

ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL

FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y AGROINDUSTRIA

DISEÑO DE UN EQUIPO DE SEPARACIÓN DE ALUMINIO Y PVC A PARTIR DE EMPAQUES DE BLÍSTER

PROYECTO PREVIO A LA OBTENCIÓN DEL TÍTULO DE INGENIERO QUÍMICO

DAVID ANDRÉS YÁNEZ VELÁSQUEZ
(david.yanezvel@gmail.com)

DIRECTOR: ING. MARCELO FERNANDO SALVADOR QUIÑONES MSc.
(marcelo.salvadorq@epn.edu.ec)

QUITO, octubre 2017

© Escuela Politécnica Nacional 2017
Reservados todos los derechos de reproducción

DECLARACIÓN

Yo, David Andrés Yáñez Velásquez, 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.

David Andrés Yáñez Velásquez

CERTIFICACIÓN

Certifico que el presente trabajo fue desarrollado por David Andrés Yáñez Velásquez, bajo mi supervisión.

Ing. Marcelo Fernando Salvador Quiñones

DIRECTOR DE PROYECTO

AGRADECIMIENTOS

En primer lugar gracias a Dios y a mi ángel guardián quienes supieron cuidar de mí en los momentos más difíciles.

Gracias a mis padres Jefferson Yánez y María del Carmen Velásquez quienes siempre me apoyaron a lo largo de esta etapa de mi vida. Les estaré eternamente agradecidos, serán siempre mis referentes y mis guías, les quiero mucho.

A mi hermano Xavier a quien siempre admiraré y quién ha estado incondicionalmente para mí.

A mi abuelita Transito por acompañarme y estar pendiente siempre de nosotros.

A mis amigos de vida Pierre, Lya, Jessy, Pulpo, Ballagan y Santi quienes me supieron escuchar, entender y me brindaron siempre su apoyo.

A mi amigo Marcelo Salvador por su apoyo y sabiduría, gracias por sus consejos.

A toda esa gente linda que conocí en la universidad, Jeff, Pastel, Palomo, Pablo, Antony, Pájaro, Astrid, Sergio, Stalin, Cindy quienes me acompañaron a lo largo de esta etapa. También a quienes conocí en la recta final (María, Karen, Diego y Denisse)

A los docentes del DIQ a quienes tuve el agrado de conocer y trabajar, (Ing.Jaramillo, Dr.Uribe, Gaby, Marcelo) por su calidad humana y su deseo de siempre ayudar a los estudiantes.

A los ingenieros Lucía Montenegro y Andrés Chico quienes tuve el agrado de conocer y aprender mucho de ellos, agradezco por su calidad humana, la confianza y el conocimiento brindado.

A la Ingeniera Diana Endara por ayudar a mejorar este trabajo y por su comprensión.

A Cryss por su tiempo, su carisma y sus lecciones que hicieron de los últimos años de la carrera los más memorables, fantásticos, lindos y donde más supe crecer.

DEDICATORIA

A todas las personas soñadoras que quieren hacer de este mundo un mejor lugar.

A quienes busquen:

“que en lugar de chinchín exija música, en lugar de placer alegría, en lugar de dinero alma, en vez de loca actividad verdadero trabajo, en vez de jugueteo pura pasión”

-Herman Hesse-

ÍNDICE DE CONTENIDOS

	PÁGINA
1. JUSTIFICACIÓN	1
2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO	4
2.1. Materias primas y productos	4
2.2. Descripción del proceso de separación de aluminio y pvc	5
3. CRITERIOS DE DISEÑO O EVALUACIÓN	7
3.1. Diseño mecánico del equipo de separación	7
3.1.1. Volumen del equipo de separación	7
3.1.2. Determinación de la presión y temperatura de diseño	8
3.1.3. Cálculo de las dimensiones del tanque de separación	9
3.1.3.1. Dimensiones internas del tanque de separación	9
3.1.3.2. Determinación del espesor del tanque de separación	10
3.1.3.3. Cálculo de los refuerzos en las aberturas de los tanques a presión	13
3.1.4. Selección del material de construcción	16
3.1.5. Selección del tipo de soldadura para tanques a presión	17
3.1.5.1. Selección del tipo de soldadura para el cuerpo del <i>vessel</i>	17
3.1.5.2. Selección del tipo de cierre para la chaqueta del <i>vessel</i>	19
3.1.6. Dimensionamiento y selección de bridas para el equipo de separación	21
3.1.7. Diseño del sistema de descarga	21
3.2. Dimensionamiento del sistema de agitación	21
3.3. Selección del equipo de control	30
3.3.1. Tipos de señales	31
3.3.2. Equipos de medición	31
3.3.2.1. Medidores de flujo	32
3.3.2.2. Medidores de nivel	32
3.3.2.3. Medidores de temperatura	33
3.3.2.4. Medidores de presión	33
3.3.3. Elementos de control final	34
4. DISEÑO DEL EQUIPO	35
4.1. Diagrama de bloques BPD y diagrama de flujo PFD	35
4.2. Balance de masa	37

4.3.	Descripción del funcionamiento del equipo de separación	39
4.4.	Balance de energía	40
4.5.	Planos isométricos	46
4.5.1.	Simulación de la resistencia mecánica del tanque de separación	48
4.5.1.1.	Mallado	49
4.5.1.2.	Resultados	50
4.6.	Diagrama de tuberías e instrumentación (p&id) y control	52
4.7.	Dimensionamiento y especificaciones del equipo propuesto (hoja de datos del equipo, manual de operación, planos eléctricos)	55
4.7.1.	Especificaciones de equipos propuestos	55
4.7.2.	Manual de operación del equipo de separación	62
4.7.2.1.	Información de seguridad	62
4.7.2.2.	Información técnica del tanque de separación	62
4.7.2.3.	Componentes del equipo de separación	63
4.7.2.4.	Procedimiento de operación del tanque de separación	65
4.7.2.5.	Parada de emergencia	66
4.7.3.	Plano eléctrico	66
4.8.	Estimación del costo del equipo	68
5.	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	72
5.1.	Conclusiones	72
5.2.	Recomendaciones	74
	BIBLIOGRAFÍA	75
	ANEXOS	81

ÍNDICE DE TABLAS

		PÁGINA
Tabla 3.1.	Tipos de juntas soldadas, su categoría y eficiencia según el grado de examinación	18
Tabla 3.2.	Relación de la altura máxima del líquido, número de <i>impellers</i> y la altura del impeller desde el fondo del tanque con el tipo de mezcla	24
Tabla 3.3.	Rangos estándares para formas y tipos de señales	31
Tabla 3.4.	Características de las principales tipos de válvulas	34
Tabla 4.1.	Procesamiento diario de empaques blíster para la recuperación de aluminio y PVC	37
Tabla 4.2.	Balance de masa en el equipo de separación	38
Tabla 4.3.	Balance de masa en el condensador	38
Tabla 4.4.	Temperatura de las líneas dentro del proceso de separación de aluminio y PVC a partir de empaques blíster	45
Tabla 4.5.	Consumo energético de los equipos utilizados en el proceso	46
Tabla 4.6.	Tiempos de operación para las etapas del proceso de separación	46
Tabla 4.7.	Resultados obtenidos de la simulación del equipo de separación en el software Inventor 2015	51
Tabla 4.8.	Hoja de especificación del tanque de separación	56
Tabla 4.9.	Hoja de especificación del condensador	57
Tabla 4.10.	Hoja de especificación de la bomba centrífuga	58
Tabla 4.11.	Hoja de especificación de la válvula de alivio	59
Tabla 4.12.	Hoja de especificación de la válvula de control	60
Tabla 4.13.	Hoja de especificación del filtro canasta	61
Tabla 4.14.	Dimensiones principales del tanque de separación	62

Tabla 4.15.	Características principales del agitador del tanque de separación	63
Tabla 4.16.	Parámetros de operación del tanque de separación	63
Tabla 4.17.	Costos de compra para equipos utilizados comúnmente en plantas industriales	68
Tabla 4.18.	Costos de compra para equipos utilizados comúnmente en plantas industriales	69
Tabla 4.19.	Índices de costos en plantas de Ingeniería Química	69
Tabla 4.20.	Factores de corrección de costo para materiales de construcción	70
Tabla 4.21.	Factores de corrección de costo para equipos de ingeniería en función de la presión de diseño	70
Tabla 4.22.	Factores de corrección de costo para equipos de ingeniería en función de la temperatura de diseño	70
Tabla 4.23.	Factores típicos para la estimación del costo de capital fijo de un proyecto	71
Tabla AIII. 1.	Dimensiones internas obtenidas para el tanque enchaquetado	89
Tabla AIII. 2.	Módulo de elasticidad “E” para acero inoxidable 316, acero al carbono A-36 y aleación de aluminio 3003 O	91
Tabla AIII. 3.	Máximo esfuerzo permitido “S” para acero inoxidable 316, acero al carbono A-36 y aluminio 3003-O	99
Tabla AIII. 4.	Principales propiedades físicas a la temperatura de diseño	110
Tabla AIII. 5.	Costo relativo de metales	111
Tabla AIII. 6.	Nomenclatura utilizada en la Figura AIII.8	113
Tabla AIII. 7.	Especificaciones de las inserciones que requieren análisis de requerimiento de área de refuerzo	113
Tabla AIII. 8.	Determinación del área de refuerzo requerido a partir de los excesos de áreas calculados	117
Tabla AIII. 9.	Dimensiones del área de refuerzo para la inserción de tubería de 8 pulg y ½ pulg en la sección toriesférica	117

Tabla AIII. 10.	Dimensiones de las bridas seleccionadas	119
Tabla AIII. 11.	Características del medidor de nivel	126
Tabla AVI. 1.	Constantes C_1 y C_2 para calcular la capacidad calórica del acetato de n butilo y del aluminio	140
Tabla AVI. 2.	Constantes para C_1, C_2, C_3 y C_4 para calcular el calor latente de vaporización del acetato de n butilo y agua	142
Tabla AVI. 3.	Constantes para C_1, C_2, C_3 y C_4 para calcular la densidad del acetato de n-butilo y agua	145
Tabla AVI. 4.	Constantes requeridas para el cálculo del área transversal de la válvula de alivio	156
Tabla AVI. 5.	Tamaño estándar para válvula de alivio designación 2J3	157
Tabla AVI. 6.	Variables para dimensionar el condensador	159
Tabla AVI. 7.	Variables de entrada del agua de enfriamiento	161
Tabla AVI. 8.	Variables para el cálculo del LMTD	162
Tabla AVI. 9.	Dimensiones de la tubería seleccionada de $\frac{1}{2}$ pulg	164
Tabla AVI. 10.	Propiedades termofísicas del acetato de n-butilo	170
Tabla AVI. 11.	Constantes para el dimensionamiento de la coraza de un intercambiador en arreglo en cuadrado	173
Tabla AVI. 12.	Dimensiones de la tubería seleccionada de 1 pulg	176
Tabla AVI. 13.	Coefficiente pelicular interno a partir de Nusselt y Reynolds	177
Tabla AVI. 14.	Variables requeridas en el cálculo de la caída de presión para la chaqueta de calentamiento	181
Tabla AVI. 15.	Pérdidas de presión en el condensador vertical y en el serpentín de enfriamiento	182
Tabla AVI. 16.	Dimensiones de la tubería seleccionada de $\frac{3}{4}$ pulg	184
Tabla AVI. 17.	Accesorios y constantes para el cálculo de las pérdidas	185

Tabla AVI. 18.	Variables de entrada del vapor saturado para el cálculo del coeficiente de descarga	189
Tabla AVI. 19.	Dimensiones de la tubería seleccionada de 1 ½ pulg SCH 80	190
Tabla AVI. 20.	Rangos sugeridos para velocidades en una tubería	190
Tabla AVI. 21.	Velocidades de las tuberías asociadas al equipo de separación	191
Tabla AVI. 22.	Coeficiente de descarga para las válvulas de control	192
Tabla AVII. 1.	Coeficientes a, b y n para la determinación del costo del intercambiador de tubos y coraza	193
Tabla AVII. 2.	Coeficientes a, b y n para la determinación del costo del reactor agitado	193
Tabla AVIII. 1.	Resumen de las acciones de control	197

ÍNDICE DE FIGURAS

		PÁGINA
Figura 2.1.	Esquema propuesto del equipo de separación de Aluminio y PVC	5
Figura 3.1.	Dimensiones principales de la cabeza tipo toriesférica	9
Figura 3.2.	Representación de las variables para el diseño de tanques cilíndricos expuestos a presión externa	11
Figura 3.3.	Ilustración de las posiciones conjuntas soldadas típicas de las categorías A, B, C y D	18
Figura 3.4.	Tipos de tanques enchaquetados aceptables	20
Figura 3.5.	Cierres aceptables para tanques a presión de tipo 2	20
Figura 3.6.	Guía para la selección de un agitador	22
Figura 3.7.	Variables para el dimensionamiento de un tanque agitado	23
Figura 3.8.	Relación del número de Reynolds con el número de potencia en función del tipo de impeller	25
Figura 3.9.	Efecto del espaciamento de la turbina dual en el power number para FBT y PBT	26
Figura 3.10.	Efectos del número baffles y el DA/DT en el número de potencia	27
Figura 3.11.	Efecto de la relación de espaciamento (EF) en el <i>power number</i> para PBT, FBT y DFBT	28
Figura 4.1.	Diagrama BPD del equipo de separación de aluminio y PVC	35
Figura 4.2.	Diagrama PFD del equipo de separación de aluminio y PVC a partir de empaques blíster	36
Figura 4.3.	Esquema del equipo de separación de aluminio y PVC a partir de empaques blíster donde se transfiere la energía del vapor al contenido del equipo	41
Figura 4.4.	Variación de la temperatura del tanque de separación en función del tiempo de operación	42

Figura 4.5.	Variación del flujo de vapor que ingresa a la chaqueta de calentamiento en función del tiempo	42
Figura 4.6.	Variación de la presión en el tanque de separación en función del tiempo de operación	43
Figura 4.7.	Variación del flujo de acetato de n-butilo en función del tiempo de operación	43
Figura 4.8.	Variación de la temperatura en el condensador en función del tiempo	44
Figura 4.9.	Variación del flujo de agua de enfriamiento en el condensador	44
Figura 4.10.	Plano isométrico del tanque de separación de empaques blíster para la obtención de aluminio	47
Figura 4.11.	Asignación de presiones a las paredes internas del equipo de separación	49
Figura 4.12.	Mallado del equipo de separación	49
Figura 4.13.	Gráfica de esfuerzos equivalentes de Von Mises	50
Figura 4.14.	Gráfica de desplazamiento para el equipo de separación	51
Figura 4.15.	Nomenclatura utilizada en el diagrama P&ID	53
Figura 4.16.	Diagrama P&ID para el procesamiento de empaques blíster para la obtención de aluminio metálico	54
Figura 4.17.	Diagrama de los componentes del equipo de separación	64
Figura 4.18.	Plano eléctrico del equipo de separación	67
Figura AIII. 1.	Representación de las dimensiones internas del tanque a presión	86
Figura AIII. 2.	Cálculo de la altura H y volumen de la tapa/fondo	87
Figura AIII. 3.	Representación de las variables para el diseño de tanques cilíndricos expuestos a presión externa	90
Figura AIII. 4.	Figura geométrica G para componentes bajo presiones externas	92

Figura AIII. 5.	Cuadro para la determinación de espesores de coraza de componentes bajo presión externa para acero austenítico 16Cr-12Ni-2Mo, Tipo 316	93
Figura AIII. 6.	Cuadro para la determinación de espesores de coraza de componentes bajo presión externa elaborado para aleaciones de acero al carbono con un límite de elasticidad mínimo de 207 MPa o mayores	95
Figura AIII. 7.	Cuadro para la determinación de espesores de coraza de componentes bajo presión externa elaborado para la aleación de aluminio 3003 O temperado	97
Figura AIII. 8.	Entradas y salidas requeridas por el equipo de separación	112
Figura AIII. 9.	Esquema de la nomenclatura utilizada para las dimensiones de las bridas	118
Figura AIII. 10.	Esquema para la determinación de la velocidad de salida del contenido en el equipo de separación	119
Figura AIII. 11.	Caída de presión en psi vs flujo GPM para filtros tipo canasta bridada a ambos lados modelos (BS55, BS65, BS85, BS86 y BS95)	121
Figura AIII. 12.	Fotografía y esquema del equipo medidor de presión	123
Figura AIII. 13.	Fotografía del equipo de medición de temperatura	124
Figura AIII. 14.	Fotografía del medidor de nivel	125
Figura AIII. 15.	Esquema del equipo medidor de nivel	125
Figura AVI. 1.	Coefficientes de condensación en tubos verticales	145
Figura AVI. 2.	Esquema de un condensador vertical con sub-enfriamiento	158
Figura AVI. 3.	Arreglo de los tubos para intercambiadores de calor	172
Figura AVI. 4.	Factor de fricción en función del número de Reynolds para fluidos en el interior de los tubos	180
Figura AVI. 5.	Factor de fricción en función del número de Reynolds para fluidos por el lado de la coraza	180

Figura AVI. 6.	Factor de fricción en función del número de Reynolds	184
Figura AVIII. 1.	Interface en <i>LabView</i> para los parámetros de entrada del equipo de separación	202
Figura AVIII. 2	Interface para la simulación del sistema de control de presión del equipo de separación	202

ÍNDICE DE ANEXOS

	PÁGINA
ANEXO I Propiedades físicas del agua	82
ANEXO II Determinación de la capacidad diaria de procesamiento	84
ANEXO III Diseño mecánico del equipo de separación	85
ANEXO IV Sistema de agitación	127
ANEXO V Balance de masa	138
ANEXO VI Balance de energía y dimensionamiento	140
ANEXO VII Determinación de los costos de operación	193
ANEXO VIII Simulación del sistema de control	196

1. JUSTIFICACIÓN

Ecuador en el año 2015 exportó 0,16 toneladas de barras de aluminio y a su vez importó 7,97 toneladas de barras de aluminio, evidenciando una oportunidad de mercado para la producción y reciclaje de aluminio a nivel local (Banco Central del Ecuador, 2016).

Las políticas establecidas por el gobierno nacional han generado un crecimiento significativo de inversiones en las plantas farmacéuticas nacionales, aumentando su capacidad instalada (Ayala, 2014, p.26). Las mismas que emplean empaques blíster para el empaquetamiento de sus productos. Estos empaques están conformados por un film plástico de PVC y hasta un 20 % de aluminio (Pilchik, 2000, p.72).

El problema principal está en la separación física de aluminio y PVC utilizados en empaques blíster debido a que se encuentran fuertemente compactados para cumplir con la función de proteger la integridad de los medicamentos que contienen (Pilchik, 2000, p.70). Además, estos empaques no son biodegradables y actualmente no se emplea ninguna técnica para su reciclaje en el país. Al considerar los problemas de desperdicio de materiales, la contaminación asociada a los rellenos sanitarios, la persistencia de estos materiales en el medio ambiente y la no viabilidad de incineración de estos residuos por la formación de contaminantes tóxicos como SO₂, NO_x y material particulado en el gas de chimenea (Yu, Sun, Ma, Qiao & Yao, 2016), se propone la separación de aluminio y PVC de empaques tipo blíster para su posterior recuperación. De esta manera se brinda un potencial uso para un desecho y se posibilita la sustitución parcial de las importaciones de aluminio.

El reciclaje de materiales multicapa constituye uno de los mayores desafíos en la actualidad; existen varias técnicas para la separación de materiales multicapa tipo blíster y para la recuperación de PVC. Una de estas técnicas es la lixiviación por solventes utilizando ácido clorhídrico (Wang, Wang & Liu, 2015, pp. 378-379). Se tiene además el proceso Vinyloop el cual agrupa procesos de reducción de tamaño

y una disolución selectiva del PVC seguidos de una precipitación y secado (Chemicals-Technology, 2015). Otros procesos convencionales son la fundición en hornos de cemento, incineradores y rellenos sanitarios; sin embargo, las composiciones de PVC para la recuperación energética están restringidas y se forman subproductos tóxicos y corrosivos (Tukker, 2002, pp. 18-22).

Actualmente en el país se reciclan envases *tetrapack* para la recuperación de cartón y aluminio, los cuales sirven para la industria cartonera, construcción y mobiliaria (Ekosnegocios, 2014). Sin embargo, estos procesos no son aplicables para la separación de empaques blíster, además no existe mucha información sobre la separación y recuperación de estos empaques. Erazo (2015) propuso la separación por solventes utilizando acetato de n-butilo como agente lixivante en donde la experimentación se llevó a cabo en un equipo soxhlet a escala de laboratorio. Estos equipos generan inconvenientes al llevarlos a escala industrial debido a los altos costos ocasionados por la cantidad de solvente utilizado y los elevados tiempos de residencia (Heydari & Hossein, 2014, p.238). Por este motivo, se debe buscar la manera de facilitar el proceso de recuperación de aluminio y PVC a escala industrial al introducir un equipo eficiente en la separación de PVC y aluminio.

En la actualidad no existe un equipo destinado específicamente a esta separación de aluminio y PVC a partir de empaques blíster a escala industrial. Además, se tienen únicamente estudios de laboratorio como los expuestos por Erazo (2015) y Wang (2015).

Adicionalmente, los estudios de la investigación realizada por Pachacama y Sanmartín (2014, p.66) indican que la industria farmacéutica de Quito anualmente desecha 26 016,25 kg (2,17 toneladas por mes) de empaques blíster, lo cual representa una oportunidad para su reciclaje.

Finalmente, considerando que en el año 2013 el sector farmacéutico del Ecuador generó un monto aproximado de 207,2 millones USD y produjo 1 590 millones de

unidades de medicamentos (MIPRO, 2014), es importante incursionar en el reciclaje de residuos provenientes de dicha industria.

Este trabajo brindará una alternativa a la disposición final de empaques blíster, con lo que se podrá procesar parte de estos empaques producidos por el sector farmacéutico con el fin de separar materiales valiosos dentro de la industria como son el aluminio y el PVC, para luego poder recuperarlos utilizando procesos convencionales.

El presente trabajo estará enfocado en el diseño de un equipo que permitirá la separación del aluminio y el PVC, de tal forma que se puedan reciclar los empaques blíster. Abarcará tanto el diseño mecánico y el sistema de control para una operación segura, como los balances de masa y energía, para determinar las condiciones de operación, así como una estimación preliminar del costo de construcción del equipo de separación junto a los sistemas auxiliares.

2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

2.1. MATERIAS PRIMAS Y PRODUCTOS

Las materias primas que conforman parte del proceso de separación son los empaques blíster y el solvente acetato de n-butilo.

Los empaques blíster son ampliamente utilizados por la industria farmacéutica debido a que presentan ventajas sobre los empaques convencionales de los cuales destacan su integridad, protección, facilidad de uso y su posibilidad de reducción de mal uso accidental. Se compone principalmente de la película de conformado, el material de cubierta, el recubrimiento de sellado en calor y el tinte de impresión. El conformado plástico abarca el 80 - 85 % del peso total y el material de cubierta el 15-20 % (Pilchik, 2000, p.72).

De acuerdo a la investigación realizada por Pachacama y Sanmartín (2014, p.66), la industria farmacéutica de Quito desecha anualmente 26 016,25 kg (2,17 toneladas por mes) de empaques blíster, este valor representa la cantidad que se desecha dentro de la misma industria como producto no conforme. Sin embargo existe adicionalmente la posibilidad de recolectar dichos empaques después de ser utilizados (en hospitales, farmacias u otros centros de acopio).

Para el proceso de separación se contempla que los empaques blíster estén limpios (ausentes de polvo y residuos de medicamentos) y cortados (preferencialmente a un tamaño aproximado de 2 x 2 cm).

El acetato de n-butilo es un solvente comúnmente usado en la producción de lacas, tintas, plásticos, perfumes y adhesivos. Presenta alta miscibilidad en la mayoría de solventes orgánicos comunes (alcoholes, cetonas, glicoles, ésteres). Puede disolver aceites, grasas, ceras, resinas metálicas, gomas de éster, caucho clorado y resinas sintéticas tales como el vinilo (PVC), poliestireno, y acrilatos (Flick, 1998, p.820).

De la investigación de Erazo (2015) se determinó que se puede utilizar acetato de n-butilo al 98 % como solvente en la separación de aluminio y PVC en los empaques blíster; al utilizar este solvente se obtuvo una pérdida de masa en los empaques blíster del 80,18 %, este valor corresponde al PVC presente en dichos empaques, mientras que el 19,82 % restante (parte no disuelta) corresponde al aluminio. Estos valores se tomaron como la composición inicial de los empaques blíster para poder realizar el balance de masa y energía.

2.2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE SEPARACIÓN DE ALUMINIO Y PVC

En el presente proyecto se realizará el diseño de un equipo de separación de aluminio y PVC a partir de empaques blíster.

En la Figura 2.1 se observa el esquema global del equipo de separación de aluminio y PVC, el equipo se compone de un sistema de agitación para favorecer la disolución, un sistema de calentamiento que permite trabajar bajo las condiciones de evaporación del solvente, un sistema de condensación y reflujo con el propósito de recuperar el solvente evaporado y un sistema de enfriamiento.

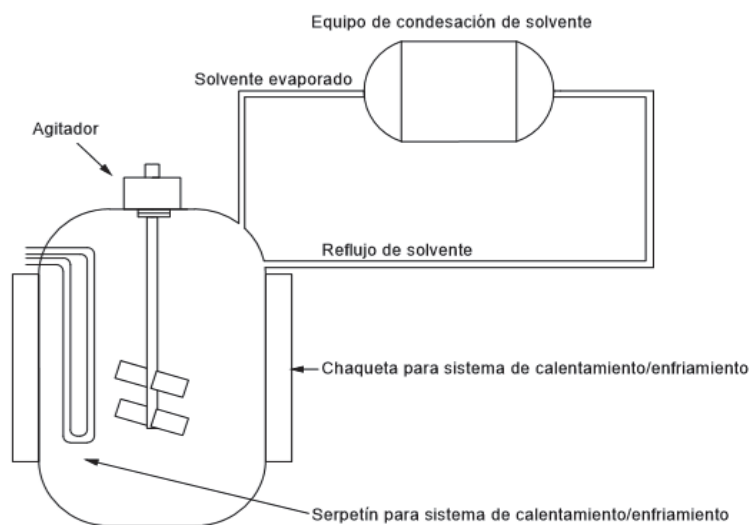


Figura 2.1. Esquema propuesto del equipo de separación de Aluminio y PVC

La relación másica del material de entrada y el solvente es de 1 a 4, con base en el trabajo realizado por Estrella (2013). Bajo estas condiciones de operación se conoce que todo el PVC se disuelve en la solución y es separado del aluminio (Erazo, 2015, p.110).

La carga al equipo se da por una compuerta lateral que permite el ingreso del material sólido (empaques blíster) y una tubería para el ingreso de solvente. Una vez que se encuentran en contacto la fase sólida y la líquida, comienza el proceso de separación.

El sistema de calentamiento incorpora una chaqueta por la cual circula vapor saturado a una presión de 6 bar con una temperatura correspondiente de 158,9 °C (ver Anexo I). Se aprovecha el calor latente de cambio de fase para aumentar la temperatura de la mezcla desde temperatura ambiente, hasta la temperatura de ebullición del solvente (152 °C). El tiempo de operación es de 150 min a partir de haber alcanzado la temperatura de ebullición. Una vez completado el calentamiento se procede al enfriamiento. El proceso de enfriamiento es necesario para poder remover el aluminio de manera segura del filtro “canasta” el cual se utiliza como medio de separación física una vez terminado el proceso de separación química. Se utiliza un serpentín que se encuentra en el interior del equipo de separación para disminuir la temperatura del mismo hasta 35 °C, como fluido de enfriamiento se utiliza agua a temperatura ambiente (aproximadamente 17 °C).

El equipo de separación incorpora a su vez un sistema de agitación, el cual opera de manera continua durante el tiempo de trabajo del equipo. La agitación favorece la disolución del PVC en el solvente (acetato de n-butilo) y favorece a su vez la transferencia de calor dentro del equipo de separación (González, 1997, pp. 70-72; Hemrajani & Tatterson, 2004, p. 354). La velocidad de giro es 185 rpm la cual permite homogeneizar la temperatura dentro del equipo de separación.

El equipo de separación incorpora adicionalmente un sistema de recirculación de solvente evaporado; esto permite trabajar a las condiciones de ebullición del solvente a las cuales se realizaron las investigaciones por Erazo(2015) y donde se

conoce que el PVC y el aluminio son separados. Por medio de un condensador que utiliza como fluido de enfriamiento agua a temperatura ambiente, puede condensar el acetato de n-butilo evaporado y reingresar al proceso.

3. CRITERIOS DE DISEÑO O EVALUACIÓN

En primera instancia se deben definir las condiciones de operación para lo cual se utilizarán los estudios experimentales realizados por Erazo (2015, p.110) de los cuales se conoce el tiempo de operación y el solvente apropiado. La relación másica del material de entrada y el solvente es de 1:4, con base en el trabajo realizado por Estrella (2013). Bajo estas condiciones de operación se conoce que todo el PVC se disuelve en la solución y se separa del aluminio (Erazo, 2015, p.110).

3.1. DISEÑO MECÁNICO DEL EQUIPO DE SEPARACIÓN

Los cálculos realizados correspondientes al diseño mecánico del equipo de separación se encuentran en el Anexo II y III.

Para el diseño mecánico del equipo de separación se debe definir primero la capacidad de procesamiento. Posteriormente, se debe establecer la presión y temperatura de diseño de acuerdo a la norma *ASME Boiling Pressure Code Sec. VIII* (ASME BPVC, 2007) con el fin de establecer las características generales del equipo como el material de construcción, los espesores, la geometría, entre otros.

3.1.1. VOLUMEN DEL EQUIPO DE SEPARACIÓN

El volumen del equipo de separación se calcula a partir de la capacidad de procesamiento diaria requerida; considerando el procesamiento en la forma de dos lotes al día. Este valor corresponde a 59,6 kg/día de empaques blíster según los

cálculos realizados en el Anexo II. El volumen del equipo de separación se define para un volumen de llenado del 65 % según los criterios para tanques agitados (Sinnot y Towler, 2013, p.636), conforme se muestra en la Ecuación 3.1.

$$0,65 V_{pv} = V \quad [3.1]$$

Donde:

V_{pv} : volumen del tanque a presión (m^3)

V : volumen de llenado del tanque a presión (m^3)

3.1.2. DETERMINACIÓN DE LA PRESIÓN Y TEMPERATURA DE DISEÑO

3.1.2.1. Presión de diseño

La presión de diseño de acuerdo a la UG-21 del código ASME BPVC (2007, p. 15) indica que se debe tomar la máxima diferencia de presión entre la parte interior y exterior del tanque a presión o de dos cámaras o secciones adyacente del tanque a presión.

Al tratarse de un tanque enchaquetado, la máxima diferencia de presión está dada por la presión al interior de la chaqueta y la presión a la que opera el equipo de separación. Sinnot y Towler (2013, p. 584) recomiendan utilizar la presión absoluta de la chaqueta de separación como presión de diseño.

3.1.2.2. Temperatura de diseño

De acuerdo a la UG-20 del código ASME BPVC (2007, p.15), la temperatura máxima de diseño se toma como la máxima temperatura a la cual trabaja el equipo de separación, la misma que está dada por la temperatura de vapor saturado a utilizarse en la chaqueta de calentamiento.

3.1.3. CÁLCULO DE LAS DIMENSIONES DEL TANQUE DE SEPARACIÓN

3.1.3.1. Dimensiones internas del tanque de separación

En primera instancia se define la relación diámetro-altura del equipo principal de separación la cual se toma de 1:3 utilizada comúnmente para recipientes de presión menores a 250 psig (Moss, 2004, p.89). Después, se selecciona el tipo de cabeza y fondo a utilizarse, y se calculan sus dimensiones. Finalmente, se verifica que se cumpla con la relación antes mencionada. La cabeza y fondo seleccionados son de tipo toriesféricos, siendo este cierre el más usado para tanques a presión que operan hasta 15 bar (Sinnott & Towler, 2013, p.579). La Figura 3.1 muestra las dimensiones principales para cabezas toriesféricas.

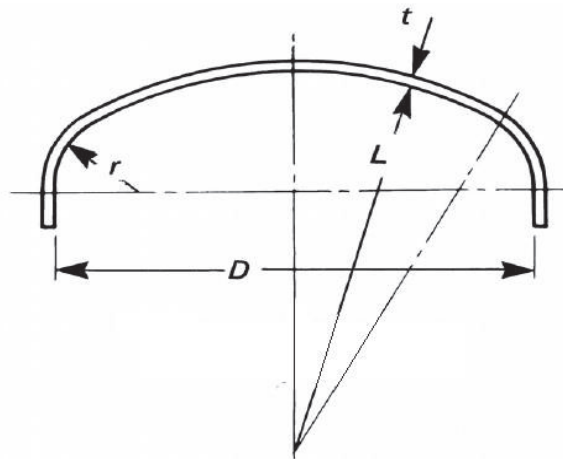


Figura 3.1. Dimensiones principales de la cabeza tipo toriesférica (ASME BPVC, 2007, p. 329)

Donde:

- t : espesor de la cabeza (mm)
- L: radio de la corona (mm)
- D: diámetro interno (mm)
- r: radio de nudillo (mm)

Las dimensiones para la cabeza toriesférica se realizan de acuerdo a los siguientes criterios sugeridos por Sinnott y Towler (2013, p.581);

- El radio corona “L”, no debe ser mayor al diámetro interno.
- La relación radio nudillo a radio corona no debe ser menor a 0,06.

3.1.3.2. Determinación del espesor del tanque de separación

- **Determinación del espesor de la coraza o cuerpo cilíndrico del tanque enchaquetado**

El espesor del tanque de separación está dado en función de la presión de diseño a la cual opera el equipo, además de las propiedades mecánicas del material de construcción. Para la determinación del espesor del cuerpo cilindro se utiliza la UG-28 del código ASME BPVC Sec VIII (2007, p.19) para espesores de coraza y tubos bajo presión externa.

Las tablas utilizadas para determinar el espesor mínimo requerido se encuentran en la Sección II, Parte D de la mencionada norma.

Para la determinación del espesor mínimo se sigue el procedimiento de la norma ASME BPVC Sec VIII (2007, p. 20) utilizado para tanques expuestos a presión externa con una relación de diámetro externo-espesor mayor o igual que 10, que se muestra en la Ecuación 3.2.

$$D_o/t \geq 10 \quad [3.2]$$

Donde:

D_o : diámetro externo (mm)

t : espesor asumido (mm)

La longitud “L” en tanques a presión corresponde a la longitud de diseño de una sección del tanque a presión entre líneas de soporte. En tanques enchaquetados, es la distancia entre el cierre de la chaqueta y una distancia de un tercio de la altura de la tapa por debajo de la sección cilíndrica del tanque, de acuerdo a la Figura 3.2.

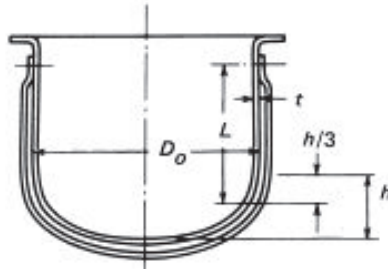


Figura 3.2. Representación de las variables para el diseño de tanques cilíndricos expuestos a presión externa (BPVC Sec VII, 2007)

La presión calculada utilizando los monogramas de la ASME BPVC Sección II, Parte D (2007), debe ser mayor a la presión de diseño establecida. La presión recalculada se obtiene con la Ecuación 3.3. Al establecerse esta condición, no se requiere el uso de anillos de refuerzo para presión externa (Moss, Basic, 2013, p. 43)

$$P_a = \frac{4B}{3(D_o/t)} \quad [3.3]$$

Donde:

B: factor B para la determinación de espesores mínimos (MPa)

D_o : diámetro externo (mm)

t: espesor mínimo requerido (mm)

P_a : valor calculado de la presión máxima permisible para un valor asumido de t (MPa)

- Determinación del espesor de la cabeza y fondo del tanque enchaquetado

Para la determinación del espesor de la tapa superior se toma la presión interna de diseño que corresponde a 3 bar, puesto que es a la que opera el equipo de separación. El espesor se determina con el apéndice mandatorio 1 sección 1-4 de la ASME BPVC (2007) para cabezas formadas y bajo presión en el lado cóncavo utilizando la Ecuación 3.4.

$$t = \frac{P_i L M}{2SE - 0,2P_i} \quad [3.4]$$

Donde:

P_i: Presión interna de diseño (MPa)

L: Radio corona de la cabeza toriesférica (mm)

M: Factor dependiente de la proporción L/r

S: Máximo valor de esfuerzo del material (MPa)

E: Eficiencia de soldadura

t = Espesor mínimo requerido (mm)

Para el caso de la tapa inferior se debe evaluar tanto la presión interna como la presión externa. Para la presión en el lado cóncavo (presión interna) se determina el espesor de acuerdo a la UG- 32 de la ASME BPVC Sec. VII 2007 tomando en cuenta la presión ejercida por la columna del líquido.

La evaluación de la presión externa se rige a la UG-33 de la ASME BPVC 2007: Cabezas formadas, presión en el lado cóncavo. Para evaluar la presión externa se aplica la Ecuación 3.4 tomando como presión de diseño 1,67 veces la presión ejercida sobre el lado cóncavo y considerando una eficiencia de soldadura (E) igual a uno.

El espesor calculado con la Ecuación 3.4 se compara con el calculado a partir de la Ecuación 3.5 y se selecciona el mayor de ambos valores.

$$P_a = \frac{B}{R_o/t} \quad [3.5]$$

Donde:

P_a: presión máxima de operación permitida para un espesor asumido (MPa)

B: factor B para el cálculo de espesores mínimos expuestos a presiones externas (MPa)

R_o : radio externo del cuerpo esférico (mm)

- **Determinación del espesor de la chaqueta de calentamiento del tanque a presión**

Para la determinación del espesor de la chaqueta de calentamiento del tanque a presión, se considera como presión de diseño 6 bar, correspondientes a la presión a la que se encuentra el vapor saturado de calentamiento. De acuerdo a la UG-27 de la ASME BPVC Sec. VIII (2007) para espesores de coraza bajo presión interna se utiliza la Ecuación 3.6. Esto permite determinar el espesor mínimo para la sección cilíndrica de la chaqueta de calentamiento.

$$t = \frac{P_i R}{SE - 0,6P_i} \quad [3.6]$$

Donde:

P_i : presión interna de diseño (MPa)

R: radio interno de la coraza (mm)

S: máximo valor de esfuerzo del material (MPa)

E: eficiencia de soldadura (se asume un valor de 0,85)

t: espesor mínimo requerido (mm)

Para la sección del fondo toriesférico, la determinación del espesor está dado por la Ecuación 3.4 (apéndice mandatorio 1 sección 1-4 para cabezas formadas y bajo presión en el lado cóncavo del código ASME BPVC) utilizando una presión interna de 3 bar.

3.1.3.3. Cálculo de los refuerzos en las aberturas de los tanques a presión

Para el cálculo del área de refuerzo requerido en las aberturas del tanque a presión se toma en cuenta los códigos UG-36 y UG-37 de la normativa ASME BPVC Sec

VII (2007, pp.38-41). De los cuales el área de refuerzo debe ser mayor al área removida por la abertura tomando en consideración los siguientes aspectos.

- No es necesario recompensar todo el metal removido, sino únicamente el necesario para resistir la presión interna.
- Los excesos de espesor provenientes del cuerpo del tanque a presión, así como de la boca insertada, las extensiones de la abertura y el área de soldadura cuentan como refuerzo.
- Aberturas no sujetas a rápidas fluctuaciones de presión no requieren refuerzo si son menores a 2 pulg y tienen un espesor de pared mayor a 3/8 pulg.

El área requerida para reforzar se calcula de acuerdo a la Ecuación 3.7.

$$A_r = d_{cc} \times t_r \quad [3.7]$$

Donde:

A_r : área requerida para reforzar (mm^2).

d_{cc} : diámetro interno de la abertura bajo condiciones de corrosión (mm).

t_r : espesor requerido a la presión de diseño en el cuerpo cilíndrico debido a cargas circunferenciales o espesor de cabeza requerido (mm).

Para el cálculo de t_r se utiliza la Ecuación 3.6 para la determinación de espesores en la sección cilíndrica bajo presión interna (UG-27 ASME BPVC Sec VIII, 2007), o a su vez la Ecuación 3.4 para la sección toriesférica.

Para el caso de inserciones con resistencia mayor a la del cuerpo del tanque a presión, las áreas de refuerzo nombradas anteriormente se calculan de la siguiente manera.

Para el área de exceso debido al espesor de la pared del tanque a presión (A_1) se consideran las Ecuaciones 3.8 y 3.9 y se selecciona la que tenga el mayor valor.

$$A_{1_1} = (t_{nom} - t_r) d_{cc} \quad [3.8]$$

$$A_{1_2} = (t_{nom} - t_r)(t_n + t_{nom})^2 \quad [3.9]$$

Donde:

t_{nom} : espesor nominal de la pared del *vessel* (condiciones de corrosión) (mm)

t_n : espesor nominal de la tubería de entrada (condiciones de corrosión) (mm)

Para el área de exceso debido al espesor en la boca insertada (A_2) se consideran las Ecuaciones 3.10 y 3.11 y se toma el menor valor.

$$A_{2_1} = (t_n - t_{rn}) 5t \quad [3.10]$$

$$A_{2_2} = (t_n - t_{rn}) 5t_n \quad [3.11]$$

Donde:

t_{rn} : espesor requerido en la tubería de entrada (mm), el cual se calcula utilizando las mismas fórmulas empleadas en la determinación de t_r .

El área interna de extensión de la boca de inserción se calcula utilizando la Ecuación 3.12.

$$A_3 = (t_n - t_c) 2h_a \quad [3.12]$$

Donde:

h_a : distancia que la inserción se proyecta más allá de la superficie interna de la pared del *vessel* (mm)

t_c : espesor de corrosión (mm)

3.1.4. SELECCIÓN DEL MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN

La selección del material de construcción se toma de los materiales recomendados para el almacenamiento del fluido de servicio que en este caso es el acetato de n-butilo.

Entre estos materiales, se tiene el acero al carbono A-36 (uno de los aceros más comúnmente usados), el acero inoxidable 316 (recomendado para compuestos clorados) y la aleación de aluminio 3003 O. El material que se utiliza para la construcción se define de acuerdo a los criterios de selección de Sinnott y Towler (2013, pp.280-290) y Bednar (1986, pp. 284-293) y se seleccionará el material que presente los mejores valores para estos parámetros

- Resistencia mecánica a las condiciones de operación

La resistencia mecánica a la corrosión se refleja en los espesores calculados para cada uno de los materiales pre-seleccionados para las condiciones de operación del equipo de separación.

- Resistencia a la corrosión

Evalúa la resistencia a la corrosión del material expuesto a las condiciones de operación (temperatura y fluido de proceso).

- Disponibilidad

Evalúa la disponibilidad del material en el mercado local.

- Costo

Los costos para los materiales de construcción del equipo de separación están dados por la ponderación de costos relativos, los cuales son presentados en el Anexo A.III.5.

3.1.5. SELECCIÓN DEL TIPO DE SOLDADURA PARA TANQUES A PRESIÓN

3.1.5.1. Selección del tipo de soldadura para el cuerpo del *vessel*

La selección de los diferentes tipos de soldadura requeridos en el cuerpo principal del equipo se basa en los siguientes criterios.

La normativa ASME BPV Code Sec VIII D.1 Parte UW (2007, p.105), expone los requerimientos para la fabricación por soldadura de tanques a presión. Las secciones consideradas son las que se refieren al tipo de juntas soldadas (UW-12) y el diseño de las mismas (UW-2 y UW-3). De la parte UW-2 (2007) se definen cuatro categorías de soldadura las cuales se las identifican en la Figura 3.3 y son:

Categoría A:

Soldaduras longitudinales o espirales en la carcasa principal, cuellos o boquillas, o soldaduras circunferenciales conectando cabezas hemisféricas a la carcasa principal, cuellos o boquillas.

Categoría B:

Soldaduras circunferenciales en el cuerpo principal, cuellos o boquillas o conexión de una cabeza diferente a la hemisférica.

Categoría C:

Soldaduras que conectan bridas, láminas de tubos o cabezas planas a la envoltura principal, una cabeza, cuello o boquilla formada.

Categoría D:

Soldaduras que conectan cámaras o boquillas de comunicación al cuerpo principal a las cabezas o a los cuellos.

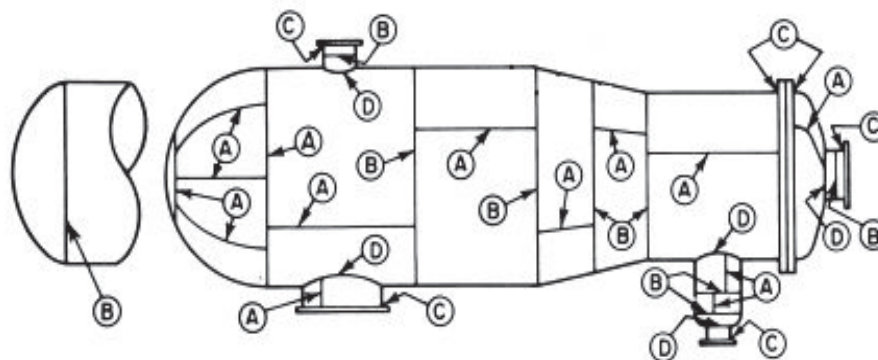


Figura 3.3. Ilustración de las posiciones conjuntas soldadas típicas de las categorías A, B, C y D
(ASME BPVC Sec. VIII D.1 UW-2, 2007)

En la Tabla 3.1 se exponen los diferentes tipos de juntas soldadas, su correspondencia a las categorías y su respectiva eficiencia según el grado de examinación.

Tabla 4. 1. Tipos de juntas soldadas, su categoría y eficiencia según el grado de examinación







Tipos (según código UW-12)	Categoría de la Junta	Eficiencia de soldadura de la junta		
		Totalmente radiografiado	Examinación visual	No examinada
<p>1</p>  <p>Juntas a tope obtenidas por soldadura de cordón doble o por otros medios que obtengan la misma cantidad de metal de soldadura en el interior o exterior de la superficie de soldadura</p>	A,B,C,D	1,00	0,85	0,7
 <p>Junta a tope de un solo cordón con uso de refuerzo posterior</p>	A,B,C,D	0,9	0,8	0,65

Tabla 3.1 Tipos de juntas soldadas, su categoría y eficiencia según el grado de examinación (continuación...)

<p>3</p>  <p>Junta a tope de un solo cordón sin uso de refuerzo posterior</p>	A,B,C	-	-	0,6
<p>4</p>  <p>Junta a traslape de doble filete completo</p>	A,B,C	-	-	0,55
<p>5</p>  <p>Junta a traslape de un solo filete completo con soldadura de tapón</p>	B,C	-	-	0,50
<p>6</p>  <p>Junta a traslape de un solo filete completo sin soldadura de tapón</p>	A,B	-	-	0,45

*(ASME BPVC Sec VIII D.1, Parte UW, 2007)

3.1.5.2. Selección del tipo de cierre para la chaqueta del *vessel*

Los criterios del tipo de soldadura requerido para tanques a presión enchaquetados se encuentran en el Apéndice Mandatorio 9 de la ASME BPVC Sec. VIII Div 1 (2007).

Los posibles cierres permitidos para la chaqueta guardan correspondencia a la clasificación previa de tipos aceptables de tanques a presión enchaquetados, los cuales se muestra en la Figura 3.4.

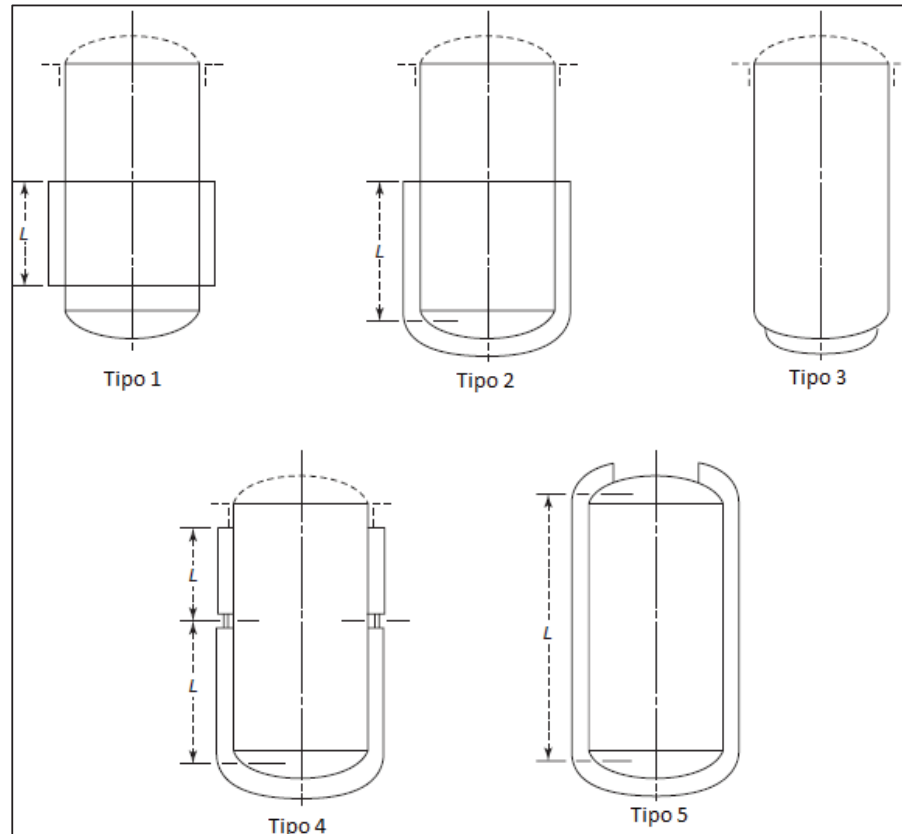


Figura 3.4. Tipos de tanques enchaquetados aceptables
(ASME BPVC Sec VIII D.1, 2007)

Para el diseño del tanque a presión para la separación de aluminio y PVC a partir de empaques blíster el cual se clasifica como un tanque a presión de tipo 2, se puede seleccionar cualquiera de los tipos de cierre expuestos en la Figura 3.5.

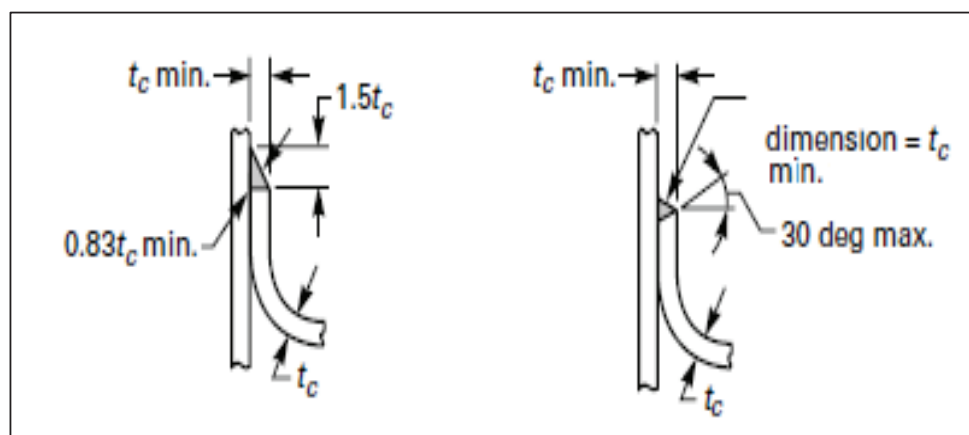


Figura 3.5. Cierres aceptables para tanques a presión de tipo 2
(ASME BPVC Sec VIII D.1, 2007)

3.1.6. DIMENSIONAMIENTO Y SELECCIÓN DE BRIDAS PARA EL EQUIPO DE SEPARACIÓN

De acuerdo a la normativa ASME B16.5 (2013) se seleccionan las bridas requeridas para la entrada de material blíster al reactor y la entrada al *manhole*. Se selecciona en función de la temperatura y presión de diseño, material de construcción y tamaño nominal de la entrada o tubería.

3.1.7. DISEÑO DEL SISTEMA DE DESCARGA

El sistema de descarga consiste en un filtro tipo canasta (*strain basket*) para la separación del aluminio de la solución de acetato de n-butilo y PVC. El dimensionamiento del filtro está dado en función del tamaño nominal de la tubería y el tamaño de apertura del tamiz.

La caída de presión está dada en función del flujo, tamaño nominal de la tubería, la viscosidad del fluido y las características propias del accesorio. Generalmente los proveedores entregan las gráficas pertinentes para el cálculo de la caída de presión de acuerdo al modelo seleccionado.

3.2. DIMENSIONAMIENTO DEL SISTEMA DE AGITACIÓN

Los cálculos realizados para el dimensionamiento del sistema de agitación se presentan de forma detallada en el Anexo IV.

Para el sistema de agitación se toman en cuenta los criterios para mezcla de líquidos encontrados en Sinnott y Towler (2013, p.661).

- Tipo de operación
- Naturaleza del proceso
- Grado de mezcla requerido

- Propiedades físicas del líquido
- Operaciones asociadas al proceso

Preliminarmente se define el tipo de agitador en función del volumen del tanque del *vessel* y la viscosidad del fluido según la Figura 3.6. Después se aplican los criterios expuestos anteriormente para definir el agitador más apropiado.

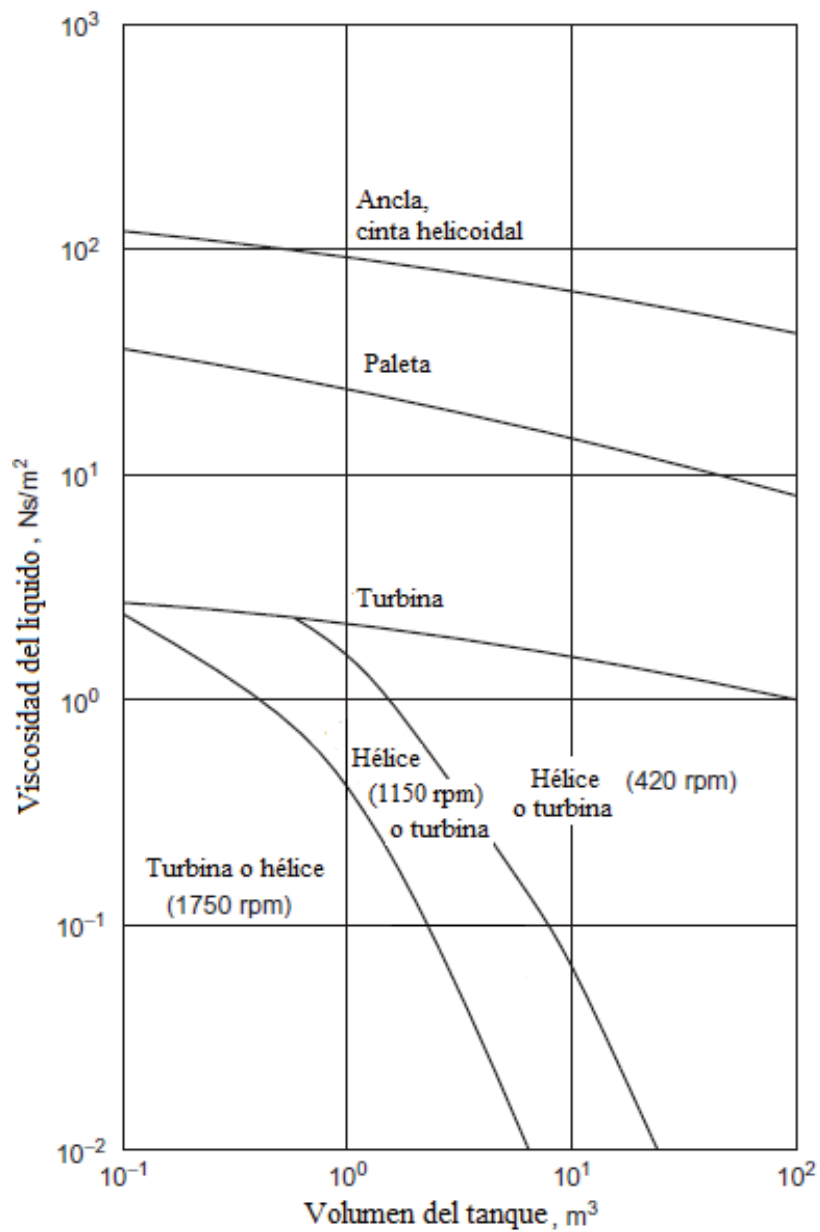


Figura 3.6. Guía para la selección de un agitador
(Sinnot y Towler, 2013, p. 665)

En la Figura 3.7 se muestra el esquema de un tanque con agitador, con las variables requeridas para el dimensionamiento del agitador.

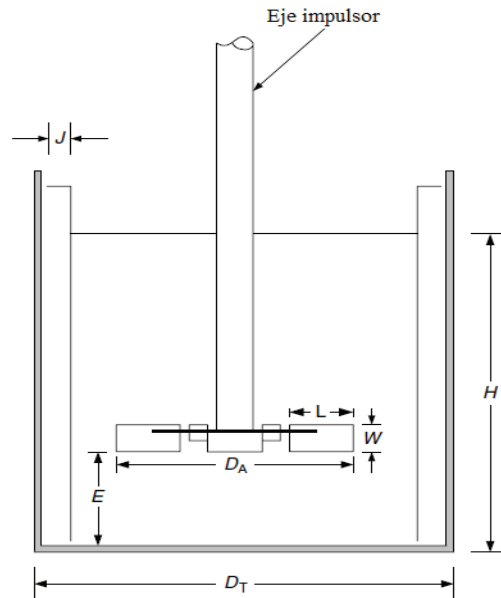


Figura 3.7. Variables para el dimensionamiento de un tanque agitado
(Coker, 2007, p. 464)

Donde:

- D_A : diámetro del agitador (mm)
- H : altura del líquido (mm)
- D_t : diámetro del tanque (mm)
- E : altura del agitador al fondo del tanque (mm)
- J : ancho del baffle (mm)
- L : longitud de la cuchilla (mm)
- W : altura de la cuchilla (mm)
- B : número de cuchillas en el *impeller*
- N_b : número de baffles

El conjunto de Ecuaciones de la 3.13 a la 3.18, permiten determinar las dimensiones del agitador mostradas en la Figura 3.7, partiendo del diámetro interno del tanque de separación.

$$\frac{D_A}{D_T} = \frac{1}{3} \quad [3.13]$$

$$\frac{E}{D_A} = 1 \quad [3.14]$$

$$\frac{H}{D_T} = 1 \quad [3.15]$$

$$\frac{W}{D_A} = \frac{1}{5} \quad [3.16]$$

$$\frac{J}{D_t} = \frac{1}{12} \quad [3.17]$$

$$\frac{L}{D_A} = \frac{1}{4} \quad [3.18]$$

Una vez determinadas las dimensiones del agitador se calcula el número de *impellers* y su altura con respecto al fondo del tanque, mediante la relación de altura máxima del líquido y el tipo de mezcla conforme se muestra en la Tabla 3.2.

Tabla 4. 2. Relación de la altura máxima del líquido, número de *impellers* y la altura del *impeller* desde el fondo del tanque con el tipo de mezcla

Sistema de mezcla	Máxima altura del líquido H/DT	Número de <i>impellers</i>	Altura del <i>impeller</i> desde el fondo del tanque	
			Fondo	Superior
Mezclas líquidas	1,4	1	H/3	--
	2,1	2	Dt/3	2 H/3
Sólidos en suspensión	1,2	1	H/3	--
	1,8	2	Dt/4	2 H/3
Gases	1,0	1	Dt/6	--
	1,8	2	Dt/6	2 H/3

*(Hemrajani & Tatterson, 2004, p.372)

Una vez determinado el número de *impellers*, se procede al cálculo de la energía requerida que se calcula según la Ecuación 3.19.

$$P = N_{p_c} * \delta * N^3 * D_A^5 \quad [3.19]$$

Donde:

N_{pc} : *power number* corregido
 δ : densidad del fluido (kg/m^3)
 N : revoluciones del agitador (rps)
 D_A : diámetro del agitador (m)

El *power number* depende del tipo de *impeller*, la geometría del sistema de agitación y el número de Reynolds el cual se calcula según la Ecuación 3. 20. El *power number* se corrige en función del número de *impellers* y la geometría del sistema de agitación (Atiemo-Obeng, Penney & Armenante, 2004, p.360).

$$Re_a = \frac{\delta * N * D_A^2}{\mu} \quad [3.20]$$

Donde:

Re: número de Reynolds para un sistema de agitación.

μ : viscosidad del fluido (kg/ms)

La Figura 3.8. permite calcular el *power number* considerando el número de Reynolds y el tipo de agitador.

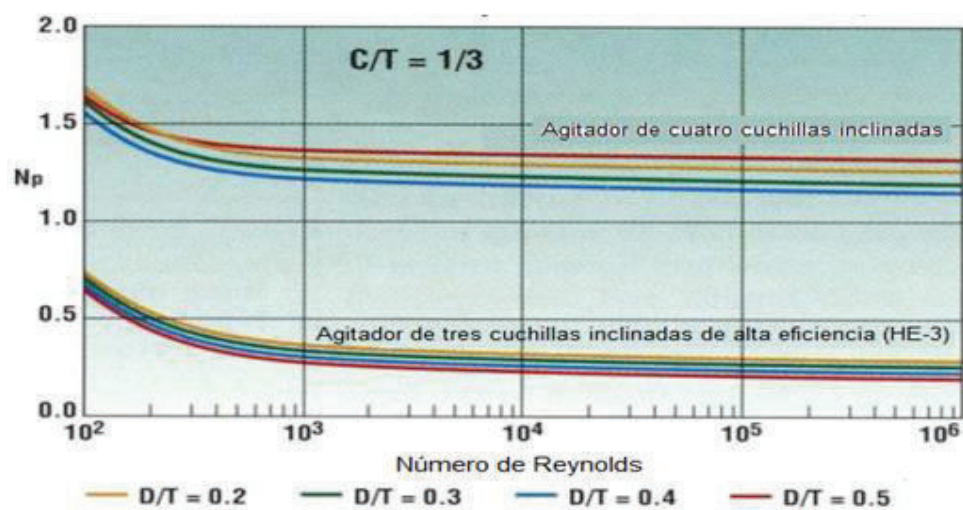


Figura 3.8. Relación del número de Reynolds con el número de potencia en función del tipo de *impeller*
(Coker, 2007, p. 477)

Para un número de *impellers* igual a 2, La Figura 3.9 permite corregir el *power number* en función de la relación S/D (calculada con la Ecuación 3.21), considerando el tipo de agitador previsto *Flat bladed turbine* (FBT) o *Pitched bladed turbine* (PBT) (Atiemo-Obeng, Penney & Armenante, 2004, p.364).

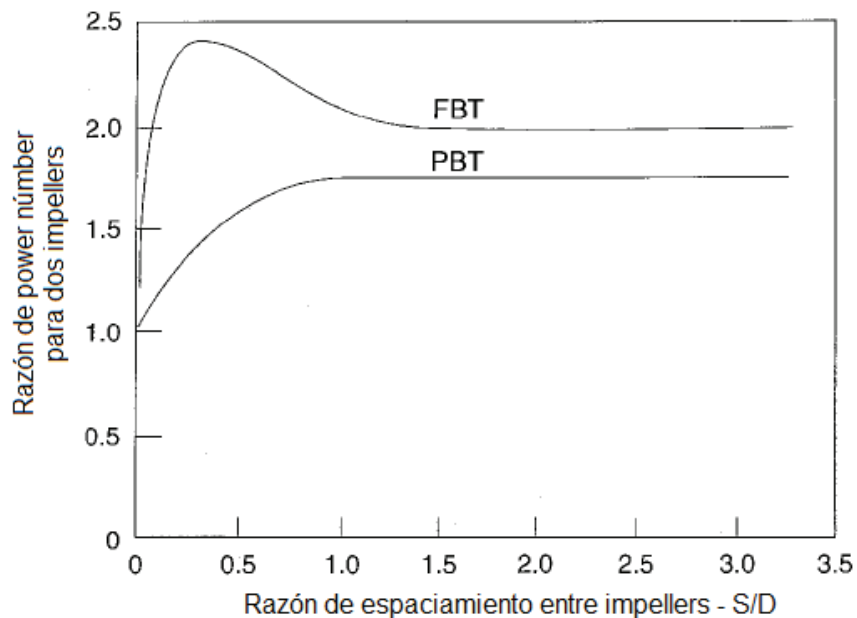


Figura 3.9. Efecto del espaciamiento de turbina dual en el power number para FBT y PBT (Atiemo-Obeng, Penney & Armenante, 2004, p. 364)

$$R_{S/D} = \frac{S}{D_A} \quad [3.21]$$

Donde:

$R_{S/D}$: relación de espaciamiento entre *impellers* y el diámetro del agitador.

S: espaciamiento entre *impellers*

Con la relación S/D_A y la Figura 3.9 se determina el factor de corrección al *power number* tomando en cuenta el número de *impellers* (F_{C1}).

Adicionalmente la potencia requerida depende del número de *baffles*, por lo tanto, se añade el factor de corrección en función del número de *baffles* (F_{C2}), acorde a lo presentado en la Figura 3.10 (Atiemo-Obeng, Penney & Armenante, 2004, p.362).

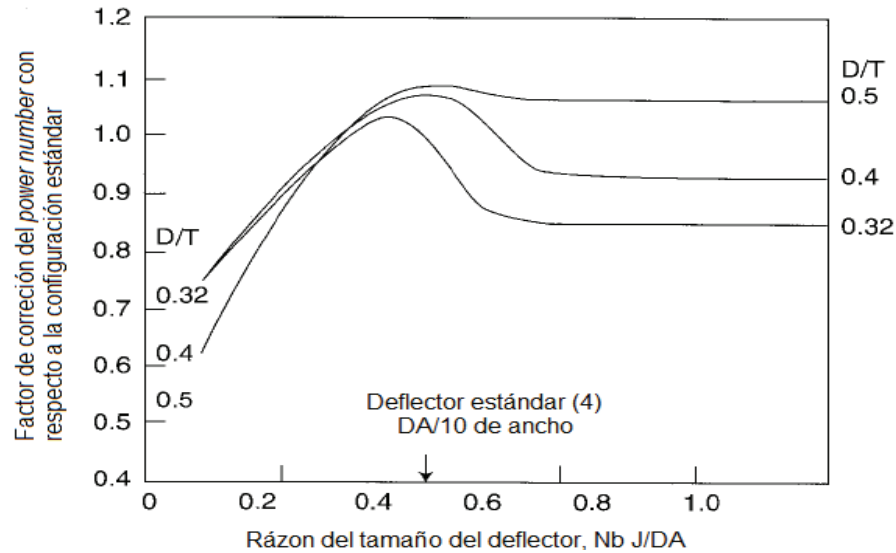


Figura 3.10. Efectos del número baffles y el DA/DT en el número de potencia (Atiemo-Obeng, Penney & Armenante, 2004, p. 362)

Donde la relación del tamaño de baffles “R” se calcula mediante la Ecuación 3.22.

$$R = N_b * \frac{J}{D_A} \quad [3.22]$$

Donde:

N_b : Número de *baffles*

J : ancho del *baffle* (mm)

D_A : Diámetro interno del equipo de separación (mm)

Finalmente, el *power number* se corrige en función de la relación de espaciamento (EF), la cual se calcula con la Ecuación 3.23

$$EF = \frac{C}{D_A} \quad [3.23]$$

Donde:

EF: relación de espaciamento

C: distancia desde el fondo del *vessel* hasta el primer *impeller*

Con la relación EF y según el tipo de agitador se determina de la Figura 3.11 el factor de corrección (F_{C3}).

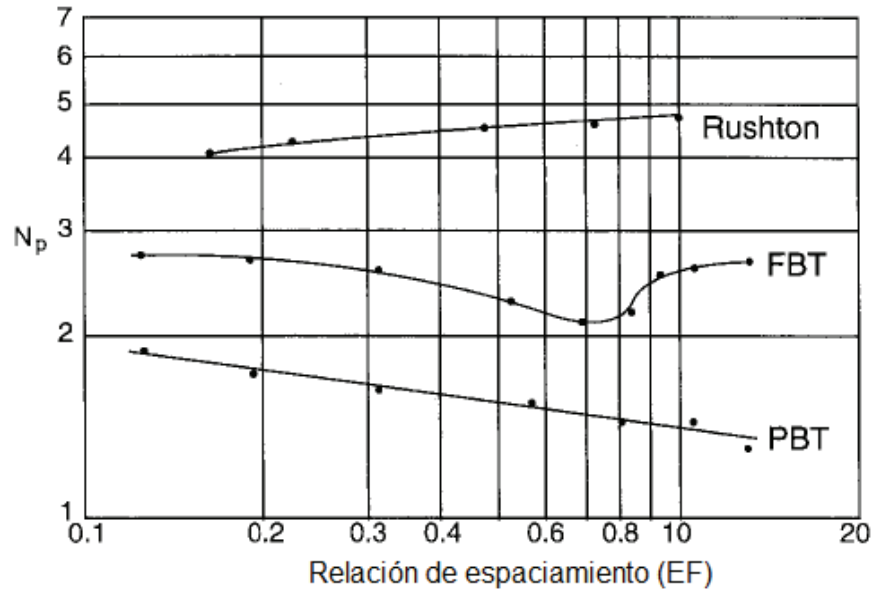


Figura 3.11. Efecto de la relación de espaciado (EF) en el *power number* para PBT, FBT y DFBT
(Atiemo-Obeng, Penney & Armenante, 2004, p. 363)

El *power number* corregido se calcula con la Ecuación 3.24;

$$N_{p_c} = N_p * F_{C1} * F_{C2} * F_{C3} \quad [3.24]$$

Donde:

N_{p_c} : *power number* corregido

Para finalizar el diseño mecánico del separador, se determina el espesor del eje del agitador. Para esto se toma en cuenta los momentos de torsión y fuerzas hidráulicas que actúan sobre el eje del impulsor (Paul, Atiemo – Obeng y Kresta, 2004, p.1287). Los criterios y el procedimiento a seguir en el diseño del eje del impulsor según Paul, Atiemo – Obeng y Kresta (2004, p.1287) son:

1. Determinar el material de construcción y la tensión admisible para cizallamiento combinado y la tracción combinada.

2. Calcular el espesor del eje sólido mínimo, que cumpla con los límites tanto cizallamiento como de tensión, los cuales se calculan a partir de las Ecuaciones 3.25 y 3.26 respectivamente (Paul, Atiemo – Obeng y Kresta, 2004, p.1292).

$$D_s = \left(\frac{16 * \sqrt{T_{max}^2 + M_{max}^2}}{\pi * \sigma_s} \right)^{\frac{1}{3}} \quad [3.25]$$

Donde:

Ds: diámetro mínimo del eje del agitador considerando esfuerzos de cizallamiento (m)

Tmax: torque máximo en el impulsor (N*m)

Mmax: momento de torsión máximo (N*m)

σ_s : esfuerzo a la tensión

$$D_t = \left(\frac{16 * (M_{max} + \sqrt{T_{max}^2 + M_{max}^2})}{\pi * \sigma} \right)^{\frac{1}{3}} \quad [3.26]$$

Donde:

Dt: diámetro mínimo del eje del agitador considerando esfuerzos de tensión (m).

De los valores obtenidos con las Ecuaciones 3.25 y 3.26, se redondea al tamaño nominal más cercano en pulgadas para obtener un tamaño estándar o comercial.

3. Para este tamaño de eje estándar, se determina la frecuencia natural o velocidad crítica del sistema eje e impulsor utilizando la Ecuación 3.27 (Paul, Atiemo – Obeng y Kresta, 2004, p.1298).

$$N_c = \frac{5,33 * d^2 \sqrt{\frac{E}{\rho}}}{L * \sqrt{L + S_b} * \sqrt{W_e + \frac{w * L}{4}}} \quad [3.27]$$

Donde:

- N_c : frecuencia natural o velocidad crítica (rps)
 E : módulo de elasticidad del material de construcción del agitador (N/m^2)
 ρ : densidad del metal de construcción (kg/m^3)
 L : largo del agitador (m)
 S_b : espaciamiento para soporte del eje (m)
 W_e : masa equivalente de los *impellers* (kg)
 w : peso por unidad de longitud del eje (kg/m)
 d : diámetro del eje del agitador (m)

Si el sistema cumple con el criterio de frecuencia natural mostrado en la Ecuación 3.28, el diseño se ha completado (Paul, Atiemo – Obeng y Kresta, 2004, p.1296).

$$0,8 * N_c < N < 1,2 * N_c \quad [3.28]$$

4. Si la velocidad del eje está cerca de la frecuencia natural, se aumenta el tamaño del eje sólido en 0,5 pulgada. Se realiza el cálculo de velocidad crítica y se comprueba el criterio expuesto en la Ecuación 3.28.

3.3. SELECCIÓN DEL EQUIPO DE CONTROL

Entre los principales objetivos del sistema de control están: la operación segura de planta o de los equipos específicos, calidad y tiempo para la producción, bajos costos de operación y la estabilidad (Sinnot y Towler, 2013, p.259).

El sistema de control está compuesto por diferentes tipos de instrumentos los cuales permiten controlar o monitorear las variables deseadas en un proceso. Los elementos principales del sistema de control son los medidores de las diferentes variables del proceso (presión, temperatura, nivel, entre otros). La forma que operan los equipos de control es de acuerdo a las señales transmitidas entre los componente del mismo (Sinnot y Towler, 2013, pp.257-258).

3.3.1. TIPOS DE SEÑALES

El sistema de control requiere de una señal que transmite la información, es decir el valor del parámetro medido. Existen diferentes tipos de señales, según los requerimientos del sistema de control. Entre las más comunes están: señales análogas y las señales discretas.

Las señales análogas se caracterizan por tener naturaleza continua y por variar en función del tiempo dentro de un rango determinado, el cual está dado por los fenómenos físicos asociados al proceso (Love, 2007, p. 19).

Las señales discretas comprenden dos o más estados por ejemplo on/off, auto/manual u *open/close*, y únicamente puede estar presente como uno de esos estados durante cada momento particular del proceso (Love, 2007, p. 19).

En la Tabla 3.3 se muestran los rangos estándares para las distintas formas y tipos de señales.

Tabla 4. 3. Rangos estándares para formas y tipos de señales

Forma	Naturaleza	Rango estándar
Eléctrica	Analógica	4 – 20 mA 0 – 5 V
	Discreta	0 / 24 V
Neumática	Pulsación	0 / 20 mA
	Analógica	3 – 15 psig
	Discreta	0 / 50 psig

*(Love, 2007, p. 20).

3.3.2. EQUIPOS DE MEDICIÓN

Los equipos de medición permiten un monitoreo continuo de las distintas variables del proceso. Estos equipos constituyen el elemento principal del sistema de control; los equipos de medición comúnmente usados en plantas industriales son los

medidores de flujo, temperatura, nivel y presión (Couper, Penney, Fair & Walas, 2012, pp.35-38).

3.3.2.1. Medidores de flujo

Los medidores de flujo más comunes son los del tipo placa-orificio, como su nombre lo indica es una placa circular hueca en el centro, generalmente de acero inoxidable para resistir a la corrosión y erosión, y se conectan mediante bridas a la tubería. Cuando el fluido pasa por el medidor placa orificio instalado en la tubería provoca una caída de presión que es directamente proporcional al cuadrado del flujo, por lo que indirectamente se obtiene una medida del flujo. Una de las ventajas de este tipo de medidor es su versatilidad ya que puede ser utilizado para líquidos y gases, además, su costo de instalación es bajo, sin embargo, ocasiona una pérdida de presión por lo que se puede necesitar bombas para compensar estas pérdidas (Love, 2007, pp. 67-71).

Otro tipo de medidores de flujo son los rotámetros, los cuales proporcionan una medida analógica, consiste de un tubo flotante en el fluido que circula, cuando el flujo atraviesa por el medidor ocasiona una caída de presión, que es constante a lo largo del medidor, pero su área es variable (Love, 2007, pp.79 – 80).

Actualmente en el mercado se encuentran medidores de flujo electromagnéticos, que se utilizan para fluidos con electrolitos, ultrasónicos, medidores de vórtices, de masa, que operan con el principio de Coriolis, estos medidores son costosos y específicos para cada servicio por lo que no son usados ampliamente a nivel industrial (Love, 2007, pp. 82 – 85).

3.3.2.2. Medidores de nivel

Dentro de los medidores de nivel los más comunes y económicos en el mercado, son los denominados calibradores de vidrio, que no son más que visores que permiten detectar el nivel del líquido en el tanque. Las celdas del diafragma se

utilizan para medir el nivel en tanques con venteo, cuentan con una válvula aislada de alta presión que se conecta a la salida del tanque, mientras que el lado de baja presión está expuesto al ambiente, por diferencia de presión se puede medir el nivel del líquido, sin embargo este tipo de medidor se puede utilizar solamente cuando los fluidos son limpios y sin sólidos suspendidos (Love, 2007, pp. 87 – 88).

3.3.2.3. Medidores de temperatura

La temperatura es una de las variables que más influye dentro de los procesos, se cuenta con algunos instrumentos para medirla. Las termocuplas están formadas por dos alambres de distintos metales que se unen en un circuito, una unión tendrá mayor energía electromagnética en relación a la otra y esta energía se asocia a la temperatura. Se puede adicionar un tercer alambre con un potencial de referencia para medir la diferencia de potencial que se asocia al cambio de temperatura, este tercer elemento suele ser de cobre. Los metales más usados son: cromel/constantán, hierro/constantán, platino/rodio, cada par es específico para un rango de temperaturas y según el tipo de servicio en el que se va a instalar (Love, 2007, pp. 99 – 101). También es común utilizar resistencias para mediciones de temperatura. La resistencia eléctrica es función de la temperatura, las variaciones en la resistencia eléctrica pueden ser transformadas a variaciones de temperatura (Love, 2007, pp. 102 – 103).

3.3.2.4. Medidores de presión

Las variaciones de presión se puede medir utilizando las celdas DP (*Differential pressure cells*). El principio de operación consiste en que una diferencia de presión provocará un desplazamiento de un diafragma; este desplazamiento puede ser transmitido mecánicamente a un fuelle para registrar una señal neumática o puede ser convertida a señal eléctrica por un medidor de esfuerzos o por el movimiento del diafragma con respecto a un condensador de placa estática (Sinnot y Towler, 2013, p.258).

3.3.3. ELEMENTOS DE CONTROL FINAL

El sistema de control se compone por los equipos de medición, las señales, los transmisores y finalmente los actuadores los cuales se encargan de abrir y cerrar las válvulas de control para lograr llegar a las condiciones de operación requeridas. En la Tabla 3.4 se muestran las características de los principales tipos de válvulas.

Tabla 4. 4. Características de las principales tipos de válvulas

Característica	Tipo			
	Globo	Mariposa	Bola	Diafragma
Tamaño [cm]	0,5 – 40,0	2 – 500	1,5 – 90,0	0,5 – 50,0
Temperatura máxima [°C]	650	1 200	750	175
Caída de presión máxima [bar]	10 – 500	5 – 400	5 – 100	2 – 15
Materiales de construcción	Cuerpo y accesorios en metal, partes pequeñas en plástico	Cuerpo y disco en metal, se puede añadir aislantes	Cuerpo y bola de metal. El cuerpo puede ser reforzado y aislado con plástico, así como la bola.	Cuerpo de metal, plástico y vidrio. El diafragma es a base de elastómeros
Aplicaciones	Para condiciones extremas	Gran tamaño, para fluidos viscosos	Para lodos pero fluidos no arenosos	Para fluidos corrosivos, con sólidos suspendidos.
Ventajas	Gran variedad. Ruido y cavitación manejable, gran exactitud	Más barata que la de globo, tamaños desde 5 cm, alta capacidad.	Costo moderado, alta capacidad, abarca grandes rangos, no invasiva, baja caída de presión	Bajo costo, construcción simple.
Desventajas	Alto costo.	Alto torque, ruido y cavitación. Poco sensible	Alta fricción y torque, ruido y cavitación, requiere aislante, espacio muerto en la cavidad	Condiciones de operación limitadas, altos costos de mantenimiento

(Love, 2007, p. 131)

4. DISEÑO DEL EQUIPO

4.1. DIAGRAMA DE BLOQUES BPD Y DIAGRAMA DE FLUJO PFD

En las Figura 4.1 y 4.2 se muestran los diagramas de bloques BPD y de flujo PFD del proceso de separación de aluminio y PVC a partir de empaques blíster.

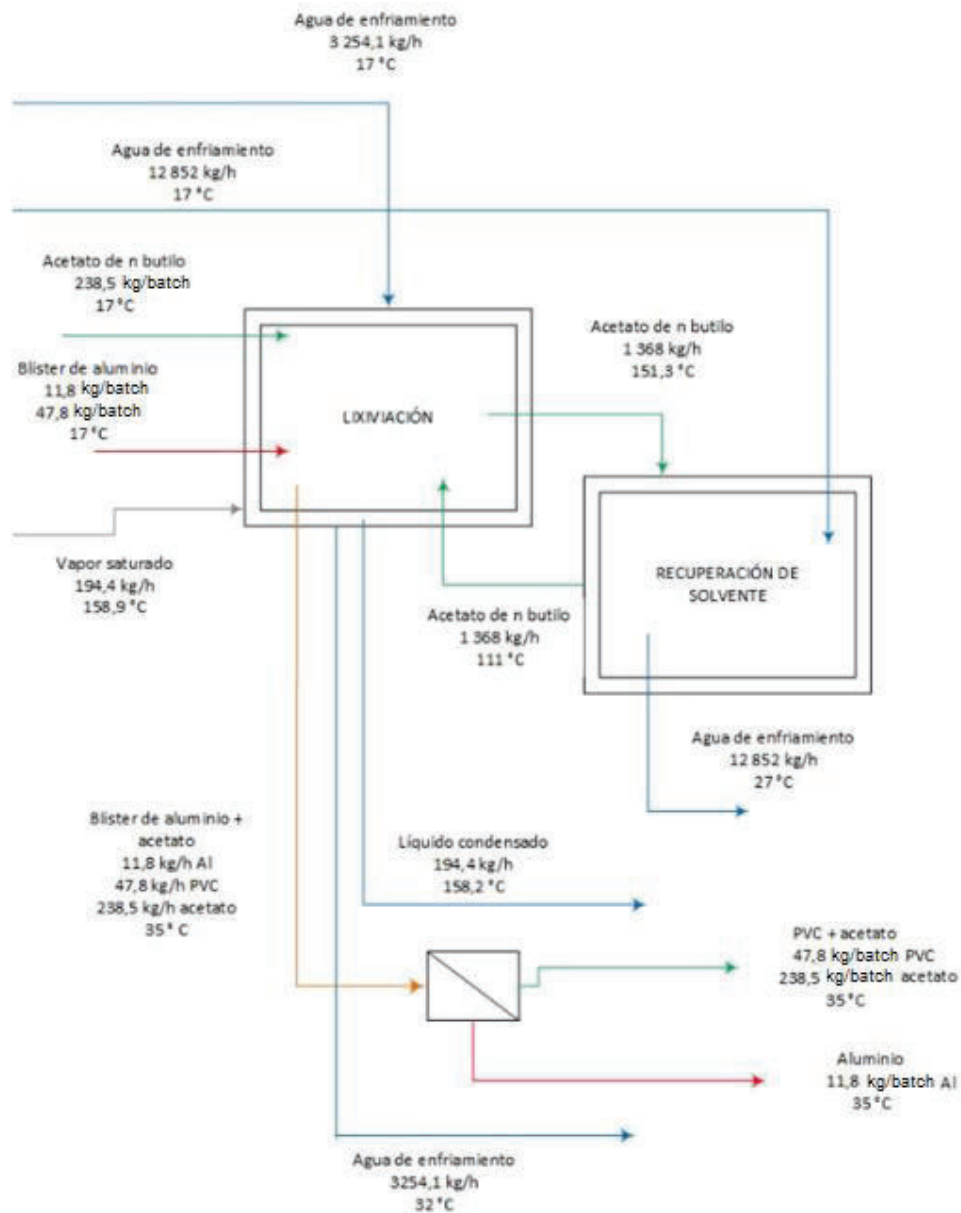


Figura 4.1. Diagrama BPD del equipo de separación de aluminio y PVC

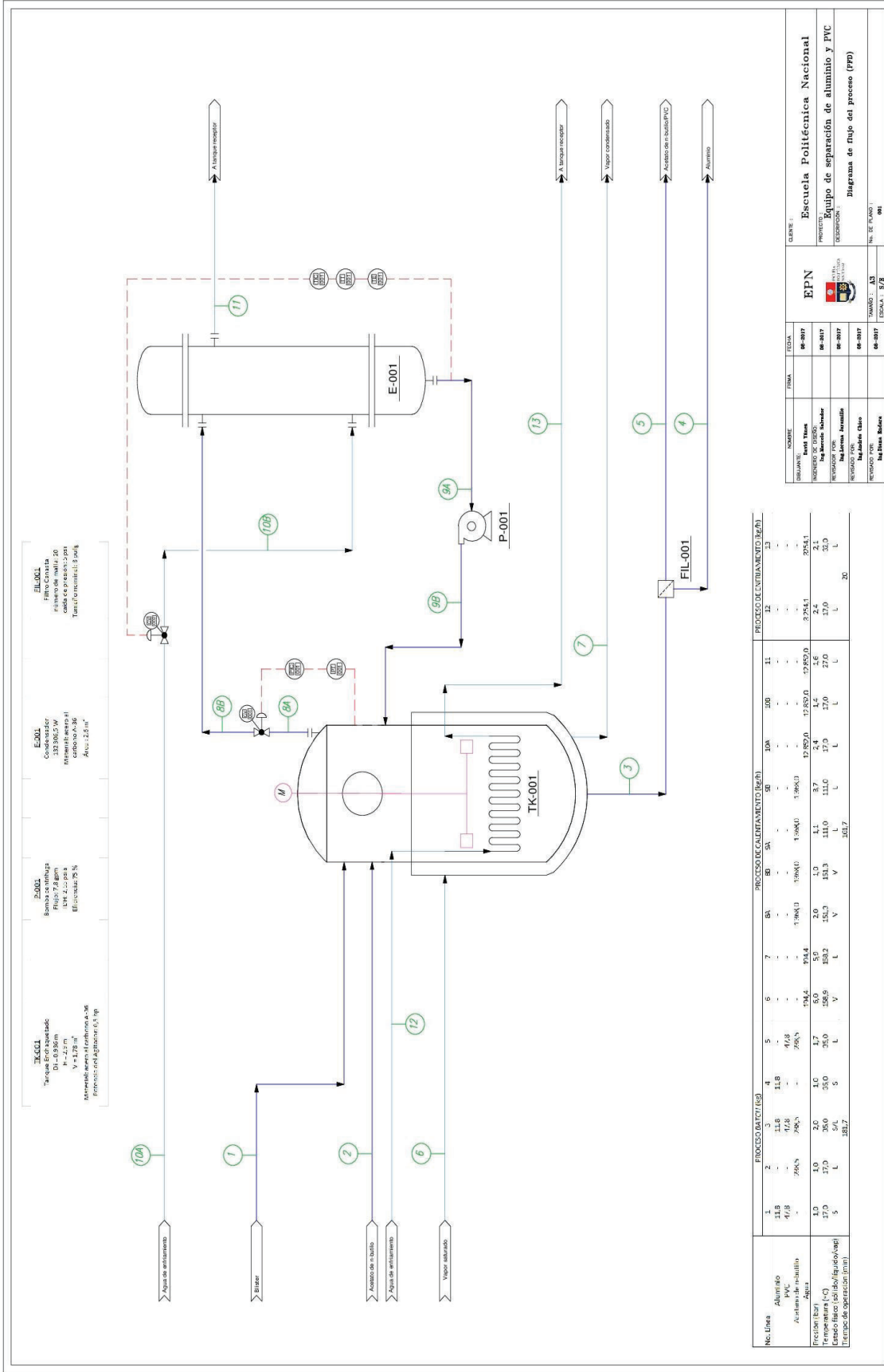


Figura 4.2. Diagrama PFD del equipo de separación de aluminio y PVC a partir de empaques blíster

4.2. BALANCE DE MASA

En la Tabla 4.1 se presenta el procesamiento diario de empaques blíster para la recuperación de aluminio y PVC considerando que el equipo de separación tiene una capacidad de procesamiento de dos lotes de empaques blíster por día y opera 20 días al mes, durante los 12 meses al año.

Los cálculos realizados para la determinación de la capacidad diaria de procesamiento del equipo de separación se presentan en el Anexo II, mientras que los cálculos efectuados para el balance de masa en el equipo de separación y en el condensador vertical se encuentran en el Anexo V.

Tabla 4.1. Procesamiento diario de empaques blíster para la recuperación de aluminio y PVC

Datos generales	Valor	Magnitud
Desechos anuales¹	26 016,25	kg
Sobredimensionamiento	10	%
Capacidad total	28 617,88	kg/anuales
	2 384,82	kg/mes
	119,24	kg/día
Batch/día	2	
	59,62	kg/batch
Composición de los blíster²		
Aluminio	19,80	%
PVC	80,20	%

¹(Pachacama y Sanmartín, 2014, p.66)

²(Erazo, 2015,p.110)

En la Tabla 4.2 se muestra el balance de masa para el equipo de separación.

Al tratarse de un proceso *batch* con calentamiento continuo, el balance de masa está dado en función de la cantidad procesada por lote y únicamente se considera como flujo continuo el vapor de calentamiento que circula por la chaqueta. De igual manera para el enfriamiento se considera como flujo continuo el flujo de agua como fluido refrigerante.

Tabla 4.2. Balance de masa en el equipo de separación

Tanque de separación				
Corriente A: Aluminio y PVC	59,62	Corriente C: Aluminio	11,82	
Aluminio	11,82	Corriente D: PVC y acetato	286,28	kg/batch
PVC	47,80	Acetato de n-butilo	238,48	kg/batch
Corriente B: Acetato de n-butilo	238,48	PVC	47,80	kg/batch
Masa inicial	298,10	Masa final	298,10	kg/batch
Corriente E: Acetato de n butilo (recirculado del intercambiador)	1 368,00	Corriente F: Acetato de n butilo (recirculado al intercambiador)	1 368,00	kg/h
Masa inicial	1 368,00	Masa final	1 368,00	kg/h
Chaqueta de calentamiento				
Corriente G: Vapor saturado	194,40	Corriente H: Líquido saturado	194,40	kg/h
Masa inicial	194,40	Masa final	194,40	kg/h
Serpentín de enfriamiento				
Corriente I: Agua de enfriamiento (17 °C)	3 254,1	Corriente J: Agua de enfriamiento (32 °C)	3 254,1	kg/h
Masa inicial	3 254,1	Masa final	3 254,1	kg/h

En la Tabla 4.3 se presenta el balance de masa en el condensador. El condensador opera de manera continua por lo que se presenta el balance de masa en forma de flujos máxicos.

Tabla 4.3. Balance de masa en el condensador

Lado de los tubos (agua)				
Corriente K: Agua de enfriamiento (17,0 °C)	12 852,00	Corriente L: Agua de salida: agua de recirculación y hacia el tanque de almacenamiento (27,0 °C)	12 852,00	kg/h
Lado de la coraza (acetato de n butilo)				
Corriente E: Acetato de n butilo recirculado del intercambiador (151,3 °C)	1 368,00	Corriente F: Acetato de n butilo recirculado al intercambiador (111,0 °C)	1 368,00	kg/h
Masa inicial	1 368,00	Masa final	1 368,00	kg/h

4.3. DESCRIPCIÓN DEL FUNCIONAMIENTO DEL EQUIPO DE SEPARACIÓN

El equipo de separación se compone de un sistema de agitación para favorecer la disolución, un sistema de calentamiento que permite trabajar a las condiciones de evaporación del solvente, un sistema de condensación y de reflujo usado con el propósito de recuperar el solvente evaporado y un sistema de enfriamiento.

Al equipo de separación ingresan 59,6 kg de empaques blíster por la compuerta lateral de 12 pulgadas, a su vez ingresa 238,4 kg de solvente acetato de n-butilo, ambos a la temperatura ambiental, la cual se consideró igual a 17 °C.

El equipo de separación incorpora a su vez un sistema de agitación, el cual opera de manera continua a una velocidad de 185 RPM durante la totalidad del tiempo de trabajo del equipo (182 min).

A la chaqueta de calentamiento ingresa vapor saturado a 6 bar a una temperatura de 158,9 °C y con un flujo de 0,054 kg/h, para poder alcanzar la temperatura de ebullición del acetato a 2 bar (152,1 °C). El tiempo de calentamiento requerido para alcanzar dicha temperatura es de alrededor de 12 minutos. Una vez alcanzada la temperatura de ebullición se obtiene un flujo de evaporado constante, el cual ingresa al condensador.

El condensador permite que el equipo de separación pueda trabajar a la temperatura de ebullición del solvente, puesto que en las investigaciones realizadas por Erazo (2015) a estas condiciones se logra separar el aluminio y el PVC en los empaques blíster. Además, el reflujo de solvente condensado permite “bañar” a los empaques blíster, siendo ésta la manera que opera los equipos de extracción Soxhlet. El condensador tiene una configuración vertical con condensación al exterior de los tubos. Además, es de tipo condensador/sub-enfriador para poder bombear de forma segura el condensado de regreso al equipo de separación, evitando que se pueda tener cavitación en el sistema de bombeo. El flujo de acetato de n-butilo que ingresa al condensador es de 0,38 kg/s.

Para poder condensar al vapor de acetato se utiliza como fluido de enfriamiento agua (a temperatura ambiente de 17 °C) que circula por el interior de los tubos; el flujo de agua requerido es de 3,57 kg/s. El tiempo de operación es de 150 minutos, una vez alcanzado este tiempo, se da comienzo al proceso de enfriamiento con el fin de poder remover el aluminio separado. Para esto se corta el ingreso de vapor saturado a la chaqueta de calentamiento.

Para el proceso de enfriamiento, se utiliza el serpentín que se encuentra en el interior del equipo de separación para disminuir la temperatura del contenido del mismo hasta 35 °C, como fluido de enfriamiento se utiliza agua a temperatura ambiente (17°C). El tiempo de enfriamiento es de 20 minutos y se requiere un flujo másico de agua de 0,90 kg/s.

Una vez finalizado el tiempo de enfriamiento se abre la válvula de descarga y se espera a que el tanque se vacíe. Se dispone de un filtro canasta donde el aluminio es retenido y la solución pasa a través del mismo. El aluminio puede ser recuperado abriendo manualmente el filtro canasta y removiendo el aluminio de la “canasta”.

4.4. BALANCE DE ENERGÍA

En el ANEXO VI se presentan los cálculos detallados para el balance de energía tanto para el equipo de separación como para el condensador vertical de sub-enfriamiento.

En la Figura 4.3 se presentan un esquema del mecanismo de transferencia de calor en el tanque de separación en donde se muestran las variables que intervienen para el cálculo del balance de energía del equipo separación.

Se puede observar que la energía entregada por el vapor saturado es utilizada para el calentamiento del contenido del equipo de separación, se consideran los coeficientes peliculares de condensación de vapor de agitación del equipo de separación.

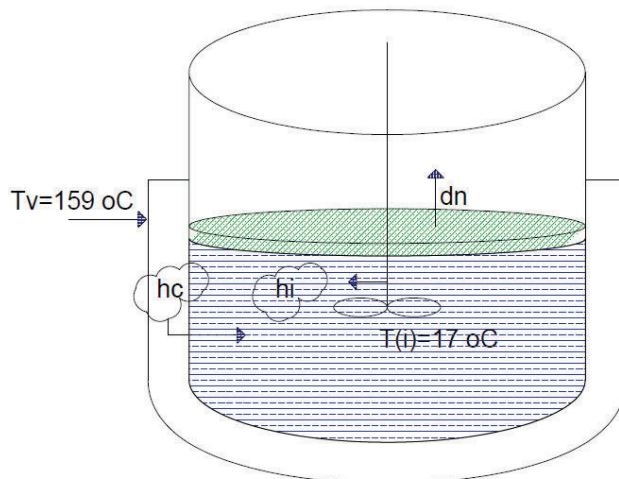


Figura 4.1. Esquema del equipo de separación de aluminio y PVC a partir de empaques blíster donde se transfiere la energía del vapor al contenido del equipo

Donde:

- T_v: temperatura del vapor de calentamiento (°C)
- h_c: coeficiente de condensación del vapor (W/m²K)
- h_i: coeficiente de convección interno por agitación (W/m²K)
- T(i): temperatura inicial del lote (°C)
- dn: diferencial de moles de solvente (acetato de n-butilo) evaporado

En el ANEXO VIII, se presentan las consideraciones para la simulación del sistema de control. El sistema de control abarca tanto el control de la presión al interior del equipo de separación y la temperatura de sub-enfriamiento del acetato de n-butilo a la salida del condensador, siendo estos parámetros los más importantes para el sistema de separación propuesto.

La simulación del sistema de control se realizó utilizando el *software* MATLAB y para mejorar la interface se realizó adicionalmente la simulación en el *software* LABVIEW del cual se obtuvieron las gráficas de la variación de los parámetros considerados en el balance de energía.

En la Figura 4.4 se muestra la variación de la temperatura del tanque de separación en función del tiempo.

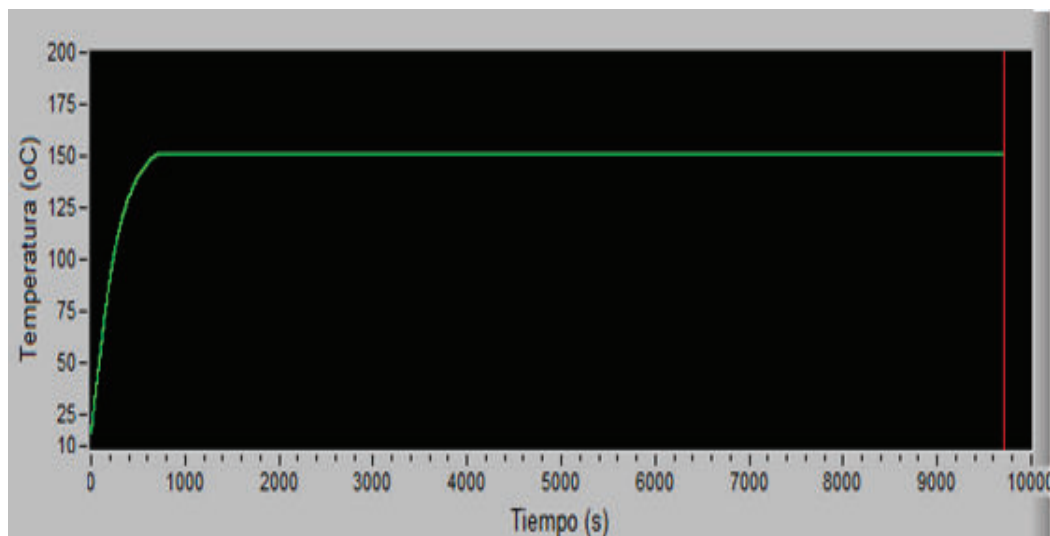


Figura 4.2. Variación de la temperatura del tanque de separación en función del tiempo de operación

En la Figura 4.5 se muestra la variación del flujo de vapor que ingresa a la chaqueta de calentamiento.

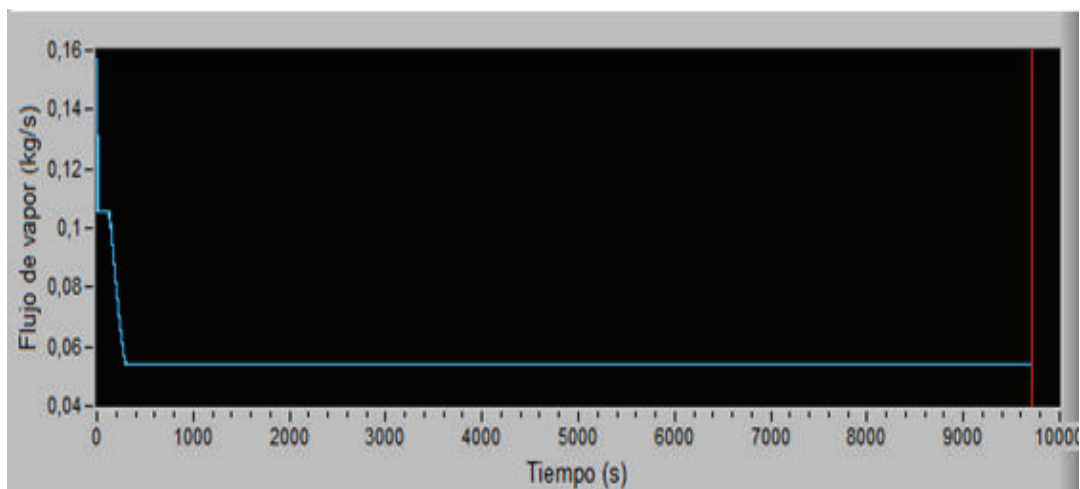


Figura 4.3. Variación del flujo de vapor que ingresa a la chaqueta de calentamiento en función del tiempo

En la Figura 4.6 se muestra la variación de la presión en el tanque de separación en función del tiempo. La presión en el tanque varía de acuerdo al incremento de temperatura. En el proceso de calentamiento es función de la presión de vapor ejercida por el acetato de n-butilo y el aire “caliente” dentro del equipo de separación. Una vez que se alcanzan las condiciones de ebullición, la presión está

dada además por el flujo (acetato) evaporado. La presión se controla en función de la apertura de la válvula de control de presión para la presión establecida de 2 bar.

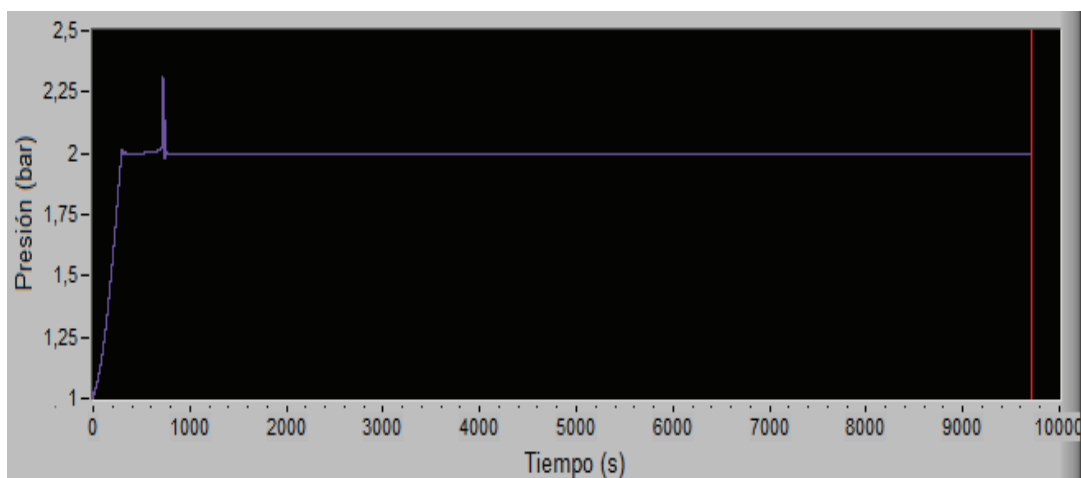


Figura 4.4. Variación de la presión en el tanque de separación en función del tiempo de operación

Finalmente en la Figura 4.7 se muestra la variación del flujo de acetato de n-butilo en función del tiempo el cual se controla de acuerdo a la presión establecida y fijada (2 bar) a la que opera la válvula de control de presión.

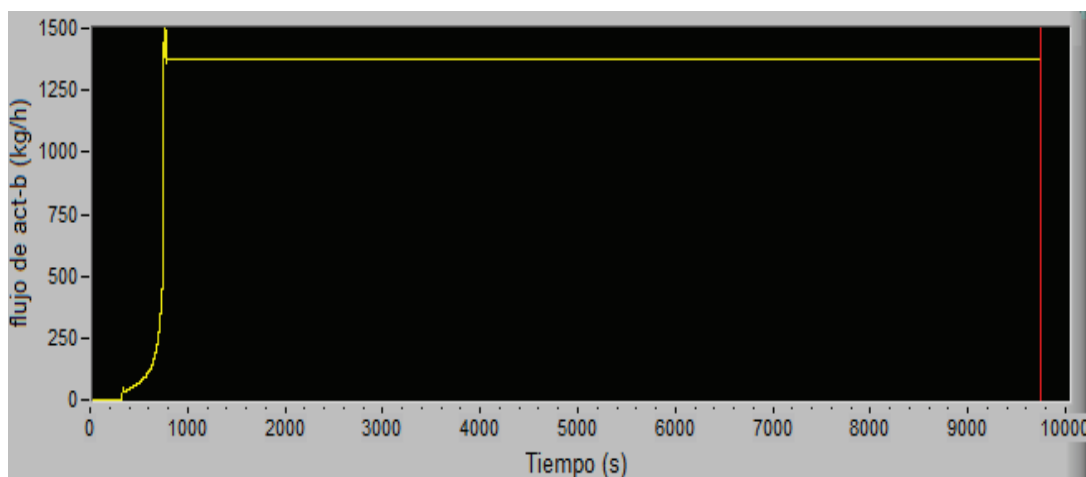


Figura 4.5. Variación del flujo de acetato de n-butilo en función del tiempo de operación

En las Figuras 4.8 y 4.9 se muestran los resultados obtenidos del balance de energía realizado para el condensador vertical con sub-enfriamiento. La Figura 4.8 presenta la variación de temperatura del líquido sub-enfriado en función del tiempo.

La Figura 4.9 presenta el flujo de agua de enfriamiento requerido para llegar a la temperatura de sub-enfriamiento. De igual manera la temperatura de salida del condensador se controla automáticamente ajustando el flujo de agua de enfriamiento que ingresa al condensador.

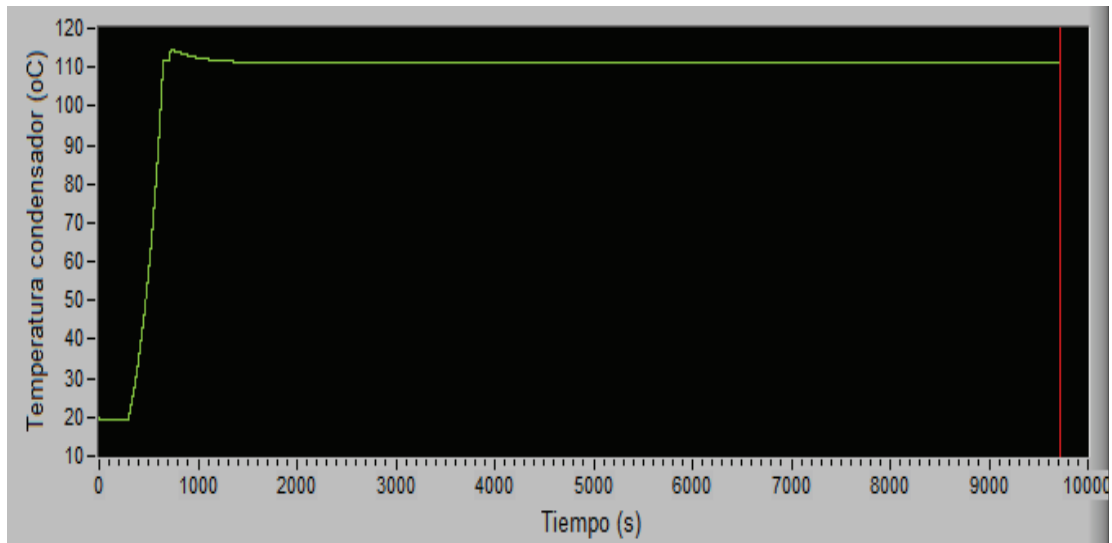


Figura 4.6. Variación de la temperatura en el condensador en función del tiempo.

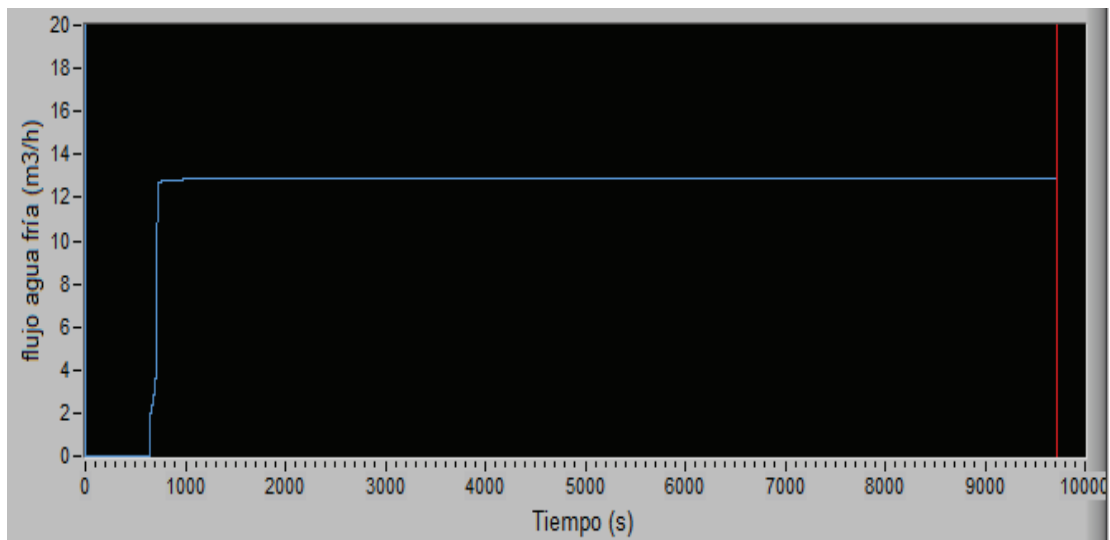


Figura 4.7. Variación del flujo de agua de enfriamiento en el condensador.

En la Tabla 4.4 se presenta las temperaturas de todas las líneas, obtenidas a partir del balance de energía.

Tabla 4.4. Temperatura de las líneas dentro del proceso de separación de aluminio y PVC a partir de empaques blíster

Línea	Descripción	Temperatura [°C]
1	Carga al tanque: Aluminio + PVC	17,0
2	Carga al tanque: Acetato de n butilo	17,0
3	Salida del equipo de separación (aluminio + PVC+ acetato de n-butilo)	35,0
4	Salida del filtro de separación: Aluminio	17,0
5	Salida del filtro de separación: PVC + acetato	35,0
6	Ingreso de vapor saturado	158,9
7	Salida de líquido saturado	158,2
8	Salida de vapor saturado del equipo de separación: Acetato de n butilo	151,3
9	Recirculación de líquido sub-enfriado proveniente del condensador: Acetato de n butilo	111,0
10	Entrada de agua de enfriamiento hacia el condensador	17,0
11	Salida de agua de enfriamiento desde el condensador	27,0
12	Entrada de agua de enfriamiento al serpentín de enfriamiento del equipo de separación	17,0
13	Salida de agua de enfriamiento del serpentín del equipo de separación.	32,0

En la Tabla 4.5 se muestra el consumo energético de los equipos eléctricos que intervienen en el equipo de separación de aluminio y PVC a partir de empaques blíster.

Tabla 4.5. Consumo energético de los equipos utilizados en el proceso

Equipo	Consumo energético [HP]
Bomba centrífuga	0,25
Agitador del tanque de separación	0,50

Finalmente en la Tabla 4.6 se presentan los tiempos de calentamiento por medio de la chaqueta y de enfriamiento para el serpentín obtenidos a partir del balance de energía.

Tabla 4.6. Tiempos de operación para las etapas del proceso de separación

Proceso	Tiempo de operación [min]
Calentamiento de la carga en el tanque de separación	11,7
Ebullición del solvente en el tanque de separación	150,0
Enfriamiento del tanque	20,0
Tiempo total del proceso	181,7

4.5. PLANOS ISOMÉTRICOS

Los planos isométricos muestran detalladamente las dimensiones del equipo de separación, considerando las inserciones de tubería para las entradas y salidas al equipo, así como las bridas, el sistema de agitación, el sistema de calentamiento y el sistema de enfriamiento.

En la Figura 4.10, se muestra el plano isométrico del tanque de separación de empaques blíster para la obtención de aluminio.

Las unidades de longitud para las medidas en el plano isométrico se presentan en milímetros.

4.5.1. SIMULACIÓN DE LA RESISTENCIA MECÁNICA DEL TANQUE DE SEPARACIÓN

Una vez obtenidas todas las variables de diseño para el tanque de separación presentadas en el Anexo III, se procede a la simulación de cargas estructurales (cargas mecánicas, tensión y esfuerzos), para corroborar que el tanque cumple con los requerimientos en cuanto al diseño mecánico para las condiciones de operación establecidas asegurando la integridad del mismo.

El análisis de cargas estructurales permite adicionalmente identificar los lugares en el equipo de separación en donde se tiene concentración de esfuerzos, lo cual es importante para la integridad física del equipo.

Para la simulación del equipo de separación se dibujó en *Autodesk Inventor* el equipo de separación, utilizando las medidas y espesores calculados de acuerdo a la normativa ASME BPVC (2007). Se asignó el material correspondiente a los diferentes componentes del mismo. Considerando acero al carbono A-36 para el cuerpo (parte cilíndrica y toriesférica) y para la chaqueta, mientras que acero al carbono A-53 para todas las inserciones de tubería. Se consideró además los refuerzos requeridos por la normativa para dichas inserciones.

Se consideró la soldadura de la chaqueta al cuerpo del *vessel* de acuerdo a la Figura 3.5, siendo esta la soldadura de mayor longitud y por ende de las más importantes.

Una vez asignado el material se establece el punto de restricción fija que para el equipo se considera la parte superior de la chaqueta de calentamiento. Se adicionan las cargas a las paredes del equipo considerando la presión interna de diseño de 3 bar para el interior del cuerpo y una presión de 6 bar para la chaqueta de calentamiento.

En la Figura 4.11 se puede observar el procedimiento realizado para la asignación de las cargas sobre las paredes del equipo de separación.

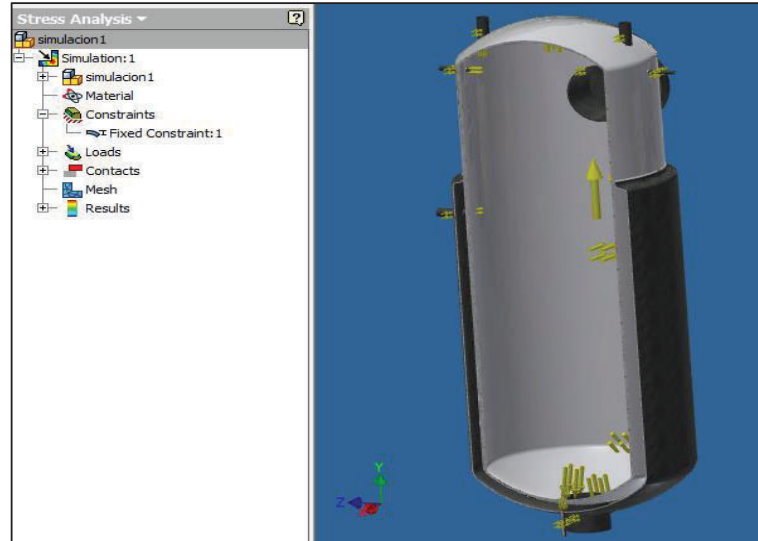


Figura 4.9. Asignación de presiones a las paredes internas del equipo de separación

4.5.1.1. Mallado

Se realizó el mallado para que el programa realice el análisis de elementos finitos de la presión en el diferencial de área de las paredes del equipo de separación. Se debió refinar la malla para lograr que ésta sea lo más fina posible y de esta manera obtener resultados más confiables. En la Figura 4.12 se puede observar la malla con la que se realizó la simulación.

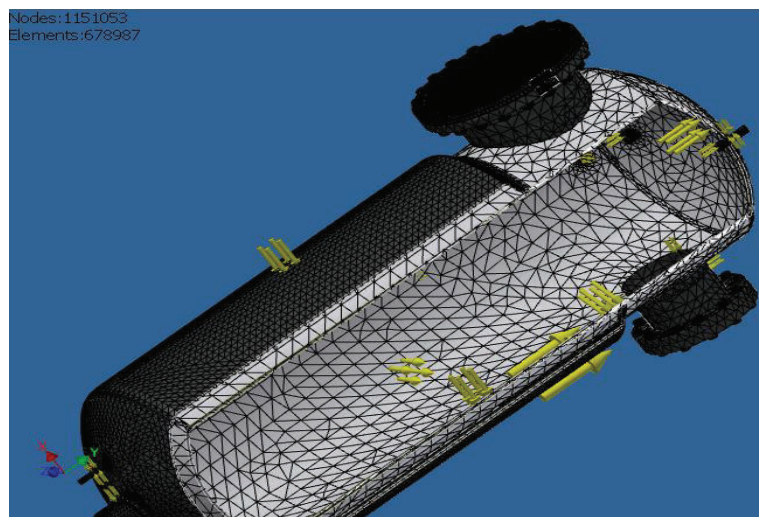


Figura 4.10. Mallado del equipo de separación

En total se dividió al cuerpo en 678 987 elementos sobre los cuales el programa realiza el análisis de cargas requerido.

4.5.1.2. Resultados

De la simulación se obtiene la gráfica de esfuerzos equivalentes de Von Mises la cual permite determinar en donde se tiene concentración de cargas. En la Figura 4.13 se presenta el resultado obtenido de la gráfica de esfuerzos equivalentes de Von Mises.

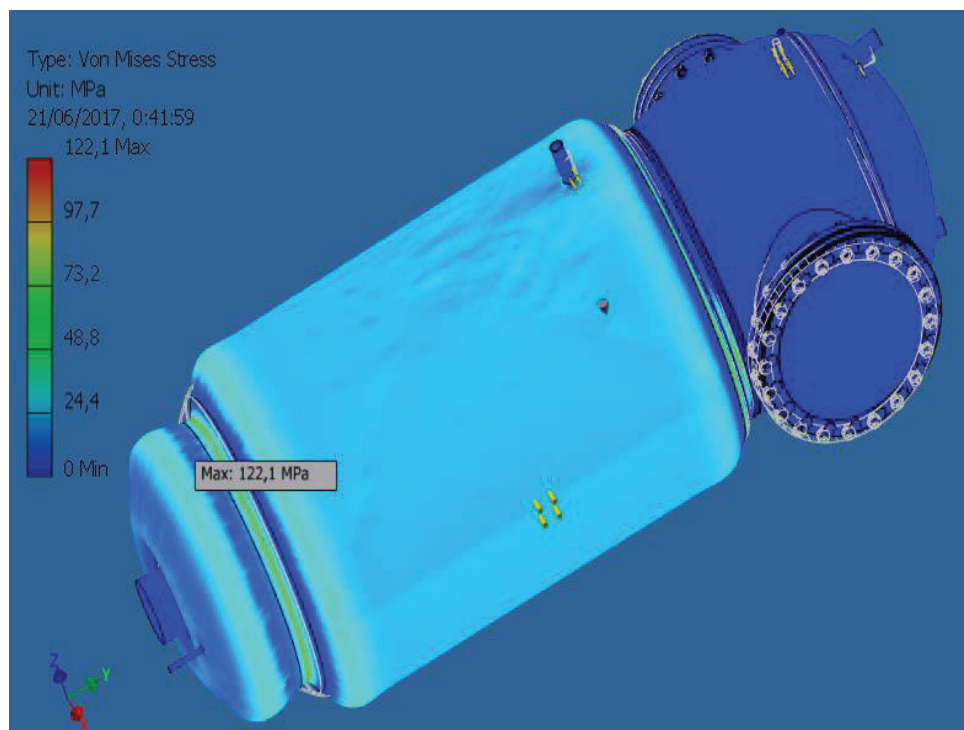


Figura 4.11. Gráfica de esfuerzos equivalentes de Von Mises

Se observa que el mayor valor corresponde a 122,1 MPa y que existe concentración de esfuerzos en las secciones de cambios bruscos de superficie, como la sección toriesférica del equipo.

Adicionalmente se obtuvo un desplazamiento máximo de 0,3061 mm como se observa en la Figura 4.14.

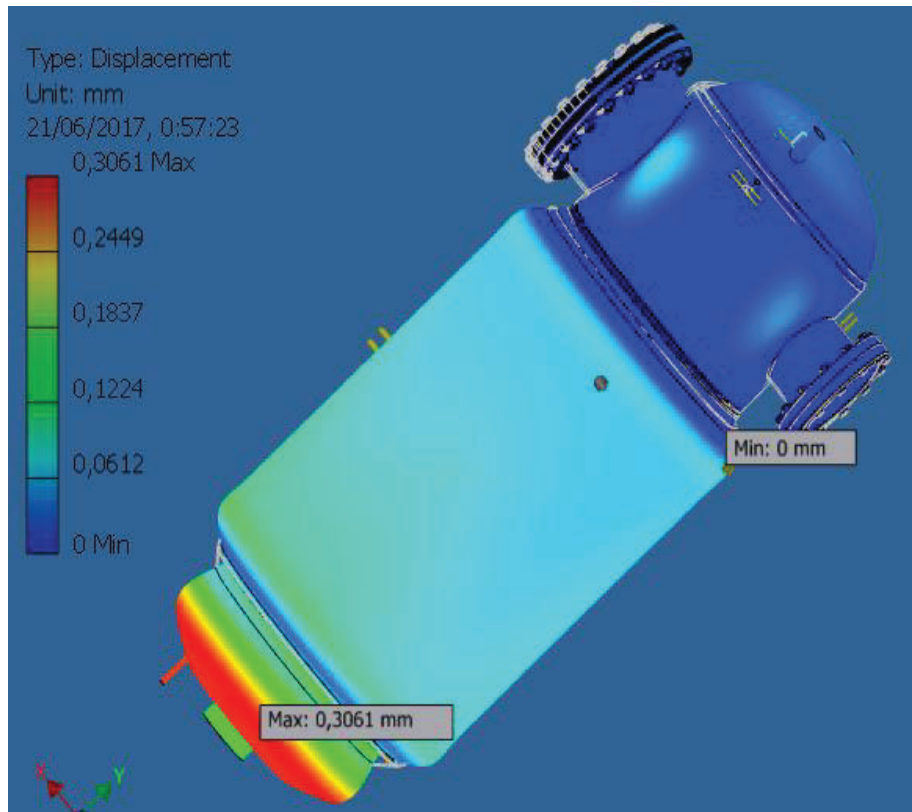


Figura 4.12. Gráfica de desplazamiento para el equipo de separación

Los valores máximos y mínimos obtenidos de la simulación de esfuerzos mecánicos en el software *Inventor 2015* para la tensión, el desplazamiento y el factor de seguridad, así como la masa total del equipo de separación y las presiones consideradas para la simulación, se presentan en la Tabla 4.7.

Tabla 4.7. Resultados obtenidos de la simulación del equipo de separación en el software *Inventor 2015*

Nombre	Mínimo	Máximo
Masa (kg)	3905,82	
Von Mises Stress (MPa)	0,000013	122,079000
Desplazamiento (mm)	0,0000	0,3061
Factor de seguridad	2,03	15,00
Total Presiones consideradas	35 unidades	

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

La elaboración de los diagramas de tubería e instrumentación (P&ID) es una etapa importante en el diseño de una planta de procesamiento, ya que dichos diagramas son la base para el diseño detallado del sistema de control de la planta (Love, 2007, p. 9).

Los P&ID, por sus siglas en inglés *piping and instrument diagram*, muestra la ingeniería a detalle de; equipos, instrumentos, tuberías, válvulas y accesorios, y la interconexión entre éstos (Sinnot y Towler, 2013, p. 251).

En los diagramas de tubería e instrumentación se debe considerar que:

- Cada equipo debe estar identificado por un número, además, debe ser dibujado guardando las proporciones con respecto a otros equipos, considerando las dimensiones reales.
- Las tuberías se identifican por un número. Se debe mostrar el tamaño de la tubería y el material de construcción. El material puede ser incluido como parte del número de identificación de la línea.
- Las etiquetas de las válvulas deben mostrar su número de identificación, el tipo y el tamaño. El tipo puede ser representado por el símbolo.
- Las etiquetas de los accesorios auxiliares que forman parte del sistema de tuberías, tales como visores en línea, filtros, bombas y purgadores de vapor deben mostrar el número de identificación.
- Todos los bucles e instrumentos de control, deben poseer un número de identificación (Sinnot y Towler, 2013, p. 252).

Tomando en cuenta todas las consideraciones antes mencionadas en la Figura 4.15 se muestra la nomenclatura utilizada en la Figura 4.16 la cual muestra el diagrama de tubería e instrumentación, para el procesamiento de empaques blíster para la obtención de aluminio metálico.

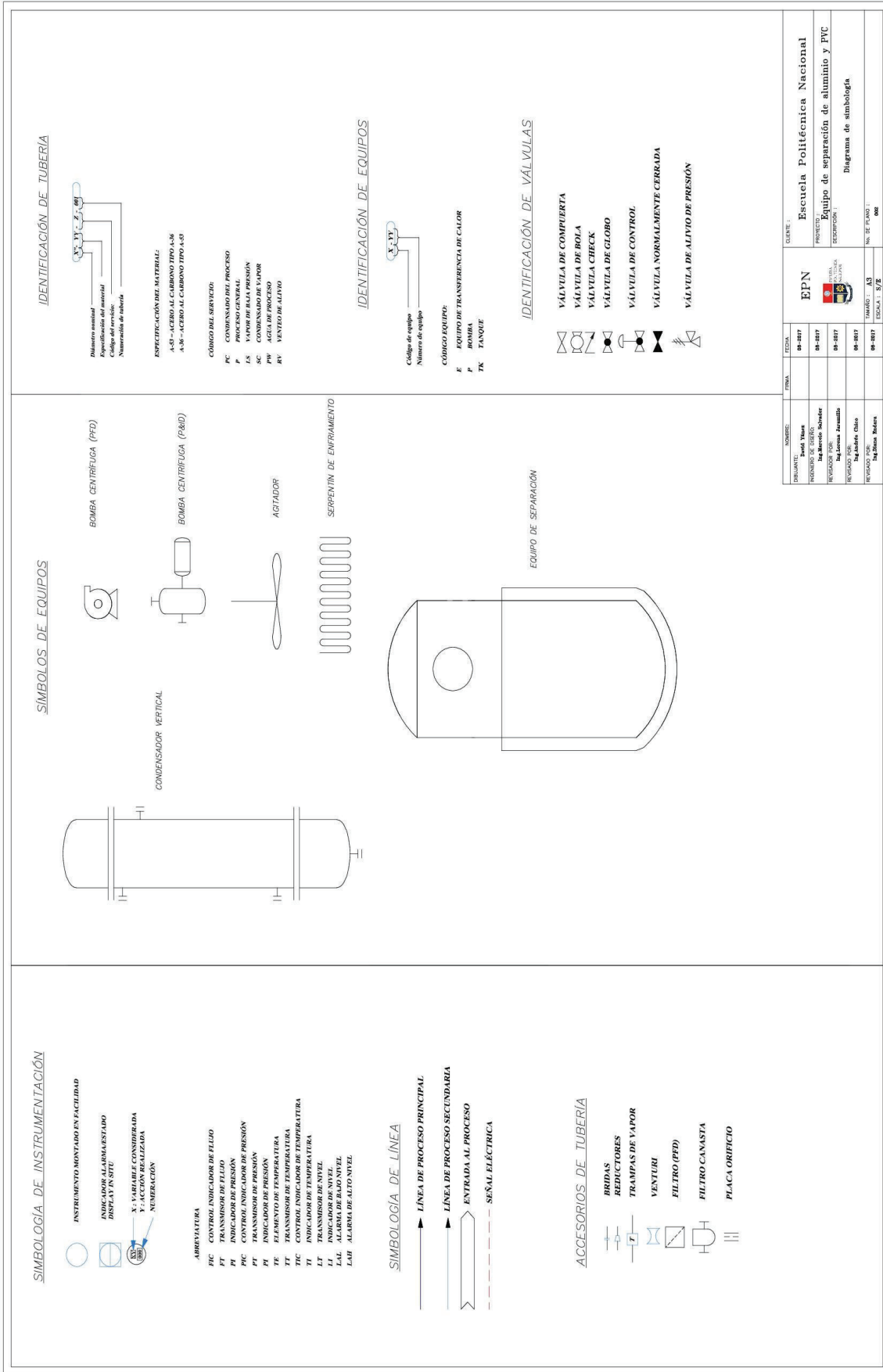


Figura 4.13. Nomenclatura utilizada en el diagrama P&ID

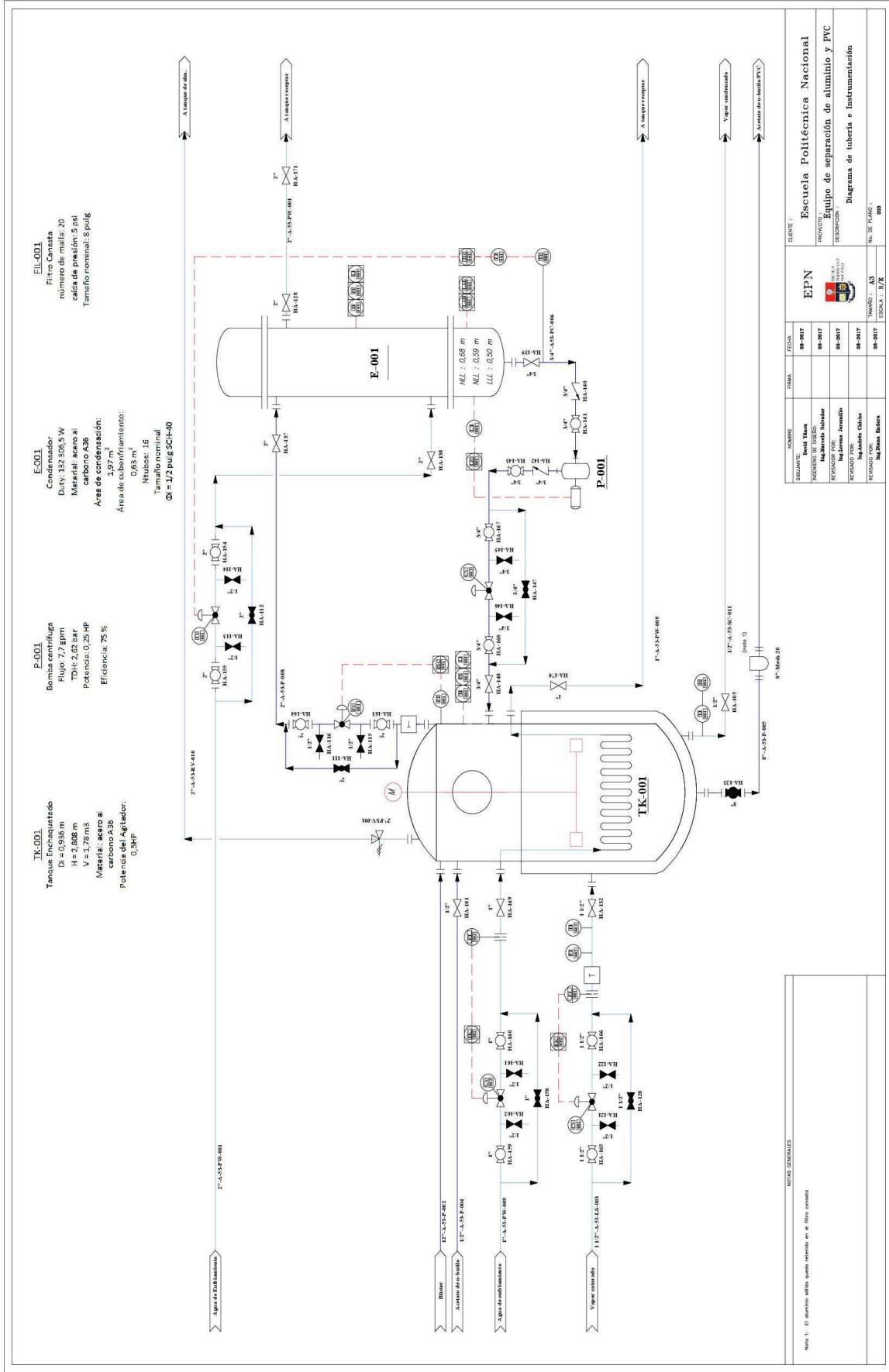


Figura 4.14. Diagrama P&ID para el procesamiento de empaques blister para la obtención de aluminio metálico

4.7. DIMENSIONAMIENTO Y ESPECIFICACIONES DEL EQUIPO PROPUESTO (HOJA DE DATOS DEL EQUIPO, MANUAL DE OPERACIÓN, PLANOS ELÉCTRICOS)

4.7.1. ESPECIFICACIONES DE EQUIPOS PROPUESTOS

En el proceso de separación de aluminio de los blíster, el equipo principal es el tanque de separación, el cual fue dimensionado en función del volumen de procesamiento, el material y espesor del tanque se determinó en función de las condiciones de operación.

Una vez obtenidas las dimensiones y características del tanque, se procedió a seleccionar un equipo que cumpla las especificaciones entre los ofertados en el mercado. Dentro de las especificaciones de los equipos se detallan las siguientes características: la casa fabricante, dimensiones del equipo, material de construcción, rangos de operación para temperatura y presión, el funcionamiento y un esquema del mismo.

Una vez dimensionado el tanque de separación y el condensador se procedió con la selección de los equipos secundarios que son; bomba centrífuga, filtro canasta, válvulas de alivio y válvulas de control, considerando el balance de masa y energía realizado en las Secciones 4.2 y 4.4, completando así la información requerida en cuanto a equipos para el diseño de la planta de producción de aluminio a partir de blíster.

Desde la Tabla 4.8 hasta la 4.13 se presentan las hojas de especificación de los equipos principales y secundarios que son:

- Tanque de separación
- Condensador vertical
- Bomba centrífuga
- Válvulas de control y de alivio
- Filtro canasta

Tabla 4.8. Hoja de especificación del tanque de separación


Hoja de especificación equipo N° 1	TANQUE DE SEPARACIÓN
Fabricante:	Acero de los Andes S.A
Etiqueta en el diagrama P&ID	TK-001
Material de construcción	Acero al carbono A-36
Dimensiones	Diámetro interno: 0,936 m Altura: 2,808 m Espesor del cuerpo: 7/16 pulg Espesor de la chaqueta: ¼ pulg Área de transferencia: 5,67 m ² Espaciamiento de la chaqueta 50 mm
Parámetros de operación	Capacidad: 1,78 m ³ Temperatura: 158,9 °C Presión externa de diseño: 6 bar Presión interna de diseño: 3 bar Presión interna de operación: 2 bar Fluido de calentamiento: vapor saturado 6 atm Coeficiente global de transferencia: 434,78 W/m ² K Resistencias al ensuciamiento: 0,000435 y 0,000400 m ² K/W
Especificaciones del sistema de agitación	Potencia: 0,5 HP Tipo de agitador: 4BP Espesor del eje: 2 pulg Numero de <i>impellers</i> : 2
Especificaciones del sistema de enfriamiento	Fluido de enfriamiento: agua Área de transferencia: 2,06 m ² Coeficiente global de transferencia: 521,58 W/m ² K
	<p>Funcionamiento</p> <p>Este equipo permite la separación del aluminio contenido en los empaques blíster por medio de la lixiviación con acetato de n butilo a la temperatura de ebullición correspondiente a 158,9 °C a 2 bar durante 150 minutos.</p> <p>El calentamiento del solvente se consigue por medio de una chaqueta de calentamiento con vapor saturado a 6 atm.</p>

Tabla 4.9. Hoja de especificación del condensador

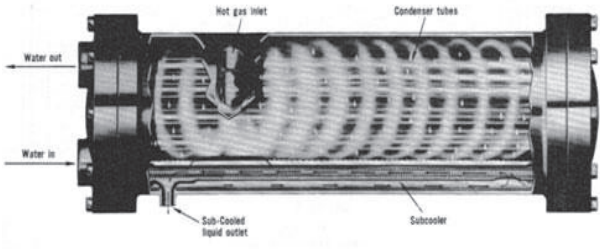
Hoja de especificación equipo N°2	CONDENSADOR VERTICAL
Fabricante:	Acero de los Andes S.A
Etiqueta en el diagrama P&ID	E-001
Material de construcción	Acero al carbono A36
Dimensiones	<p>Área total de transferencia: 2,60 m²</p> <p>Área de condensación: 1,97 m²</p> <p>Área de subenfriamiento: 0,63 m²</p> <p>Número de tubos: 15</p> <p>Diámetro nominal de cada tubo: ½ in SCH-40</p> <p>Arreglo de los tubos: cuadrado</p> <p>Paso de los tubos: 26,68 mm</p> <p>Diámetro interno del condensador: 234,07 mm</p>
Parámetros de operación	<p>Fluido de enfriamiento: agua</p> <p>Calor transferido: 132,3 kW</p> <p>Temperatura zona de condensación: 126 °C</p> <p>Temperatura de sub-enfriamiento: 115 °C</p> <p>Presión de operación: 1 bar</p> <p>Coefficiente global de transferencia:</p> <ul style="list-style-type: none"> - Zona de condensación: 199,26 W/m²K - Zona de sub-enfriamiento: 673,60 W/m²K
Funcionamiento	El condensador seleccionado es un intercambiador vertical con condensación al exterior de tubos. Cuenta con dos zonas, la de condensación y de enfriamiento. Permite condensar el vapor de acetato de n-butilo proveniente del equipo de separación y sub-enfriarlo para poder regresarlo al equipo de separación.
Esquema del equipo	 <p style="text-align: center;">Figure 7-2 Water Cooled Condenser with Subcooling Circuit</p>

Tabla 4.10. Hoja de especificación de la bomba centrífuga

Hoja de especificación equipo N° 3		Bomba centrífuga	
Fabricante:	Vogot Modelo N 610 – 1 450 rpm / 50 Hz		
Etiqueta en el diagrama P&ID	P-001		
Material de construcción	Hierro fundido		
Dimensiones	Diámetro de succión: 1 ½ in Diámetro de descarga: 1 in Peso: 60 kg		
Parámetros de operación	Capacidad: 7,8 gpm TDH: 2,55 psia Eficiencia: 75 % Temperatura: -25 a 120 °C. Máxima velocidad: 1 450 rpm Frecuencia: 50 Hz		
Funcionamiento: La ubicación física del condensador en la planta es a un nivel superior en relación al tanque, por lo que el agua de salida del condensador cae por gravedad hasta la superficie, pero no tiene la capacidad de subir hasta el tanque que es 0,936 m, por lo que se requiere de una bomba centrífuga capaz de llevar al fluido hasta el sitio requerido.			
Esquema del equipo	Parte	Magnitud (mm)	
	L	631	
	F	270	
	M	250	
	H	340	
	H ₁	112	
	H ₂	116	

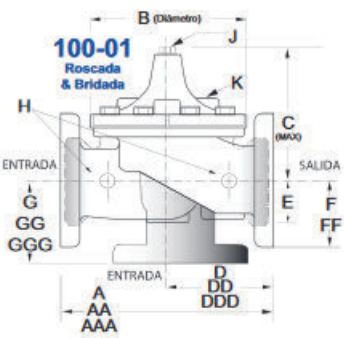
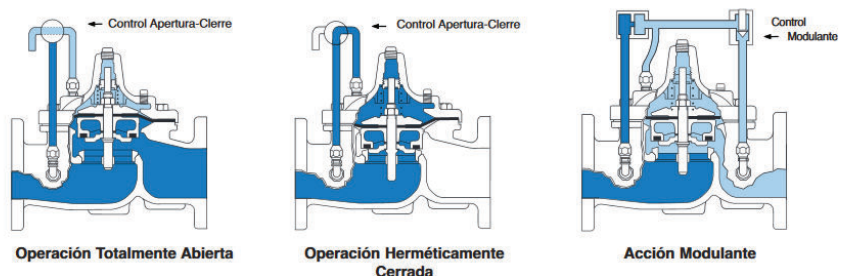
(Vogot, 2014, p. 14,74)

Tabla 4.11. Hoja de especificación de la válvula de alivio

Hoja de especificación equipo N° 4		VÁLVULA DE ALIVIO
Fabricante:		TOSACA
Etiqueta en el diagrama P&ID		RV-001
Material de construcción		Acero inoxidable
Dimensiones		Tipo: 2J3 Diámetro del orificio: 32,5 mm Área orificio: 830 mm ² Diámetro exterior (A): 137,0 mm Altura hasta la bomba (B): 124,0 mm Altura hasta la salida (C): 400,0 mm Peso: 28 kg
Parámetros de operación		Capacidad: 1,78 m ³ Máxima Temperatura: 500 °C Presión: 45,0 psig Regulación: 0,2 psig
Funcionamiento		La válvula de alivio es un dispositivo que se abre cuando la presión del tanque es igual a la presión de diseño que para este caso corresponde a 3 bar, por lo que es instalada en la parte superior del tanque de separación.
Esquema del equipo		<p>Diagrama de corte de una válvula de alivio con componentes numerados del 01 al 21 y dimensiones A, B, C. Incluye la etiqueta 'T.Prueba Test gag'.</p>
1	Tobera	
2	Cuerpo principal	
3	Cuerpo intermedio	
4	Cabezal	
5	Obturador	
6	Guía	
7	Espiga	
8	Platillos	
9	Regulador	
10	Contratuercas	
11	Muelle	

(Tosaca, 2016, p. 2).

Tabla 4.12. Hoja de especificación de la válvula de control

Hoja de especificación equipo N° 5		VÁLVULA DE CONTROL					
Fabricante:		CLA-VAL					
Etiqueta en el diagrama P&ID		CV-001, CV-002, CV-003, PV-001, TV-001					
Material de construcción		Acero al carbón – hierro dúctil					
Dimensiones 		Diámetro nominal de la válvula					
			½"	¾"	1"	1 ½"	2"
		A	3,50	3,50	7,25	7,25	9,38
		C máximo	5,88	5,88	5,50	5,50	6,50
		D	3,25	3,26	3,25	3,25	4,75
		E	0,88	0,88	1,12	1,12	1,50
		F	2,50	2,50	2,50	2,50	3,00
		G	1,88	1,88	1,88	1,88	3,25
		H	0,12	0,12	0,37	0,37	0,37
		K	0,12	0,12	0,37	0,37	0,37
Modelo		100-02		100-01			
Parámetros de operación		Temperatura de operación: -40 a 180 °F					
Funcionamiento		En la planta se cuenta con un total de cinco válvulas de control de caudal tipo globo. La selección de la válvula se realiza en función del caudal y del coeficiente de pérdidas "Cv".					
Selección de las válvulas		Válvula N°	Caudal (m³/h)	Cv	Diámetro de tubería (in)	Válvula Longitud (diámetro")	
		1	61,32	5,88	1 1/2	40 (1 1/2")	
		2	205,80	57,12	2	50 (2")	
		3	1,75	3,57	3/4	20 (3/4")	
		4	3,26	7,54	1/2	15 (1/2")	
Esquema del Equipo		5	12,57	29,80	2	50 (2")	
							

(CLA VAL, 2013, pp. 14-21).

Tabla 4.13. Hoja de especificación del filtro canasta

Hoja de especificación equipo N° 6		FILTRO CANASTA
Fabricante:		TITAN FLOW CONTROL INC
Etiqueta en el diagrama P&ID		FIL-001
Modelo		BS-85-CS bridado a ambos lados/Clase 150
Material de construcción		Acero al carbono
Dimensiones		Diámetro del orificio: 200 mm Peso: 102,9 kg
Parámetros de operación		Cv: 1600 Máxima temperatura admisible: 400 °C Máxima presión admisible: 275 psi Número de malla: 20 (0,841 mm)
Funcionamiento		El filtro canasta permite separar los sólidos de la solución (acetato de n-butilo/PVC) una vez que se ha finalizado el proceso de separación. Los sólidos quedan retenidos en la “canasta” y finalizado el proceso de separación pueden ser retirados al quitar las bridas de los extremos.
Letra / Número	Descripción	<p>Esquema del equipo:</p>
1	Cuerpo	
2	Cubierta	
3	Cubierta del empaque	
4	Elemento de filtración	
5	Tornillo	
6	Tuerca	
7	Tapón	
A	442 mm	
B	382 mm	
C	215 mm	
D	40 mm	
E	635 mm	

(Titan, 2017)

4.7.2. MANUAL DE OPERACIÓN DEL EQUIPO DE SEPARACIÓN

4.7.2.1. Información de seguridad

Antes de operar el equipo se debe leer detenidamente el manual de operación y asegurarse de comprender su funcionamiento. Recuerde que se va a trabajar con sustancias químicas por lo cual, durante su operación se debe utilizar en todo momento el equipo de protección personal requerido en cada actividad, evitando accidentes innecesarios.

4.7.2.2. Información técnica del tanque de separación

Las dimensiones de los principales componentes del tanque de separación son útiles al momento de realizar la revisión del equipo para asegurarse que el equipo realice la separación del aluminio de los empaques blíster acorde a lo calculado.

En la Tabla 4.14., se muestran las dimensiones principales del tanque de separación.

Tabla 4.14. Dimensiones principales del tanque de separación

Parámetro	Magnitud	Unidad
Diámetro interno	936,00	mm
Altura total	2 808,00	mm
Radio de corona	620,00	mm
Radio nudillo	37,20	mm
Altura de la cabeza	227,50	mm
Espesor del cuerpo	11,10	mm
Espesor de la chaqueta de calentamiento	6,35	mm
Material de construcción	Acero al carbono A-36	

En la Tabla 4.15., se muestran las dimensiones principales del agitador del tanque de separación.

Tabla 4.15. Características principales del agitador del tanque de separación

Variable	Magnitud	Unidad
Diámetro del agitador	312,0	mm
Número de impellers	2,0	mm
Espesor del eje	50,8	mm
Número de paletas	4,0	mm
Material del agitador	Acero al carbono A-36	mm
Velocidad de agitación	185	rpm

En la Tabla 4.16, se muestra la información técnica del tanque de separación, estos parámetros deben ser mantenidos durante la operación del mismo para asegurar su buen funcionamiento, calidad del producto y seguridad en las actividades realizadas.

Tabla 4.16. Parámetros de operación del tanque de separación

Variable	Magnitud	Unidad
Volumen del tanque	1,77	m ³
Volumen de llenado	1,15	m ³
Altura de llenado	1,65	M
Temperatura inicial	17	°C
Temperatura de operación	159	°C
Presión de operación	2	bar
Máxima presión interna permitida	3	bar
Máxima presión externa permitida	6	bar
Velocidad del agitador	185	rpm
Tiempo de operación	189,7	min

4.7.2.3. Componentes del equipo de separación

En la Figura 4.17, se muestra el detalle de cada uno de los componentes del equipo de separación y su ubicación.

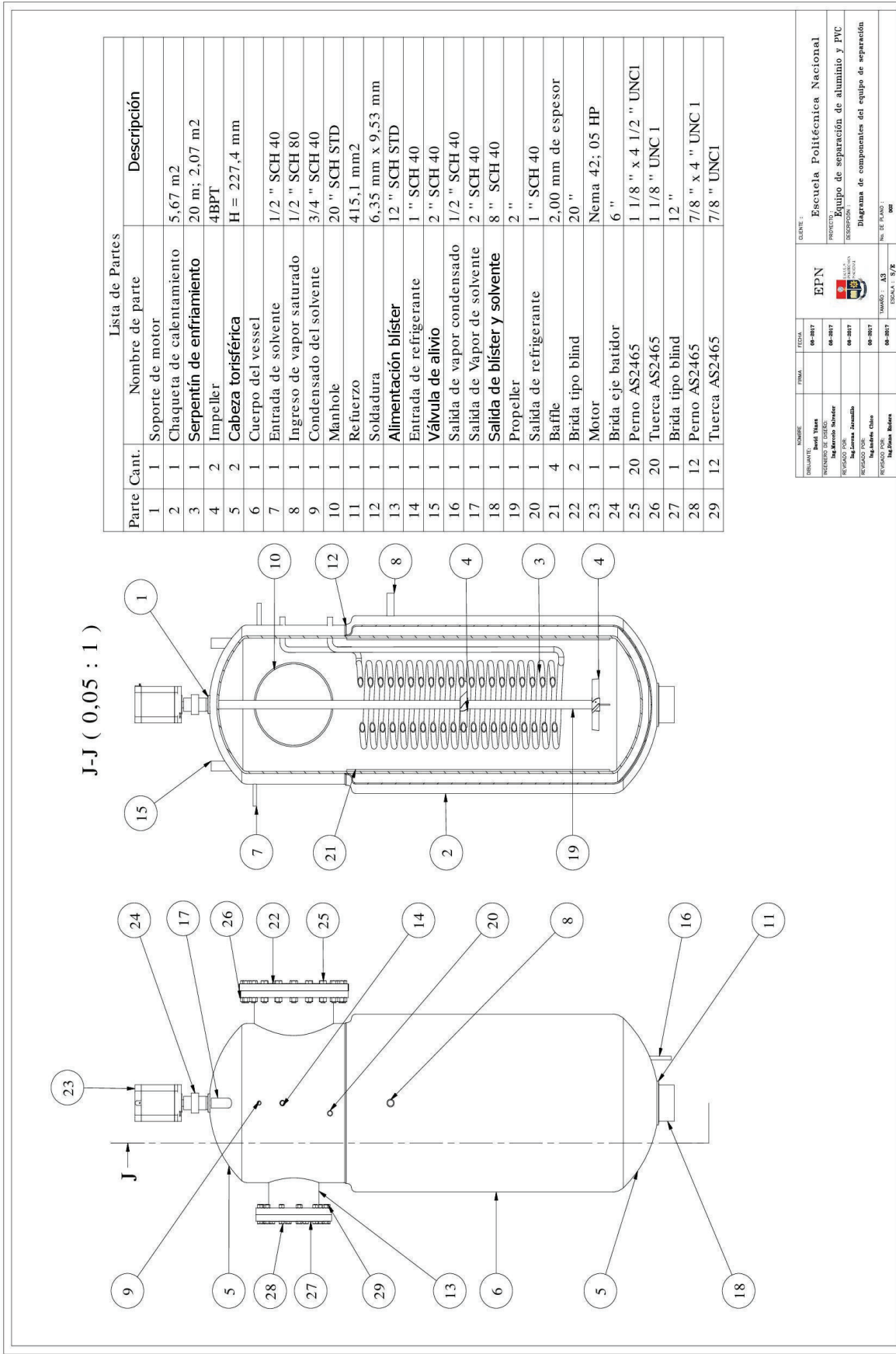


Figura 4.15. Diagrama de los componentes del equipo de separación

4.7.2.4. Procedimiento de operación del tanque de separación

- Puesta en marcha del equipo

Pasos para la alimentación de los blíster en el equipo

1. Introducir los blíster cortados en el equipo de separación abriendo manualmente la compuerta lateral.
2. Asegurarse que las bridas de la entrada de blíster como las del *manhole* y el filtro canasta se encuentren debidamente aseguradas.
3. Asegurarse que la válvula de descarga esté en posición cerrada.
4. Permitir el ingreso del solvente abriendo la válvula correspondiente.
5. Accionar la válvula de control para el ingreso del vapor asegurándose que las condiciones de operación sean las adecuadas (presión 6 bar y temperatura 159 °C).
6. Encender el sistema de agitación y configurar para una velocidad de agitación de 185 RPM.
7. Esperar que transcurra el tiempo de operación, revisando periódicamente las variables en los indicadores.

Pasos para la descarga del contenido dentro del equipo:

1. Cortar la entrada de vapor al equipo de separación para dar inicio al proceso de enfriamiento.
2. Accionar la válvula para la entrada de fluido de enfriamiento al serpentín de enfriamiento.

3. Esperar alrededor de 20 minutos hasta que la temperatura en el interior del *vesse/* sea de 35 °C, o según sea requerido.
4. Abrir la válvula de descarga ubicada en el fondo del equipo de separación para vaciar el contenido del equipo (hasta que el nivel del líquido en el tanque sea 0 m).
5. Remover manualmente el aluminio separado que se encuentra en el interior del filtro canasta, abriendo las bridas que lo sostienen a la tubería de descarga.

4.7.2.5. Parada de emergencia

La presión del equipo de separación se encuentra debidamente controlada puesto que se cuenta con una válvula de control de presión que opera a 2 bar, y la válvula de alivio que asegura la integridad del equipo y está ajustada a 3 bar. De igual manera la temperatura máxima a la que puede llegar el equipo de separación es limitada por la temperatura de ingreso de vapor saturado (159 °C).

Es importante asegurar que las condiciones a las que el vapor llegue sean las propuestas en el diseño (vapor saturado a 159 °C).

Si existiese una sobrepresión en el equipo de separación o si una parada fuera requerida, se deberá cortar el ingreso de vapor a la chaqueta de calentamiento y si fuese necesario accionar la válvula de ingreso de fluido refrigerante al serpentín para enfriar el contenido del equipo de separación.

4.7.3. PLANO ELÉCTRICO

En la Figura 4.18, se presenta el plano eléctrico en donde se considera el requerimiento energético tanto de la bomba como del agitador.

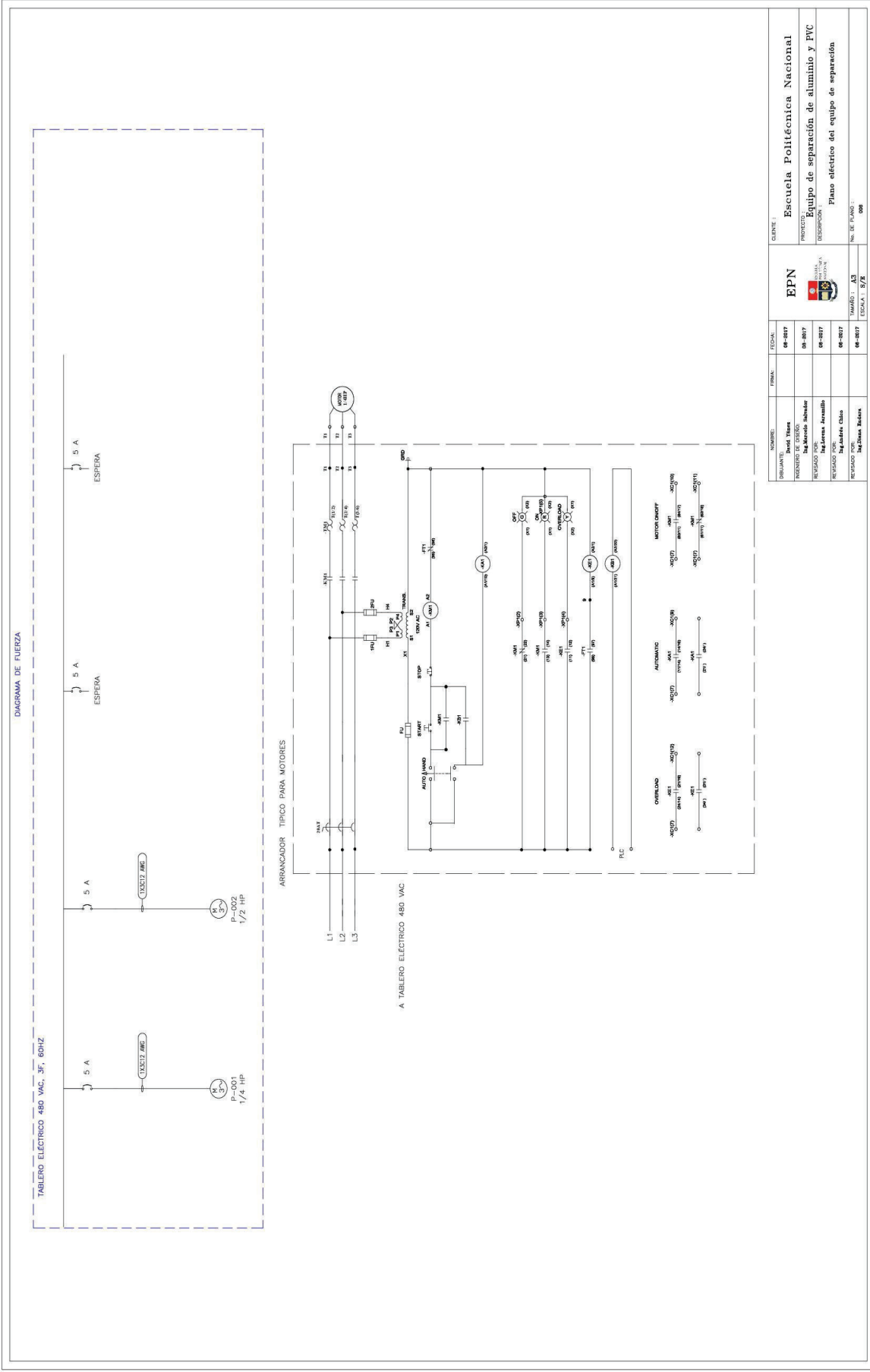


Figura 4.16. Plano eléctrico del equipo de separación

4.8. ESTIMACIÓN DEL COSTO DEL EQUIPO

La estimación del costo de un equipo es manejada por las empresas de ingeniería procura y construcción (IPC), las cuales tienen acceso a bases de datos actualizadas y de buena calidad debido a los proyectos en los cuales están involucradas. Existen abundantes fuentes de costo de equipos en la literatura asequible, sin embargo, son mayoritariamente de baja calidad (Sinnot y Towler, p. 320, 2013).

Existen correlaciones que permiten estimar el costo individual de los equipos en función del tamaño. Para la determinación de los costos individuales de los equipos se utiliza la Ecuación 4.1 la cual toman en cuenta el costo base de cada equipo, material de construcción, el tamaño del equipo y un exponente único para cada equipo (Sinnot y Towler, 2013, p. 321). Para una estimación preliminar del costo se pueden utilizar las siguientes correlaciones considerando como equipos principales un intercambiador de calor de tubos y coraza y un reactor agitado.

$$C_e = a + bS^n \quad [4.1]$$

Donde:

C_e : costo de compra del equipo, Enero 2010 (CEPCI = 532,9)

a, b : constantes de costo obtenidos de la Tabla 4.17.

S = parámetro de tamaño

n = exponente para el tipo de equipo

Tabla 4.17. Costos de compra para equipos utilizados comúnmente en plantas industriales

Equipo	Unidades para el tamaño, S	Rango	A	b	Exponente n
Intercambiador de tubos y coraza (cabeza flotante)	Área m ²	10-1 000	28 000	54	1,2

(Sinnot y Towler, 2013, p.322)

La correlación de costos expuesta por Smith (2005, pp.20-21) que se muestra en la Ecuación 4.2, permite determinar los costos individuales de equipos utilizados en plantas industriales tomando en cuanto los criterios expuestos anteriormente.

$$C_e = C_B \left(\frac{Q}{Q_B} \right)^M \quad [4.2]$$

Donde:

C_e : costo de compra del equipo, Enero 2000 (CEPCI = 319,1)

C_B : costo base del equipo con capacidad Q_B obtenidos de la Tabla 4.18.

Tabla 4.18. Costos de compra para equipos utilizados comúnmente en plantas industriales

Equipo	Unidades para el tamaño, S	Rango	Tamaño base (Q_B)	Costo base (C_B)	Exponente M
Reactor Agitado	Volumen m ³	1-50	1	54	1.2

(Smith, 2005, p. 18).

Los precios calculados con las Ecuaciones 4.1 y 4.2 son los que corresponden a los costos de equipos en los años que fueron tabulados dentro de la literatura, para obtener el precio actual se utiliza los índices de costos. Para esto se utiliza la Ecuación 4.3 (Smith, 2005, p. 17).

$$\frac{C_1}{C_2} = \frac{Ind_1}{Ind_2} \quad [4.3]$$

Donde:

C_1 : costo del equipo en el año 1 (USD)

C_2 : costo del equipo en el año 2 (USD)

Ind_1 : costo índice en el año 1

Ind_2 : costo índice en el año 2

En la Tabla 4.19 se presentan los costos de los índices para equipos de ingeniería utilizados en plantas industriales.

Tabla 4.19. Índices de costos en plantas de Ingeniería Química

CE (Índices)	Índice (2000)	Índice (2010)	Índice (2015)
Equipos	394,1	550,8	541,7

(Jenkins,2017)

Para estimados más aproximados se utilizan factores de corrección en función de la temperatura y presión de operación, así como por el material de construcción, los cuales se muestran en las Tablas 4.20, 4.21 y 4.22.

Tabla 4.20. Factores de corrección de costo para materiales de construcción

Material	Factor de corrección (F_m)
Acero al carbono	1,0
Aluminio	1,3
Acero inoxidable (bajo grado)	2,4
Acero inoxidable (alto grado)	3,4
Hastelloy C	3,6
Monel	4,1
Níquel e inconel	4,4
Titanio	5,8

(Smith, 2005, p. 19).

Tabla 4.21. Factores de corrección de costo para equipos de ingeniería en función de la presión de diseño

Presión de Diseño (bar)	Factor de corrección (F_p)
0,01	2,0
0,1	1,3
0,5 a 7,0	1,0
50,0	1,5
100,0	1,9

(Smith, 2005, p. 19).

Tabla 4.22. Factores de corrección de costo para equipos de ingeniería en función de la temperatura de diseño

Temperatura de Diseño (°C)	Factor de corrección (F_T)
0-100	1,0
300	1,6
500	2,1

(Smith, 2005, p. 20).

La Ecuación 4.3, tomando en cuenta los factores de corrección se convierte en la Ecuación 4.4.

$$C_e = C_B \left(\frac{Q}{Q_B} \right)^M F_m F_p F_T \quad [4.4]$$

El costo total de instalación se puede estimar utilizando el método factorial el cual toma en cuenta los costos directos que se presentan en la construcción de una planta industrial. En la Tabla 4.23, se muestran los factores típicos para la estimación del costo de capital fijo de un proyecto.

Tabla 4.23. Factores típicos para la estimación del costo de capital fijo de un proyecto

Factor	Tipo de proceso		
	Fluidos	Fluidos-sólidos	Sólidos
f_{er} Levantamiento del equipo	0,30	0,50	0,60
f_p Tubería	0,80	0,60	0,20
f_i Instrumentación y control	0,30	0,30	0,20
f_{el} Trabajos eléctricos	0,20	0,20	0,15
f_c Trabajos civiles	0,30	0,30	0,20
f_s Estructuras y edificaciones	0,20	0,20	0,10
f_l Trabajos de pintura	0,10	0,10	0,05

Utilizando los precios actualizados de los equipos, se puede estimar el costo directo total del proyecto mediante la Ecuación 4.5.

$$C = \sum_{i=1}^{i=M} C_{e,i,CS} [(1 + f_p)f_m + (f_{er} + f_p + f_i + f_{ei} + f_c + f_s + f_l)] \quad [4.5]$$

El costo total del equipo de separación se calcula en el ANEXO VII y corresponde a 200 271 USD. Este valor contempla los factores de corrección mencionados y la instrumentación requerida. Dicho valor corresponde a una estimación preliminar del equipo de separación, se estima que el valor real es menor al calculado. Para obtener una estimación más real se recomienda utilizar un método de determinación de costo más detallado en el que se considere el costo del material, las partes del equipo y la mano de obra (Sinnott & Towler, 2013, p.325).

5. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

5.1. CONCLUSIONES

La capacidad de procesamiento del equipo de separación es de 59,6 kg/lote de empaques blíster del cual se obtiene 11,82 kg/lote de aluminio y 286,29 kg/lote de solución de acetato de n-butilo y PVC.

Se estableció como temperatura de diseño 159 °C, la presión interna de diseño corresponde a 3 bar, mientras que la presión externa de diseño corresponde a 6 bar.

Se determinó que el material de construcción sea acero al carbono tipo A-36 y que el espesor nominal sea de 7/16 de pulgada.

El área de calentamiento de la chaqueta determinado corresponde a 5,67 m² con un espesor nominal de la chaqueta de ¼ de pulgada, mientras que el área de del serpentín de enfriamiento corresponde a 2,06 m² (tubería de 1 pulg de diámetro, longitud 20 m).

Para el sistema de agitación se determinó la utilización de un agitador de tipo 4BP de dos *impeller* con una velocidad de agitación de 185 RPM.

El sistema de recirculación de solvente contempló la utilización de un condensador vertical con sub-enfriamiento con un área de transferencia de 2,60 m² y una tasa de transferencia de calor de 132,3 kW.

Los equipos auxiliares requeridos para el proceso de separación son: una bomba centrífuga de 0,25 HP, un filtro canasta bridado a ambos lados de 8 pulg y número de malla 20, una válvula de alivio tipo 2J3 y 5 válvulas de control tipo globo.

El sistema de control abarcó la utilización de control de presión para la presión interna del equipo de separación y un control de temperatura para el solvente sub-

enfriado a la salida del condensador vertical. Ambos controladores son de tipo proporcional integral.

El costo determinado para el equipo de separación es de 200 271 USD.

5.2. RECOMENDACIONES

Realizar un análisis exhaustivo de la cantidad de empaques blíster producidos por las empresas farmacéuticas a nivel nacional y la factibilidad de recuperarlos una vez que hayan sido utilizados. Esto permitirá aumentar la capacidad de procesamiento de los empaques blíster.

Adicionar una capa interna de pintura anticorrosiva apropiado para el contenido y condiciones del equipo de separación.

Incorporar un aislante para la parte externa de la chaqueta de calentamiento para evitar pérdidas energéticas hacia los alrededores.

Se podría incluir un sellado hidráulico con un fluido afín al solvente (acetato de n-butilo) para el sistema de impulsión para retener de manera más eficiente el vapor formado.

Finalmente, se estima que los tiempos de operación obtenidos en la investigación de Erazo (2015) disminuyan en la puesta en marcha del equipo esto debido a la incorporación del sistema de agitación; de esta manera se podría disminuir los costos de operación al utilizar menor cantidad de vapor de calentamiento.

BIBLIOGRAFÍA

1. API RP 520. (2000). *Sizing, Selection, and Installation of Pressure-Relieving Devices in Refineries: Part I-Sizing and Selection*. (7ma. ed.). Estados Unidos
2. API standard 526. (2002). *Flanged Steel Pressure Relief Valves*. (5ta. ed.). Estados Unidos
3. ASME B16.5. (2013). *Pipe Flanges and Flanged Fittings*. Estados Unidos.
4. ASME BPVC. (2007). *Bolier & Pressure Vessel Code, Sec. VIII Division 1. Rules for Construction of Pressure Vessels*. Estados Unidos.
5. ASME BPVC. (2010). *Bolier & Pressure Vessel Code, Sec. II part D. Properties (Metrics) Material*. Estados Unidos.
6. Atiemo-Obeng, V., Penney, R & Armenante. (2004). Solid-Liquid Mixing. En Paul, E., Atiemo-Obeng, V & Kresta, S. (Ed.). *Handbook of Industrial Mixing Science and Practice (353- 585)*. Nueva Jersey, Estados Unidos: John Wiley & Sons, Inc.
7. Ayala, M. (2014). *El Mercado farmacéutico en el Ecuador: Diagnostico y Perspectiva*. Recuperado de: http://www.espa.espol.edu.ec/images/documentos/publicaciones/articulos/ElMercadoFarmaceuticoenelEcuador_Diagnosticoy_Perspectiva.pdf. (Abril, 2016).
8. Banco Central del Ecuador. (2016). *Estadísticas Económicas*. Recuperado de <https://www.bce.fin.ec/index.php/component/k2/item/350-comercio-exterior>. (Abril, 2016).
9. Bednar, H. (1986). *Pressure Vessel Design Handbook*. (2da. Ed.). Malabar, Estados Unidos: Krieger Publishing Company.

10. Celanese (2011). *Product Description and Handling Guide n-Butyl Acetate*. Recuperado de <https://www.celanese.com/intermediate-chemistry/products/N-Butyl-Acetate.aspx>. (Mayo, 2017).
11. Chemicals-Technology. (2015). *Vinyloop Technology: Ferrara, Italia*. Recuperado de <http://www.chemicals-technology.com/projects/ferrara/>. (Abril, 2016).
12. CLA VAL. (2013). *Soluciones Integrales con Válvulas de Control Automático*. Recuperado de: http://www.cla-val.com/documents/pdfs2/Catalogo_Espanol.pdf. (Mayo, 2017).
13. Coker, K. (2007). *Ludwig's Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 1*. (4ta. Ed.). Oxford, Reino Unido: Elsevier Inc.
14. Coker, K. (2015). *Ludwig's Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 3*. (4ta. Ed.). Oxford, Reino Unido: Elsevier Inc.
15. Couper, R., Penney, R., Fair, R., & Walas, M. (2012). *Chemical process equipment selection and design*. Amsterdam: Elsevier/Butterworth-Heinemann.
16. Dickey, D & Fasano, J. (2004). *Mechanical Design of Mixing Equipment*. En Paul, E., Atiemo-Obeng, V & Kresta, S. (Ed.). *Handbook of Industrial Mixing Science and Practice (1247-1333)*. Nueva Jersey, Estados Unidos: John Wiley & Sons, Inc.
17. DISMETAL (2017). *Metales para la industria y construcción*. Recuperado de <http://dismetal.ec/productos/planchas/laminadas-en-caliente/1220-x-2440>. (Mayo, 2017).

18. Ekosnegocios. (2014). *Aumenta el reciclaje de envases de Tetra Pack*. Recuperado de <http://www.ekosnegocios.com/NEGOCIOS/verArticuloContenido.aspx?idArt=2911>. (Mayo, 2015).
19. Erazo, A. (2015). *Diseño de una planta de recuperación de aluminio de los empaques tipo blíster usados por la industria farmacéutica*. (Proyecto previo a la obtención de título de Ingeniero Químico). Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador.
20. Estrella, F. (2013). *Diseño de una planta para la recuperación de Aluminio de envases multicapa mediante lixiviación con solventes orgánicos y fundición*. (Proyecto previo a la obtención de título de Ingeniero Químico). Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador.
21. Filsa. (2017). Controladores de Nivel para Líquidos y Sólidos. Recuperado de: <http://www.filsa.es/productos/control-de-solidos-y-liquidos/capacitivos/scp-30-d-ac/>. (Abril, 2107).
22. Flick. (1998). *Industrial Solvents Handbook*. (5ta. Ed.). Nueva Jersey, Estados Unidos: Noyes Data Corporation.
23. Gonzáles, M. (1997). Propiedades químicas y propiedades físicas de los polímeros. Universidad Politécnica de Madrid. Recuperado de http://ruc.udc.es/bitstream/2183/9641/1/CC_32_art_3.pdf. (Mayo, 2017).
24. Hemrajani, R & Tatterson, G. (2004). *Mechanically Stirred Vessels*. En Paul, E., Atiemo-Obeng, V & Kresta, S. (Ed.). *Handbook of Industrial Mixing Science and Practice* (345-391). Nueva Jersey, Estados Unidos: John Wiley & Sons, Inc.

25. Heydari, S & Hossein G. (2014). *Extraction and microextraction Techniques for determination of compounds from Saffron*. Canadian Chemical Transactions 2:2 221-247. doi:10.13179/canchemtrans.2014.02.02.0097
26. Holman, J. (2010). *Heat Transfer*. (10ma. Ed.). Nueva York, Estados Unidos: McGraw-Hill.
27. ISA 75.01.01. (2007). *Flow Equations for Sizing Control Valves*. Estados Unidos.
28. Jenkins, S. (2017). *Current Economic trends*. Recuperado de <http://www.chemengonline.com/current-economic-trends-cepci-january-prelim-and-december-final/> (Abril, 2017)
29. John Controls. (2015). *Catálogo de Productos 2015*. Recuperado de: http://www.johnsoncontrols.com/-/media/jci/global-capabilities/be/files/be_products_catalog_2015_es.pdf. (Abril, 2017).
30. Kang, G., Chung, B., & Kim, H. (2014). *Natural convection heat transfer on a vertical cylinder submerged in fluids having high Prandtl number*. International Journal of Heat and Mass Transfer, 79, 4-11. doi:10.1016/j.ijheatmasstransfer.2014.07.077
31. Love, J. (2007). *Process Automation Handbook*. Newcastle, Reino Unido. Springer-Verlag London Limited.
32. Ministerio de industrias y productividad (MIPRO). (2014). *El MIPRO y los laboratorios farmacéuticos productivos analizan la realidad y el potencial de crecimiento del sector*. Recuperado de <http://www.industrias.gob.ec/bp-179-el-mipro-y-los-laboratorios-farmaceuticos-productivos-analizan-la-realidad-y-el-potencial-de-crecimiento-del-sector/>. (Mayo, 2016).

33. Moss, D. (2004). *Pressure Vessel Design Manual*. (3ra. Ed.). Burlington, Estados Unidos: Elsevier, Inc.
34. Novus. (2017). Catálogo de medidores de temperatura. Recuperado de: http://www.novus.com.br/catalogos/layout_folheto.asp?ProdutoID=828371. (Abril, 2017).
35. Pachacama, D & Sanmartín, E. (2014). *Estudio de factibilidad para la creación de una planta de reciclaje de empaque blíster generados por la industria farmacéutica en la ciudad de Quito*. Tesis previa a la obtención del título de Ingeniero en Finanzas y Auditoría. Universidad de las Fuerzas Armadas ESPE. Sangolquí, Ecuador.
36. Paul, E., Atiemo Obeng, V. y Kresta, S. (2004). *Handbook of Industrial Mixing*. New Jersey: John Wiley and Sons.
37. Perry, R. H., Green, D. W., & Maloney, J. O. (2001). *Manual del ingeniero químico*. Madrid: McGraw-Hill.
38. Pilchik, R. (2000). *Pharmaceutical blister packaging*, part I. *Pharm. Technol.* 24, 68-77.
39. Rezaei, M., Iloukhani, H. y Rakhshi, M. (2010). *Volumetric Properties of Binary Mixtures of n-Butylacetate with 1-Butanol, 2-Butanol, 1,2-Butanediol and 1,3-Butanediol at Different Temperatures*. *Revista Asian Journal of Chemistry*. Vol 22 (N° 7).
40. Sinnot, R & Towler, G. (2013). *Chemical Engineering Design: Principles, Practices and Economics of Plant and Process Design*. (2da. Ed.). Oxford, Reino Unido: Elsevier Ltd.
41. Smith, R. (2005). *Chemical Process Design and Integration*. West Sussex, Inglaterra: John Wiley & Sons Ltd.

42. Streeter, V. (2000). *Mecánica de fluidos*. Colombia: McGRAW-HILL INTERAMERICANA ,S.A.
43. Titan, 2017, Cartas de Caída de presión. Recuperado de: <http://www.titanfci.com/docs/technical-data/strpdc.pdf>. (Abril, 2017).
44. Tosaca. (2016). Catálogo. Recuperado de: http://www.tosaca.es/Catalogo/Catalogo_TOSACA_2016.pdf. (Abril, 2017)
45. Tukker, A. (2002). *Plastics Waste-Feedstock Recycling, Chemical Recycling and Incineration*. Rapra Review Reports 148 13. ISSN: 0889-3144.
46. Vogot. (2014). *Catálogo Bombas Centrífugas Normalizadas Serie N*. Recuperado de: <http://www.globalriego.cl/pdf/bomba-vogt.pdf>. (Junio, 2017).
47. Wang, C., Wang, H, & Liu, Y. (2015). *Separation of aluminum and plastic by metallurgy method for recycling waste pharmaceuticals blisters*. Journal of Cleaner Production 102 378-383,doi:10.1016/j.jclepro.2015.04.067.
48. Wen, J. (2007). *Heat Capacities of Polymers*. En Mark,J. *Physical properties of polymers handbook(145-154)*. New York: Springer.
49. Yu, J., Sun, L., Ma, C., Qiao, Y & Yao, H. (2016). *Thermal degradation of PVC: A review*. Waste Management 48 300-314. Doi:10.1016/j.wasman.2015.11.041

ANEXOS

ANEXO I PROPIEDADES FÍSICAS DEL AGUA

Las constantes C1 a C5 empleadas para la determinación de la temperatura de ebullición del agua se muestran en la Tabla A1.1.

Tabla AI.1. Constantes para la determinación de la temperatura de ebullición del agua

C1	C2	C3	C4	C5
73,649	-7258,2	-7,3037	4,1653E-06	2

*(Perry, 2001, p.2-59)

Por medio de la Ecuación AI.1 se obtiene la presión de vapor del agua a una determinada temperatura.

$$P_A^0 = e^{[C1 + \frac{C2}{T} + C3 \ln T + C4 * T^{C5}]} \quad [A.1.1]$$

Donde:

P_A^0 : presión de vapor (Pa)

T: temperatura de ebullición (K)

$$300\,000 \text{ Pa} = e^{[73,649 + \frac{-7\,258,2}{T} + 7,3037 \ln T + 4,1653E-06 * T^2]}$$

$$T = 406,75 \text{ K}$$

Por medio de la Ecuación AI.2 se obtiene el calor latente del agua y la Tabla AI.2 indica el valor de las constantes requeridas.

Tabla AI.2 Constantes para la determinación del calor latente de ebullición del agua.

C1	C2	C3	C4	Tc
52 053 000	0,3199	-0,212	0,25795	647,13

(Perry, 2001, p.2-167)

$$\Delta H_v = C1 * (1 - T_r)^{C2+C3*T_r+C4*T_r^2} \quad [A.1.2]$$

Donde:

ΔH_v : calor de vaporización $\left(\frac{kJ}{kg}\right)$

T_r : temperatura reducida (T/T_c)

T_c : temperatura crítica (K)

(T/T_c) : 0,6285

$$\Delta H_v = 52\,053\,000 * (1 - 0,6285)^{0,3199 + -0,212 * 0,6285 + 0,2579 * 0,6285^2}$$

$$\Delta H_v = 39\,114\,912,9508 \left(\frac{J}{kmol}\right) = 2\,171,2414 \left(\frac{kJ}{kg}\right)$$

ANEXO II

DETERMINACIÓN DE LA CAPACIDAD DIARIA DE PROCESAMIENTO

A.II.1 DETERMINACIÓN DE LA CAPACIDAD DIARIA DE PROCESAMIENTO.

De acuerdo a la investigación realizada por Pachacama y Sanmartín (2014, p.66), la industria farmacéutica de Quito anualmente desecha 26 016,25 kg (2,17 toneladas por mes) de empaques blíster, lo cual representa una oportunidad para su reciclaje. Se tomó en cuenta un sobredimensionamiento del 10 % para posibles variaciones en la capacidad de adquisición de la materia prima (Sinnot y Towler, 2013, p. 20).

Desechos anuales: 26 016,25 kg/año

Sobredimensionamiento: 10 %

Número de lotes por día: 2

La Ecuación A.II.1 permite determinar la capacidad diaria de procesamiento

$$C_{Pcs} = \frac{1,1 * C_a}{N_l * N_d} \quad [A.II.1]$$

Donde:

C_a : capacidad anual (kg/año)

C_{Pcs} : capacidad de procesamiento de empaques blíster (kg/lote)

N_l : número de lotes por día (lote/d)

N_d : número de días de trabajo por año (d/año)

$$C_{Pcs} = \frac{1,1 * 26\,016 \text{ kg/año}}{2 \frac{\text{lote}}{\text{d}} * 240 \text{ d/año}}$$

$$C_{Pcs} = 59,62 \frac{\text{kg}}{\text{lote}}$$

ANEXO III

DISEÑO MECÁNICO DEL EQUIPO DE SEPARACIÓN

A.III.1 DETERMINACIÓN DEL VOLUMEN DEL EQUIPO DE SEPARACIÓN

El volumen del equipo de separación se calcula considerando el volumen que ocupan los blíster y el solvente (acetato de n-butilo), de acuerdo a la Ecuación AIII.1

$$V = \sum m_i \times \frac{1}{\delta_i} \quad \text{[AIII. 1]}$$

Donde:

V : volumen de empaques blíster y acetato de n-butilo (m^3)

m_i : masa de empaques blíster/acetato de n-butilo (kg)

δ_i : densidad de empaques blíster/acetato de n-butilo (kg/m^3)

$$V = 4 * (59,62)kg \text{ de acetato de n - butilo} * \frac{1m^3}{881,23 \text{ kg}} \\ + 59,62 \text{ kg de empaques blíster} * \frac{1m^3}{67,4 \text{ kg}} = 1,15 m^3$$

El volumen del equipo de separación se define para un volumen de llenado del 65 % considerado para tanques agitados y formación de vapor (Sinnott y Towler, 2013, p.636) y se calcula utilizando la Ecuación 3.1.

$$V_{Pv} = 1,15 \frac{1}{0,65} m^3 = 1,77 m^3$$

AIII.2 DETERMINACIÓN DE LA PRESIÓN Y TEMPERATURA DE DISEÑO

Se establece una presión de diseño de 6 bar, que corresponde a la presión absoluta de la chaqueta del equipo de separación, acorde a lo recomendado por Sinnott y Towler (2013, p. 584).

La temperatura de diseño es 159 °C, que corresponde a la temperatura del vapor saturado, siendo ésta la máxima temperatura que alcanza el sistema bajo las condiciones de operación.

AIII.3 DETERMINACIÓN DE LAS DIMENSIONES INTERNAS DEL EQUIPO DE SEPARACIÓN

Las dimensiones internas del tanque están dadas en función del volumen del tanque a presión y de la relación de diámetro-altura de 1:3 utilizado para recipientes a presiones menores a 250 psig (Moss, 2004, p.89). En la Figura AIII.1 están representadas las dimensiones internas del equipo de separación que se van a calcular.

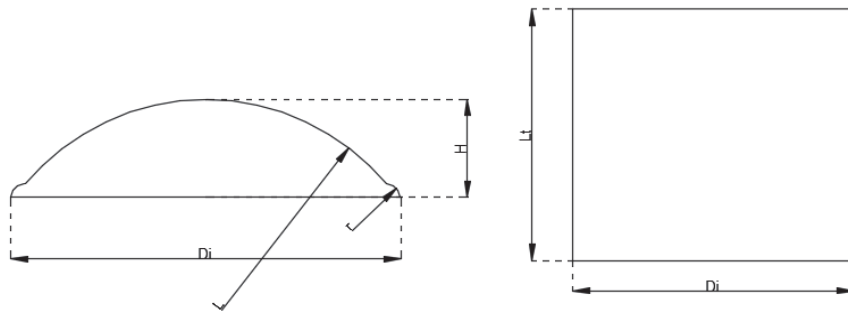


Figura AIII. 1. Representación de las dimensiones internas del tanque a presión

La determinación de las dimensiones internas es un proceso iterativo que sigue los pasos que se detallan.

- Asumir las dimensiones iniciales de altura total del tanque y diámetro interno (D_i) con una relación de 3:1.
- Calcular el radio de la corona (L) considerando que éste va a ser un 66 % del diámetro interno (D_i)
- Calcular el valor del radio nudillo considerando una relación r/L aproximada de 0,06 siendo esta la relación la más común y más utilizada en el diseño de tapas torisféricas (Bednar, 1986, pp.62-63).
- Determinar el valor de la altura de la cabeza H y el volumen de las cabezas

- Calcular la relación diámetro interno (D_i) a altura total del tanque y verificar que se cumpla la relación 1:3.

Siguiendo el proceso iterativo se inicia asumiendo un diámetro de 936 mm lo cual corresponde a una altura de 2 808 mm la relación 3:1 de altura a diámetro. En el paso 2 se calcula el valor del radio de la corona con la Ecuación AIII.2.

$$L = 0,66 \times D_i \quad [\text{AIII. 2}]$$

$$L = 0,66 \times 936 \text{ mm}$$

$$L = 617,76 \text{ mm} \approx 620 \text{ mm}$$

En el paso 3 se calcula el valor del radio nudillo por medio de la Ecuación [AIII.3]

$$\frac{r}{L} = 0,06 \quad [\text{AIII. 3}]$$

$$r = 0,06 \times 620$$

$$r = 37,2 \text{ mm}$$

En el cuarto paso se determina la altura H y el volumen de la cabeza, para lo cual se utilizó la herramienta AutoCAD 2015, con la cual se grafica el diámetro interno junto con el radio nudillo y se intercepta con un arco de radio igual al radio corona calculado en el paso 2. Se hace uso de los comandos del software para calcular la altura y a su vez se crea un sólido para calcular el volumen de las tapas, como se muestra en la Figura AIII.2.

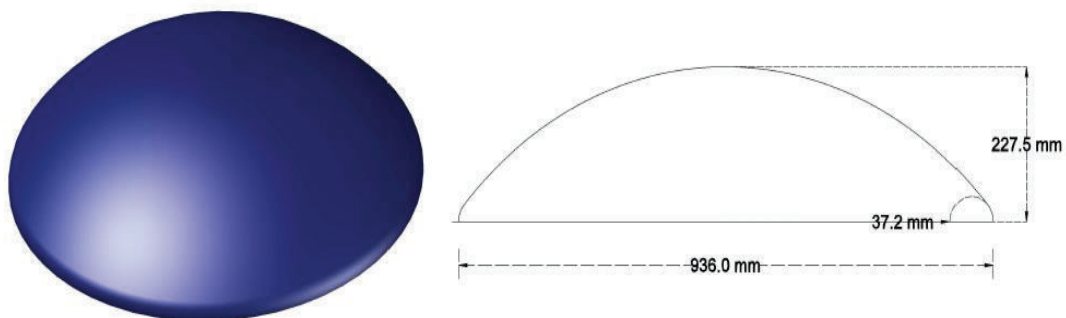


Figura AIII. 2. Cálculo de la altura H y volumen de la tapa/fondo

Los valores para el volumen de la cabeza y la altura son;

$$V_{\text{cabeza}} = 0,09 \text{ m}^3$$

$$H = 227,50 \text{ mm}$$

Finalmente, se verifica que se obtenga la relación 3:1 mostrada en la Ecuación AIII.4.

$$\frac{L_{\text{Total}}}{D_i} = 3 \quad \text{[AIII. 4]}$$

$$\frac{2 \times H + L_T}{D_i} = 3$$

$$V_{\text{cilindro}} = V_{\text{Total}} - 2 \times V_{\text{cabeza}}$$

$$V_{\text{cilindro}} = 1,777 \text{ m}^3 - 2 \times 0,088 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{cilindro}} = 1,601 \text{ m}^3$$

La altura de la parte cilíndrica “L_T” se recalcula con la Ecuación AIII.5;

$$L_T = \frac{V_{\text{cilindro}}}{\pi \times \frac{D_i^2}{4}} \quad \text{[AIII. 5]}$$

$$L_T = \frac{1,601 \text{ m}^3}{\pi \times \frac{0,936^2 \text{ m}^2}{4}} = 2,327 \text{ m}$$

$$L_{\text{Total}} = 2,3266 + 2 * 0,2275 = 2,7816 \text{ m}$$

$$\frac{L_{\text{Total}}}{D_i} = 3$$

$$\frac{L_{\text{Total}}}{D_i} = \frac{2781,6 \text{ mm}}{936,0 \text{ mm}} \approx 3$$

Se cumple con la relación de 3:1 por lo tanto se pueden establecer las dimensiones internas para el equipo de separación. En la Tabla AIII.1 se muestran las dimensiones internas finales del equipo de separación.

Tabla AIII. 1. Dimensiones internas obtenidas para el tanque enchaquetado

Parámetro	Magnitud
Diámetro interno (mm)	936,0
Altura total (mm)	2 808,0
Radio de corona (mm)	620,0
Radio nudillo (mm)	37,2
Altura de la cabeza (mm)	227,5

Una vez que se tienen las dimensiones internas del equipo de separación se calcula la altura del líquido en el equipo de separación utilizando la Ecuación AIII.6 en donde se considera el volumen de llenado del 65 % que corresponde a 1,15 m³.

$$H_L = \frac{V - 2xV_{\text{cabeza}}}{\pi \times \frac{D_i^2}{4}} + H \quad [\text{AIII. 6}]$$

$$H_L = \frac{1,155 \text{ m}^3 - 2 \times 0,088 \text{ m}^3}{\pi \times \frac{(0,936 \text{ m})^2}{4}} + 0,228 \text{ m}$$

$$H_L = 1,651 \text{ m}$$

A.III.4. DETERMINACIÓN DE LOS ESPESORES DEL EQUIPO DE SEPARACIÓN

A.III.4.1. DETERMINACIÓN DEL ESPESOR DE LAS PAREDES CILÍNDRICAS PARA RECIPIENTES EXPUESTOS A PRESIÓN EXTERNA

Para el cálculo de los espesores mínimos requeridos para un tanque expuesto a presión externa se utilizan las tablas para espesores mínimos en función de las longitudes características y el material de construcción, las cuales se encuentran en la Sección II, Parte D del código ASME BPVC Sec. VIII (2007).

En la Figura AIII.3 se muestra la representación de las variables para el diseño de tanques cilíndricos expuestos a sujetos a presión externa.

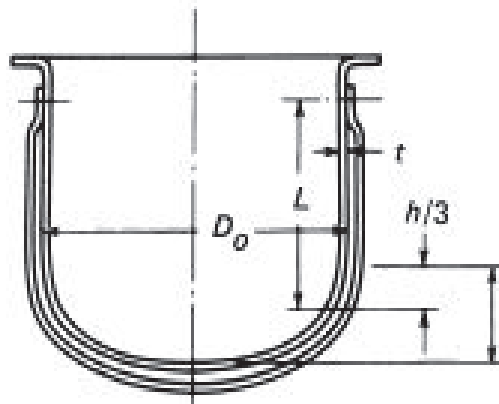


Figura AIII. 3. Representación de las variables para el diseño de tanques cilíndricos expuestos a presión externa (BPVC Sec VII, 2007)

Donde:

D_o : diámetro externo (mm)

t : espesor mínimo requerido (mm)

L : distancia entre el cierre de la chaqueta y una distancia de un tercio de la longitud de la tapa por debajo de la sección cilíndrica del tanque (mm)

H : altura de la cabeza (mm)

Los pasos para el cálculo del espesor del tanque cilíndrico expuestos a presión externa con una relación de diámetro externo a espesor mayor o igual que 10 ($D_o/t \geq 10$) son los siguientes:

Paso 1: Asumir un valor de t y determinar las relaciones L/D_o y D_o/t .

Paso 2: En la figura G de la Subparte 3, parte D de la ASME BPVC Sec II. (2007) determinar el valor del factor A obtenido a partir de la intercepción de las relaciones encontradas en el paso 1.

Paso 3: Utilizando el factor A entrar en la tabla aplicable para el material de construcción en la Subparte 3 de la sección II, parte D de la ASME BPVC Sec. II. (2007). Determinar el factor B a partir de la intercepción del factor A y el módulo de elasticidad del material de construcción a la temperatura de diseño. Los materiales

que se van a evaluar son acero inoxidable 316, acero al carbono A-36 y aleación de aluminio 3003 O. En la Tabla AIII.2 se muestran los valores del módulo de elasticidad para estos materiales.

Tabla AIII. 2. Módulo de elasticidad “E” para acero inoxidable 316, acero al carbono A-36 y aleación de aluminio 3003 O

Material de construcción	Módulo de elasticidad “E” (Ex 10 ³ Mpa)
Acero inoxidable 316	185,5
Acero al carbono A-36	194,5
Aleación de Aluminio 3003-O	62,5

(ASME BPVC Sec II parte D, 2010, p.738)

Paso 4: Calcular la presión máxima permisible para el valor asumido de espesor por medio de la Ecuación 3.3.

$$P_a = \frac{4B}{3(D_o/t)}$$

Paso 5: Se suma un valor por corrosión de 2 mm, como se muestra en la Ecuación AIII.7.

$$t_c = C + t \quad \text{[AIII. 7]}$$

Donde:

C: valor añadido por corrosión (mm)

tc: espesor con corrosión (mm)

El valor L según la Figura AIII.3 se toma desde el cierre de la chaqueta hasta una distancia de un tercio de la altura del fondo toriesférico a partir de la sección cilíndrica, consecuentemente el valor de L (se toma en cuenta para la parte superior un espacio para la soldadura del cierre de la chaqueta de 15 cm y un aumento en el nivel del tanque de 15 cm debido a la agitación) es aproximadamente 1 800 mm.

AIII.4.1.1. Determinación del espesor de las paredes cilíndricas para recipientes expuestos a presión externa utilizando acero inoxidable 316 como material de construcción

Paso 1:

Se asume un espesor de 8,5 (mm) y con el diámetro interno (D_i) se calcula el valor de D_o .

$$D_o = (936,0 + 2 * 8,5) \text{ mm} = 953,0 \text{ mm}$$

$$\frac{L}{D_o} = \frac{1800 \text{ mm}}{953 \text{ mm}} = 1,89$$

$$\frac{D_o}{t} = \frac{953,0 \text{ mm}}{8,5 \text{ mm}} = 112,1$$

Paso 2:

Con las relaciones D/L y D/t se busca la intercepción de éstas dos curvas en la Figura AIII.4 y se obtiene el factor A.

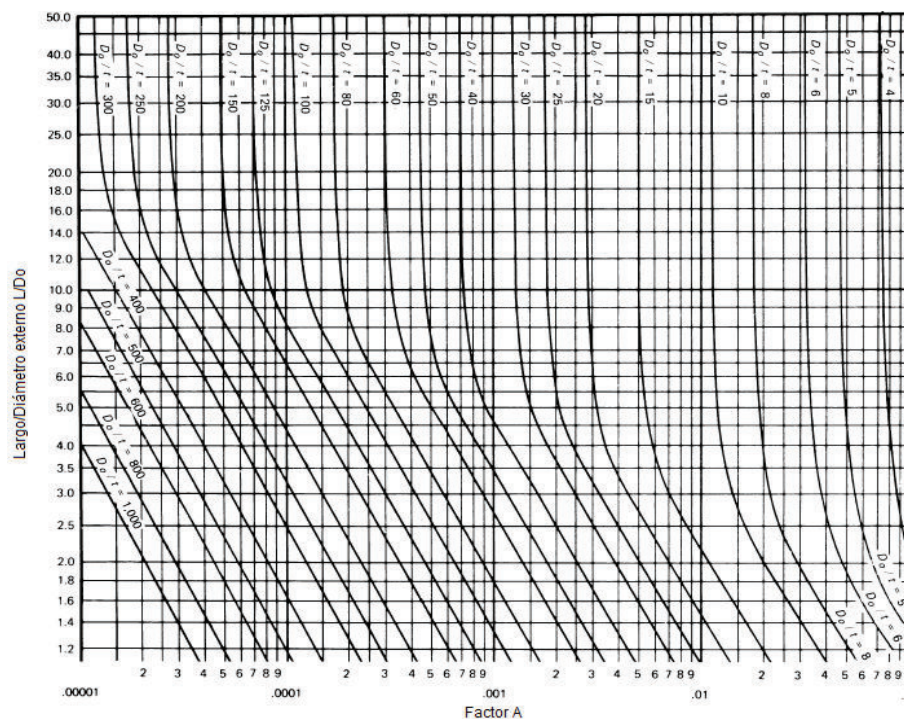


Figura AIII. 4. Figura geométrica G para componentes bajo presiones externas (ASME BPVC SEC II, 2007,p.748)

$$A = 0,00056$$

Paso 3:

De la Tabla AIII.2, se toma el valor del módulo de elasticidad "E" para el acero inoxidable 316 que corresponde a $185,5 \times 10^3$ Mpa y el valor de A que es 0,00056. Utilizando Figura AIII.5 que permite el cálculo de espesores mínimos bajo presión externa para acero inoxidable 316 se determina el valor de B.

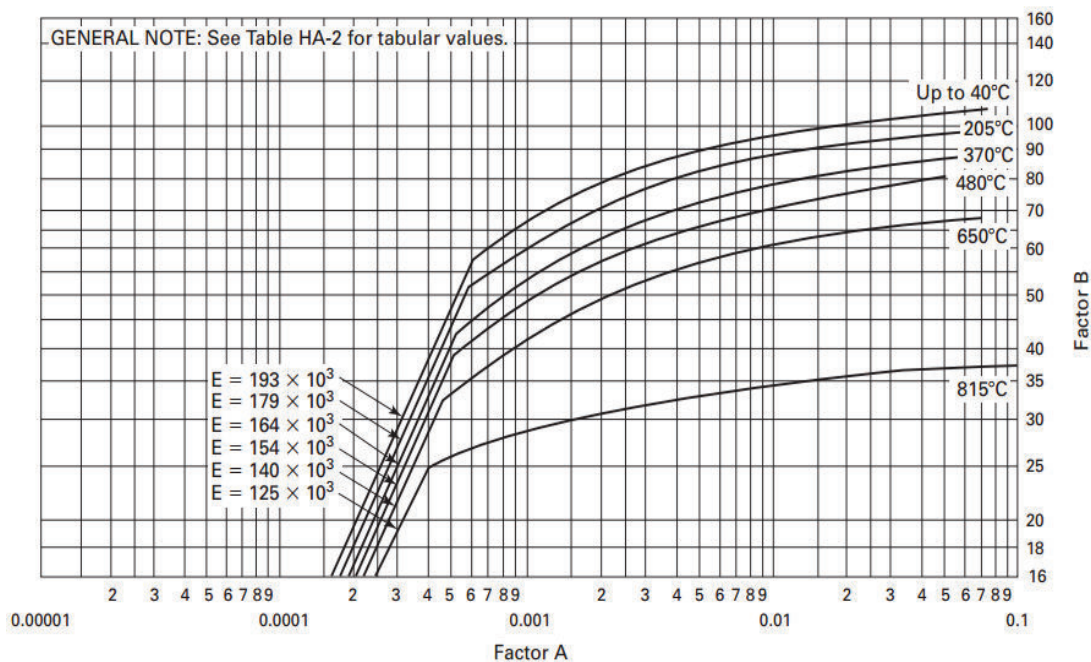


Figura AIII. 5. Cuadro para la determinación de espesores de coraza de componentes bajo presión externa para acero austenítico 16Cr-12Ni-2Mo, Tipo 316 (ASME BPVC SEC II, 2007,p.754)

$$B = 53 \text{ Mpa}$$

Paso 4:

Se calcula la presión máxima admisible para el espesor asumido con la Ecuación 3.3.

$$P_a = \frac{4 \times 53 \text{ MPa}}{3 (112,1)}$$

$$P_a = 0,6303 \text{ MPa}$$

$$P_a = 6,3029 \text{ bar}$$

La presión máxima permisible para un espesor de 8,5 mm es mayor a la presión de diseño, por lo tanto, se determina que el espesor calculado es apropiado; esto a su vez indica que no es necesario el uso de anillos de refuerzo para presión externa.

Paso 5:

Se suma el espesor por corrosión de acuerdo a la Ecuación AIII.7.

$$t_c = (8,5 + 2,0) \text{ mm}$$

$$t_c = 10,5 \text{ mm}$$

$$t_s = 7/16 \text{ pulg}$$

A.III.4.1.2. Determinación del espesor de las paredes cilíndricas para recipientes expuestos a presión externa utilizando acero al carbono A-36 como material de construcción

Paso 1:

Se asume un espesor de 8,0 (mm) y con el diámetro interno (D_i) se calcula el valor de D_o .

$$D_o = 952 \text{ mm}$$

$$\frac{L}{D_o} = 1,89$$

$$\frac{D_o}{t} = 119$$

Paso 2:

Con la Figura AIII.4 y las relaciones de L/D y D/T DE 1,89 y 119 respectivamente se obtiene el valor de A que corresponde a:

$$A = 0,00052$$

Paso 3:

De la Tabla AIII.2, se toma el valor del módulo de elasticidad “E” para el acero inoxidable 316 que corresponde a $194,4 \times 10^3$ Mpa y el valor de A que es 0,00052. Utilizando Figura AIII.6 permite el cálculo de espesores mínimos bajo presión externa para acero al carbono con límite elástico mínimo mayores a 207 Mpa se determina el valor de B.

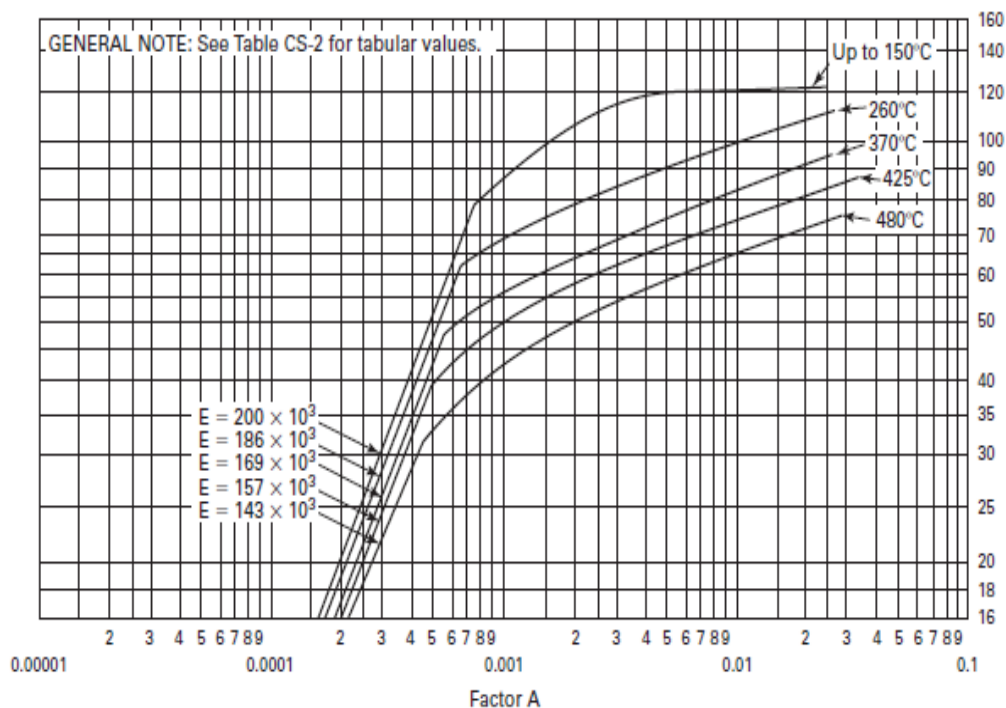


Figura AIII. 6. Cuadro para la determinación de espesores de coraza de componentes bajo presión externa elaborado para aleaciones de acero al carbono con un límite de elasticidad mínimo de 207 MPa o mayores (ASME BPVC SEC II, 2007,p.750)

$$B = 54 \text{ Mpa}$$

Paso 4:

Se calcula la presión máxima admisible para el espesor asumido con la Ecuación 3.3.

$$P_a = 6,0504 \text{ bar}$$

La presión máxima permisible para un espesor de 8 mm es mayor a la presión de diseño, por lo tanto, se determina que el espesor calculado es apropiado, esto a su vez indica que no es necesario el uso de anillos de refuerzo para presión externa.

Paso 5:

Se suma el espesor por corrosión de acuerdo a la Ecuación AIII.7.

$$t_c = 10 \text{ mm}$$

$$t_s = 7/16 \text{ pulg}$$

A.III.4.1.3. Determinación del espesor de las paredes cilíndricas para recipientes expuestos a presión externa utilizando la aleación de aluminio 3003-O como material de construcción

Paso 1:

Se asume un espesor de 40 (mm) y con el diámetro interno (D_i) se calcula el valor de D_o .

$$D_o = 1\ 016 \text{ mm}$$

$$\frac{L}{D_o} = 1,77$$

$$\frac{D_o}{t} = 25,40$$

Paso 2:

Con la Figura AIII.4 y las relaciones de L/D_o y D_o/t cuyos valores son 1,77 y 25,40 respectivamente, se obtiene el valor de A que corresponde a;

$$A = 0,0059$$

Paso 3:

De la Tabla AIII.2, se toma el valor del módulo de elasticidad “E” para el aluminio que corresponde a $62,5 \times 10^3$ MPa y el valor de A que es 0,0059 y se determina el factor B utilizando la Figura AIII.7.

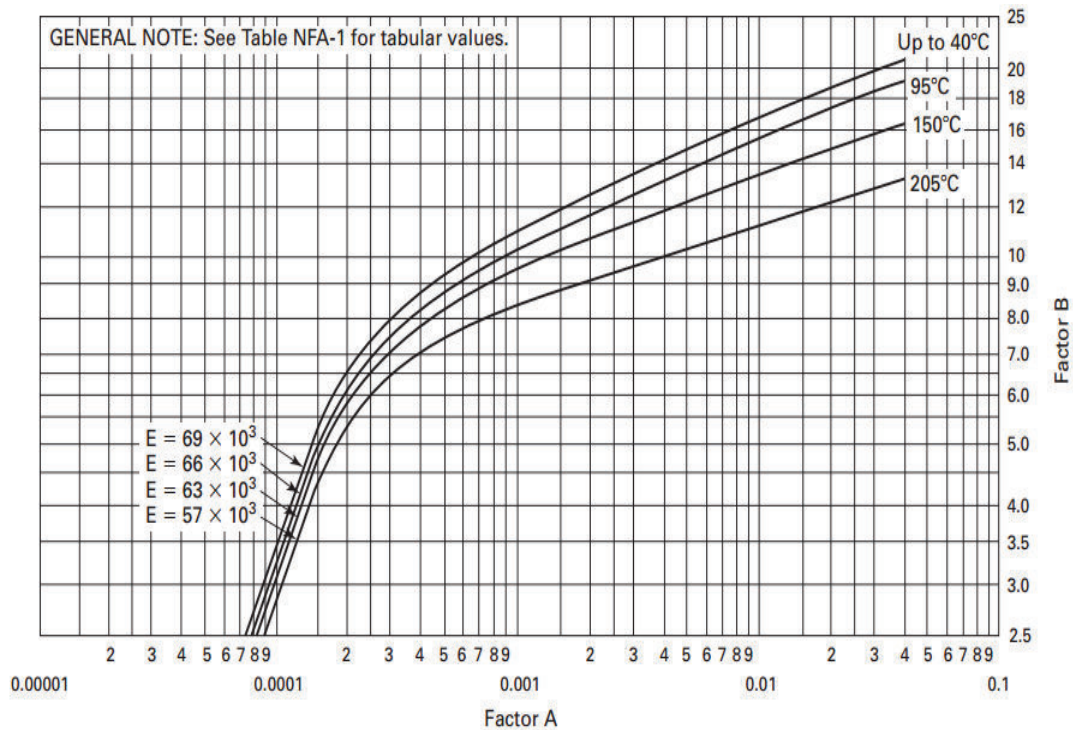


Figura AIII. 7. Cuadro para la determinación de espesores de coraza de componentes bajo presión externa elaborado para la aleación de aluminio 3003 O temperado (ASME BPVC SEC II, 2007)

$$B = 11,8 \text{ Mpa}$$

Paso 4:

Se calcula la presión máxima admisible para el espesor asumido con la Ecuación 3.3.

$$P_a = 6,1942 \text{ bar}$$

La presión máxima permisible para un espesor de 40 mm es mayor a la presión de diseño, por lo tanto, se determina que el espesor calculado es apropiado, esto a su vez indica que no es necesario el uso de anillos de refuerzo para presión externa.

Paso 5:

Se suma el espesor por corrosión de acuerdo a la Ecuación AIII.7.

$$t_c = 42 \text{ mm}$$

$$t_s = 1 \frac{3}{4} \text{ pulg}$$

AIII.4.2 DETERMINACIÓN DE LOS ESPESORES DE PARA LA CABEZA Y FONDO DEL EQUIPO DE SEPARACIÓN

AIII.4.2.1 Determinación de los espesores de cabeza para el equipo de separación

- **Determinación de los espesores de para la cabeza del equipo de separación bajo presión interna**

Para la determinación del espesor de la cabeza del recipiente, sometido a presión interna se utiliza la Ecuación 3.4 correspondiente para cabezas formadas sometidas a presión en el lado cóncavo (Apéndice mandatorio 1 sección 1-4) de la ASME BPVC (2007).

$$t = \frac{P_i L M}{2SE - 0,2P} \quad [3.4]$$

Donde:

- Pi: presión interna de diseño (MPa)
- L: radio corona de la cabeza toriesférica (mm)
- S: máximo valor de esfuerzo del material (MPa)
- E: eficiencia de soldadura (se considera de 0,85)
- t: espesor (mm)
- M: factor dependiente de la proporción L/r, que se determina como se muestra en la Ecuación AIII.8.

$$M = \frac{1}{4} \times \left(3 + \sqrt{\frac{L}{r}} \right) \quad [AIII. 8]$$

$$M = \frac{1}{4} \times \left(3 + \sqrt{\frac{620}{37,2}} \right) = 1,771$$

Los materiales analizados para la cabeza y el fondo son los mismos que los analizados para las paredes, en la Tabla AIII.3 se muestra el valor del máximo esfuerzo permitido “S” para los materiales de evaluación.

Tabla AIII. 3. Máximo esfuerzo permitido “S” para acero inoxidable 316, acero al carbono A-36 y aluminio 3003-O

Material de construcción	Máximo esfuerzo permitido “S” (MPa)
Acero inoxidable 316	105,60
Acero al carbono A-36	114,00
Aleación de Aluminio 3003-O	13,63

(ASME BPVC Sec II, 2010, pp. 12,72,152)

- Determinación del espesor de la cabeza del tanque enchaquetado utilizando acero inoxidable 316 como material de construcción

Se emplea la Ecuación 3.4 para la determinación del espesor requerido. Se considera como presión interna de diseño la presión a la cual está ajustada la válvula de alivio.

$$E = 0,85$$

$$S (159 \text{ }^\circ\text{C}) = 105,60 \text{ MPa}$$

$$P_i = 3 \text{ bar}$$

$$C = 2 \text{ mm}$$

$$t = \frac{3 \times 0,101325 \text{ MPa} \times 620 \text{ mm} \times 1,771}{2 \times 105,6 \text{ MPa} \times 0,85 - 0,2 \times 3 \times 0,101325 \text{ MPa}}$$

$$t = 1,86 \text{ mm}$$

$$t_c = (1,86 + 2,00) \text{ mm}$$

$$t_c = 3,86 \text{ mm}$$

$$t_s = 1/4 \text{ pulg}$$

- **Determinación del espesor de la cabeza del tanque enchaquetado utilizando acero al carbono A-36 como material de construcción**

Se emplea la Ecuación 3.4 para la determinación del espesor requerido.

$$E = 0,85$$

$$S (159 \text{ }^\circ\text{C}) = 114,00 \text{ MPa}$$

$$t_c = 3,72 \text{ mm}$$

$$t_s = 1/4 \text{ pulg}$$

- **Determinación del espesor de la cabeza del tanque enchaquetado utilizando la aleación de aluminio 3003-O como material de construcción**

Se emplea la Ecuación 3.4 para la determinación del espesor requerido.

$$E = 0,85$$

$$S (159 \text{ }^\circ\text{C}) = 13,63 \text{ MPa}$$

$$t_c = 16,44 \text{ mm}$$

$$t_s = 11/16 \text{ pulg}$$

AIII.4.2.2 Determinación de los espesores para el fondo toriesférico del equipo de separación

- **Evaluación de la presión ejercida en el lado cóncavo**

Para determinar la presión ejercida en el lado cóncavo se toma en cuenta la presión ejercida por la columna del líquido sumada a la presión interna (3 bar) como se indica en la Ecuación AIII.9.

$$P_{HI} = \delta \times H_L \times g$$

[AIII. 9]

Donde:

P_{HI} : presión ejercida por la columna del líquido (Pa)

H_L : altura a la cual se encuentra el líquido (acetato de n-butilo) en el tanque enchaquetado (mm).

g : aceleración de la gravedad (m/s^2)

δ : densidad del acetato de n-butilo (kg/m^3)

$$H_L = 1,66 \text{ m}$$

$$P_{HI} = 881,2334 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 1,66 \text{ m} \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}$$

$$P_{HI} = 14\,364,6845 \text{ Pa}$$

$$P_{HI} = 0,01436 \text{ MPa}$$

$$P_i = 0,01436 + 0,101325 \times 3$$

$$P_i = 0,3184 \text{ MPa}$$

- **Determinación del espesor del fondo del tanque enchaquetado bajo presión en el lado cóncavo utilizando acero inoxidable 316 como material de construcción**

Se emplea la Ecuación 3.4 para la determinación del espesor requerido.

$$E = 0,85$$

$$S (159 \text{ }^\circ\text{C}) = 105,60 \text{ MPa}$$

$$P_i = 0,3184 \text{ MPa}$$

$$C = 2 \text{ mm}$$

$$t = \frac{0,3184 \text{ MPa} \times 620 \text{ mm} \times 1,771}{2 \times 105,6 \text{ MPa} \times 0,85 - 0,2 \times 0,3184 \text{ MPa}}$$

$$t = 1,95 \text{ mm}$$

$$t_c = (1,95 + 2,00) \text{ mm}$$

$$t_c = 3,95 \text{ mm}$$

$$t_s = 1/4 \text{ pulg}$$

- **Determinación del espesor de la cabeza del tanque enchaquetado bajo presión en el lado cóncavo utilizando acero al carbono A-36 como material de construcción**

Se emplea la Ecuación 3.4 para la determinación del espesor requerido.

$$E = 0,85$$

$$S (159 \text{ }^\circ\text{C}) = 114,00 \text{ MPa}$$

$$t_c = 3,80 \text{ mm}$$

$$t_s = 1/4 \text{ pulg}$$

- **Determinación del espesor de la cabeza del tanque enchaquetado bajo presión en el lado cóncavo utilizando la aleación de aluminio A-3003° como material de construcción**

Se emplea la Ecuación 3.4 para la determinación del espesor requerido.

$$E = 0,85$$

$$S (159 \text{ }^\circ\text{C}) = 13,63 \text{ MPa}$$

$$t_c = 17,13 \text{ mm}$$

$$t_s = 11/16 \text{ pulg}$$

- **Evaluación de la presión ejercida en el lado convexo**

Para la determinación del espesor del fondo del tanque de separación al evaluar la presión externa de acuerdo a la UG-33 de la norma ASTM BPVC Sec. VIII (2007), se utiliza la Ecuación 3.4 con la presión ejercida en el lado cóncavo aumentada 1,67 veces; considerando una eficiencia de soldadura $E=1$. La presión en el lado cóncavo corresponde a 6 bar ejercida por el vapor saturado. El espesor calculado con la Ecuación 3.4, se compara con el calculado con la Ecuación 3.5 a partir del valor de "A" obtenido con la Ecuación AIII.10 y se selecciona el de mayor magnitud.

$$A = \frac{0,125}{R_o/t} \quad [\text{AIII. 10}]$$

Donde:

R_o : Radio externo de la corona (mm)

AIII.4.2.3. Determinación del espesor del fondo del tanque enchaquetado bajo presión en el lado convexo utilizando acero inoxidable 316 como material de construcción

Se emplea la Ecuación 3.4 para la determinación del espesor requerido.

$$t = \frac{P_i L M}{2SE - 0,2P}$$

$$E = 1$$

$$S (159 \text{ }^\circ\text{C}) = 105,6 \text{ MPa}$$

$$P = 0,6080 \text{ MPa}$$

$$C = 2 \text{ mm}$$

$$t = \frac{0,6080 \text{ MPa} \times 1,67 \times 620 \text{ mm} \times 1,771}{2 \times 105,6 \text{ MPa} \times 1,0 - 0,2 \times 0,6080 \times 1,67 \text{ MPa}}$$

$$t = 5,28 \text{ mm}$$

$$t_c = (5,28 + 2,00) \text{ mm}$$

$$t_c = 7,28 \text{ mm}$$

Se asume un espesor de 6 mm y se aplica la Ecuación A.III.10 para la determinación del factor A.

$$A = \frac{0,125}{(620,0 \text{ mm} + 6,0 \text{ mm})/6,0 \text{ mm}} = 0,0012$$

De la Figura A.III.5, con el valor de A y la temperatura de diseño se obtiene el valor de B. La presión permitida para el espesor asumido se determina con la Ecuación 3.5.

$$B = 68 \text{ MPa}$$

$$P_a = \frac{68 \text{ MPa}}{(620,0 \text{ mm} + 6,0 \text{ mm}) / 6,0 \text{ mm}}$$

$$P_a = 0,6518 \text{ MPa}$$

$$P_a = 6,326 \text{ bar}$$

El espesor de 6 mm es mayor valor obtenido de la Ecuación 3.4 por lo cual se toma dicho valor agregando 2 mm por corrosión. El espesor nominal corresponde a 3/8 pulg.

- **Determinación del espesor del fondo del tanque enchaquetado bajo presión en el lado convexo utilizando acero al carbono A-36 como material de construcción**

Se emplea la Ecuación 3.4 para la determinación del espesor requerido.

$$S (159 \text{ }^\circ\text{C}) = 114 \text{ MPa}$$

$$t_c = 6,89 \text{ mm}$$

Se asume un espesor de 5 mm y se aplica la Ecuación AIII.10 para la determinación del factor A.

$$A = 0,0010$$

Utilizando la Figura AIII.6 y con los valores de A y temperatura de diseño se obtiene el valor del factor B. Con la Ecuación 3.5 se determina el valor máximo de presión permitido para el espesor asumido.

$$B = 83 \text{ MPa}$$

$$P_a = \frac{83 \text{ MPa}}{(620 \text{ mm} + 5 \text{ mm})/5 \text{ mm}}$$

$$P_a = 0,6640 \text{ MPa}$$

$$P_a = 6,640 \text{ bar}$$

Se comprueba que el espesor de 5 mm soporta tanto la presión interna como la presión externa, por lo tanto el espesor es apropiado y se suma 2 mm por corrosión. El espesor nominal corresponde a 5/16 de pulgada.

- **Determinación del espesor del fondo del tanque enchaquetado bajo presión en el lado convexo utilizando la aleación de aluminio 3003-O como material de construcción**

$$S (159 \text{ }^\circ\text{C}) = 13,63 \text{ MPa}$$

$$t_c = 43,196 \text{ mm}$$

Se asume un espesor de 35,0 mm y se aplica la Ecuación AIII.10 para la determinación del factor A.

$$A = \frac{0,125}{(620,0 \text{ mm} + 35,0 \text{ mm})/35,0 \text{ mm}}$$

$$A = 0,0067$$

Utilizando la Figura AIII.7, con los valores de A y temperatura de diseño se determina el valor del factor B. Con la Ecuación 3.5 se determina el valor máximo de presión permitido para el espesor asumido

$$B = 12,4 \text{ MPa}$$

$$P_a = 6,6260 \text{ bar}$$

El espesor de 35 mm no cumpliría con la Ecuación 3.4, por lo tanto se toma como espesor al calculado a partir de dicha Ecuación, cuyo valor corresponde a 43,2 mm

(incluido el espesor por corrosión). Por lo tanto, el espesor nominal corresponde a 1 3/4 de pulgada.

AIII.4.3. DETERMINACIÓN DE LOS ESPESORES PARA LA CHAQUETA DE CALENTAMIENTO DEL TANQUE A PRESIÓN

AIII.4.3.1 Cálculo de los espesores para la chaqueta de calentamiento en la sección cilíndrica del tanque a presión

La chaqueta de calentamiento debe soportar una presión de diseño de 6 bar, correspondiente a la ejercida por el vapor saturado de calentamiento. El cálculo del espesor mínimo requerido está dado por la Ecuación 3.6 (espesores de coraza bajo presión interna) para la sección cilíndrica del tanque de separación.

$$t = \frac{P_i R}{SE - 0,6P}$$

- P_i : presión interna de diseño (MPa)
- R : radio interno de la coraza (m)
- S: máximo valor de esfuerzo del material (MPa)
- E: eficiencia de soldadura (se asume un valor de 0,85)
- t : espesor mínimo requerido (m)

El valor de R corresponde al radio interno del equipo de separación más el espesor calculado para el cuerpo (7/16 pulg) y más el espaciamiento entre la chaqueta y el vessel (50 mm). Por lo tanto el valor aproximado de R es 529,11 mm.

Se compara el espesor mínimo requerido para tres materiales diferentes; acero inoxidable 316, acero al carbono A-36 y la aleación de aluminio 3003-O, para evaluar cuál es el mejor material a utilizar, la Ecuación 3.6 requiere del máximo esfuerzo del material “S”, que se presentó en la Tabla AIII. 3.

- **Determinación del espesor de la chaqueta de calentamiento en la sección cilíndrica del tanque enchaquetado utilizando acero inoxidable 316 como material de construcción**

$$P_i = 0,6080 \text{ MPa}$$

$$R = 529,11 \text{ mm}$$

$$S = 105,60 \text{ MPa}$$

$$E = 0,85$$

$$C = 2 \text{ mm}$$

Se calcula el espesor mínimo requerido para la chaqueta de calentamiento en la sección cilíndrica utilizando la Ecuación 3.6 y se adiciona 2 mm por corrosión.

$$t = \frac{0,6080 \text{ MPa} \times 529,11 \text{ mm}}{105,6 \text{ MPa} \times 0,85 - 0,6 \times 0,6080 \text{ MPa}}$$

$$t = 3,60 \text{ mm}$$

$$t_c = (3,60 + 2,00) \text{ mm}$$

$$t_c = 5,60 \text{ mm}$$

$$t_s = 1/4 \text{ pulg}$$

- **Determinación del espesor de la chaqueta de calentamiento en la sección cilíndrica del tanque enchaquetado utilizando acero al carbono A-36 como material de construcción**

$$S = 114,00 \text{ MPa}$$

Se calcula el espesor mínimo requerido para la chaqueta de calentamiento en la sección cilíndrica utilizando la Ecuación 3.6 y se adiciona 2 mm por corrosión.

$$t_c = 5,33 \text{ mm}$$

$$t_s = 1/4 \text{ pulg}$$

- **Determinación del espesor de la chaqueta de calentamiento en la sección cilíndrica del tanque enchaquetado utilizando la aleación de aluminio 3003-O como material de construcción**

$$S = 13,63 \text{ MPa}$$

Se calcula el espesor mínimo requerido para la chaqueta de calentamiento en la sección cilíndrica utilizando la Ecuación 3.6 y se adiciona 2 mm al espesor por corrosión.

$$t_c = 30,663 \text{ mm}$$

$$t_s = 1 \frac{1}{4} \text{ pulg}$$

AIII.4.3.2 Cálculo de los espesores para la chaqueta de calentamiento en la sección toriesférica en el fondo del tanque a presión

Se utiliza la Ecuación 3.4 (apéndice mandatorio 1 sección 1-4 para cabezas formadas y bajo presión en el lado cóncavo de la ASME BPVC Sec VIII, 2007) tomando 6 bar como presión interna.

$$t = \frac{P_i L M}{2SE - 0,2P}$$

- **Determinación del espesor de la chaqueta de calentamiento en la sección toriesférica del tanque enchaquetado utilizando acero inoxidable 316 como material de construcción**

$$P_i = 0,6080 \text{ MPa}$$

$$L = 681,11 \text{ mm}$$

$$M = 1,771 \text{ (Valor calculado en AIII.4.2)}$$

$$S = 105,60 \text{ (MPa)}$$

$$E = 0,85$$

Se calcula el espesor mínimo requerido para la chaqueta de calentamiento en la sección toriesférica con la Ecuación 3.4 y se adiciona 2 mm al espesor por corrosión.

$$t = \frac{0,6080 \text{ MPa} \times 681,11 \text{ mm} \times 1,771}{2 \times 105,6 \times 0,85 - 0,2 \times 0,6080 \text{ MPa}}$$

$$t = 4,09 \text{ mm}$$

$$t_c = (4,09 + 2,00) \text{ mm}$$

$$t_c = 6,09 \text{ mm}$$

$$t_s = 1/4 \text{ pulg}$$

- **Determinación del espesor de la chaqueta de calentamiento en la sección toriesférica del tanque enchaquetado utilizando acero al carbono A-36 como material de construcción**

$$S = 114,00 \text{ (MPa)}$$

Se calcula el espesor mínimo requerido para la chaqueta de calentamiento en la sección toriesférica utilizando la Ecuación 3.4 y se adiciona 2 mm al espesor por corrosión.

$$t_c = 5,79 \text{ mm}$$

$$t_s = 1/4 \text{ pulg}$$

- **Determinación del espesor de la chaqueta de calentamiento en la sección toriesférica del tanque enchaquetado utilizando la aleación de aluminio 3003-O como material de construcción**

$$S = 13,63 \text{ (MPa)}$$

Se calcula el espesor mínimo requerido para la chaqueta de calentamiento en la sección toriesférica utilizando la Ecuación 3.4 y se adiciona 2 mm al espesor por corrosión.

$$t_c = 33,93 \text{ mm}$$

$$t_s = 1 \frac{3}{8} \text{ pulg}$$

A.III.5. DETERMINACIÓN DEL MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN PARA EL EQUIPO DE SEPARACIÓN

Para la determinación del material de construcción se toman en cuenta los siguientes criterios de selección.

- Resistencia mecánica a las condiciones de operación
- Resistencia a la corrosión
- Disponibilidad
- Costo

Los valores de las principales propiedades físicas se resumen en la Tabla AIII.4, los mismos que fueron utilizados para la determinación de los espesores del equipo de separación.

Tabla AIII. 4. Principales propiedades físicas a la temperatura de diseño

Material de construcción	Máximo esfuerzo permitido (MPa)	Módulo de elasticidad E (valor x 10^3 MPa)	Coefficiente de expansión térmica ($^{\circ}\text{C}^{-1} \times 10^6$)	Coefficientes de conductividad térmica ($\text{W}/(\text{m}^{\circ}\text{C})$)
Acero inoxidable 316	105,60	185,50	17,90	16,20
Acero al carbono A-36	114,00	194,50	13,30	55,50
Aleación de Aluminio 3003-O	13,63	62,50	25,38	182,40

*(ASME BPVC Sec II, 2010)

De las propiedades físicas de la Tabla AIII. 4, se puede observar que tanto el acero inoxidable como el acero al carbono presentan propiedades de resistencia mecánica similares (lo cual se refleja en los espesores calculados para estos dos materiales, mismos que son semejantes). En segunda instancia el acero al carbono presenta un coeficiente de transferencia de calor mayor que del acero inoxidable lo cual es apropiado para el diseño de equipos de transferencia de calor. Finalmente, el aluminio representa el material con menores propiedades de resistencia mecánica de los tres metales en comparación.

De acuerdo a Celanese (2011) los materiales de construcción para almacenamiento y transporte recomendados para el acetato de n-butilo son el acero inoxidable 316 o 304 y como materiales alternativos consta el acero al carbono y el aluminio 3003-O. Consecuentemente cualquiera de estos tres materiales se podría utilizar para la construcción del equipo de separación.

Con respecto a la disponibilidad del material, en el catálogo de DISMETAL (2017) se cuenta con planchas tanto de acero al carbono A-36 y de acero inoxidable 316 con un amplio rango de espesores. Para la aleación de aluminio 3003-O. no se dispone de este material en el mercado local por lo cual se debería importar.

Los costos de los tres materiales de ingeniería estudiados se muestran en la Tabla AIII.5, de donde se observa que el acero al carbono es el más económico.

Tabla AIII. 5. Costo relativo de metales

Metal	Precio (USD/lb)	Máxima tensión admisible (ksi)	Costo relativo
Acero al carbono	0,37	12,9	1,0
Acero inoxidable Tipo 316	1,16	20,0	3,0
Aleación de aluminio	1,08	8,6	1,5

(Sinnot y Towler, 2013, pp.290)

El acero al carbono A-36 por tener las mejores propiedades mecánicas, compatibilidad con el solvente acetato de n-butilo, menor costo y disponibilidad del

mismo en el mercado local, se define como material de construcción. Por lo tanto el espesor del cuerpo del *vessel* es de 7/16 pulg, y el de la chaqueta es 1/4 pulg.

Se determinó además el área transferencia de calor de la chaqueta de calentamiento utilizando el software AutoCAD 2015 tomando en cuenta la sección toriesferica (fondo del equipo) y la sección cilíndrica del *vessel* (el área debe cubrir el nivel del líquido en el tanque (1651 mm) y 15 cm adicionales por un posible aumento del nivel durante la agitación). El área determinada es de 5,67 m².

A.III.6. DETERMINACIÓN DEL ÁREA DE REFUERZO REQUERIDO PARA LAS INSERCIONES DE TUBERÍA O BOCAS DEL *VESSEL*

La Figura AIII.8 muestra las diferentes entradas requeridas para el correcto funcionamiento del equipo de separación y en la Tabla AIII.6, se presenta la nomenclatura utilizada en dicha figura. Se ha definido al acero A 106 Gr-B como material para todas las inserciones al equipo de separación puesto que posee mayor resistencia mecánica que el acero A-36 además de ser un acero comercial.

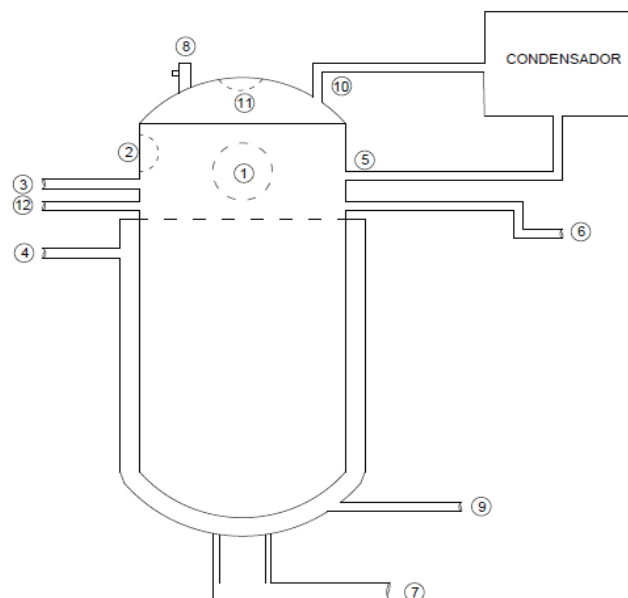


Figura AIII. 8. Entradas y salidas requeridas por el equipo de separación

Tabla AIII. 6. Nomenclatura utilizada en la Figura AIII.8

No.	Descripción	Diámetro (pulg)
1	<i>Manhole</i>	20
2	Alimentación blíster	12
3	Ingreso de solvente	½
4	Ingreso de vapor saturado	1 ½
5	Salida del condensado de solvente	¾
6	Entrada de refrigerante	1
7	Salida de blíster y solvente	8
8	Válvula de alivio	2
9	Salida de líquido saturado	½
10	Salida de vapor solvente	2
11	Agitador	2
12	Salida de refrigerante	1

De acuerdo a los criterios expuestos en la Sección 3.1.3.3 las entradas que requieren un análisis de cálculo del área de refuerzo se detallan en la Tabla AIII.7.

Tabla AIII. 7. Especificaciones de las inserciones que requieren análisis de requerimiento de área de refuerzo

No.	Sección	Tamaño nominal (in)	Clase	Diámetro externo (mm)	Espesor (mm)
1	<i>Vessel</i>	20	STD	508,0	9,52
2	<i>Vessel</i>	8	STD	219,1	8,18
7	Chaqueta	8	STD	219,1	8,18
4	Chaqueta	½	STD	21,3	2,77
9	Chaqueta	1 ½	STD	48,3	3,68

De acuerdo al procedimiento detallado en la Sección 3.1.3.3, se realiza el cálculo para la determinación de refuerzo requerido para una inserción de tubería de diámetro nominal igual a 20 pulg.

1. Cálculo del área de refuerzo requerida en la sección cilíndrica del *vesse*l para la inserción de tubería de diámetro nominal 20 pulg.

Se calcula el área requerida para reforzar según la Ecuación 3.7.

$$A_r = t_r \times d_{cc}$$

Donde:

d_{cc} : diámetro interno a condiciones de corrosión el cual se calcula según la Ecuación AIII.11

t_r : espesor requerido a la presión de diseño en el cuerpo cilíndrico debido a cargas circunferenciales o espesor de cabeza requerido (mm)

$$d_{CC} = d_e - 2 * t_{nom} + 2 * t_c \quad [AIII.11]$$

Donde:

d_e : diámetro externo de tubería o inserción (mm)

t_{nom} : espesor nominal de tubería (mm)

t_c : espesor de corrosión (mm)

$$d_{CC} = (508,00 - 2 * 9,52 + 4,00) \text{mm}$$

$$d_{CC} = 492,95 \text{ mm}$$

Para el cálculo de t_r se utiliza la Ecuación 3.6 para la determinación de espesores en la sección cilíndrica bajo presión interna (UG-27 ASME BPVC Sec VIII, 2007), o a su vez la Ecuación 3.4 para la sección toriesférica.

$$t_r = \frac{0,6080 \text{ MPa} \times 468 \text{ mm}}{114 \text{ MPa} \times 0,85 - 0,6 \times 0,6080 \text{ MPa}}$$

$$t_r = 2,95 \text{ mm}$$

$$A_r = 492,95 \times 2,95$$

$$A_r = 1\,452,4 \text{ mm}^2$$

2. Para la determinación del área de exceso debido al espesor de la pared del tanque a presión (A_1) se utilizan las Ecuaciones 3.8 y 3.9; y se selecciona la que tenga el mayor valor.

$$A_{1_1} = (t_{nom} - t_r) d$$

El valor de t_{nom} corresponde a los 7/16 pulg de espesor calculados para el cuerpo del equipo de separación.

$$A_{1_1} = (11,11 - 2,00 - 2,95) \times 492,95$$

$$A_{1_1} = 3\,039,60 \text{ mm}^2$$

$$A_{1_2} = (t_{nom} - t_r)(t_n + t_{nom}) * 2$$

Donde:

$$t_n = (9,52 - 2,00) \text{ mm}$$

$$t_n = 7,52$$

$$A_{1_2} = (9,11 - 2,95)(7,52 + 9,11)2$$

$$A_{1_2} = 205,20 \text{ mm}^2$$

El área seleccionada sería A_1 corresponde a $3\,039,60 \text{ mm}^2$

Para el cálculo del área de exceso debido al espesor en la boca insertada se utilizan las Ecuaciones 3.10 y 3.11 tomando el menor valor.

$$A_{2_1} = (t_n - t_{rn}) 5t$$

Donde:

$$t_{rn} = \frac{0,6080 \text{ MPa} \times 492,95/2 \text{ mm}}{118 \text{ MPa} \times 0,85 - 0,6 \times 0,6080 \text{ MPa}}$$

$$t_{rn} = 1,50 \text{ mm}$$

$$A_{2_1} = (7,52 - 1,50) 5 * 9,11$$

$$A_{2_1} = 274,5 \text{ mm}^2$$

$$A_{2_2} = (7,52 - 1,50) 5 * 7,52$$

$$A_{2_2} = 226,6 \text{ mm}^2$$

Se selecciona como A_2 , la menor área calculada ($226,6 \text{ mm}^2$)

El cálculo del A_3 corresponde al área en exceso debido a la inserción de la boca en el interior del tanque a presión, esta área se determina utilizando la Ecuación 3.12.

$$A_3 = (t_n - t_c)2h_a$$

Donde:

$$h_a = 9,52 \text{ mm}$$

$$A_3 = (7,52 - 2,00) * 2 * 9,52$$

$$A_3 = 105,3 \text{ mm}^2$$

El cálculo del área total se determina a partir de la sumatoria de las tres áreas obtenidas.

$$A_{r'} = A_1 + A_2 + A_3$$

$$A_{r'} = 3039,6 + 226,6 + 105,3$$

$$A_{r'} = 3371,5 \text{ mm}^2$$

$$A_{r'} > A_r$$

Se concluye que no se requiere anillo de refuerzo puesto que los excesos de área permiten compensar el área sustraída por la inserción de la boca de 20 pulg correspondiente al *manhole*.

La Tabla AIII.8 presenta los resultados del cálculo del área requerida por la inserción de una entrada y las áreas requeridas para las demás inserciones presentadas en la Tabla AIII.7.

Tabla AIII. 8. Determinación del área de refuerzo requerido a partir de los excesos de áreas calculados

Tamaño (in)	Sección	A _r (mm ²)	A ₁ (mm ²)	A ₂ (mm ²)	A ₃ (mm ²)	A _r ' (mm ²)	Refuerzo requerido (mm ²)
20	Cilíndrica	1 452,4	3 039,6	226,6	105,3	3 371,5	No requiere
8	Cilíndrica	609,1	1 274,6	171,4	79,6	1 525,7	No requiere
1 ½	Cilíndrica	153,5	47,2	45,5	58,7	151,3	2,2
8	Toriesférica	782,7	116,5	171,4	79,6	367,6	415,1
½	Toriesférica	74,8	11,1	2,7	0,0	13,9	60,9

Para la inserción de tubería de 8 pulg y ½ pulg en la sección toriesférica se necesita un área de refuerzo de 415,1 mm² y 60,9 mm² respectivamente, considerando un espesor de 9,53 mm. Para la sección cilíndrica la inserción de tubería de 1 ½ pulg se necesita un área de refuerzo de 2,2 mm² el cual se puede cubrir tomando en cuenta el área de exceso por soldadura. Las dimensiones de los anillos de refuerzo requeridos se presentan en la Tabla AIII.9.

Tabla AIII. 9. Dimensiones del área de refuerzo para la inserción de tubería de 8 pulg y ½ pulg en la sección toriesférica

Dimensión	Tubería 8 pulg	Tubería ½ pulg
Diámetro interno (mm)	219,08	21,30
Diámetro externo (mm)	262,66	27,70
Espesor (mm)	9,53	9,53

A.III. 7. DIMENSIONAMIENTO DE LAS BRIDAS DEL EQUIPO DE SEPARACIÓN

Para la entrada al *manhole* y la entrada de los blíster se requiere incorporar una brida removible la cual permita el ingreso para el mantenimiento y para el ingreso de *blísteres* respectivamente.

Se define la clase de las bridas requeridas para las condiciones de operación del equipo de separación.

$T = 159\text{ }^{\circ}\text{C}$

$P = 6\text{ bar}$

Del código ASME B16.5, (2013, p. 27) se selecciona la clase de la brida requerida en función de la presión y temperatura de trabajo, considerando como material de construcción acero inoxidable A350, por lo que la brida es Clase A 150.

Se determina que el tipo de brida requerido es el de tipo *blind flanges* utilizados como cubiertas para *manhole* y para puertos de inspección (Sinnott y Towler, 2013, p.608).

A partir del tamaño nominal de la tubería se especifican las dimensiones de las bridas seleccionadas las cuales se muestran en la Figura AIII.9, y su nomenclatura se detalla en la Tabla AIII.10.



Figura AIII. 9. Esquema de la nomenclatura utilizada para las dimensiones de las bridas (Sinnott y Towler, 2013, p. 614)

Donde:

- O: diámetro externo de la brida (mm)
 tr: espesor mínimo de la brida (mm)

Tabla AIII. 10. Dimensiones de las bridas seleccionadas

Tamaño nominal de la tubería NPS	“O” [mm]	“tr” [mm]
12	485	30,2
20	700	41,3

*(ASME B 16.5, 2013, p. 73)

A.III.8. DISEÑO DEL SISTEMA DE DESCARGA

El número de malla está dado en función del tamaño de partícula de los pedazos de aluminio en solución, se establece que un número de malla 20 correspondiente a 0,841 mm es apropiado.

Para el cálculo de la velocidad de salida se utiliza la Ecuación AIII.12 que corresponde a la ecuación Bernoulli tomando como punto de referencia la salida ubicada en el fondo del equipo de separación, considerando la presión ejercida por la columna del líquido como se muestra en la Figura AIII.10 (Streeter, 2000, p.467).

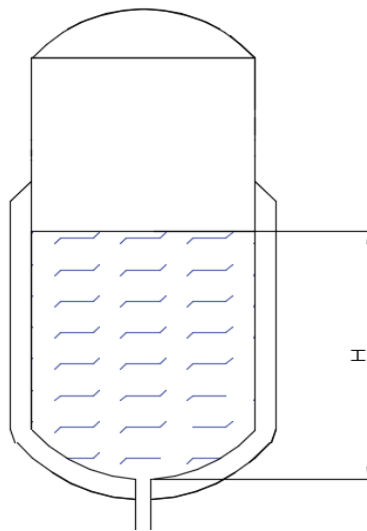


Figura AIII. 10. Esquema para la determinación de la velocidad de salida del contenido en el equipo de separación

Donde:

H: altura del líquido (1,65 m)

$$\frac{V_1^2}{2g} + \frac{P_1}{\gamma} + z_1 = \frac{V_2^2}{2g} + \frac{P_2}{\gamma} + z_2 \quad [\text{AIII. 12}]$$

Donde:

V_i : velocidad (m/s)

γ : gravedad específica (N/m³)

Z_i : nivel de referencia o altura

P_i : presión en el punto de referencia (Pa)

Reemplazando los datos en la Ecuación AIII.12 se calcula la velocidad de salida para el contenido del equipo de separación.

$$V_2 = \sqrt{2 * g * H}$$

$$V_2 = \sqrt{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 1,66 \text{ m}}$$

$$V_2 = 5,71 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Con la Ecuación AIII.13, se calcula el caudal para la tubería 8 pulg.

$$Q = V * A_t \quad [\text{AIII. 13}]$$

Donde:

Q: caudal (m³/s)

A_t : área transversal (m²)

d_i : diámetro interno de la tubería (0,203 m)

$$Q = A_t * V$$

$$Q = \pi \times \frac{(0,203)^2 \text{m}^2}{4} \times 5,71 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$Q = 0,184 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} (2\,925,2 \text{ gpm})$$

Con el caudal determinado en gpm y el diámetro nominal de la tubería (8 pulg) se obtiene la caída de presión de la Figura AIII.11 para filtros tipo canasta bridada a ambos lados.

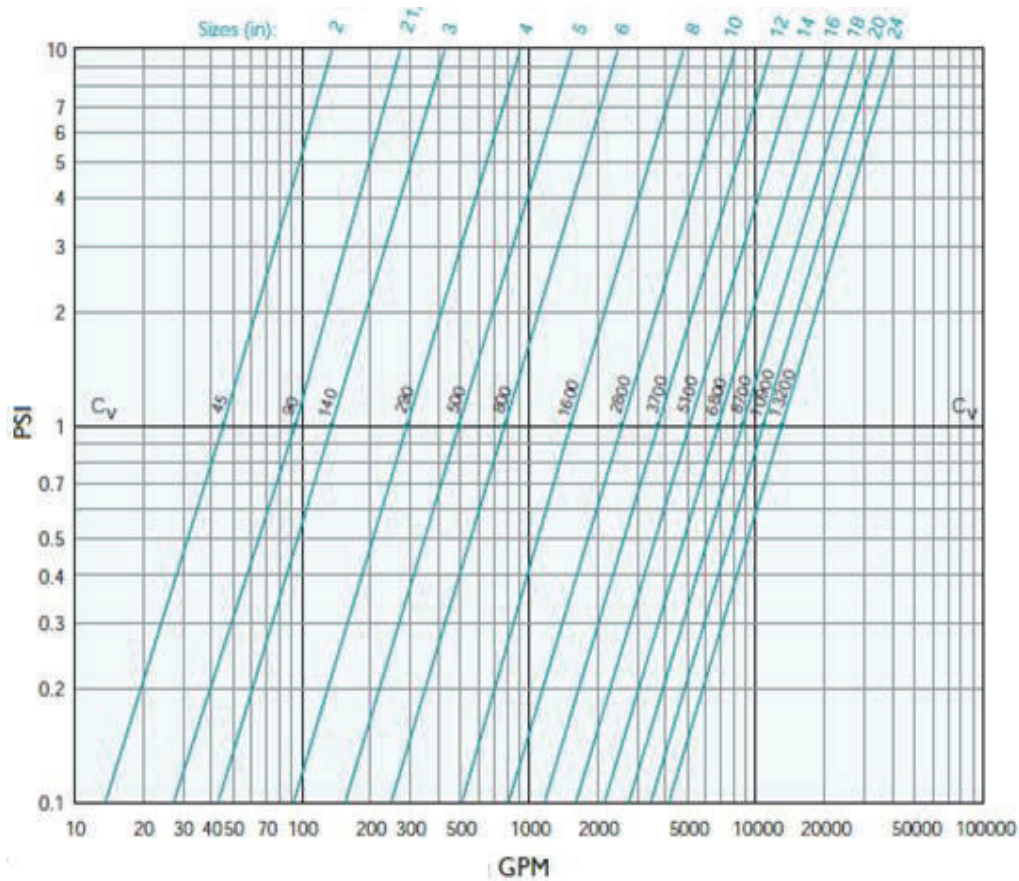


Figura AIII. 11. Caída de presión en psi vs flujo GPM para filtros tipo canasta bridada a ambos lados modelos (BS55, BS65, BS85, BS86 y BS95)
(Titan, 2017, p. 1 – 2)

De la Figura AIII.11 se obtiene una caída de presión de 4 psi la cual se corrige en función de la viscosidad y el tamaño de apertura del tamiz, como se muestra en la Ecuación AIII.14.

$$\Delta P_c = \Delta P * Ft$$

[AIII. 14]

Donde:

F_t : factor de corrección en función del número de malla y la viscosidad.

Para un tamaño de tamiz de 20 MESH y una viscosidad de 18 centistokes el factor de corrección corresponde a 1,25 (Titan, 2017, p. 1 -2). Este valor se reemplaza en la Ecuación AIII.14 y se obtiene la caída de presión para el filtro canasta.

$$\Delta P = 1,25 * 4$$

$$\Delta P = 5 \text{ psi}$$

A.III.9. SELECCIÓN DEL SISTEMA DE CONTROL

Control de Presión.

Para el control de la presión se seleccionó como sistema de medición de presión una celda de diafragma, en la cual se mide el desplazamiento, se transmite y se registra como una señal neumática para ser convertida en una señal eléctrica de tal forma que la válvula se abra o se cierre en función del desplazamiento realizado por el diafragma.

Se buscó en el mercado medidores de presión que cumplan con las características requeridas y se encontró un presóstato diferencial de vapor de la casa John Controls, cuyas propiedades son:

- Estos controladores están diseñados para una señal de máximo y mínimo para aplicaciones de vapor, aire o agua caliente
- El espacio de cableado es grande
- Carcasa a prueba de salpicaduras
- Se puede rearmar manualmente
- Los modelos son de bronce fosforoso y conexiones de presión de latón o de acero inoxidable.

En la Figura AIII.12, se muestra una fotografía y esquema del equipo de medición presión.



Figura AIII. 12. Fotografía y esquema del equipo medidor de presión
(John Controls, 2015, p. 1993)

Control de Temperatura:

Para el sistema de control de temperatura se seleccionó como equipo de medición termocuplas de tipo cromel/constantán ya que abarcan un rango de temperaturas de 0 a 1 100 °C, además es la más sensible de todas las resistencias y puede ser utilizada en medios corrosivos u oxidantes (Love, 2007, p. 101). Adicionalmente se

usa el cable de platino expuesto al ambiente, como referencia para poder medir la temperatura (Sinnot y Towler, 2013, p. 258).

Se buscó en el mercado medidores de temperatura que cumplan con las características requeridas y se encontró el medidor universal N 5140, de la casa NOVUS, cuyas propiedades principales son:

- Entrada para termocupas del tipo: J, K, T, E, N, R, S, B, Pt 100, 0-50 mV, 0-5 Vcc, 0-10 Vcc, 0-20 mA y 4-20 mA
- Unidades de temperatura °C y °F
- Límite de indicación configurable de -1999 a 9999
- Tasa de muestreo hasta 50 mediciones por segundo
- Dos alarmas con salida tipo relé SPST de 1,5 A / 240 Vca
- Funciones de alarma: mínimo, máximo, diferencial, diferencial mínimo, diferencial máximo y sensor abierto
- Amplia pantalla con 14 mm de altura
- Registro de los valores máximos y mínimos indicados, usando el teclado
- Interfaz USB para configuración y monitoreo
- Dimensiones: 96 x 48 x 35 mm (NOVUS, 2017).

En la Figura AIII.13, se muestra una fotografía del equipo de medición de temperatura.



Figura AIII. 13. Fotografía del equipo de medición de temperatura (NOVUS, 2017)

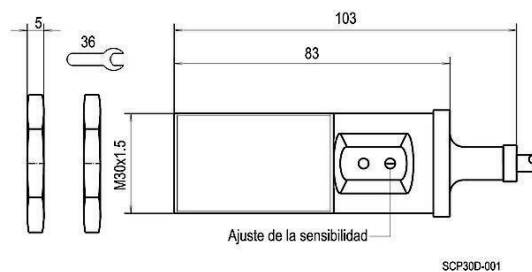
Controles de Nivel:

En el caso de los medidores de nivel no se puede utilizar la celda diafragma ya que ésta es para sistemas sin presión interna, por lo tanto, se utilizan las probetas de capacitancia que se instalan en el centro del *vessel* y en las paredes, cuando el nivel del líquido en el *vessel* sube o baja, la constante dieléctrica cambia, y se puede medir el nivel del líquido en el *vessel*. (Sinnot y Towler, 2013, p. 258).

Se buscó en el mercado controladores de nivel que cumplan con las características requeridas y se encontró el indicador de nivel SPC 30 DAC, de la casa FILSA, en las Figuras AIII.14 y AIII.15, se muestran una fotografía y esquema del mismo respectivamente.



Figura AIII. 14. Fotografía del medidor de nivel
(Filsa, 2017)



Accesorio de montaje (bajo demanda)

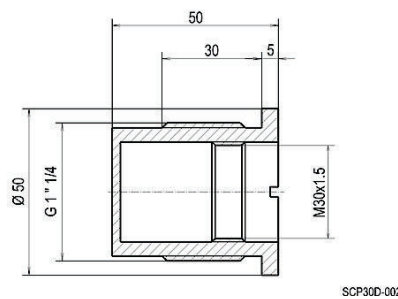


Figura AIII. 15. Esquema del equipo medidor de nivel
(Filsa, 2017)

Las características del medidor de nivel se muestran en la Tabla AIII.11:

Tabla AIII. 11. Características del medidor de nivel

Denominación	Controlador capacitivo
Tipo	SPC 30 D AC A SPC 30 D AC C
Tensión de alimentación	20 – 250 V AC (50 – 60 Hz)
Intensidad de salida	300 mA
Caída máxima de tensión	< 10 V AC RMS
Sensibilidad	Ajustable de 0 – 20 mm
Temperatura de trabajo	-25 a + 70 °C

*(Filsa, 2017)

ANEXO IV SISTEMA DE AGITACIÓN

AIV. I. DIMENSIONAMIENTO DEL SISTEMA DE AGITACIÓN

Según los criterios expuestos en la Sección 3.2, al tratarse de un proceso *batch* se debe disponer de un agitador mecánico, consecuentemente la Figura 3.6 permite preseleccionar un agitador apropiado.

En función de la viscosidad a la temperatura media (72,85 °C) del acetato de *n*-butilo, tomada como viscosidad representativa y el volumen del tanque de agitación mostrada en la Tabla AIV.1, se define que el agitador debe ser de tipo turbina.

Tabla AIV. 1. Criterios utilizados para la selección preliminar del tipo de agitador

Viscosidad (kg/ms)	Volumen del tanque agitado (m ³)
$3,1410 \times 10^{-4}$	1,77

(Perry & Green, 2001, p.2-327)

Al tener una solución heterogénea sólida-líquida la cual está asociada a un proceso de transferencia de calor, el tipo de flujo más apropiado es el de flujo axial (Hemrajani & Tatterson, 2004, p.354).

Se considera que el tipo de agitador más apropiado es el tipo turbina de aspas inclinadas (4BPT) el cual proporciona un flujo axial, se utiliza para mezclas con sólidos en suspensión y mejoran la transferencia de calor (Coker, 2007. p.469).

En el Anexo A.III se determinó el diámetro del tanque y la altura del nivel del líquido, es decir.

$$D_T = 936 \text{ mm}$$

$$H = 1657 \text{ mm}$$

A partir de estas dos variables, se calculó las demás dimensiones del tanque, utilizando las Ecuaciones 3.13 a la 3.18 de la Sección 3.2.

Con la Ecuación 3.13 se determina el diámetro del agitador.

$$D_A = \frac{1}{3} * D_T = \frac{1}{3} * (936,00 \text{ mm}) = 312,00 \text{ mm}$$

De acuerdo a la Ecuación 3.14 se determina la altura del agitador al fondo del tanque "E".

$$E = D_A = 312,00 \text{ mm}$$

Para la determinación de la altura de la cuchilla "W" se utiliza la Ecuación 3.16.

$$W = \frac{1}{5} * D_A = \frac{1}{5} * (312,00 \text{ mm}) = 62,40 \text{ mm}$$

El ancho del *baffle* "J" se calcula con la Ecuación 3.17.

$$J = \frac{1}{12} * D_T = \frac{1}{12} * (936,00 \text{ mm}) = 78,00 \text{ mm}$$

Finalmente la longitud de las cuchillas "L" se determina con la Ecuación 3.18.

$$L = \frac{1}{4} * D_A = \frac{1}{4} * (312,00 \text{ mm}) = 78,00 \text{ mm}$$

Determinación del número de *impellers*

El número de *impellers* se calcula a partir de la relación de la altura y diámetro del tanque conforme a lo presentado en la Tabla 3.2.

$$\frac{H}{D_T} = \frac{1\ 657,00\text{mm}}{936,00 \text{ mm}} = 1,77$$

Por lo tanto, se requiere de 2 impellers.

La distancia superior “E₁” es

$$E_1 = \frac{2}{3} * H = \frac{2}{3} * 1\,657,00 \text{ mm} = 1\,104,67 \text{ mm}$$

La distancia inferior “E₂” es

$$E_2 = \frac{1}{3} * D_T = \frac{1}{3} * 936,00 \text{ mm} = 312,00 \text{ mm}$$

Por lo tanto, la distancia entre los impellers “S” es;

$$S = E_1 - E_2 = 1\,104,67 - 312,00 = 792,67 \text{ mm}$$

Se complementa el diseño definiendo el número de *baffles* o deflectores el cual según Coker (2007, p.465), el número de *baffles* para un tanque de agitación es generalmente cuatro para prevenir la formación de remolinos y vórtices, por lo tanto, se define un número de cuatro *baffles* a utilizarse en el diseño.

Al tener un agitador del tipo 4PBT, se calcula el número de Reynolds a la temperatura media (357,5 K) con la Ecuación 3.20 y de acuerdo a la Figura 3.9, se calcula el *power number*.

$$Re_a = \frac{\delta * N * D_A^2}{\mu}$$

$$Re_a = \frac{813,19 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * \frac{185}{60} \text{ rps} * (312 \text{ mm} \frac{1 \text{ m}}{1\,000 \text{ mm}})^2}{0,000274113 \text{ kg} \frac{\text{m}}{\text{s}}} = 890\,414,17$$

El *power number* determinado de la Figura 3.9 es de 1,2, este valor se debe corregir según los criterios expuestos en la Sección 3.2. Para un número de *impellers* igual a dos se calcula la relación S/D con la Ecuación 3.21 y se utiliza la Figura 3.8.

$$\frac{S}{D} = \frac{792,67 \text{ mm}}{312,00 \text{ mm}} = 2,54$$

La relación entre S y D es de 2,54; por lo tanto, la corrección al *power number* F_{C1} es de 1,75.

El factor de corrección por número de *baffles* F_{C2} se determina en la Figura 3.10 a partir del valor "R" el cual se calcula con la Ecuación 3.22 y la relación D_A/D_T que se calculó con la Ecuación 3.13.

$$R = N_b * \frac{J}{D_t}$$

$$R = 4 * \frac{78,00}{936,00} = 0,33$$

Por lo tanto el factor de corrección F_{C2} es de 0,98.

Finalmente, el factor de corrección F_{C3} por el espaciamiento (C) se determina en la Figura 3.11 a partir del valor "EF" el cual se calcula con la Ecuación 3.23.

$$EF = \frac{312,00 \text{ mm}}{312,00 \text{ mm}} = 1$$

El factor de corrección F_{C3} de acuerdo a la Figura 3.11 es de 1,30.

El *power number* corregido se calcula con la Ecuación 3.24.

$$N_{p_c} = 1,20 * 1,75 * 0,98 * 1,30 = 2,68$$

La potencia a partir del *power number* corregido se determina con la Ecuación 3.19,

$$P = 2,68 * 811,4 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * \left(\frac{185}{60}\right)^3 * \left(\frac{312}{1000}\right)^5 = 188,45 \text{ W} \cong 0,25 \text{ HP}$$

De acuerdo a la Sección 3.2, para finalizar el diseño mecánico del sistema de agitación se debe calcular el espesor del eje del agitador.

En primera instancia se calcula con la Ecuación AIV.1 y AIV.2 el torque y momento de torsión máximos en el impulsor respectivamente; estas variables se requieren para determinar los espesores mínimos del eje del agitador.

$$T \text{ máx} = \frac{P}{2 * \pi * N} \quad \text{[AIV. 1]}$$

Donde:

P: potencia del motor del impulsor (W)

N: velocidad de agitación (rps)

La potencia para el impulsor se calculó anteriormente con un valor de 188,45 W (0,25 HP aproximadamente), según Paul, A (2004, p.1289), la potencia del impulsor se puede considerar igual al 50 % de la potencia del motor, por lo tanto se considera una potencia para el motor del agitador de 0,5 HP o 372,85 W.

Al reemplazar las variables en la Ecuación AIV.1, se puede calcular el torque máximo.

$$T \text{ máx} = \frac{372,85 \text{ W}}{2 * \pi * 185 \frac{\text{rev}}{\text{min}} * \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ s}}} = 19,25 \text{ Nm}$$

El momento de torsión máximo en el impulsor se calcula como con la Ecuación AIV.2.

$$M \text{ máx} = \frac{0,048 * P * L * f}{N * D} \quad \text{[AIV. 2]}$$

Donde:

L: largo del agitador (m)

f: constante en función del tipo de *impeller* y servicio

D: diámetro del agitador (m)

En la Figura AIV.1 se muestra un esquema del agitador con las dimensiones características para la determinación del espesor del impulsor, las cuales se utilizará más adelante.

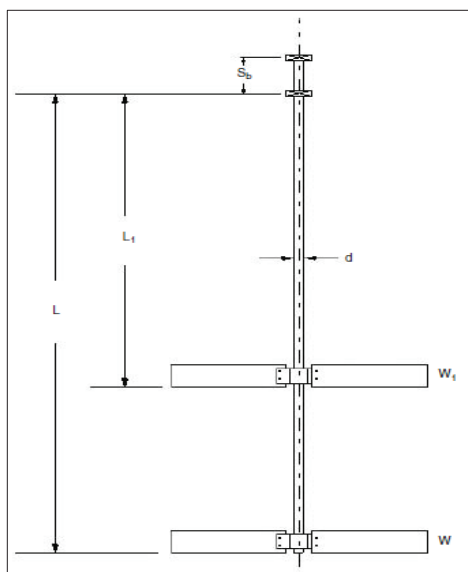


Figura AIV. 1. Esquema de un agitador
(Paul, Atiemo – Obeng y Kresta, 2004, p. 1288)

En la Tabla AIV.2 se presenta las dimensiones del agitador acorde a la nomenclatura de la Figura AIV.1.

Tabla AIV. 2. Dimensiones del agitador

Dimensión	Nomenclatura	Magnitud	Unidad de especificación
Diámetro del <i>impeller</i>	D	312,00	mm
Altura total del <i>vessel</i>	H	2 808,00	mm
Altura hasta el último set de paletas	L	2 496,00	mm
Espaciamiento para soporte del eje	S _b	100,00	mm
Altura hasta el primer set de paletas	L ₁	1 703,3	mm
Constante en función del tipo de <i>impeller</i> y servicio	F	2,00	Constante para condiciones de ebullición

(Paul, Atiemo – Obeng y Kresta, 2004, p.1291)

En la Ecuación AIV.2, se obtiene el momento de torsión máximo.

$$M_{\text{máx}} = \frac{0,048 * 372,85 \text{ W} * (2\,496,00 - 1\,703,30)\text{mm} * 2}{185 \frac{\text{rev}}{\text{min}} * \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ s}} * 312 \text{ mm}} = 29,50 \text{ Nm}$$

- Cálculo del diámetro del eje

El diámetro mínimo requerido “Ds” por eje se calcula como se muestra en la Ecuación 3.25.

$$D_s = \left(\frac{16 * \sqrt{T_{\text{máx}}^2 + M_{\text{máx}}^2}}{\pi * \sigma_s} \right)^{\frac{1}{3}}$$

Donde:

$\sigma_s = 37,2 * 10^6 \text{ N/m}^2$ considerando como material de construcción acero al carbono (Paul, Atiemo – Obeng y Kresta, 2004, p. 1291).

$$D_s = \left(\frac{16 * \sqrt{(19,25 \text{ Nm})^2 + (29,50 \text{ Nm})^2}}{\pi * 37,2 * 10^6 \frac{\text{N}}{\text{m}^2}} \right)^{\frac{1}{3}} = 0,017 \text{ m}$$

El diámetro mínimo requerido “Dt” por el eje se calcula como se muestra en la Ecuación 3.26.

$$D_t = \left(\frac{16 * (M_{\text{máx}} + \sqrt{T_{\text{máx}}^2 + M_{\text{máx}}^2})}{\pi * \sigma_t} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$\sigma_t = 62,1 * 10^6 \text{ N/m}^2$ considerando como material de construcción acero al carbono (Paul, Atiemo – Obeng y Kresta, 2004, p. 1291).

Al reemplazar las variables en la Ecuación 3.26 se puede calcular el diámetro mínimo requerido.

$$Dt = \left(\frac{16 \cdot [(29,50 \text{ Nm}) + \sqrt{(19,25 \text{ Nm})^2 + (29,50 \text{ Nm})^2}]}{\pi \cdot 62,1 \cdot 10^6 \frac{\text{N}}{\text{m}^2}} \right)^{\frac{1}{3}} = 0,0174 \text{ m}$$

Para seleccionar el diámetro mínimo del agitador, se selecciona el valor máximo entre “Ds” y “Dt” y adicionalmente se agregan 2 mm en caso de presentarse corrosión para que el agitador no quede desprotegido (Paul, Atiemo – Obeng y Kresta s, 2004, p.1292). En este caso el diámetro mayor del agitador es Dt y corresponde a 17,4 mm con el espesor adicional para la protección en contra de la corrosión es de 19,4 mm que representa 0,77 pulg (este valor se aproxima a 1 pulg para poder obtenerlo comercialmente).

- Cálculo de la velocidad crítica de agitación o frecuencia natural

Para determinar la velocidad crítica de acuerdo a la Ecuación 3.27, se debe calcular el peso equivalente de todos los *impellers* (W_c) y el peso del *propeller* o eje (w) (Paul, Atiemo – Obeng y Kresta, 2004, p.1298).

El peso de todos los *impellers* se calcula como se muestra en la Ecuación AIV.3.

$$W_c = \sum_{i=1}^n W_i * \left(\frac{L_i}{L} \right) \quad \text{[AIV.3]}$$

Donde:

W_i : peso de cada *impeller* (kg)

L_i : distancias hasta los *impellers* mostrada en la Figura AIV.1 (mm)

El peso de cada *impeller* está dado por el peso de las cuchillas y el cubo del *impeller*. Para cada *impeller* la masa aproximada es de 11,9 kg (para el sistema de cuchillas y cubo) (Paul, Atiemo – Obeng y Kresta, 2004, pp.1299-1301).

$$W_c = (11,9) * \left(\frac{1\,703,3}{2\,496,00} \right)^3 + (11,9) * \left(\frac{2\,496,00}{2\,496,00} \right)^3 = 15,68 \text{ kg}$$

Para el cálculo de la masa del eje, se toma al eje como un cilindro y se calcula su volumen conforme se presenta en la Ecuación AIV.4.

$$V_{\text{eje}} = (L + S_b) * d^2 * \pi \quad [\text{AIV. 4}]$$

$$\begin{aligned} V_{\text{eje}} &= (2\,496 \text{ mm} + 100 \text{ mm}) * \frac{1 \text{ m}}{1\,000 \text{ mm}} * \left(1 \text{ pulg} * \frac{2,54 \text{ cm}}{1 \text{ pulg}} * \frac{1 \text{ m}}{100 \text{ cm}}\right)^2 * \pi \\ &= 5,26 * 10^{-3} \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Para el cálculo de la masa por unidad de longitud del eje se considera el volumen del eje determinado con la Ecuación AIV. 4 y la densidad del acero al carbono que es de 7 833 kg/m³ (Paul, Atiemo – Obeng y Kresta, 2004, p. 1298).

$$W = \frac{\rho * V_{\text{eje}}}{L + S_B} = \frac{7\,833 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 5,26 * 10^{-3} \text{ m}^3}{2,496 \text{ m} + 0,100 \text{ m}} = 15,87 \text{ kg/m}$$

Finalmente la velocidad crítica “Nc” se calcula con la Ecuación 3.28.

$$N_c = \frac{5,33 * d^2 \sqrt{\frac{E}{\rho}}}{L * \sqrt{L + S_b} * \sqrt{W_e + \frac{w * L}{4}}}$$

Donde:

E = 194 460 MPa para el acero al carbono A-36 (ASME BPVC Sec II parte D, 2010, p.738)

Nc

$$\begin{aligned} &= \frac{5,33 * \left(1 \text{ in} * \frac{2,54 \text{ cm}}{1 \text{ in}} * \frac{1 \text{ m}}{100 \text{ cm}}\right)^2 \sqrt{\frac{1,9446 * 10^{11} \text{ Pa}}{7\,833 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}}}{2\,495 \text{ mm} * \frac{1 \text{ m}}{1\,000 \text{ mm}} * \sqrt{(2\,496 + 100) \frac{1 \text{ m}}{1\,000 \text{ m}} * \sqrt{15,65 \text{ kg} + \frac{15,88 \frac{\text{kg}}{\text{m}} * 2\,495 \text{ mm}}{4} \frac{1 \text{ m}}{1\,000 \text{ m}}}}} \\ &= 0,842 \frac{\text{rev}}{\text{s}} \cong 50,5 \frac{\text{rev}}{\text{min}} \end{aligned}$$

De acuerdo a la Ecuación 3.28, la velocidad giro del agitador, debe estar entre 0,8 y 1,2 veces la velocidad crítica, por lo tanto;

$$N_c \text{ mínima} = 0,8 * 50,6 \text{ rpm} = 40,5 \text{ rpm}$$

$$N_c \text{ máxima} = 1,2 * 50,6 \text{ rpm} = 60,7 \text{ rpm}$$

La velocidad de giro considerada es de 185 rpm, por tanto 1 pulgada de espesor del eje no es adecuado. Se aumenta para un diámetro d de 2 pulgadas, y se repite el cálculo de la velocidad crítica con la Ecuación 3.27. El valor calculado de velocidad crítica “Nc” es $3,37 \frac{rev}{s} \cong 202,2 \frac{rev}{min}$

$$N_c \text{ mínima} = 0,8 * 202,2 \text{ rpm} = 161,8 \text{ rpm}$$

$$N_c \text{ máxima} = 1,2 * 202,2 \text{ rpm} = 242,6 \text{ rpm}$$

La velocidad de giro del agitador es de 185 rpm, por tanto 2 pulg de espesor es adecuado para el eje.

- **Cálculo del espesor de las cuchillas del *impeller***

El espesor de la paleta “tp” se calcula como se muestra en la Ecuación AIV. 5 (Paul, Atiemo – Obeng y Kresta, 2004, p.1310).

$$t_p = 0,981 * \left\{ \frac{P * f * \left[\frac{d}{2} - \frac{D_h}{2} \right]}{N * n * \text{sen } \alpha * \left[f * \frac{D}{2} * W * \sigma_b \right]} \right\}^{1/2} \quad [\text{AIV. 5}]$$

Donde:

f: factor de fuerza efectiva del *impeller* que corresponde a 0,8 para agitadores tipo turbina (Paul, Atiemo – Obeng y Kresta, 2004, p.1310)

α : ángulo de inclinación de las cuchillas (rad)

Dh: diámetro del cubo del *impeller* (el cual se puede estimar geoméricamente conforme se presenta en la Ecuación A. IV. 6 expresada (mm)

n: número de cuchillas

σ_b : carga permisible para cuchilla (N/m²)

$$D_h = D - 2L$$

[AIV. 6]

Donde:

L: largo de la cuchilla (mm)

$$D_h = 312 - 2 * (78) = 156 \text{ mm}$$

El espesor de las cuchillas de los *impellers* se calcula reemplazando los valores calculados en la Ecuación AIV.5 tomando un valor de $\sigma_b = 75,2 * 10^6 \text{ N/m}^2$ considerando como material de construcción acero al carbono (Paul, Atiemo – Obeng y Kresta, 2004, p. 1291).

$$t = 0,981 * \left\{ \frac{372,85 \text{ W} * 0,8 * \left[\frac{312 \text{ mm}}{2} - \frac{156 \text{ mm}}{2} \right] * \frac{1 \text{ m}}{1000 \text{ m}}}{185 \frac{\text{rev}}{\text{min}} * \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ s}} * 4 * \sin \left(\frac{\pi}{4} \right) * \left[0,8 * \frac{312 \text{ mm}}{2} * \frac{1 \text{ m}}{1000 \text{ m}} * 78 \text{ mm} * \frac{1 \text{ m}}{1000 \text{ m}} * 75,2 * 10^6 \frac{\text{N}}{\text{m}^2} \right]}{= 1,87 * 10^{-3} \text{ m} = 1,87 \text{ mm}} \right\}^{\frac{1}{2}}$$

Por lo tanto, el espesor de la cuchilla es de 2 mm, se adiciona 2 mm de espesor por corrosión, obteniendo un espesor de cuchilla de 4 mm.

ANEXO V BALANCE DE MASA

El balance de masa está dado en función de la capacidad de procesamiento de empaques blíster (59,62 kg/lote) determinado en el Anexo II.

Dado que el proceso es de tipo *batch* en la Figura AV.1 se muestran las entradas y salidas para el procesamiento de empaques blíster por cada lote.

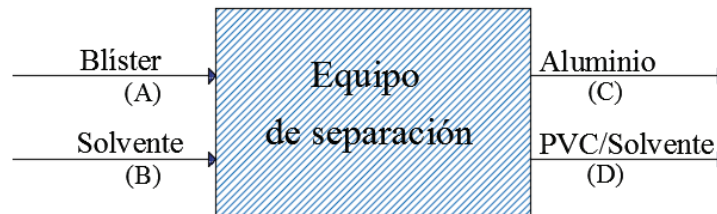


Figura AVI. 1. Entradas y salidas para el procesamiento de empaques blíster

La entrada de empaques blíster es 59,62 kg/lote, con la relación de entrada y solvente de 1:4 propuesta por Estrella (2013), la cantidad de acetato de n-butilo que ingresa se calcula de acuerdo a la Ecuación AV.1.

$$m_{\text{act-butilo}} = 4 * m_{\text{Blíster}} \quad [\text{AV.1}]$$

Donde:

$m_{\text{act-butilo}}$: masa de acetato de n-butilo que ingresa al equipo de separación (kg/lote)

m_{AL} : masa de empaques blíster que ingresan al equipo de separación (kg/lote)

Se calcula la cantidad de solvente requerido reemplazando los valores en la Ecuación AV.1.

$$m_{\text{act-butilo}} = 4 * 59,62 \frac{\text{kg}}{\text{lote}} = 238,48 \frac{\text{kg}}{\text{lote}}$$

La cantidad de aluminio a la salida se calcula con base a los resultados de composición de empaques blíster determinada por Erazo (2015,p.110), la cual se muestra en la Tabla AV.1.

Tabla AV. 1. Composición de aluminio y PVC en empaques blíster

Material	(%)
Aluminio	19,80
PVC	80,20

(Erazo, 2015, p.110)

Finalmente se determina la cantidad de aluminio separada de acuerdo a la Ecuación AV.2, con base a la composición de aluminio mostrada en la Tabla AV.1.

$$m_{AL} = 19,80\% * m_{blíster} \quad [AV.2]$$

$$m_{AL} = 0,198 * 59,62 \frac{\text{kg}}{\text{lote}} = 11,80 \text{ kg/lote}$$

La corriente "D" se calcula del balance de masa en el equipo de separación y corresponde a 286,30 kg/lote.

Los flujos de vapor de calentamiento, agua de enfriamiento y de recirculación de solvente se calcula con base al balance de energía detallado en el Anexo VI.

ANEXO VI

BALANCE DE ENERGÍA Y DIMENSIONAMIENTO

A.VI.1. EQUIPO DE SEPARACIÓN

AVI.1.1. BALANCE DE ENERGÍA DEL EQUIPO DE SEPARACIÓN

Para el balance de energía en el equipo de separación se tomó en cuenta los calores específicos de cada uno de los compuestos hasta la temperatura de ebullición del solvente, para poder calcular el calor requerido en el proceso de calentamiento, y a su vez la cantidad de vapor requerido.

- Cálculo de la capacidad calorífica

En la Tabla AVI.1, se muestran las constantes C₁ y C₂ requeridas para el cálculo de la capacidad calórica del acetato de n-butilo y del aluminio.

Tabla AVI. 1. Constantes C₁ y C₂ para calcular la capacidad calórica del acetato de n butilo y del aluminio

Compuesto	PM	C ₁	C ₂
Acetato de n-butilo	116,16	117 300,00	352,2000
Aluminio	26,98	4,80	0,0032

(Perry & Green,2001,p.2-180)

El cálculo de la capacidad calórica media del aluminio se realiza aplicando las constantes presentadas en la Tabla AVI.1 en la Ecuación AVI.1.

$$\bar{C}_p = \frac{\int (C_1 + C_2 * T) dt}{\Delta T} \quad [\text{AVI. 1}]$$

Se presenta el ejemplo de cálculo de la capacidad calórica para el aluminio, entre la temperatura ambiente de Quito (17 °C) y la temperatura de ebullición del solvente a una presión de dos bar (152,1 °C).

$$\bar{C}_{pAl} = \frac{\left[4,80 * (425,1 - 290,0) + 0,00322 * \left(\frac{425,1^2 - 290,0^2}{2} \right) \right]}{(425,11 - 290,0)} = 5,95 \frac{\text{cal}}{\text{mol K}}$$

$$\overline{C_{pAl}} = 5,95 \frac{\text{cal}}{\text{mol K}} \times \frac{4,1816 \text{ J}}{1 \text{ cal}} \times \frac{1 \text{ mol}}{26,98 \text{ g}} \times \frac{1000 \text{ g}}{1 \text{ kg}} = 922,9 \frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot \text{K}}$$

- **Cálculo de la capacidad calorífica media del acetato de n-butilo.**

De la Ecuación AVI.1 se calcula la capacidad calorífica media del acetato de n-butilo a las mismas condiciones de temperatura.

$$\overline{C_{pAc}} = 2093,9 \frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot \text{K}}$$

- **Cálculo de la capacidad calorífica media del PVC.**

La capacidad calorífica del PVC según Wen (2007,p.148) a la temperatura media de 357,5 K es:

$$\overline{C_{pPVC}} = 1338,60 \frac{\text{J}}{\text{kg K}}$$

- **Balance de energía en el proceso de calentamiento del contenido del equipo de separación**

El calor requerido para calentar el contenido del equipo de separación desde la temperatura inicial hasta la temperatura final está dado por la Ecuación AVI.2.

$$Q_1 = [m_{PVC} \cdot \overline{C_{pPVC}} + m_{Ac} \cdot \overline{C_{pAc}} + m_{Al} \cdot \overline{C_{pAl}}] \cdot (T_F - T_I) \quad [\text{AVI. 2}]$$

Donde:

Q₁: energía requerida en el proceso de calentamiento (kJ/batch)

- T_F : temperatura final (K)
 T_i : temperatura inicial (K)
 $\overline{C_{p_i}}$: Capacidad calórica media de cada componente (J/kgK)
 m_i : masa de cada componente (kg)

$$Q_1 = \left[47,80 \text{ kg} * 1\,338,60 \frac{\text{J}}{\text{kg} * \text{K}} + 238,48 \text{ kg} * 2\,093,90 \frac{\text{J}}{\text{kg} * \text{K}} + 11,82 \text{ kg} * 922,90 \frac{\text{J}}{\text{kg} * \text{K}} \right] * (425,1 - 290,0) \text{K} = 77\,580,8 \text{ kJ}/\text{batch}$$

- Cálculo del calor latente de vaporización

En la Tabla AVI.2, se muestran las constantes C_1 , C_2 , C_3 y C_4 para calcular el calor latente de vaporización del acetato de n butilo y agua

Tabla AVI. 2. Constantes para C_1 , C_2 , C_3 y C_4 para calcular el calor latente de vaporización del acetato de n butilo y agua

Compuesto	$C_1 * 10^{-7}$	C_2	C_3	C_4	T_c [K]
Acetato de n-butilo	5,7800	0,3935	0,0000	0,0000	579,15
Agua	5,20532	0,3199	-0,2120	0,2579	647,13

*(Perry, Green y Maloney, 2001, p. 2-165-2-167).

Con las constantes mostradas en la Tabla AVI.2, se procede al cálculo del calor latente para el agua expresado en J/kmol mediante la Ecuación AVI.3, para la temperatura de ebullición (158,92 °C, 6 bar).

$$\lambda = C_1 * (1 - Tr)^{C_2 + C_3 * Tr + C_4 * Tr^2} \quad [\text{AVI. 3}]$$

Donde:

- Tr : temperatura reducida que es la relación entre la temperatura del sistema y la temperatura crítica “ T_c ” de cada compuesto.

λ : calor latente de evaporación (J/kmol)

Ejemplo de cálculo para el calor latente del agua

$$\lambda = 5,20532 * 10^7 * \left(1 - \frac{431,92}{647,13}\right) \left(0,3199 + -0,2120 * \frac{431,92}{647,13} + 0,2579 * \left(\frac{431,92}{647,13}\right)^2\right)$$

$$\lambda = 3,7689 * 10^7 \frac{\text{J}}{\text{kmol}} * \frac{1 \text{ kmol}}{1000 \text{ mol}} * \frac{1 \text{ kmol}}{18,015 \text{ g}} = 2092,1 \frac{\text{J}}{\text{g}}$$

- Cálculo de la cantidad de vapor requerida:

La cantidad de vapor requerido se calcula en base a la Ecuación AVI.4.

$$Q_1 = m_v * \lambda \quad [\text{AVI. 4}]$$

Donde:

m_v : masa de vapor (kg)

$$m_v = \frac{77580,8 \text{ kJ}/\text{batch}}{2092,1 \text{ kJ}/\text{kg}}$$

$$m_v = 37,08 \text{ kg}/\text{batch}$$

- Cálculo del tiempo necesario de calentamiento utilizando vapor saturado.

Para la determinación del tiempo de calentamiento requerido se debe calcular los coeficientes de transferencia de calor tanto interno como externo para la determinación del coeficiente global de transferencia de calor "U".

- Cálculo del coeficiente de condensación para el vapor saturado;

El coeficiente de carga de condensado se calcula con la Ecuación AVI.5.

$$\tau = \frac{W_c}{N_t * \pi * D_o} \quad [\text{AVI. 5}]$$

Donde:

τ : coeficiente de la carga de condensado en tubo vertical (kg/ms)

W_c : flujo de condensado (kg/s)

N_t : número de tubos

D_o : diámetro externo (m)

Para el cálculo del flujo de condensado se asume un tiempo de 11,5 min con el fin de dar inicio a un proceso iterativo para la determinación del flujo de condensado real requerido, se calcula el flujo de condensado para un diámetro externo (D_o) equivalente al diámetro externo del *vesse*l (0,958 m).

$$W_c = \frac{37,08 \frac{\text{kg}}{\text{batch}}}{11,5 \text{ min} * \frac{60 \text{ s}}{1 \text{ min}}} * 1 \text{ batch} = 0,054 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

$$\tau = \frac{0,054 \frac{\text{kg}}{\text{s}}}{1 * \pi * 0,958 \text{ m}} = 0,0179 \frac{\text{kg}}{\text{m s}}$$

- Cálculo del número de Reynolds

El número de Reynolds asociado a la condensación se calcula aplicando la Ecuación AVI.6. que depende de la carga de condensado y de la viscosidad del líquido (Sinnot y Towler, 2013, p.1114).

$$Re = 4 * \frac{\tau}{\mu} \quad [\text{AVI. 6}]$$

$$Re = 4 * \frac{0,0179 \frac{\text{kg}}{\text{m s}}}{1,7037 * 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{m s}}} = 420,26$$

Con el número de Reynolds se determina el coeficiente de condensación de la Figura AVI.1.

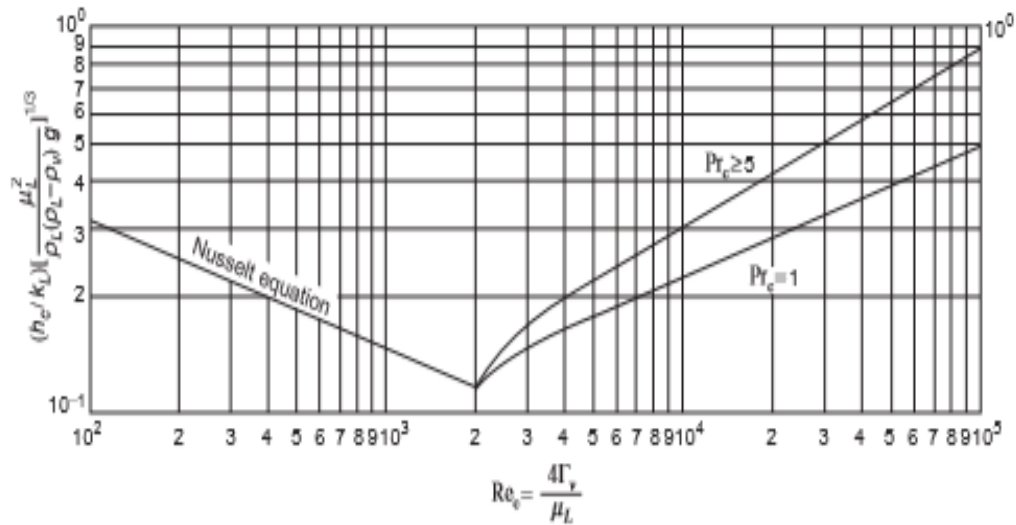


Figura AVI. 1. Coeficientes de condensación en tubos verticales
(Sinnott y Towler, 2013,p.1114)

- Cálculo de la densidad para líquidos

Utilizando la Ecuación AVI.7, donde la temperatura se expresa en grados Kelvin y los valores de las constantes se muestran en la Tabla AVI.3, se puede calcular la densidad para los líquidos expresada en kmol/m^3 (Perry, Green y Maloney, 2001, p. 2-102-2-105).

$$\delta = \frac{C_1}{C_2 \left[1 + \left(1 - \frac{T}{T_c} \right)^{C_4} \right]} \quad [\text{AVI. 7}]$$

Tabla AVI. 3. Constantes para C_1, C_2, C_3 y C_4 para calcular la densidad del acetato de n butilo y agua

Compuesto	C_1	C_2	C_3	C_4	T_c [K]
Acetato de n-butilo	0,6690	0,2603	579,15	0,309	579,15
Agua	5,4590	0,30542	647,13	0,081	647,13

*(Perry, Green y Maloney, 2001, p. 2-102-2-105)

Con las constantes de la Tabla AVI.3, se calcula la densidad del agua para la temperatura de ebullición (431, 92 K)

$$\delta = \frac{5,4590}{0,3054 \left[1 + \left(1 - \frac{431,92}{647,13} \right)^{0,081} \right]}$$

$$\delta = 52,89 \frac{\text{kmol}}{\text{m}^3} * \frac{18 \text{ kg}}{1 \text{ kmol}} = 952,02 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

En la Figura AVI.1, se obtiene que la intersección en el eje y es 0,18; al reemplazar los valores de las propiedades de líquido/vapor saturado en la Ecuación AVI.8, se obtiene el coeficiente de condensación para el vapor saturado.

$$y = \frac{hc}{k_L} \left[\frac{\mu_L^2}{\delta_L(\delta_L - \delta_v)g} \right]^{1/3} \quad [\text{AVI. 8}]$$

$$hc = 0,18 * 0,6846 \frac{\text{W}}{\text{m}^{\circ}\text{C}} * \left[\frac{\left(1,7037 * 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{ms}} \right)^2}{952,02 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * (952,02 - 3,17) \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right]^{-1/3}$$

$$hc = 8\,294,76 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{C}}$$

- **Determinación de la velocidad en el interior de la chaqueta.**

Para la determinación de la velocidad en el interior de la chaqueta, se considera un espaciamiento en la chaqueta de 50 mm, siendo ésta la recomendada para chaquetas de calentamiento para tanques de baja capacidad (Coker, 2015,p.444). Se utiliza la Ecuación AVI.9 para la determinación de la velocidad de flujo.

$$v_c = \frac{\dot{m}}{\delta * A_f} \quad [\text{AVI. 9}]$$

Donde:

v_c : velocidad por el interior de la chaqueta (m/s)

A_f : área de flujo que está definida por el espacio anular entre el diámetro externo y el espaciamiento por donde circula el vapor del *vessel* (m^2)

$$v_c = \frac{0,054 \frac{\text{kg}}{\text{s}}}{3,17 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * \frac{\pi * (1,036^2 - 0,936^2) \text{m}^2}{4}}$$

$$v_c = 0,11 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

- **Determinación del coeficiente interno de transferencia de calor “ h_i ”**

El coeficiente pelicular interno h_i se calcula como se muestra en la Ecuación AVI.10.

$$h_i = \frac{Nu * k}{L_c} \quad \text{[AVI. 10]}$$

Donde:

Nu : número adimensional de Nusselt que relaciona el coeficiente pelicular

k : constante de conductividad térmica (W/mK)

L_c : longitud característica que en este caso es el diámetro del *vessel* (m), el cual se calcula con la Ecuación AVI.11.

$$Nu = 0,45 * Re^{\frac{2}{3}} Pr^{\frac{1}{3}} * Gc \quad \text{[AVI. 11]}$$

Donde:

Gc : factor de corrección geométrico, que se calcula con la Ecuación AVI.12

(Paul, Atiemo – Obeng y Kresta, 2004, p. 879)

$$Gc = \frac{1}{\left(\frac{H}{D}\right)^{0,15}} * \left(\frac{W}{W_s}\right)^{0,2} \quad \text{[AVI. 12]}$$

Donde:

W: ancho de la cuchilla determinado en el Anexo IV (m).

Ws: ancho de una cuchilla estándar (m).

El valor de Ws se calcula como se muestra en la Ecuación AVI.13.

$$\frac{W_s}{D_A} = 0,17 \quad [\text{AVI. 13}]$$

Donde:

DA: diámetro del agitador (mm)

En este caso la longitud específica $\left(\frac{W_s}{D_A}\right)$ del impeller es 0,17 (Paul, Atiemo – Obeng y Kresta, 2004, p. 879), ya que es un impeller del tipo 4BP, cuya superficie es plana.

$$W_s = 0,17 * 312 \text{ mm} = 53,04 \text{ mm}$$

Por lo tanto, se tienen todos los valores requeridos para el cálculo de Gc.

$$G_c = \frac{1}{\left(\frac{1\ 663,33}{936,00}\right)^{0,15}} * \left(\frac{62,40}{53,04}\right)^{0,2} = 0,9477$$

Una vez obtenido el factor de corrección geométrico se procede a calcular el número adimensional Prandtl a la temperatura media de 357,5 K tomando las propiedades del componente mayoritario (acetato de n-butilo) como se muestra en la Ecuación AVI.14.

$$Pr = \frac{\mu_L * C_{pL}}{K_L} \quad [\text{AVI. 14}]$$

$$Pr = \frac{0,00027411 \frac{\text{kg}}{\text{m} * \text{s}} * 2\ 104,1 \frac{\text{J}}{\text{kg} * \text{K}}}{0,1226 \frac{\text{W}}{\text{m} * \text{K}}} = 4,70$$

El número de Reynolds se obtuvo de la Ecuación 3.20 en el Anexo AIV, por lo que se procede a calcular el número adimensional de Nusselt con la Ecuación AIV.11

$$Nu = 0,45 * (890\ 414,17)^{\frac{2}{3}} (4,70)^{\frac{1}{3}} * 0,9477 = 6\ 611,67$$

Finalmente se procede al cálculo del coeficiente pelicular interno;

$$h_i = \frac{6\ 611,67 * 0,1226 \frac{W}{m * K}}{0,936\ m} = 866,02 \frac{W}{m^2 * K}$$

- Determinación del coeficiente global de transferencia de calor “U”

El coeficiente global de transferencia de calor “U” se calcula como se muestra en la Ecuación AVI.15 (Coker, 2015, p.445).

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_i} + FF_i + \frac{X_w}{k} + FF_j + \frac{1}{h_o} \quad [AVI. 15]$$

Donde:

U: coeficiente global de transferencia de calor (W/m²K)

h_i: coeficiente de convección interno debido a la agitación (W/m²K)

h_o: coeficiente de convección externo por condensación (W/m²K)

FF_i: factor de ensuciamiento para el interior del equipo de separación ($\frac{m^2 * K}{W}$)

FF_j: factor de ensuciamiento en el exterior del equipo de separación (chaqueta de calentamiento) ($\frac{m^2 * K}{W}$)

k: constante de conductividad térmica (W/mK)

X_w: espesor de la pared del equipo de separación (m)

Una vez que fueron obtenidos los coeficientes peliculares interno y externo según las Ecuaciones AVI.8 y AV.10, se procede a la determinación de las demás variables.

- **Factores de ensuciamiento**

Para condensación de vapor, el factor de ensuciamiento se calcula como se muestra en la Ecuación AVI.16 (Sinnott y Towler, 2013, p.1053) considerando el promedio entre los rangos típicos en los cuales se encuentra tabulado este valor.

$$\overline{FFi} = \frac{(FFi_1 + FFi_2)}{2} = 0,000435 \frac{m^2 * K}{W} \quad [AVI. 16]$$

$$\overline{FFi} = \frac{(0,00067 + 0,0002)}{2} = 0,000435 \frac{m^2 * K}{W}$$

Para vapores orgánicos en ebullición el factor de ensuciamiento es $0,0004 \frac{m^2 * K}{W}$ (Sinnott y Towler, 2013, p. 1053).

- **Espesor de la pared**

El espesor de la pared es de 7/16 pulg (0,0111 m) según los cálculos realizados en el Anexo AIII.4.

Una vez obtenidos todas las variables requeridas para el cálculo del coeficiente global de transferencia de calor, se procede al cálculo del mismo. Se considera un valor de conducción térmica "K" de 58,5 W/mK (ASME BPVC Sec II, p.726, 2007) al emplear la Ecuación AVI.15.

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{866,02 \frac{W}{m^2 * K}} + 0,000435 \frac{m^2 * K}{W} + \frac{0,0111 \text{ m}}{58,5 \frac{W}{m * K}} + 0,0004 \frac{m^2 * K}{W} + \frac{1}{8294,76 \frac{W}{m^2 * K}}$$

$$\frac{1}{U} = 0,0023 \frac{m^2 * K}{W}$$

$$U = 434,78 \frac{W}{m^2 * K}$$

- **Comprobación del tiempo de calentamiento utilizando vapor saturado**

El tiempo estimado de calentamiento fue de 11,5 min, con la Ecuación AVI.17., se procede a la comprobación del tiempo de residencia.

$$\theta = \frac{M \cdot c}{U \cdot A} * \ln \left(\frac{T_1 - t_1}{T_1 - t_2} \right) \quad [\text{AVI. 17}]$$

Donde:

- A: área de transferencia de calor (m²)
- c: calor específico del batch (J/kgK)
- M: masa del batch (kg)
- T₁: temperatura de calentamiento (temperatura del vapor saturado) (K).
- t₁: temperatura inicial del batch (K)
- t₂: temperatura final del proceso batch (K)
- U: coeficiente global de transferencia de calor (W/m²K)
- θ: tiempo de calentamiento (s)

En las condiciones de operaciones determinadas en la Sección A.III.2 se tiene

$$T_1 = 159,0 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$t_1 = 20,00 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$t_2 = 152,10 \text{ } ^\circ\text{C}$$

La capacidad calorífica promedio de la carga o *batch* se calcula con la Ecuación AV.18.

$$\overline{C_p} = \frac{\sum m_i \cdot C_{p_i}}{m_{\text{Total}}} \quad [\text{AVI. 18}]$$

La capacidad calorífica promedio del acetato de n-butilo, PVC y aluminio se calcula aplicando la Ecuación AVI.18.

$$\bar{C}_p = \frac{238,48 \text{ kg} * 2 093,90 \frac{\text{J}}{\text{kg K}} + 47,80 \text{ kg} * 1 338,60 \frac{\text{J}}{\text{kg K}} + 11,82 \text{ kg} * 922,90 \frac{\text{J}}{\text{kg K}}}{298,10 \text{ kg}}$$

$$\bar{C}_p = 1 926,14 \frac{\text{J}}{\text{kg K}}$$

Finalmente se calcula el tiempo de calentamiento reemplazando las variables en la Ecuación AVI.17.

$$\theta = \frac{298,10 \text{ kg} * 1 926,14 \frac{\text{J}}{\text{kg} * \text{K}}}{434,78 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 * \text{K}} * 5,67 \text{ m}^2} * \ln \left(\frac{159,0 \text{ }^\circ\text{C} - 17,0 \text{ }^\circ\text{C}}{159,0 \text{ }^\circ\text{C} - 152,1 \text{ }^\circ\text{C}} \right)$$

$$\theta = 704,4 \text{ s}$$

$$\theta = 11,7 \text{ min}$$

El tiempo de calentamiento asumido de 11,5 min se recalcula con la Ecuación AVI.17., obteniendo un valor de 11,7 min por lo tanto se comprueba que el flujo de vapor es apropiado y las condiciones de operación son las adecuadas.

- Cálculo del flujo de vapor de acetato de n butilo

Una vez alcanzada la temperatura de evaporación del solvente a las condiciones de trabajo, se realiza un balance de energía para determinar el flujo de acetato de n-butilo que se evapora de acuerdo al flujo de vapor de agua calculado (0,054 kg/s). El flujo de solvente evaporado corresponde a su vez el flujo que ingresa al condensador, el cual se dimensiona en las siguientes secciones.

La Ecuación AVI.19 permite calcular el flujo de solvente evaporado.

$$m_{ac} * \lambda_{ac} = -\lambda_{agua} m_{agua} \quad \text{[AVI. 19]}$$

El calor de evaporación del acetato de n-butilo es 295,5 kJ/kg (valor calculado de acuerdo a la Ecuación AVI.3).

$$m_{ac} = \frac{0,054 \frac{\text{kg}}{\text{s}} * 2\,092,1 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}}{295,5 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}}$$

$$m_{ac} = 0,38 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

AVI.2. DIMENSIONAMIENTO DEL SISTEMA DE ALIVIO DEL EQUIPO DE SEPARACIÓN

AVI.2.1. DISEÑO DE LA VÁLVULA DE ALIVIO

Para el diseño de la válvula de alivio se utiliza la presión ambiental y la presión interna de diseño para calcular la presión de operación de la válvula mediante la diferencia de éstas, considerando que la presión de ajuste es igual a la presión de diseño.

$$P_{operación} = P_{diseño} - P_{ambiental} = 3,000 - 1,013 = 1,987 \text{ barg}$$

La presión máxima acumulada está limitada al 110 % de la presión de trabajo permisible o presión de diseño (API 520, 2000, p. 39). Por lo tanto, la presión máxima acumulada se calcula como se muestra en la Ecuación AVI.20.

$$P_{acumulada} = 1,1 * P_{operación} \quad \text{[AVI. 20]}$$

$$P_{acumulada} = 1,987 \text{ bar} * 1,1 = 2,185 \text{ bar}$$

Se calcula la sobrepresión permisible, la cual está dada por la diferencia de la máxima presión acumulada y la presión de ajuste, como se presenta en la Ecuación AVI.21.

$$P_{sobrepresión} = P_{acumulada} - P_{ajuste} \quad \text{[AVI. 21]}$$

$$P_{sobrediseño} = 2,185 - 1,987 = 0,198 \text{ bar}$$

Finalmente, la presión de alivio de la válvula es la suma de la presión de ambiental y la máxima presión acumulada y se calcula como se muestra en la Ecuación AVI.22.

$$P_{\text{alivio}} = P_{\text{ambiental}} + P_{\text{acumulada}} \quad [\text{AVI. 22}]$$

$$P_{\text{alivio}} = 1,013 + 2,185 = 3,198 \text{ bar}$$

AVI.2.2. DIMENSIONAMIENTO DE LA VÁLVULA DE ALIVIO

Una vez determinada la presión de alivio de la válvula, se puede determinar el área transversal de la válvula de alivio, para lo cual se necesita conocer el flujo con el que se requiere que el vapor del solvente formado se libere del tanque de separación. Para esto, se debe considerar que este flujo de salida debe ser mayor al de flujo de evaporación establecido en el balance de energía, además que el tiempo de salida debe ser el mínimo posible. Considerando esto, se define un flujo de salida de 0,59 kg/s el cual es aproximadamente un 55 % mayor al flujo de evaporación del solvente (0,38 kg/s).

- Determinación del comportamiento del fluido

La Ecuación AVI.23 permite determinar el comportamiento del gas o vapor para condiciones críticas y sub-críticas. Si la presión en la descarga de la boquilla o *nozzle* (en este caso corresponde a la presión atmosférica) es menor a la que la presión crítica P_{cf} , entonces se tendrá flujo crítico, caso contrario el flujo será sub-crítico. Las ecuaciones para el dimensionamiento del área efectiva de descarga varían según el tipo de flujo que se tenga. (API 520, 2000,p. 41).

$$\frac{P_{cf}}{P} = \left[\frac{2}{K+1} \right]^{\frac{K}{K-1}} \quad [\text{AVI. 23}]$$

Donde:

P_{cf} : presión del nozzle a flujo crítico (bar)

P: presión de la válvula de alivio (bar)

K: relación entre calores específicos para cualquier gas ideal.

Entonces K, es la relación entre la capacidad calórica a presión constante y la capacidad calórica a volumen constante cuyo valor se calcula de acuerdo a la Ecuación AVI.24.

$$K = \frac{C_p}{C_v} \quad [\text{AVI. 24}]$$

La relación K para el acetato, se determinó utilizando un software de simulación, el valor obtenido fue de 1,041.

Finalmente se calcula la presión en el *nozzle* a flujo crítico de acuerdo a la Ecuación AVI.23.

$$P_{cf} = 3,128 * \left[\frac{2}{1,041 + 1} \right]^{\frac{1,041}{1,041-1}} = 1,868 \text{ bar}$$

Presión ambiental (presión de descarga) es menor comparada con la presión de alivio, entonces se establece que se tiene flujo crítico, para el cual se dimensiona la válvula de alivio.

- Determinación del área transversal de la válvula de presión

La determinación del área transversal de la válvula de presión para flujo crítico se calcula con la Ecuación AVI.25 (API 520, 2000, p. 42).

$$A = \frac{13,16 * W}{C * K_d * K_b * K_c * P} * \sqrt{\frac{T * Z}{P * M}} \quad [\text{AVI. 25}]$$

Donde:

W: flujo másico (kg/h)

- C: coeficiente en función de la capacidad calórica de un gas ideal
 Kd: coeficiente efectivo de descarga
 P: presión de la válvula de alivio (kPa)
 Kb: factor de capacidad debido a la *back pressure*
 Kc: factor de corrección de capacidad cuando existe disco de ruptura en la válvula de alivio
 T: temperatura del alivio del gas o vapor (K)
 Z: factor de compresibilidad
 PM: peso molecular (kg/kmol)

- **Determinación del coeficiente “C”**

El cálculo del coeficiente “C”, se lo realiza con la Ecuación AVI.21. (API 520, 2000, p.44).

$$C = 520 * \sqrt{k * \left(\frac{2}{k+1}\right)^{\frac{k+1}{k-1}}} \quad \text{[AVI. 26]}$$

$$C = 520 * \sqrt{1,041 * \left(\frac{2}{1,041 + 1}\right)^{\frac{1,041+1}{1,041-1}}} = 320,16$$

En la Tabla AVI.4., se muestra la magnitud de la cada una de las constantes requeridas para el cálculo del área transversal de la válvula de alivio

Tabla AVI. 4. Constantes requeridas para el cálculo del área transversal de la válvula de alivio

Constante	Magnitud
Kd	0,975
Kb	1,000
Kc	1,000

El valor de Kb es igual a 1 para válvulas convencionales o de operación piloto, el valor de Kc es igual a 1 para válvulas que no tengan instalado un disco de ruptura,

mientras que el valor de K_d es igual a 1 para instalaciones con o sin disco de ruptura (API 520, 2000, p. 44).

$$A = \frac{13\,160 * 0,59 \frac{\text{kg}}{\text{s}} * \frac{3\,600 \text{ s}}{1 \text{ h}}}{320,16 * 0,975 * 1 * 1 * 319,8 \text{ kPa}} * \sqrt{\frac{425,1 * 1}{116,16}}$$

$$A = 535,65 \text{ mm}^2 = 0,83 \text{ pulg}^2$$

De acuerdo a la norma API Standard 526 (2002,p.2) en función del área efectiva de descarga se designa una letra para la selección de las válvulas de alivio. Para un área de 0,83 pulg², la letra de designación es la “J” con un área de orificio efectiva de 1,287 pulg². Finalmente de acuerdo al material de construcción que en este caso es el acero al carbono y las condiciones de operación se establece el tamaño de la válvula de alivio como se muestra en la Tabla AVI.5.

Tabla AVI. 5. Tamaño estándar para válvula de alivio designación 2J3

Válvula de alivio 2J3	
Orificio de entrada	2 in
Orificio de salida	3 in

(API 526, 2002, p.9)

AVI.3. CONDENSADOR CON SUBENFRIAMIENTO

AVI.3.1. BALANCE DE ENERGÍA DEL CONDENSADOR

El condensador permite trabajar a las condiciones de evaporación del solvente, permitiendo una circulación constante del mismo. Para el dimensionamiento del condensador se establece un condensador de tipo vertical con condensación al exterior de los tubos. Además, se requiere que sea un condensador con una sección de sub-enfriamiento para poder bombear de manera segura el condensado de regreso al tanque de separación (Sinnott & Towler, 2013, p. 1120).

A.VI.3.1.1. BALANCE DE ENERGÍA DEL AGUA DE ENFRIAMIENTO

El condensador propuesto es de tipo condensador-enfriador para poder controlar el cabezal de succión positivo en la bomba centrífuga acoplada, para que esta pueda regresar el líquido condensado hacia el equipo de separación. El sub-enfriamiento se puede obtener controlando el nivel de líquido de manera que parte de los tubos estén sumergidos en el condensado (Sinnot y Towler, 2013, p. 1120).

Para dimensionamiento de un condensador con sub-enfriamiento del condensado, se sigue el modelo de cálculo establecido por Smith (2005, pp. 349 – 340).

En la Figura AVI.2 se presenta el esquema de un condensador vertical con sub-enfriamiento en donde se indican las dos zonas de transferencia de calor.

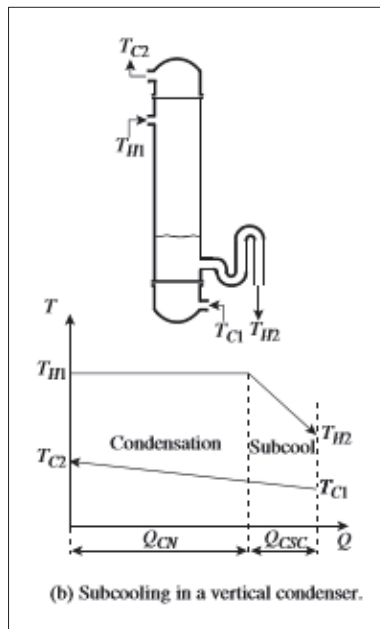


Figura AVI. 2. Esquema de un condensador vertical con sub-enfriamiento
(Smith, 2005,p. 339)

Como se puede observar en la Figura AVI.2, el balance de energía en un condensador vertical con subenfriamiento consta de dos etapas o zonas, la primera

etapa corresponde a la condensación y la segunda a la etapa de sub-enfriamiento. Por lo tanto, el balance de energía para el agua, se calcula considerando estas dos etapas.

El sistema trabaja en contra corriente de tal forma que el agua de enfriamiento ingresa por la parte inferior del condensador mientras que el vapor ingresa por la parte superior. Este tipo de condensadores requieren un control del nivel de líquido para que una parte del juego de tubos se encuentre inmerso. Debido a que las velocidades en la zona de sub-enfriamiento son bajas la transferencia de calor se aproxima a convección natural (Sinnot y Towler, 2013, p.1120).

En la Tabla AVI.6, se muestran las variables para el dimensionamiento del condensador a una temperatura de 126 °C y una presión de 1 atm.

Tabla AVI. 6. Variables para dimensionar el condensador

Agua de enfriamiento		
Variable	Magnitud	Unidad
Cp	4 181	J/kg*K
Temperatura inicial "Ti"	290,00	K
Temperatura final "Tf"	300,00	K
Temperatura interna "Tint"	290,85	K
Temperatura media "Tm"	295,00	K
Acetato de n butilo		
Capacidad calórica "CpTm"	2 230	J/kg*K
Temperatura de condensación "Tcond"	399	K
Temperatura de subenfriamiento "Tsub"	384	K

La temperatura T_{int} corresponde a la temperatura intermedia alcanzada por el fluido de enfriamiento (agua) al pasar de la sección de sub-enfriamiento hacia la sección de condensación. Esta temperatura es requerida para el cálculo del LMTD y a su vez el área de transferencia requerida.

La T_{sub} corresponde a la temperatura a la cual se sub-enfría el condensado del solvente acetato de n-butilo a la cual se ha establecido un valor de 111 °C para poder bombear de manera segura el líquido de regreso al equipo de separación.

- **Balance de energía total en el condensador vertical**

Para el balance de energía se toma en cuenta la energía necesaria para enfriar el vapor proveniente del equipo de separación (152 °C) hasta la temperatura de sub-enfriamiento (111 °C). El flujo másico del agua se calcula a partir de la Ecuación AVI.27.

$$Q_p = -Q_g$$

$$\dot{m}_{agua} * C_{p_{agua}} (T_f - T_i) = \dot{m}_{Acetato} * [\overline{C}_{p_{acetatoG}} (T_e - T_{sat}) + \lambda_{Acetato} + \overline{C}_{p_{acetatoL}} (T_{sat} - T_{sub})] \quad [AVI. 27]$$

$$\dot{m}_{agua} = \frac{0,38 \frac{\text{kg}}{\text{s}} * \left[1733,31 * (152 - 126) + 314 271,32 \frac{\text{J}}{\text{kg}} + 2 230,00 \frac{\text{J}}{\text{kg K}} * (399 - 384) \text{K} \right]}{4 181 \frac{\text{J}}{\text{kg} * \text{K}} * (305 - 295) \text{K}}$$

$$\dot{m}_{agua} = 3,57 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

- **Cálculo del coeficiente global de transferencia de calor**

Agua de enfriamiento;

En la Tabla AVI.7, se muestran las propiedades físicas del agua para el cálculo de los coeficientes de transferencia de calor.

Tabla AVI. 7. Variables de entrada del agua de enfriamiento

Variable	Magnitud	Unidad
Flujo	3,57	kg/s
Temperatura media "Tm"	300	°C
Constante de transferencia de calor por conducción "k"	0,610	W/m K
Densidad " δ_L "	997	kg/m ³
Capacidad calórica "Cp"	4 180,9	J/kg K
Viscosidad " μ "	9,038*10 ⁻⁴	kg/ms

Cálculo del número adimensional de Prandlt utilizando la Ecuación AVI.14 y las constantes mostradas en la Tabla AVI.7.

$$Pr = \frac{9,038 * 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{m} * \text{s}} * 4 180,9 \frac{\text{J}}{\text{kg} * \text{K}}}{0,610 \frac{\text{W}}{\text{m} * \text{K}}} = 6,19$$

Para iniciar el cálculo del coeficiente global de transferencia de calor en la zona de condensación se asumió un valor de 670 W/m²C.

- **Cálculo de la temperatura media logarítmica "LMTD" para la sección de calentamiento**

El cálculo de la temperatura media logarítmica para la zona de condensación se realiza con la Ecuación AVI.28.

$$LTMD = \frac{(t_2 - t_1)}{\ln\left(\frac{T_1 - t_1}{T_1 - t_2}\right)} \quad [AVI. 28]$$

$$LTMD = \frac{(300,00 - 290,85)\text{K}}{\ln\left(\frac{399,00 - 290,85}{399,00 - 300}\right)} = 103,51 \text{ K}$$

- **Cálculo del flujo de calor en la zona de condensación “ \dot{Q}_{zc} ”**

$$\dot{Q}_{zc} = \dot{m} * Lp$$

$$\dot{Q} = 0,38 \frac{\text{kg}}{\text{s}} * \left[314\,271,50 \frac{\text{J}}{\text{kg}} + 1733,31 * (152 - 126) \right] = 136\,662,17 \frac{\text{J}}{\text{s}}$$

- **Cálculo de la temperatura media logarítmica “LMTD” para la sección de sub-enfriamiento.**

El cálculo de la temperatura media logarítmica para el enfriamiento se realiza con la Ecuación AVI.28 y las variables que se presentan en la Tabla AVI.8.

Tabla AVI. 8. Variables para el cálculo del LMTD

Temperatura [°C]	Magnitud (°C)	ΔT en terminales para el cálculo de LMTD [K]
Final acetato de n-butilo	111,00	$\Delta t_2 = T_{\text{sub}} - T_i = 384,00 - 290,00 = 94,00 \text{ K}$
Inicial agua	17,00	
De condensación de acetato de n butilo	126,00	$\Delta t_1 = T_{\text{sat}} - T_{\text{int}} = 399,00 - 290,85 = 108,15 \text{ K}$
Final intermedia del agua	17,85	

Se determina la diferencia media logarítmica en la zona de sub-enfriamiento.

$$\text{LMTD} = \frac{(108,15 - 94,00)\text{K}}{\ln\left(\frac{108,15}{94,00}\right)} = 100,91 \text{ K}$$

Para iniciar el cálculo del coeficiente global de transferencia de calor en la zona de sub-enfriamiento se asumió un valor de 200,0 (W/m²K).

- **Cálculo del flujo de calor en la zona de sub-enfriamiento “ \dot{Q}_s ”**

$$\dot{Q}_s = \dot{m} * C_p * (t_2 - t_1)$$

$$\dot{Q}_s = 0,38 \frac{\text{kg}}{\text{s}} * 2\,230,0 \frac{\text{J}}{\text{kg} * \text{K}} * (126 - 111)^\circ\text{C} = 12\,711,0 \text{ W}$$

A.VI.3.2. DIMENSIONAMIENTO DEL CONDENSADOR

- Cálculo del área del intercambiador de calor

El área del intercambiador de calor se determina a partir de los calores calculados, considerando los valores de coeficientes globales asumidos. Esto representa un proceso iterativo para determinar el largo de la zona de sub-enfriamiento el cual debe cumplir con el criterio de la Ecuación AVI.29 (Smith, 2005, p.339).

$$L = \frac{A_{SE}}{A_C} * L_t \quad \text{[AVI. 29]}$$

Donde:

L: largo de la zona de sub-enfriamiento (m)

A_{SE}: área de la zona de sub-enfriamiento (m²)

A_C: área total del condensador (m²)

L_t: largo del tubo del condensador (m)

El área total del condensador está dado por la Ecuación AVI.30.

$$A_C = \frac{Q_{ZC}}{U_{ZC} \Delta LMTD_{ZC}} + \frac{Q_{SE}}{U_{SE} \Delta LMTD_{SE}} \quad \text{[AVI. 30]}$$

Donde:

U_{ZC}: coeficiente global asumido para la zona de condensación (W/m²K)

U_{SE}: coeficiente global asumido para la zona de sub-enfriamiento (W/m²K)

Área para la condensación (A_{ZC})

$$A_{ZC} = \frac{136\,662,17 \frac{\text{J}}{\text{s}}}{670 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \text{K}} * 103,51 \text{ K}} = 1,97 \text{ m}^2$$

Área para el enfriamiento (A_{SE})

$$A_{SE} = \frac{12\,711,0 \frac{\text{J}}{\text{s}}}{200,0 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \text{K}} * 100,91 \text{ K}} = 0,63 \text{ m}^2$$

$$A_C = 2,60 \text{ m}^2$$

- **Cálculo del número de tubos del intercambiador**

En la Tabla AVI.9, se muestra las dimensiones para la tubería seleccionada, considerando un intercambiador de 8 pies (2,44 m).

Tabla AVI. 9. Dimensiones de la tubería seleccionada de ½ pulg

Dimensión	Magnitud	Unidad
Diámetro externo “de”	21,340	[mm]
Diámetro interno “di”	15,802	[mm]
Longitud “L”	2,440	[m]
Espesor “e”	2,769	[mm]
Código	1/2 pulg SCH 40	

Se calcula el valor de L para la zona de sub-enfriamiento según la Ecuación AVI.29.

$$L = \frac{0,63 \text{ m}^2}{(2,60 \text{ m}^2)} * 2,44 \text{ m} = 0,59 \text{ m}$$

Por lo tanto la longitud de los tubos en la zona de condensación equivale a 1,85 m, este valor se utiliza para el cálculo del número de tubos tomando en cuenta el área

de transferencia en la zona de condensación calculado a partir de la Ecuación AVI.30.

Para el cálculo del área por tubo en la zona de condensación, se utiliza la Ecuación AVI. 31 utilizando las dimensiones para una tubería de cédula 40 de acuerdo a la Tabla AVI.9.

$$A_{t(z,c)} = L_{z,c} * \pi * de \quad [AVI.31]$$

Donde:

$L_{z,c}$: largo de la zona de condensación (m).

de: diámetro externo de tubería (m).

$$A_{t(z,c)} = 21,34 \text{ mm} * \pi * 1,85 * \frac{1 \text{ m}}{1000 \text{ mm}} = 0,1240 \text{ m}^2$$

- Cálculo del número de tubos

El número de tubos se calcula con la Ecuación AVI.32.

$$A_{t(z,c)} = N_{t(z,c)} * A_{t(z,c)} \quad [AVI. 32]$$

Donde:

$N_{t(z,c)}$: Número de tubos (tomando en cuenta la zona de condensación).

$$N_t = \frac{1,97 \text{ m}^2}{0,1240 \text{ m}^2} = 15,89 \approx 16 \text{ tubos}$$

- Cálculo del área interna transversal

El área transversal de flujo para la tubería de media pulgada se calcula de acuerdo a la Ecuación AVI.33.

$$A_{\text{int transversal}} = \pi * \frac{(d_{\text{int}})^2}{4} \quad [\text{AVI. 33}]$$

$$A_{\text{int transversal}} = \pi * \frac{(15,80 \text{ mm} * \frac{1 \text{ m}}{1000 \text{ mm}})^2}{4} = 0,000196 \text{ m}^2/\text{tubo}$$

- Cálculo del área interna de flujo

El área interna de flujo se calcula en función del número total de tubos y el área interna transversal según la Ecuación AVI.34.

$$A_{\text{flujo}} = N_t * A_{\text{int transversal}} \quad [\text{AVI. 34}]$$

$$A_{\text{flujo}} = 16 \text{ tubos} * 0,000196 \frac{\text{m}^2}{\text{tubo}} = 0,003136 \text{ m}^2$$

- Cálculo de la velocidad del fluido por el interior de los tubos

La velocidad del agua de enfriamiento por los tubos se calcula de acuerdo a la Ecuación AVI.35, considerando el flujo másico de agua calculado con la Ecuación AVI.27 (3,57 kg/s).

$$v = \frac{q}{A_{\text{por paso}}} \quad [\text{AVI. 35}]$$

$$v = \frac{3,57 \frac{\text{kg}}{\text{s}} * \frac{1 \text{ m}^3}{997 \text{ kg}}}{0,003136 \text{ m}^2} = 1,14 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

- Cálculo del coeficiente de convección por el interior de los tubos

El coeficiente de convección interno se calcula en función del número de Nusselt el cual es función del número de Reynolds y número de Prandtl. Para el cálculo del

número de Nusselt utiliza la ecuación correspondiente a fluidos no viscosos en régimen turbulento, la cual se muestra en la Ecuación AVI.36 (Sinnot y Towler, 2013, p.1077).

$$Re = \frac{997 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 1,14 \frac{\text{m}}{\text{s}} * 15,80 \text{ mm} \frac{1 \text{ m}}{1000 \text{ mm}}}{9,038 * 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{ms}}} = 19\ 869,4$$

$$Nu = 0,023 * (Re)^{0,8} * (Pr)^{0,33} \quad [\text{AVI. 36}]$$

$$Nu = 0,023 * (19\ 869,4)^{0,8} * (6,19)^{0,33} = 115,22$$

El coeficiente de convección por el interior de los tubos se calcula de acuerdo a la Ecuación AVI.37 considerando como longitud característica el diámetro interno.

$$h = \frac{Nu * k}{d_i} \quad [\text{AVI. 37}]$$

$$h = \frac{115,22 * 0,610 \frac{\text{W}}{\text{m K}}}{15,80 \text{ mm} \frac{1 \text{ m}}{1000 \text{ mm}}} = 4\ 448,37 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \text{ K}}$$

- Cálculo del coeficiente de convección natural en la zona de sub-enfriamiento

Para el cálculo del coeficiente de convección para la zona de enfriamiento se consideró el modelo de cálculo utilizado por Kang, Chung y Kim (2014, p. 5), en su estudio para convección natural en cilindros verticales del cual se determina el número de Nusselt de acuerdo a la Ecuación AVI. 38.

$$Nu = \frac{4}{3} \left[\frac{7 * Ra * Pr}{5(20 + 21 * Pr)} \right]^{0,25} + \frac{4(272 + 315 * Pr)}{35(64 + 63 * Pr)} * \frac{L}{D} \quad [\text{AVI. 38}]$$

Donde:

L: longitud de la tubería (m)

D: diámetro externo del cilindro (m)

Ra: número de Rayleigh que se calcula como se presenta en la Ecuación AVI.39 (Holman, 2010, p.333)

$$Ra = \frac{g\beta}{\mu\alpha} * (T_s - T_\infty) * x^3 = Gr * Pr \quad [AVI. 39]$$

Donde:

x: longitud característica (m)

β : coeficiente de expansión térmica, el cual según los estudios realizados por Rezaei, Iloukhani y Rakhshi, 2010, (p. 5003), sobre las propiedades de mezclas binarias de acetato de butilo tiene un valor de $0,001252 \text{ K}^{-1}$.

α : difusividad térmica del líquido que se calcula como se presenta en la Ecuación AVI.40. (m^2/s)

T_s : temperatura de superficie (K)

T_∞ : temperatura del medio (K)

Gr: número de Grashof.

$$\alpha = \frac{k}{\rho * C_p} \quad [AVI.40]$$

Donde:

α : difusividad térmica del líquido a la temperatura media (118,5 K) (m^2/s).

ρ : densidad del fluido a temperatura media (kg/m^3)

C_p : capacidad calórica del fluido a temperatura media (J/kgK)

$$\alpha = \frac{0,1133 \frac{\text{W}}{\text{m} * \text{K}}}{774,46 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 2230 \frac{\text{J}}{\text{kg}} * \text{K}} = 6,56 * 10^{-8} \frac{\text{m}^2}{\text{s}}$$

La temperatura de superficie o pared (T_s) es el promedio entre la temperatura de evaporación del acetato y la temperatura de sub-enfriamiento y se calcula con la

Ecuación AVI.41. La temperatura del medio (T_{∞}) equilibrio es el promedio entre la temperatura inicial y de condensación para el acetato de n butilo y se calcula con la Ecuación AVI.42.

$$T_{\infty} = \frac{T_{i\text{agua}} + T_{i\text{ntagua}}}{2} = \frac{(290,00 + 290,85)\text{K}}{2} = 290,43 \text{ K} \quad [\text{AVI. 41}]$$

$$T_s = \frac{T_{i\text{acetato}} + T_{c\text{acetato}}}{2} = \frac{(399 + 384)\text{K}}{2} = 391,50 \text{ K} \quad [\text{AVI. 42}]$$

La longitud característica es la longitud calculada en la Ecuación AVI.29 (0,59 m).

Reemplazando las variables requeridas en la Ecuación AVI.39, se puede obtener el número de Rayleigh.

$$\begin{aligned} Ra &= \frac{9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} * 0,001252 \text{ K}^{-1}}{\frac{0,0001873 \text{ Pa} * \text{s}}{774,46 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} * 6,56 * 10^{-8} \frac{\text{m}^2}{\text{s}}} * (391,50 - 290,43)\text{K} * (0,59 \text{ m})^3 \\ &= 1,60 * 10^{13} \end{aligned}$$

El número de Prandtl a la temperatura media se calcula con la Ecuación AVI.14 para obtener un valor de 3,69.

Por lo tanto, se puede obtener el número de Nusselt, al reemplazar en la Ecuación AVI.38.

$$Nu = \frac{4}{3} \left[\frac{7 * 1,61 * 10^{13} * 3,69}{5(20 + 21 * 3,69)} \right]^{0,25} + \frac{4(272 + 315 * 3,69)}{35(64 + 63 * 3,69)} * \frac{0,59 \text{ m}}{21,34 \text{ mm} * \frac{1 \text{ m}}{1000 \text{ mm}}}$$

$$Nu = 1296,71$$

El coeficiente de convección natural, se despeja del número de Nusselt, como se mostró en la Ecuación A.VI.37.

$$h = \frac{N * k}{L} = \frac{1\,296,71 * 0,1133 \frac{W}{mK}}{0,59 \text{ m}} = 249,0 \frac{W}{m^2K}$$

- **Cálculo del coeficiente de condensación al exterior de los tubos**

En la Tabla AVI.10, se muestran las propiedades termofísicas del acetato de n-butilo para el cálculo de los coeficientes de transferencia de calor.

Tabla AVI. 10. Propiedades termofísicas del acetato de n-butilo

Variable	Magnitud	Unidad
Flujo	0,38	kg/s
Temperatura de evaporación	126,0	°C
Viscosidad	$1,733 * 10^{-4}$	Pa*s
Densidad del líquido “ d_L ”	765,96	kg/m ³
Densidad del vapor “ d_G ”	3,50	kg/m ³
Coefficiente de conducción del líquido “ k_L ”	0,1112	W/m K

Al tratarse de una condensación por el exterior de tubos verticales, se utilizó la Figura AVI.1, para determinar el coeficiente de condensación, para la cual se calcula el número de Reynolds cuyo valor es 8 7350,79 y un valor de Prandtl de 3,51, por lo tanto, se obtiene en el eje vertical un valor de 0,26, aplicando la Ecuación AVI.8 se obtiene que el coeficiente de condensación es $1\,664,32 \frac{W}{m^2K}$

- **Cálculo del coeficiente global de transferencia de calor para la zona de condensación**

Para el cálculo del coeficiente de global para la zona de condensación, se utiliza la Ecuación AVI.43, la cual considera las correcciones del coeficiente pelicular interno por área y la transferencia de calor en cuerpos cilíndricos (Sinnot y Towler. 2013, p.1 048).

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_o} + Fe_o + \frac{1}{h_{int}} * \frac{d_o}{d_i} + Fe_i * \frac{d_o}{d_i} + \frac{d_o * \ln\left(\frac{d_o}{d_i}\right)}{2k} \quad [AVI.43]$$

Como factor de ensuciamiento interno se toma el valor de 0,00025 mK/W típico en el diseño de intercambiadores donde se utilice agua; para el factor de ensuciamiento externo se utiliza un valor de 0,0002 mK/W correspondiente a condensación de sustancias orgánicas (Sinnot y Towler, 2013, p. 1053).

$$\begin{aligned} \frac{1}{U} = & \frac{1}{1\,664,32 \frac{W}{m^2 K}} + 0,0002 \left(\frac{W}{m^2 K}\right)^{-1} + \frac{1}{4\,448,37 \frac{W}{m^2 K}} * \frac{21,340 \text{ mm}}{15,802 \text{ mm}} + 0,00025 \\ & * \frac{21,340 \text{ mm}}{15,802 \text{ mm}} \left(\frac{W}{m^2 K}\right)^{-1} + \frac{21,34 * 10^{-3} \text{ m} * \ln\left(\frac{21,340 \text{ mm}}{15,802 \text{ mm}}\right)}{2 * 60,3 \frac{W}{m K}} \end{aligned}$$

$$\frac{1}{U} = 1,4952 * 10^{-3} \left(\frac{W}{m^2 K}\right)^{-1}$$

$$U = 668,8 \frac{W}{m^2 K}$$

El coeficiente global de transferencia de calor para la condensación asumido fue de $670,0 \frac{W}{m^2 K}$ y el calculado es de $668,8 \frac{W}{m^2 K}$, esto indica que no existe variación significativa, por lo tanto se procede a comprobar el coeficiente global para la convección natural de acuerdo a la Ecuación AVI.43.

Como factor de ensuciamiento interno se toma el valor de 0,00025 mK/W típico en el diseño de intercambiadores donde se utilice agua; para el factor de ensuciamiento externo se utiliza un valor de 0,0002 mK/W correspondiente a líquidos de orgánicos (Sinnot y Towler, 2013, p.1053).

$$\begin{aligned} \frac{1}{U} = & \frac{1}{249,0 \frac{W}{m^2 K}} + 0,0002 \left(\frac{W}{m^2 K}\right)^{-1} + \frac{1}{4\,448,37 \frac{W}{m^2 K}} * \frac{21,340 \text{ mm}}{15,802 \text{ mm}} + 0,00025 \\ & * \frac{21,340 \text{ mm}}{15,802 \text{ mm}} \left(\frac{W}{m^2 K}\right)^{-1} + \frac{21,34 * 10^{-3} \text{ m} * \ln\left(\frac{21,340 \text{ mm}}{15,802 \text{ mm}}\right)}{2 * 60,3 \frac{W}{m K}} \end{aligned}$$

$$\frac{1}{U} = 4,9104 * 10^{-3} \left(\frac{W}{m^2 K} \right)^{-1}$$

$$U = 203,5 \frac{W}{m^2 K}$$

El coeficiente global de transferencia de calor para la convección natural asumido fue de $200,0 \frac{W}{m^2 K}$ y el calculado es de $203,5 \frac{W}{m^2 K}$, esto indica que no existe variación significativa, por lo se comprueba que las áreas en las dos zonas del condensador, son las apropiadas.

Una vez determinadas las dimensiones de los tubos del condensador, se procede a la determinación de las dimensiones para el lado de la coraza. En primera instancia se define el arreglo de los tubos. La Figura AVI.3 presenta los diferentes tipos de arreglos que se puede tener en intercambiadores de calor.

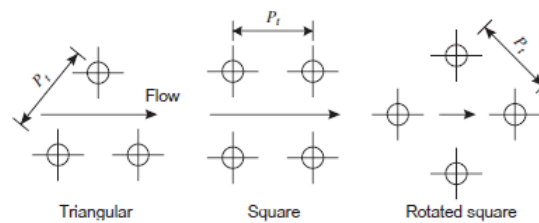


Figura AVI. 3. Arreglo de los tubos para intercambiadores de calor
(Sinnott y Towler, 2013, p. 1061)

Los arreglos triangulares brindan una mayor velocidad de transferencia de calor, sin embargo presenta caídas de presión elevadas. Para evitar una caída de presión excesiva se selecciona un arreglo en cuadrado.

Además, se define un paso (distancia desde el centro de un tubo a otro) de $1,25 \times d_e$ (Sinnott y Towler, 2013, pp. 1060 y 1061), en la Ecuación AVI.44, se muestra el cálculo para el paso de los tubos.

$$P_t = 1,25 * D_e$$

[AVI. 44]

Al reemplazar el diámetro externo de la tubería seleccionado, cuyas dimensiones se presentaron en la Tabla AVI.9, se puede calcular el paso:

$$P_t = 1,25 * 21,34 \text{ mm} = 26,68 \text{ mm}$$

La Ecuación AVI. 45 permite calcular el diámetro del arreglo “Db” a partir del diámetro de los tubos y las constantes K, n (Sinnot y Towler, 2013, p. 1062).

$$D_b = d_o \left(\frac{N}{K} \right)^{\frac{1}{n}} \quad [\text{AVI.45}]$$

La Tabla AVI.11 presenta las constantes que permiten el dimensionamiento de la coraza del intercambiador con un arreglo en cuadrado.

Tabla AVI. 11. Constantes para el dimensionamiento de la coraza de un intercambiador en arreglo en cuadrado

Constantes	Número de pasos				
	1	2	4	6	8
K	0,215	0,156	0,158	0,040	0,033
N	2,207	2,291	2,263	2,617	2,643

*(Sinnot y Towler, 2013, p. 1063)

Anteriormente se definió que el número de pasos por los tubos es 1, y el número de tubos es 16. Por lo tanto de acuerdo a la Tabla AVI.11 las constantes “K” y “n”, son 0,215 y 2,207 respectivamente.

$$D_b = 21,34 \text{ mm} \left(\frac{16}{0,215} \right)^{\frac{1}{2,207}} = 150,50 \text{ mm}$$

Se procede a calcular el diámetro interno de la coraza “Ds”, valor que se obtiene al adicionar 88 mm al diámetro del arreglo “Db” considerando un intercambiador de calor de tipo cabeza flotante (Sinnot y Towler, 2013, p. 1063). El diámetro de la coraza se calcula como se muestra en la Ecuación AVI.46.

$$D_s = D_b + 88 \text{ mm} \quad [\text{AVI. 46}]$$

$$D_s = 150,4 \text{ mm} + 88,00 \text{ mm} = 238,4 \text{ mm}$$

- **Cálculo del área transversal de flujo por la coraza**

El área de flujo en la coraza “As” se calcula con la Ecuación AVI.47. (Sinnot y Towler, 2013, p. 1086);

$$A_s = \frac{(P_t - d_i) * D_s * I}{P_t} \quad [AVI. 47]$$

Donde:

I: espaciamiento entre los deflectores (mm)

Para intercambiadores de calor con cambio de fase, este valor (espaciamiento entre deflectores) se toma igual al diámetro interno de la coraza “Ds” (mm). Por lo tanto, al reemplazar los valores en la Ecuación AVI. 47, se puede calcular el área de la coraza;

$$A_s = \frac{(26,68 - 21,34) \text{ mm} * 238,4 \text{ mm} * 238,4 \text{ mm}}{26,68 \text{ mm}} * \left(\frac{1 \text{ m}}{1000 \text{ mm}} \right)^2 = 1,1375 * 10^{-2} \text{ m}^2$$

- **Cálculo de la velocidad por la coraza**

La velocidad por el lado de la coraza se obtiene de la Ecuación AVI.9, relacionando el flujo volumétrico y el área transversal de flujo calculado anteriormente.

$$v_c = \frac{0,38 \frac{\text{kg}}{\text{s}}}{3,50 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 1,1375 * 10^{-2} \text{ m}^2}$$

$$v_c = 9,54 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

- **Cálculo del diámetro equivalente de la coraza**

El diámetro equivalente para la coraza “De” se calcula como se muestra en la Ecuación AVI.48 (Sinnot y Towler, 2013, p. 1086).

$$De = 1,27 * \left(\frac{Pt^2 - 0,785 * do^2}{do} \right) \quad [AVI. 48]$$

Al reemplazar las dimensiones en la Ecuación AVI.48, se calcula el diámetro equivalente de la coraza.

$$De = 1,27 * \left(\frac{26,68^2 - 0,785 * 21,34^2}{21,34} \right) = 21,08 \text{ mm}$$

A.VI.4. SERPENTÍN DE ENFRIAMIENTO

A.VI.4.1. BALANCE DE ENERGÍA

Una vez que el tiempo de operación (150 min) ha finalizado y el PVC se encuentra disuelto en la solución de acetato, se enfría el contenido del equipo de separación. Para lo cual se utiliza agua a temperatura ambiente (17 °C).

Para el dimensionamiento del serpentín de enfriamiento se realizó primero el balance de energía entre el contenido del equipo de separación y el agua de enfriamiento, para así calcular la cantidad de agua que se requiere para enfriar el contenido del equipo de separación hasta una temperatura de 35 °C. Para esto se calculó la capacidad calórica promedio de acuerdo a la Ecuación AVI.18. El valor calculado corresponde a 1 948,4 J/kgK

La cantidad de agua requerida por el serpentín de enfriamiento se calcula mediante el balance de energía como se muestra en la Ecuación AVI.49, estableciendo un gradiente de temperatura de 15 °C para el agua de enfriamiento el cual es apropiado en el diseño de intercambiadores de calor (Sinnott y Towler, 2013, p. 1075). Las propiedades físicas para el agua se calculan a la temperatura media de 24,5 °C, mientras que para el acetato a la temperatura media de 98 °C.

$$m_{\text{batch}} \bar{C}_{p\text{batch}} \Delta T_{\text{batch}} = m_{\text{agua}} C_{p\text{agua}} \Delta T_{\text{agua}} \quad [AVI. 49]$$

$$m_{\text{agua}} = \frac{1\,948,4 \frac{\text{J}}{\text{kgK}} * 298,1\text{kg} * (425,1 - 308,0)\text{K}}{4\,180,83 \frac{\text{J}}{\text{kgK}} * (305 - 290)\text{K}} = 1\,084,7 \text{ kg}$$

Para determinar las dimensiones del intercambiador (área de transferencia del serpentín) se requiere determinar los coeficientes de transferencia de calor los cuales se determina a partir de las velocidades de giro (para el coeficiente interno) y la velocidad del agua en el interior de los tubos (para el coeficiente “externo”). Para esto se asume un tiempo de enfriamiento de 20 min el cual corresponde al tiempo en el cual se logra enfriar los contenidos del equipo de separación hasta la temperatura establecida. Además se considera una tubería de 1 pulg de diámetro nominal y de cedula 40, Las especificaciones de la tubería están en la Tabla AVI.12

Tabla AVI. 12. Dimensiones de la tubería seleccionada de 1 pulg

Dimensión	Magnitud	Unidad
Diámetro externo “de”	33,40	[mm]
Diámetro interno “di”	26,64	[mm]
Espesor “e”	3,38	[mm]
Código	1 pulg SCH 40	

La velocidad de flujo al interior de los tubos se calcula con la Ecuación AVI.9.

$$v = \frac{1\,084,7 \text{ kg}}{20,0 \text{ min} * \frac{60 \text{ s}}{1 \text{ min}} * 997,0 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * \frac{1}{4} * \pi * \left(26,64 \text{ mm} * \frac{1 \text{ m}}{1\,000 \text{ mm}}\right)^2} = 1,62 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Los flujos asociados son correctos, ya que la velocidad del fluido para líquidos que van por el interior de tubos deben ser entre 1 a 3 m/s (Sinnot y Towler, 2013, p. 1775).

- Coeficiente pelicular interno

El coeficiente pelicular externo se mantiene constante ya que la velocidad de agitación y las propiedades termodinámicas del contenido en el equipo de separación no cambian significativamente. El valor corresponde a $866,02 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$.

- **Coefficiente pelicular externo**

Se calculan los números adimensionales de Reynolds y Nusselt para calcular el coeficiente pelicular interno aplicando la Ecuación A.VI.36, los valores se presentan en la Tabla AVI.13.

Tabla AVI. 13. Coeficiente pelicular interno a partir de Nusselt y Reynolds

Variable	Magnitud	Unidad
Re	47 956,84	
Nu	234,33	
h	4 281,50	$\frac{W}{m^2 * K}$

- **Resistencia al ensuciamiento**

La resistencia al ensuciamiento "externo" es 0,00025 y la interna es de $0,0002 \frac{W}{m^2 * K}$, para agua como fluido de enfriamiento y para líquidos orgánicos respectivamente (Sinnot y Towler, 2013, p.1048)

Aplicando la Ecuación AVI.43, el coeficiente global de transferencia de calor es $509,1 \frac{W}{m^2 * K}$.

AVI.4.2. DIMENSIONAMIENTO DEL SERPENTÍN DE ENFRIAMIENTO

El área de transferencia se determina a partir del coeficiente global de transferencia de calor "U" calculado con la Ecuación AV.43 ($529,19 W/m^2K$) y la diferencia media logarítmica de temperatura la cual se determina con la Ecuación AVI.28 y corresponde a un valor de 53,80 K. A partir del balance general establecido por la Ecuación AVI.30 se determina un área de transferencia de $2,07 m^2$, por lo tanto, la longitud del serpentín es aproximadamente 20 m.

- **Comprobación del tiempo requerido en el enfriamiento.**

Para la determinación del tiempo de enfriamiento requerido se utiliza el modelo propuesto en la Ecuación AVI.50 el cual considera un estado transitorio ya que la temperatura en el interior del equipo de separación disminuye con el tiempo. Además considera la variación de temperatura del fluido de enfriamiento a la entrada y salida del serpentín (Coker,2015,p.458).

$$\frac{dq'}{d\theta} = -Mc \frac{dT}{d\theta} = W_c * C_c * (T_1 - T_2) = U * A * \Delta T \quad [\text{AVI. 50}]$$

Donde:

- A: área de transferencia de calor (m²)
- c: calor específico del batch (J/kgK)
- M: peso del batch (kg)
- T₁: temperatura inicial del batch (K)
- T₂: temperatura final del batch (K)
- U: coeficiente global de transferencia de calor (W/m²K)
- θ: tiempo de enfriamiento (s)

El modelo desarrollado de la Ecuación AVI.50 se muestra en la Ecuación AVI.51 propuesta por Coker (2015,p.458) para enfriamiento de un *batch* con medio de enfriamiento no isotérmico.

$$\theta = \frac{K}{K-1} * \frac{M * C}{W_c * C_c} * \ln \left(\frac{T_1 - t_1}{T_2 - t_1} \right) \quad [\text{AVI. 51}]$$

Donde:

- K: constante que se determina con la Ecuación AVI.52.
- W_c: flujo de refrigerante (kg/s)
- C_c: calor específico del refrigerante (J/kgK)
- t₁; temperatura inicial del refrigerante (K)

$$K = e^{\frac{U \cdot A}{W_c \cdot C_c}} \quad [\text{AVI. 52}]$$

$$K = e^{\left(\frac{509,07 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}} \cdot 2,07 \text{ m}^2}{0,90 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \cdot 4 \cdot 180,83 \frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot \text{K}}} \right)} = 1,323$$

$$\theta = \frac{1,323}{1,323 - 1,000} * \frac{298,10 \text{ kg} * 1 \, 948,40 \frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot \text{K}}}{0,90 \frac{\text{kg}}{\text{s}} * 4 \cdot 180,83 \frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot \text{K}}} * \ln \left(\frac{425,10 - 290}{308 - 290} \right) = 1 \, 274,4 \text{ s}$$

$$\approx 21,2 \text{ min}$$

El tiempo de operación asumido fue de 20,0 min y el calculado es de 21,2 min la diferencia no es considerable, por lo tanto los cálculos realizados para el dimensionamiento del serpentín son adecuados.

A.VI.5. CAÍDA DE PRESIÓN

La caída de presión se calcula para la chaqueta de calentamiento del equipo de separación, para el condensador y para el serpentín de enfriamiento tanto para los fluidos de calentamiento y de enfriamiento, aplicando la Ecuación AVI.53 utilizada para pérdidas de fricción en el interior de tuberías.

$$\Delta P = N_p \left[8 * Ft * \frac{L}{d_i} * \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-m} + 2,5 \right] * \rho \frac{v^2}{2} \quad [\text{AVI. 53}]$$

Donde:

Ft: factor de fricción que se determina con la Figura AVI.4 para fluidos en el interior de tubos o en la Figura AVI.5 para fluidos por el lado de la coraza, estos valores están en función del número de Reynolds el cual se calcula con la Ecuación AVI.54.

N_P: Número de pasos por los tubos

$\left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-m}$: Corrección por viscosidad el cual no se considera para fluidos no viscosos. (Sinnot y Towler, 2013, p.1080).

$$Re = \frac{\delta \cdot v \cdot d_e}{\mu}$$

[AVI. 54]

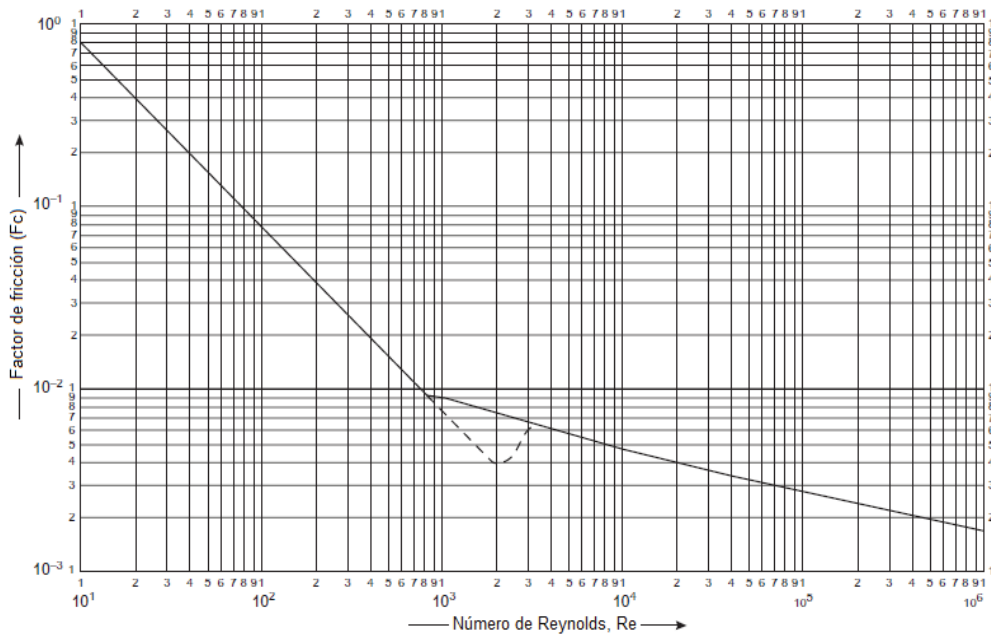


Figura AVI. 4. Factor de fricción en función del número de Reynolds para fluidos en el interior de los tubos (Sinnott y Towler, 2013, p.1082)

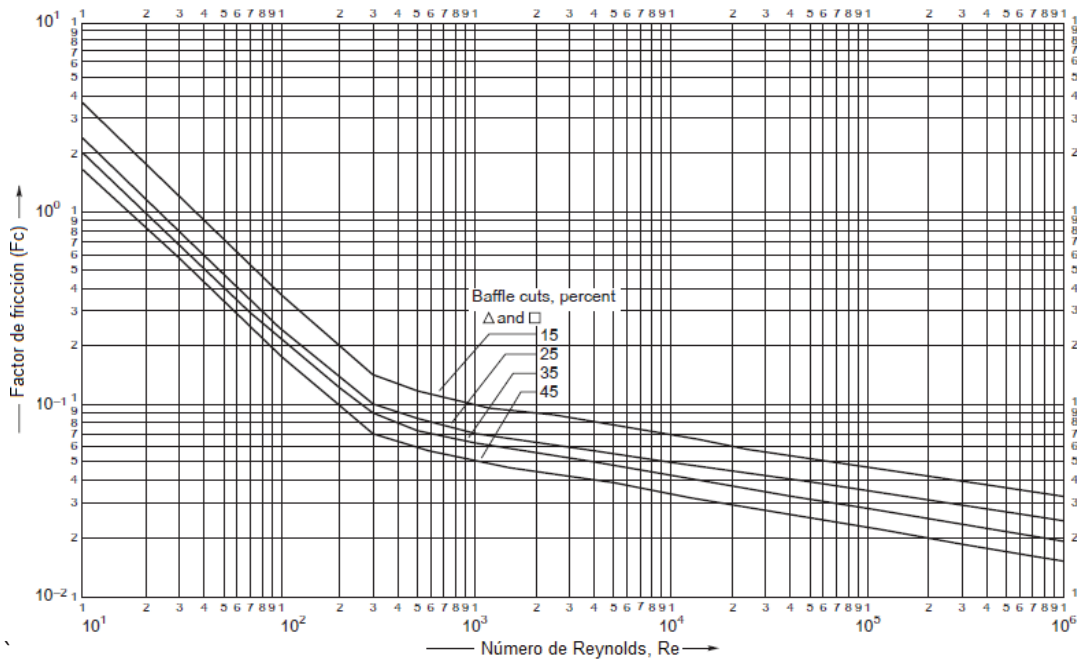


Figura AVI. 5. Factor de fricción en función del número de Reynolds para fluidos por el lado de la coraza (Sinnott y Towler, 2013, p.1088)

Como ejemplo de cálculo se toma a la chaqueta de calentamiento. El número de Reynolds para el vapor saturado que va por la chaqueta se determina según la Ecuación AVI.54 y se muestra a continuación.

$$Re = \frac{3,17 \frac{kg}{m^3} * 0,11 \frac{m}{s} * 0,05m}{1,42 * 10^{-5} \frac{kg}{ms}}$$

$$Re = 1,23 * 10^3$$

En la Tabla AVI.14, se muestran las variables requeridas por la Ecuación AVI.53, donde el Ft se obtiene de la Figura AVI.5.

Tabla AVI. 14. Variables requeridas en el cálculo de la caída de presión para la chaqueta de calentamiento

Variable	Unidad	Magnitud
Velocidad	m/s	0,11
Reynolds	-	1,23E+03
Factor de fricción“Ft”	-	0,042
Longitud	Mm	1 800
Diámetro	Mm	936
Densidad	kg/m ³	3,17

La Ecuación AVI.53 se utiliza para el cálculo de la caída de presión, se considera solamente el 50 %, para estado gaseoso, como es el caso del vapor de agua que circula a través de la chaqueta de calentamiento (Sinnot y Towler, 2013, p. 1124).

$$\Delta P = 8 * 0,042 * \frac{1\ 800\ mm}{936\ mm} * 3,17 \frac{kg}{m^3} * \frac{(0,11 \frac{m}{s})^2}{2} * \frac{1}{2}$$

$$\Delta P = 0,062\ N/m^2$$

Al igual que para la chaqueta de calentamiento, se calcula la caída de presión para los fluidos que van por el condensador y para el agua que recorre el serpentín de

enfriamiento. En el condensador se considera el fluido caliente (acetato de n-butilo) y el fluido de enfriamiento (agua), mientras que en el serpentín se considera solamente el fluido de enfriamiento (agua) como se muestra en la Tabla AVI.15.

Tabla AVI. 15. Pérdidas de presión en el condensador vertical y en el serpentín de enfriamiento

Corriente	Variable (Magnitud)	Condensador	Serpentín
Fluido frío	Velocidad (m/s)	1,14	1,62
Fluido caliente		9,55	NA
Fluido frío	Re	1,99E+04	4,80E+04
Fluido caliente		8,34E+04	NA
Fluido frío	Ft	0,0040	0,0032
Fluido caliente		0,0230	NA
Fluido frío	L (mm)	2 440,00	20 000
Fluido caliente		1 848,72	NA
Fluido frío	di (mm)	15,80	26,64
Fluido caliente		15,80	NA
Fluido frío	Densidad (kg/m ³)	997,00	997,0
Fluido caliente		3,50	NA
Fluido frío	ΔP (N/m ²)	4 842,87	28 634,64
Fluido caliente		1 721,51	NA

La mayor caída de presión para el equipo de separación corresponde al serpentín de enfriamiento que es 4,2 psi.

A.VI.6. DIMENSIONAMIENTO DE BOMBAS

En el solvente condensado es recirculado al equipo de separación, por lo que se requiere de una bomba para que el solvente llegue al tanque con la presión y caudal requerido.

Para el dimensionamiento de la bomba se requiere calcular la altura de la bomba necesaria, tomando en cuenta las pérdidas energéticas o de presión. La altura de bomba se calcula aplicando la Ecuación de Bernouilli, como se muestra en la Ecuación AVI.55 (Sinnott y Towler, 2013, p. 1232).

$$\frac{P_1}{\gamma} + z_1 + \frac{\vartheta_1^2}{2g} + HB = \frac{P_2}{\gamma} + z_2 + \frac{\vartheta_2^2}{2g} + hf \quad [\text{AVI. 55}]$$

Donde:

hf: cabeza de pérdidas debido a la fricción debido a la tubería y a los accesorios, se calcula como se muestra en la Ecuación AVI.56 (Sinnott y Towler, 2013, p.1213).

ϑ_1, ϑ_2 : velocidad del fluido (m/s)

γ : peso específico del fluido (N/m³)

g: aceleración por gravedad (9,8 m/s)

Z₁, Z₂: nivel o altura del líquido (m)

HB: altura total de bomba (m)

$$hf = 8 * f * \frac{L}{D_i} * \frac{\vartheta^2}{g*2} \quad [\text{AVI. 56}]$$

Donde:

f: coeficiente de fricción que se obtiene en función del número de Reynolds.

Por lo tanto, se procede a calcular la velocidad. Los cálculos se realizan para una longitud de 6 m, y la utilización de tubería de ¾ pulg SCH 40, las dimensiones de la misma se muestran en la Tabla AVI.16.

Tabla AVI. 16. Dimensiones de la tubería seleccionada de ¾ pulg

Dimensión	Magnitud	Unidad
Diámetro externo “de”	26,70	[mm]
Diámetro interno “di”	21,12	[mm]
Espesor “e”	2,79	[mm]
Código	¾ pulg SCH 40	

La velocidad de flujo al interior de la tubería se calcula de acuerdo a la Ecuación AVI.9 utilizando las propiedades físicas del condensado a la temperatura de salida de 111 °C.

$$\vartheta = \frac{\dot{m}}{\delta * A_f} = \frac{0,38 \frac{\text{kg}}{\text{s}}}{783,16 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * \frac{\pi}{4} * \left(21,12 \text{ mm} * \frac{1 \text{ m}}{1000 \text{ mm}}\right)^2} = 1,39 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

En la Figura AVI. 6 se muestra el diagrama de factor de fricción en función del número de Reynolds que permite obtener el coeficiente de fricción a partir de Reynolds.

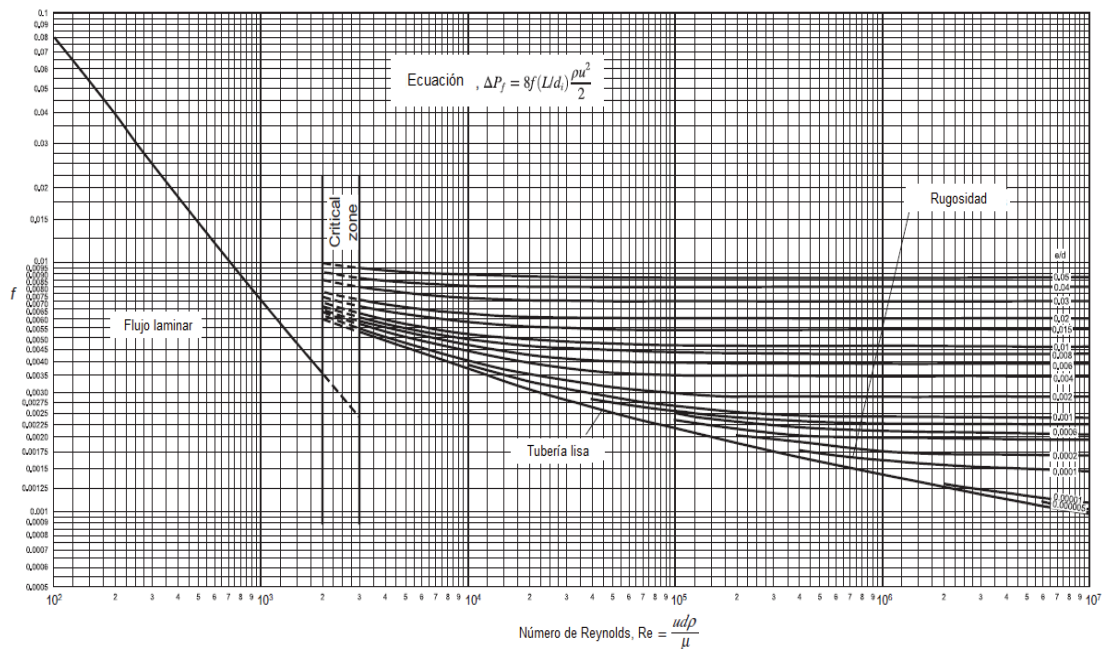


Figura AVI. 6. Factor de fricción en función del número de Reynolds (Sinnot y Towler, 2013, p. 1215)

El valor del número de Reynolds se calcula según la Ecuación AVI.54.

$$Re = \frac{\vartheta * \rho * \varnothing}{\mu} = \frac{1,39 \frac{m}{s} * 783,16 \frac{kg}{m^3} * 21,12 \text{ mm} * \frac{1 \text{ m}}{1000 \text{ mm}}}{2,0320 * 10^{-4} \text{ Pa} * s} = 113\,145,04$$

De la Figura AVI.6, se obtiene que el coeficiente de fricción es 0,0033 para la tubería de acero comercial propuesta (Sinnott y Towler, 2013, p.1216).

Al reemplazar las variables en la Ecuación AVI. 56 se puede obtener las pérdidas por tubería.

$$hf_t = 8 * 0,0033 * \frac{6 \text{ m}}{21,12 \text{ mm} * \frac{1 \text{ m}}{1000 \text{ mm}}} * \frac{\left(1,39 \frac{m}{s}\right)^2}{2 * 9,8 \frac{m}{s}} = 0,74 \text{ m}$$

Las pérdidas por accesorios se calculan con la Ecuación AVI.57.

$$hf_a = (\sum k * n) * \frac{v^2}{2g} \quad [A.VI. 57]$$

Donde:

k: constante de carga de cada accesorio y n es el número total para cada tipo de accesorio.

Las pérdidas por accesorios consideradas y la constante de cada una se muestran en la Tabla AVI. 17.

Tabla AVI. 17. Accesorios y constantes para el cálculo de las pérdidas

Accesorio	Cantidad	Constante
Válvula de compuerta (1/2 abierta)	2	4,00
Válvula <i>swing check</i>	2	2,00
Válvula de bola	2	0,05
Válvula de globo (1/2 abierta)	1	8,50

(Sinnott y Towler, 2013, p.1217)

Por lo tanto, las pérdidas debido a los accesorios son:

$$hf_a = (2,00 * 4 + 2,00 * 2 + 2 * 0,05 + 1 * 8,50) * \frac{\left(1,39 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 * 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} = 2,03 \text{ m}$$

Finalmente, se calcula la presión en el punto inicial y final del tramo de tubería. Para el punto inicial se considera el nivel más bajo en el condensador en donde se tiene la presión ejercida por la columna del líquido correspondiente al vapor condensado y la presión de operación del equipo (1 atm). La presión en el punto 1 se calcula utilizando la Ecuación AVI.58. Adicionalmente considera un aumento de presión para que en el punto de descarga la presión sea de 3,5 bar.

$$P_1 = P_{op} + L * g * \rho \quad \text{[AVI. 58]}$$

$$P_1 = 101\,325 + 0,59 \text{ m} * 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} * 783,16 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 105\,853,23 \text{ Pa}$$

$$P_2 = 350\,000 \text{ Pa}$$

Finalmente, se calcula la altura de la bomba (HB) de acuerdo a la Ecuación AVI.55.

$$HB = \frac{\Delta P}{\gamma} + \frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} + (z_2 - z_1) + hf$$

Debido a que se requiere que la velocidad se mantenga constante, la diferencia de las velocidades es cero.

$$HB = \frac{(350\,000 - 105\,853,23) \text{ Pa}}{9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} * 783,16 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} + (2 - 0) \text{ m} + (2,03 + 0,74) \text{ m} = 36,6 \text{ m}$$

- Cálculo del caudal

El caudal para flujo a través de tuberías se calcula con la Ecuación AVI.59.

$$Q = \vartheta * At \quad [AVI. 59]$$

$$Q = 1,39 \frac{\text{m}}{\text{s}} * \frac{\pi}{4} * \left(21,12 \text{ mm} * \frac{1 \text{ m}}{1000 \text{ mm}} \right)^2 = 4,856 * 10^{-4} \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

$$4,856 * 10^{-4} \frac{\text{m}^3}{\text{s}} * \frac{1000 \text{ L}}{1 \text{ m}^3} * \frac{1 \text{ gal}}{3,78 \text{ L}} * \frac{60 \text{ s}}{1 \text{ min}} = 7,71 \text{ gpm}$$

- Cálculo de la potencia “N”

Se utiliza la Ecuación AVI.60 para el cálculo de la potencia requerida. Se considera una eficiencia del 75 % esperada para una bomba centrífuga (Sinnot y Towler, 2013, p.1233).

$$N = \frac{HB * g * \rho * Q}{\varepsilon} \quad [AVI. 60]$$

Donde:

ε : eficiencia de la bomba centrífuga

$$N = \frac{36,60 \text{ m} * 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} * 783,16 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 4,856 * 10^{-4} \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{0,75} = 181,9 \text{ W} = 0,24 \text{ HP}$$

Adicionalmente se calcula la altura neta positiva de succión disponible de acuerdo a la Ecuación AVI.61.

$$NPSH_{\text{disp}} = \frac{P_1}{\gamma} + H_1 - hf_1 - \frac{P_v}{\gamma} \quad [AVI. 61]$$

Donde:

$NPSH_{\text{disp}}$: altura neta positiva de succión disponible (m)

hf_1 : cabeza de pérdidas hasta el punto de succión (m)

P_v : presión de vapor a la temperatura de operación (Pa)

Se toma como pérdidas por longitud de tubería la mitad del valor calculado con la Ecuación AVI.56 (0,45 m), las pérdidas por accesorios se calcula considerando los

accesorios hasta antes de la bomba (una válvula de compuerta, una *check* y una de bola). Las pérdidas por accesorios se calculan de acuerdo a la Ecuación AVI.57.

$$hf_a = (1,00 * 4 + 1,00 * 2 + 1 * 0,05) * \frac{\left(1,39 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 * 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} = 0,60 \text{ m}$$

Se toma una distancia de 0,60 m desde la salida del condensador hasta el nivel de la bomba y se determina el $NPSH_{disp}$ de acuerdo a la presión de vapor a la temperatura de 111 °C de 65 000 Pa.

$$NPSH_{disp} = \frac{106\,208,3 \text{ Pa}}{9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} * \frac{783,16 \text{ kg}}{\text{m}^3}} + 0,60 - 1,05 - \frac{65\,000 \text{ Pa}}{9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} * \frac{783,16 \text{ kg}}{\text{m}^3}}$$

$$NPSH_{disp} = 4,91 \text{ m}$$

A.VI.7. DIMENSIONAMIENTO DE LAS VÁLVULAS DE CONTROL

Para el dimensionamiento de las válvulas de control se requiere del cálculo del coeficiente de válvula “Cv” el cual se determina en función de la caída de presión y las propiedades fisicoquímicas del fluido, tanto para fluidos compresibles o incompresibles según sea el caso (ISA-75.01.01, 2007, pp.14-18).

Para un fluido incompresible, el coeficiente de válvula se calcula con la Ecuación AVI.62 (ISA-75.01.01, 2007, p.14).

$$C = \frac{Q}{N_1} * \sqrt{\frac{\frac{\rho_1}{\rho_0}}{\Delta P}} \quad \text{[AVI.62]}$$

Donde:

Q: caudal del fluido incompresible (m³/h)

N: constante de unidades para Sistema Internacional (0,865)

$\frac{\rho_1}{\rho_0}$: densidad relativa.

Para fluidos compresibles, el coeficiente de descarga se calcula con la Ecuación AVI.63 (ISA-75.01.01, 2007, p.14).

$$C = \frac{W}{0,66N_6\sqrt{F_\gamma X_T P_1 \rho_1}} \quad [\text{AVI.63}]$$

Donde:

N_6 : constante de unidades para el Sistema Internacional (27,3)

F_γ : factor de calor específico que se calcula de acuerdo a la Ecuación AVI.64

X_T : factor para la razón de la variación de presión el cual depende del tipo de válvula (0,7 para las más comunes)

P_1 : presión en el punto de ingreso a la válvula (bar).

ρ_1 : densidad del fluido en el punto de ingreso a la válvula (kg/m^3)

$$F_\gamma = \frac{\gamma}{1,40} \quad [\text{AVI. 64}]$$

Donde:

γ : razón de calores específicos (adim)

Tanto para fluidos compresibles como no compresibles, se toma una caída de presión igual a 1 bar para el dimensionamiento de la válvula de control siendo éste el valor mínimo sugerido por Sinnott y Towler (2013, p. 1258).

Se toma como ejemplo de cálculo la válvula de control para la tubería de vapor saturado, en la Tabla AVI.18, se muestran las variables de entrada y en la Tabla AVI.19 se muestran las dimensiones de la tubería seleccionada.

Tabla AVI. 18. Variables de entrada del vapor saturado para el cálculo del coeficiente de descarga

Variable	Magnitud	Unidad
Flujo másico	0,054	kg/s
Densidad	3,17	kg/m^3
Presión 1	6,00	bar
Presión de vapor	6,00	bar
Presión crítica	221,2	bar
γ	1,385	adim

Tabla AVI. 19. Dimensiones de la tubería seleccionada de 1 ½ pulg SCH 80

Dimensión	Magnitud	Unidad
Diámetro externo “de”	48,30	[mm]
Diámetro interno “di”	38,14	[mm]
Espesor “e”	5,08	[mm]
Área transversal	1 142,49	[mm ²]
Código	1 ½ pulg SCH 40	

Antes del dimensionamiento de la válvula de control se debe verificar que la velocidad del fluido está dentro de los rangos sugeridos, los cuales se muestran en la Tabla AVI.20.

Tabla AVI. 20. Rangos sugeridos para velocidades en una tubería

Fluido	Velocidad del fluido (m/s)
Líquidos no viscosos	1 – 3
Líquidos sin sistema de bombeo	-
Gases y vapores	15 – 30
Vapores a alta presión (mayores a 8 bar)	30-60

(Sinnott y Towler, 2013, p. 1258)

Se toma como ejemplo de cálculo la velocidad para el vapor saturado la cual se determina de acuerdo a la Ecuación AVI.9

$$v = \frac{\dot{m}}{\rho * A} = \frac{0,054 \frac{kg}{s}}{3,169 \frac{kg}{m^3} * 1\,142,48 \text{ mm}^2 * \frac{1 \text{ m}^2}{(1\,000 \text{ mm})^2}} = 15,0 \frac{m}{s}$$

El valor calculado de velocidad está dentro de los parámetros establecidos.

En la Tabla AVI.21., se muestran las velocidades de los flujos en el resto de tuberías.

Tabla AVI. 21. Velocidades de las tuberías asociadas al equipo de separación

Descripción de la línea	Flujo (kg/s)	Densidad (kg/m ³)	Tamaño nominal de la tubería (in)	Área transversal (mm ²)	Velocidad (m/s)
Vapor acetato	0,38	6,65	2	2 163,10	26,42
Acetato líquido	0,38	783,16	¾	350,33	1,39
Agua de enfriamiento al serpentín	0,90	997,00	1	557,39	1,62
Agua al condensador	3,57	997,00	2	2 163,10	1,14

En la Tabla AVI.22, se observa que el vapor de acetato al igual que el vapor saturado está dentro del rango permitido ya que su velocidad es de 26,4 m/s, por otro lado, el acetato, el agua de enfriamiento y el agua del condensador son líquidos no viscosos que se encuentran dentro del rango establecido de velocidad que corresponde entre 1 y 3 m/s, por lo tanto, las tuberías seleccionadas son adecuadas.

Para el dimensionamiento de la válvula de control para el vapor saturado, se procede con la Ecuación AVI.62.

$$C = \frac{0,054 \frac{kg}{s} * \frac{3\ 600\ s}{1\ h}}{0,667 * 27,3 * \sqrt{0,989 * 0,7 * 6 * 3,17}} = 2,94$$

Tanto para fluidos compresibles como incompresibles se debe seleccionar una válvula de doble coeficiente de válvula “Cv” del calculado a condiciones normales de acuerdo a Sinnott y Towler (2013, p. 1259), para asegurar que la válvula opere normalmente abierta a un 50 % de su capacidad y cumpla así con las condiciones de trabajo requeridas. Por lo tanto, el Cv final de la válvula de control para el vapor saturado es de 5,88.

En la Tabla AVI. 22, se presenta el valor del coeficiente de descarga “Cv” para las demás líneas.

Tabla AVI. 22. Coeficiente de descarga para las válvulas de control

Descripción	Caudal (m³/h)	P₁ (bar)	Tipo de fluido	Caída de presión (bar)	Coeficiente de descarga (Cv)	2*Cv
Vapor saturado	61,32	6,00	Compresible	1	2,94	5,88
Vapor acetato	205,80	2,00	Compresible	1	28,57	57,12
Acetato líquido	1,75	1,00	Incompresible	1	1,79	3,57
Agua de enfriamiento al serpentín	3,26	2,4	Incompresible	1	3,77	7,54
Agua al condensador	12,57	1,5	Incompresible	1	14,89	29,90

ANEXO VII DETERMINACIÓN DE LOS COSTOS DE OPERACIÓN

AVII.1. DETERMINACIÓN DEL COSTO DEL EQUIPO

En la Tabla AVII.1 se muestra los valores de a, b y el exponente n, para el intercambiador de tubos y coraza de cabeza flotante para la determinación del costo de los equipos utilizando la Ecuación 4.1.

Tabla AVII. 1. Coeficientes a, b y n para la determinación del costo del intercambiador de tubos y coraza

Equipo	Unidades para utilizar	Área	a	b	Exponente n
Intercambiador de tubos y coraza (cabeza flotante)	Área m ²	10	32 000	70	1,2

Reemplazando los valores de la Tabla A.VII.1, en la Ecuación 4.1, se tiene:

$$C_{e_i} = 32\,000 + 70 * (10)^{1,2} = 33\,109,43 \text{ USD}$$

En la Tabla AVII.2 se muestra los valores de Q_B, C_B y el exponente M, para un reactor de tanque agitado para la determinación del costo del equipo empleando la Ecuación 4.2.

Tabla AVII. 2. Coeficientes a, b y n para la determinación del costo del reactor agitado

Equipo	Unidades para el tamaño, S	Rango	Tamaño base (Q _B)	Costo base (C _B)	Exponente M
Reactor Agitado	Volumen m ³	1,77	1	11 500	0,45

Reemplazando los valores de la Tabla AVII.1, en la Ecuación 4.5, se tiene;

$$C_{e_R} = 11\,500 \left(\frac{1,77}{1} \right)^{0,45} = 14\,869,14 \text{ USD}$$

Los valores de costos estimados con la Ecuación 4.1 y 4.2 para el intercambiador y el reactor, son valores estimados para el 2010, por tanto, deben ser corregidos en función de los índices de costos de cada año. En este caso el año más cercano de referencia es el 2015, por lo tanto, se realizó la corrección a ese año, según los valores de índice de costos presentados en la Tabla 4.18. Al ser aplicados en la Ecuación 4.3, se obtienen los costos actualizados para el intercambiador y reactor.

$$C_{ei2015} = 33\,109,43 \text{ USD} * \frac{541,7}{550,8} = 32\,562,41 \text{ USD}$$

$$C_{eR} = 14\,869,14 \text{ USD} * \frac{541,7}{394,1} = 20\,437,99 \text{ USD}$$

AVII.2. DETERMINACIÓN DEL COSTO TOTAL DE INSTALACIÓN

Los costos de instalación tanto del intercambiador de calor y del reactor se realiza con la Ecuación 4.4, corrigiendo el valor del costo estimado actualizado en función de la temperatura, material y presión, reemplazando los valores de la Tabla 4.8 en la Ecuación antes mencionada se obtienen los costos de operación. Considerando que el material es acero inoxidable el factor de corrección del material es 1, la caída de presión es de 1 bar por lo tanto ese factor también es 1 y el factor de temperatura es 1,18.

$$C_{eiOp} = 32\,562,41 \text{ USD} * 1 * 1 * 1,18 = 38\,423,64 \text{ USD}$$

$$C_{eROp} = 20\,437,99 \text{ USD} * 1 * 1 * 1,18 = 24\,116,83 \text{ USD}$$

AVII.3. DETERMINACIÓN DE LOS COSTOS FIJOS

Los costos fijos tanto del intercambiador de calor y del reactor se realiza con la Ecuación 4.5, en función del tipo de proceso como se muestra en la Tabla 4.22. El condensador trabaja con agua y solvente por lo tanto entra en la categoría de “fluidos”, mientras que el equipo de separación trabaja con líquidos y sólidos por lo tanto entra en la categoría de “fluidos y sólidos”, al reemplazar dichos valores se tiene:

$$C_{F_I} = \sum_{i=1}^{i=M} 38\,423,64 \text{ USD} \left[\frac{(1 + 0,8)}{1} + (0,3 + 0,3 + 0,2 + 0,3 + 0,2 + 0,1) \right] = 122\,955,65 \text{ USD}$$

$$C_{F_R} = \sum_{i=1}^{i=M} 24\,116,83 \text{ USD} \left[\frac{(1 + 0,6)}{1} + (0,5 + 0,3 + 0,2 + 0,3 + 0,2 + 0,1) \right] = 77\,173,85 \text{ USD}$$

Finalmente, con la suma de los costos fijos del intercambiador y del reactor se tiene los costos totales, ya que estos valores, fueron corregidos en cuanto a factores técnicos como es el material, temperatura y presión de operación, y en cuanto a la actualización del costo de los equipos.

$$C_{TOTAL} = 122\,955,66 + 77\,315,61 = 200\,271,28 \text{ USD}$$

ANEXO VIII SIMULACIÓN DEL SISTEMA DE CONTROL

La variable más importante a controlar en el equipo de separación es la presión interna puesto que la presión aumenta rápidamente con el incremento de la temperatura; además no se puede permitir presiones elevadas ya que los espesores del cuerpo y la chaqueta de calentamiento fueron calculados para la presión interna de diseño. Para esto se dispone de una válvula de control de presión la cual opera a 2 bar. Esto permite a su vez controlar el flujo de vapor de acetato que ingresa al condensador.

Adicionalmente, se requiere controlar la temperatura de salida del solvente del condensador debido a que ésta no puede ser muy elevada para evitar que la bomba cavite, ni muy baja puesto que implicaría pérdidas energéticas. La temperatura de salida del solvente acetato de n-butilo en el condensador se controla en función del flujo de agua de enfriamiento que ingresa a dicho equipo.

Para el control de ambas variables se considera el uso de controladores PI (proporcional integral) los cuales en la simulación resultaron ser adecuados para tener un control eficiente de dichos parámetros. Dichos controladores consideran tanto la acción proporcional como la acción integral la cual permite eliminar el *offset* de las variables que se quieren controlar (Love, 2007, p. 158).

La ecuación de control de variables para un controlador PI, se presenta en la Ecuación AVIII.1

$$\theta_0 = \theta_B \pm (K_c * e + \frac{1}{T_I} \int_0^t e dt) \quad [\text{AVIII. 1}]$$

Donde:

θ_0 : output del controlador (mA)

θ_B : output bias (mA)

K_c : ganancia proporcional (adim)

T_I : tiempo integral (s)
 e: error (mA)

Las variables proporcional e integral se determinaron de acuerdo a las respuestas obtenidas al incorporarlos en el código de *Matlab*, tomando en cuenta los efectos de las constantes proporcional e integral mostrados en la Tabla.VIII.1.

Tabla AVIII. 1. Resumen de las acciones de control

Variable	Cambio	Efecto
Proporcional	Incrementa K_c	Incrementa la sensibilidad Reduce el offset La respuesta tiene más oscilación El sistema se torna menos estable
Integral	Reduce T_I	Elimina el offset de forma más rápida Incrementa la amplitud de la oscilación El tiempo para alcanzar el "set" es más largo El sistema se vuelve más inestable

(Love, 2007, p. 163).

Para el controlador PI de la válvula de control de presión se requiere incorporar la acción *windup* la cual permite no considerar el output de la parte integral del controlador para que no acumule error por cierto intervalo cuando este sea inherente del proceso (Love, 2007, p.163).

El código de *Matlab* para la simulación del equipo de separación se presenta en las siguientes líneas.

```
clear all

%DEFINICIÓN DE VARIABLES

Al=11.82;Pvc=47.80;Actb=238.5;%kg
cpal=922.9;cppvc=1338.6;cpactb=2093.9;%J/kg.K
U=434.78;%W/m2.K
A=5.67;%m2
T(1)=17;%oC
Tv=158.9;%oC a 6 bar
Pw=6;%bar
Lp=2092.1e3;%J/kg
%VARIABLES PRESION
i=1;%Contador
```

```

V=1.77;%m3
Vgas=0.35*1.77;
%Moles butilo inicial
Pv=(exp(122.82-9253.2/(T(i)+273)-14.99*log((T(i)+273))+1.047e-
5*(T(i)+273)^2))/100000;
Pb(i)=Pv;
R=0.08206;%atm.l/k.mol
nb(i)=Pb(i)*Vgas*1000/(R*(T(i)+273));%moles butilo
%Presión inicial

P(i)=1;%atm
ng(i)=P(i)*Vgas*1000/(R*(T(i)+273));%moles de gas
na(i)=ng(i)-nb(i);
%VARIABLES CONTROLADOR VALVULA 2
Fv(i)=0.1574;
cv2=57.12;% Cv de valvula
N=27.3;% constante de unidades
Fgamma=0.744;% constante valvula
W(1)=0;
Pm(i)=8*P(i)-4;
SP=12;%mA
e(1)=Pm(i)-SP;%mA
%Variable control
B=4;%mA
Kc=0.8;
tao=3;% tiempo integral
integral=0;% inicial de integral
dt=0.1;%seg
tiempo(1)=0;
while Pb(i)<2
    %Temperatura
    %Qvap=Fv(i)*Lp;%W
    Qv=Fv(i)*Lp;
    Q=U*A*(Tv-T(i));%W
    if Q>Qv
        Q=Qv;
    end
    T(i+1)=T(i)+((Q)/(Al*cpal+Pvc*cppvc+Actb*cpactb))*dt;
    %VARIABLES CONTROLADOR VALVULA 1
    Fgammaw=0.9893;
    cv1=5.88;
    denw=Pw*18/(R*(Tv+273));
    xt=0.7;
    Wv=cv1*0.667*1*N*(Fgammaw*xt*Pw*denw)^0.5;%kg/h
    Fvw(i+1)=Wv/3600;
    Fv(i+1)=Q/Lp;%kg/s
    if Fv(i+1)>Fvw(i+1)
        Fv(i+1)=Fvw(i+1);
    elseif Fv(i+1)<0.054
        Fv(i+1)=0.054;
    end

    %cálculo de la presión
    Pv=(exp(122.82-9253.2/(T(i+1)+273)-14.99*log((T(i+1)+273))+1.047e-
5*(T(i+1)+273)^2))/100000;
    Pb(i+1)=Pv;
    nb(i+1)=Pb(i+1)*Vgas*1000/(R*(T(i+1)+273));%moles butilo
    tiempo(i+1)=tiempo(i)+dt;

```



```

%concentraciones de aire y butilo
yb(i)=nb(i)/(na(i)+nb(i));
Pm=yb(i)*116.16+(1-yb(i))*28.97;
na(i+1)=na(i)-(W(i)*dt*1000/(3600*Pm))*(1-yb(i));
ng(i+1)=na(i+1)+nb(i+1);
P(i+1)=(ng(i+1))*R*(T(i+1)+273)/(Vgas*1000);
i=i+1;
%valvula de control

CO=B+Kc*(e(i-1)+1/tao*integral);
if CO<4
    CO=4;
elseif CO>20
    CO=20;
else
    CO=B+Kc*(e(i-1)+1/tao*integral);
end
x1=(6.25*CO-25)/100; %apertura de la válvula
den=P(i)*Pm/(R*(T(i)+273));
W(i)=cv2*0.667*x1*N*(Fgamma*(P(i)-1)*den)^0.5;%m3/h
Pm(i)=8*P(i)-4;
e(i)=Pm(i)-SP;
if W(i)<0.01
    integral=0;
else
    inten=e(i)*dt;
    d=(Pm(i)-Pm(i-1))/dt;
    integral=integral+inten;
end
end

%Ebullición

while tiempo(i)<9702

    %Temperatura
    T(i+1)=T(i);
    Fv(i+1)=Fv(i);
    %Balance de masa
    %concentraciones de aire y butilo
    yb(i)=nb(i)/(na(i)+nb(i));
    Pm=yb(i)*116.16+(1-yb(i))*28.97;
    na(i+1)=na(i)-(W(i)*dt*1000/(3600*Pm))*(1-yb(i));
    Q=Fv(i)*Lp;
    Lpb=295.5e3;%J/kg
    Fvb=Q/Lpb;%kg/s
    nb(i+1)=nb(i)-(W(i)*dt*1000/(3600*Pm))*(yb(i))+Fvb*dt*1000/116.16;
    ng(i+1)=na(i+1)+nb(i+1);

    %Presión

    P(i+1)=(ng(i+1))*R*(T(i+1)+273)/(Vgas*1000);
    tiempo(i+1)=tiempo(i)+dt;
    i=i+1;
    %valvula de control
    CO=B+Kc*(e(i-1)+1/tao*integral);
    if CO<4
        CO=4;
    end
end

```

```

elseif CO>20
    CO=20;
else
    CO=B+Kc*(e(i-1)+1/tao*integral);
end
x1=(6.25*CO-25)/100; %apertura de la válvula
den=P(i)*PMm/(R*(T(i)+273));
W(i)=cv2*0.667*x1*N*(Fgamma*(P(i)-1)*den)^0.5;%kg/h
Pm(i)=8*P(i)-4;
e(i)=Pm(i)-SP;
if W(i)<0.1
    integral=0;
else
    inten=e(i)*dt;
    d=(Pm(i)-Pm(i-1))/dt;
    integral=integral+inten;
end
end

figure
subplot(4,1,1);
plot(tiempo,W);
title('Flujo W vs t')
subplot(4,1,2);
plot(tiempo,P);
title('presion vs t')
subplot(4,1,3);
plot(tiempo,T);
title('Temperatura vs t')
%legend('nb','na','ng');
subplot(4,1,4);
plot(tiempo,Fv);
title('Flujo de vapor vs tiempo')
ylim([0 0.2])

%CONDENSADOR

tiempofinal=tiempo(i);
j=1;i=1;
nt=16;%número de tubos
Ac=(pi*(234.07e-3)^2)/4-(pi*(21.34e-3)^2)*nt/4;
hi=0.59;%Altura interfase (m)
Vc=Ac*hi;
%VARIABLES CALOR
Lpb=314.27e3;%J/kg a 126oC
cpb=1733;%gas J/kgK    201.3 kJ.kmolK
cpactb=2229.7;%J/kg.K
Tc(j)=20;%oC

%VARIABLES CONTROLADOR VALVULA 3
cv3=29.9;
N=0.865;%constante de unidades
x2=0;%Apertura inicial
Ww(1)=0;
SP=12;%mA
Fcw(j)=0;
%Variable control

```

```

B=12;%mA
Kc=10;
tao=120; %tiempo integral
integral=0;%inicial de integral
inten=0;%inicial de inten
tiempo2(j)=0;

while tiempo2(j)<9702

    Tcwe=17;%oC
    Tcws=27;%oC
    Tm(j)=0.2*Tc(j)-10.2;
    if Tm(j)<4
        Tm(j)=4;
    elseif Tm(j)>20
        Tm(j)=20;
    end
    ec(j)=Tm(j)-SP;%mA
    %valvula de control
    CO=B+Kc*(ec(j)+(1/tao)*integral);
    if CO<4
        CO=4;
    elseif CO>20
        CO=20;
    end

    x2=(6.25*CO-25)/100;
    Fcw(j+1)=cv3*x2*N/(997/1000)^0.5;%m3/h
    if Fcw(j)<0.1
        integral=0;
    end

    inten=ec(j)*dt;
    integral=integral+inten;
    %Balance de energía
    Qcw=(Fcw(j)*997/3600)*4184*(Tcws-Tcwe)*dt;%J Calor extraído por agua
de enfriamiento
    QT=((W(i)/3600)*dt)*(cpb*(T(i)-126)+Lpb+cpactb*(126-Tc(j)));
    Qb=QT-Qcw;
    Tc(j+1)=Qb/(Vc*738.36*cpactb)+Tc(j);
    tiempo2(j+1)=tiempo2(j)+dt;
    j=j+1;i=i+1;

end

figure
subplot(2,1,1);
plot(tiempo2,Tc);
title('Temp condensador vs t')
subplot(2,1,2);
plot(tiempo2,Fcw);
title('Flujo CW vs t')

```

La simulación en *Matlab* fue utilizada para la programación en el Software *Labview*, el cual tiene una interface más interactiva, además se puede estudiar en vivo los cambios de las variables definidas.

La interface realizada para el sistema de control del equipo de separación se muestra en las Figuras AVIII.1 y AVIII.2.

PARÁMETROS DE ENTRADA DEL EQUIPO DE SEPARACIÓN

Masa (kg)			Transferencia de calor		
Al	11,82		U W/m2K	Área de transferencia m2	T inicial [°C]
Pvc	47,8		434,78	5,67	17
Actb	238,5				
Calor específico (J/kg)			Vapor de entrada		
cpAl	922,9		Temperatura Vapor	Presión vapor [bar]	Lp J/kg
cpPvc	1338,6		158,9	6	2,0921E+6
cpActb	2093,9				
Características del Tanque					
Volumen Tanque (m3)	1,77		Presión Inicial [atm]	Porcentaje de llenado [%]	
			1	65	

Figura AVIII. 1. Interface en *LabView* para los parámetros de entrada del equipo de separación

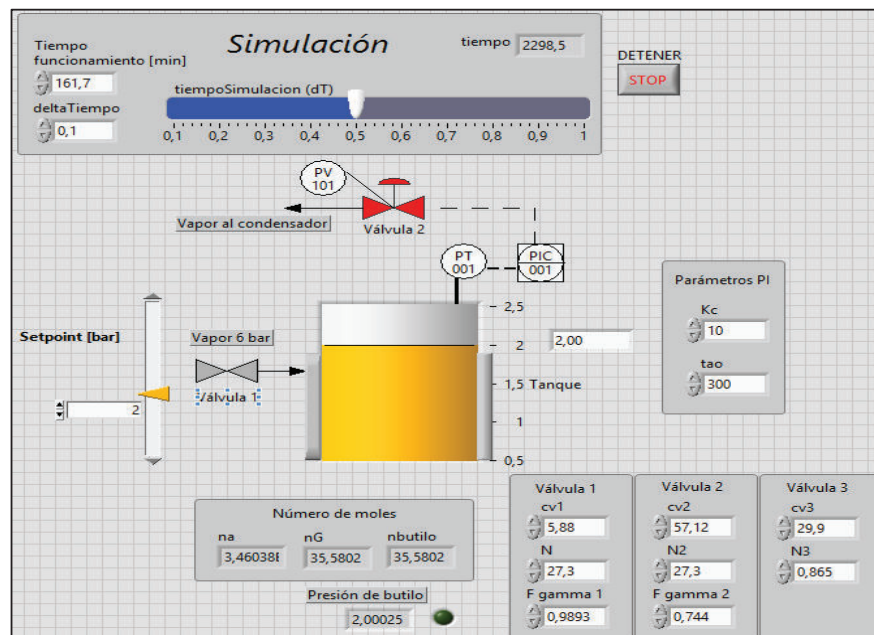


Figura AVIII. 2 Interface para la simulación del sistema de control de presión del equipo de separación