Fecha de fin del análisis	08/03/2018

RESULTADOS		
	Muestra	% Volumen
Composición de la muestra	Muestra MeOH nueva	79.91
	Muestra nuevo 2	88.22
	Muestra destilado 3	86.96
	Muestra 1	97.34
	Muestra 2	88.28



Ing. Lucia Montenegro	Ing. Gabriela Pérez
Jefe de Laboratorio de Análisis Instrumental	Especialista en técnicas de Análisis Químico

ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL  
LABORATORIO DE ANÁLISIS INSTRUMENTAL  
Quito - Ecuador

Figura AVII. 3 Resultado de análisis de cromatografía de gases