

UNIVERSIDAD NACIONAL DE LA PATAGONIA SAN JUAN BOSCO
FACULTAD DE INGENIERÍA



PROYECTO DE INGENIERÍA QUÍMICA

PLANTA DE OBTENCIÓN DE ÁCIDO ACÉTICO

Autores:

Caso Scarafile, Ana Sofía

Ojeda, María Alba

Son muchas las personas a quien agradecer este gran acontecimiento. Pero las personas que mayor reconocimiento merecen son mis padres, sin la ayuda de ellos no hubiese podido llegar tan lejos. Muchas gracias por haberme forjado, por ser mi principal apoyo y motivación constante.

El amor, la dedicación y la paciencia que me brindaron a lo largo de estos años me ayudó a cumplir todas mis metas y sueños y ser la persona que hoy soy.

Mis hermanos, ellos son mi fuente de alegría. Me acompañan en todo momento y siempre buscan la manera de sacarme una sonrisa. Los amo.

Mi familia, que a pesar de la distancia siempre estuvieron para mí, apoyándome en todos mis momentos y decisiones tomadas.

Mi compañera de proyecto, María, gracias por la paciencia y el aguante a lo largo de la elaboración de este proyecto, y de las miles de tardes de estudio y no estudio que tuvimos en todos estos años.

Mis amigos, los cuales me acompañaron a lo largo de estos años, comprendiendo mis ausencias y mis ataques de locura.

Me gustaría hacer una mención especial a la profesora Aida Martínez, que sin su gran apoyo y sabiduría, no hubiese podido llegar a concretar este sueño adorado. También quiero agradecer a mis profesores que ayudaron a lo largo de toda mi formación académica.

Caso Scarafile, Ana Sofía

Este proyecto pude llevarlo a cabo con el apoyo de muchas personas.

Quiero agradecer principalmente a la profesora de la cátedra, Aida Martínez, quien con gran dedicación y paciencia nos transmitió a mi compañera y a mí muchísimo conocimiento y nos guió paso a paso de principio a fin.

A mi compañera de proyecto, Anita, con quien pasé tantas mañanas, tardes y noches de estudio los últimos 5 años. Amiga que me dio la universidad y con quien además tuve la oportunidad de festejar muchos logros.

Agradezco también a:

Mi mamá y mi papá, quienes con mucho esfuerzo hicieron posible mi paso por la universidad para poder formarme como profesional en la carrera que me apasiona y quienes en todo momento me brindaron su apoyo incondicional y amor.

Mi hermana y mi sobrina, que siempre me alentaron con las mejores energías en cada examen y cada paso importante.

Mi novio, quien transitó conmigo toda la carrera, supo entender ausencias, me acompañó en todo momento y fue mi gran soporte.

Mis amigos, increíbles personas, con quienes la mayoría de las veces no pude juntarme porque tenía que estudiar, pero siempre me incentivaron para poder cumplir mis objetivos. Mención especial para mi amiga Ari, que además fue mi compañera en la carrera y me ayudó en gran parte del transcurso, sobre todo en la realización de este proyecto.

Ojeda, María Alba

PRÓLOGO

En el presente trabajo se realiza el diseño de una planta de fabricación de ácido acético, cuya capacidad es de 77000 toneladas anuales. Dicha planta se encuentra ubicada en proximidades de la ciudad de Comodoro Rivadavia, sobre Ruta Nacional N°3, a 10 km al noroeste del barrio Astra, frente a la planta de TGS.

El producto obtenido es ácido acético glacial con una pureza mínima del 99% molar, el cual se entrega en estado líquido, a presión atmosférica y temperatura ambiente.

El desarrollo de este proyecto tiene en cuenta la ingeniería básica y presenta la evaluación económica del mismo.

En el capítulo 1, se presentan las generalidades del ácido acético, sus usos y los diferentes métodos de obtención.

En el capítulo 2, se describe en detalle el proceso de obtención utilizado, la determinación de las condiciones operativas y los balances de materia y energía de la planta.

En el capítulo 3, se evalúa la posibilidad de integración energética y se muestran los diseños de los equipos de intercambio de calor de la planta.

En el capítulo 4, se realiza el diseño mecánico básico y de proceso de tanques de almacenamiento y recipientes a presión.

En el capítulo 5, se presentan las consideraciones para la localización de la planta, para la distribución de zonas y distribución de los equipos (lay out).

En el capítulo 6, se exponen los cálculos de los diámetros de los distintos tipos de cañerías y los criterios considerados para la selección de bombas.

En el capítulo 7, se muestran las generalidades de los sistemas de control, la filosofía de control de los equipos de la planta y sus lazos de control.

En el capítulo 8, se presentan aspectos relacionados a la evaluación económica del proyecto teniendo en cuenta inversiones, costos, financiamiento, rentabilidad y análisis de sensibilidad.

En el capítulo 9, se analizan las ventajas del proyecto y se recomiendan mejoras a realizar en puntos débiles del mismo.

ÍNDICE DE CONTENIDOS

CAPÍTULO 1: PLANTA DE PRODUCCIÓN DE ÁCIDO ACÉTICO	1
1.1 INTRODUCCIÓN	1
1.2 GENERALIDADES DEL ÁCIDO ACÉTICO	2
1.2.1 Propiedades físicas y químicas del ácido acético	2
1.2.2 Usos y aplicaciones del ácido acético	2
1.3 MÉTODOS DE OBTENCIÓN	2
1.3.1 Oxidación de acetaldehído	3
1.3.2 Oxidación de alcanos y alquenos	4
1.3.3 Carbonilación del metanol	6
1.4 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE FABRICACIÓN	8
1.5 PROPIEDADES FÍSICAS DE LA MATERIA PRIMA	9
1.6 MERCADO DEL ÁCIDO ACÉTICO	12
1.6.1 Ácido acético en Argentina	13
1.7 GLOSARIO	15
1.8 BIBLIOGRAFÍA	16
 CAPÍTULO 2: CONDICIONES OPERATIVAS Y DISEÑO DEL PROCESO	 17
2.1 INTRODUCCIÓN	17
2.2 PROCESO DE OBTENCIÓN DE ÁCIDO ACÉTICO	17
2.3 DETERMINACIÓN DE CONDICIONES OPERATIVAS	19
2.3.1 Reactor	20
2.3.2 Preparación para ingreso a la torre de destilación	21
2.3.3 Torre de destilación	21
2.4 BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA	23
2.5 BIBLIOGRAFÍA	27
 CAPÍTULO 3: TRANSFERENCIA DE CALOR	 28
3.1 INTRODUCCIÓN	28
3.2 GENERALIDADES DE TRANSFERENCIA DE CALOR EN PROCESOS	28
3.3 INTEGRACIÓN ENERGÉTICA	29
3.3.1 Redes de intercambio de calor	29
3.4 EQUIPOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR	30
3.5 BIBLIOGRAFÍA	33
 CAPÍTULO 4: TANQUES ATMOSFÉRICOS Y RECIPIENTES A PRESIÓN	 34
4.1 INTRODUCCIÓN	34

4.2 GENERALIDADES DEL DISEÑO MECÁNICO Y DE PROCESO	34
4.3 REACTOR	36
4.4 TANQUES ATMOSFÉRICOS	37
4.5 SEPARADOR LIQUIDO-GAS	38
4.6 TORRE DE DESTILACIÓN.....	39
4.7 ACUMULADOR DE REFLUJO	40
4.8 BIBLIOGRAFÍA.....	41
 CAPÍTULO 5: IMPLANTACION DE LA INSTALACION INDUSTRIAL	42
5.1 INTRODUCCIÓN	42
5.2 CONSIDERACIONES PARA LA MICROLOCALIZACIÓN	42
5.3 IMPLANTACIÓN DE ÁREAS	43
5.4 DISTRIBUCIÓN DE EQUIPOS: LAY OUT	45
5.4.1 Área de proceso	46
5.4.2 Área de almacenamiento.....	47
5.5 BIBLIOGRAFÍA.....	48
 CAPÍTULO 6: DISEÑO DE CAÑERÍAS.....	49
6.1 INTRODUCCIÓN	49
6.2 CÁLCULO DE DIÁMETROS	49
6.2.1 Cañerías generales	50
6.2.2 Cañerías de fondo de torre.....	51
6.2.3 Cañerías con bombas	52
6.3 COMENTARIOS	53
6.4 BIBLIOGRAFÍA.....	54
 CAPÍTULO 7: FILOSOFÍA DE CONTROL.....	55
7.1 INTRODUCCIÓN	55
7.2 GENERALIDADES	55
7.3 CONTROL DE EQUIPOS	56
7.3.1 Control de presión	56
7.3.2 Control de nivel	56
7.3.3 Control de temperatura.....	56
7.3.4 Control en la columna de destilación	57
7.3.5 Control en tanques de almacenamiento	59
7.3.6 Control en los reactores	60
7.4 BIBLIOGRAFÍA.....	61

CAPÍTULO 8: ANÁLISIS ECONÓMICO DE LA PLANTA	62
8.1. INTRODUCCIÓN	62
8.2. INVERSIÓN INICIAL	62
8.2.1. Costos de los equipos de proceso	62
8.2.2 Estimación de la inversión del proyecto	65
8.3. ESTIMACIÓN DE LOS COSTOS FIJOS	66
8.4. ESTIMACIÓN DE LOS COSTOS VARIABLES	68
8.5. DETERMINACIÓN DEL PUNTO DE EQUILIBRIO	68
8.6. RENTABILIDAD DEL PROYECTO	69
8.6.1. Financiamiento	70
8.6.2. Valor actual neto (VAN)	70
8.6.3. Tasa interna de retorno (TIR)	71
8.6.4. Período de recuperación del capital	73
8.7. ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD	73
8.8. BIBLIOGRAFÍA	76
CAPÍTULO 9: CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	77

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. 1 – Estructura química del ácido acético.....	1
Figura 1. 2 – Divisiones y colores del diamante de materiales peligrosos.	10
Figura 1. 3 – Mercado global de ácido acético, por aplicación, desde el año 2.012 al 2.022.	13
Figura 2. 1 – Diagrama de bloques de la planta.....	18
Figura 2. 2 – Diagrama de flujo de la planta.....	19
Figura 2. 3 – Diagrama T vs. Np de la torre de destilación.....	22
Figura 2. 4 – Balance de materia global en la planta.....	23
Figura 2. 5 – Balance de materia en el reactor químico	24
Figura 2. 6 – Balance de materia en la torre de destilación.....	24
Figura 2. 7 – Distribución de carga térmica a retirar.....	25
Figura 2. 8 – Distribución de potencia requerida.	26
Figura 4.1 – Tipos de soldadura.	35
Figura 5.1 – Terreno elegido para localización de la planta.	43
Figura 5.2 – Plano de implantación general.....	45
Figura 6.1 – Cañerías de fondo de torre	51
Figura 6.2 – Diagrama orientativo para selección de tipo de bomba	53
Figura 7.1 – Control de nivel en separador líquido-gas V101.....	56
Figura 7.2 – Control de temperatura en los enfriadores E101, E102 y E103.....	57
Figura 7.3 – Control en la columna de destilación T101.....	59
Figura 7.4 – Control en reactores R101A/B	60
Figura 8.1 – Punto de equilibrio	69
Figura 8.2 – Pay-off del proyecto	73
Figura 8.3 – TIR en función de la variación del precio de venta.	74
Figura 8.4 – TIR en función de la variación del costo de la materia prima	74

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. 1 – Propiedades de reactivos utilizados en la oxidación del acetaldehído.....	10
Tabla 1. 2 – Propiedades de reactivos usados en la oxidación del butano.....	11
Tabla 1. 3 – Propiedades de reactivos utilizados en la carbonilación del metanol.....	14
Tabla 1. 4 – Mercado del ácido acético en Argentina.....	14
Tabla 1. 5 – Estructura del mercado del ácido acético en el año 2.015.....	14
Tabla 2. 1 – Datos de método Cativa.....	20
Tabla 2. 2 – Composición de salida del reactor.....	20
Tabla 2. 3 – Parámetros de prueba para la torre de destilación	22
Tabla 2. 4 – Condiciones finales de la torre de destilación.....	23
Tabla 2. 5 – Carga térmica a retirar	25
Tabla 2. 6 – Balance de potencia de la planta	26
Tabla 3. 1 – Características de corrientes del proceso.....	30
Tabla 3. 2 – Características de intercambiadores de coraza y tubos.	31
Tabla 3. 3 – Dimensiones de equipos de cambio de fase.	32
Tabla 4.1 – Eficiencias de soldaduras permitidas por el código ASME	35
Tabla 4.2 – Dimensiones de los reactores.	37
Tabla 4.3 – Datos de los tanques de almacenamiento.....	38
Tabla 4.4 – Relaciones L/D según presiones de operación.....	38
Tabla 4. 7 – Valores de diseño del acumulador de reflujo.....	40
Tabla 5.1 – Distancias mínimas recomendadas entre equipos y zonas.	46
Tabla 6.1 – Detalles de las bombas de la planta.....	53
Tabla 8.1 – Valores para el cálculo del costo de los equipos.	63
Tabla 8.2 – Factores de instalación.	64
Tabla 8.3 – Costos de equipos de la planta actualizados al año 2020.	64
Tabla 8.4 – Inversiones basadas en el costo de equipos.	65
Tabla 8.5 – Gastos de personal de la planta.....	67
Tabla 8.6 – Costos fijos de la planta	67
Tabla 8.7 – Costos variables de la planta	68
Tabla 8.8 – Indicadores de rentabilidad del proyecto	71
Tabla 8.9 – Flujo de fondos del proyecto	72
Tabla 8.10 – Sensibilidad del pay off al precio de venta del producto.	75
Tabla 8.11 – Sensibilidad del pay off al precio de compra de la materia prima.....	75

CAPÍTULO 1

PLANTA DE PRODUCCIÓN DE ÁCIDO ACÉTICO

1.1 INTRODUCCIÓN

El ácido acético es un compuesto orgánico, siendo una de las sustancias alifáticas más importantes como producto intermedio. También es llamado ácido metilcarboxilo, ya que su estructura química consta de un radical metilo unido a un carboxilo el cual le otorga la acidez.

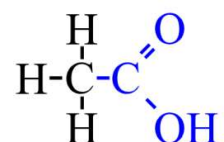


Figura 1. 1 – Estructura química del ácido acético.

El ácido acético, también conocido por su presencia en la composición del vinagre, es de gran utilidad tanto en la industria química como alimentaria. A lo largo de la historia se han desarrollado nuevas tecnologías impactando en un proceso más eficiente, logrando un producto de mayor pureza, menor cantidad de subproductos no deseados y generando menor impacto ambiental.

El ácido acético con un intervalo de pureza de 99,5 - 100 % se denomina **ácido acético glacial**.

En este capítulo se muestran generalidades del ácido acético, como sus propiedades físicas, químicas y sus posibles aplicaciones. También se presenta una breve descripción de los distintos métodos de obtención del ácido acético. Similitudes y diferencias existentes entre ellos, condiciones operativas, equipos involucrados y variedad de materias primas. Y por último, se expone información sobre el mercado mundial del producto y el mercado en Argentina.

1.2 GENERALIDADES DEL ÁCIDO ACÉTICO

1.2.1 Propiedades físicas y químicas del ácido acético

Físicas:

El ácido acético puro es un líquido incoloro, tiene un sabor ácido característico y un olor fuerte y corrosivo. Su densidad es de 1,05 g/ml y es muy miscible en agua. Su punto de fusión es 16,7 °C y su punto de ebullición es 118,1 °C, el cual facilita la separación del agua mediante la destilación. Las condiciones en el punto crítico son 318,8 °C y 5.785 kPa.

Químicas:

Es un ácido débil de peso molecular 60,05 g/mol. Como ácido carboxílico, forma derivados típicos como cloruros ácidos, anhídridos, ésteres y amidas. Se puede reducir (eliminación de oxígeno o adición de hidrógeno) para dar etanol. Cuando se calienta por encima de los 440 °C, se descompone para producir dióxido de carbono y metano.

Cuando se encuentra en alta concentración es corrosivo y cáustico, sobre todo en metales y tejidos, siendo su acidez moderada de 4,8.

1.2.2 Usos y aplicaciones del ácido acético

El ácido acético se utiliza comúnmente en el vinagre, pero también se utiliza en otros productos debido a su importancia en la industria química, por ser un compuesto químico base. Se lo emplea en procesos de obtención de variados productos, que a su vez son utilizados como reactivos.

Algunos de los productos derivados del ácido acético son: sus respectivos esteres, acetatos disolventes para la obtención de ácido tereftálico, acetato de vinilo, acetato de celulosa, acetato de butilo e isopropilo, anhídrido acético y cloroacético.

Entre sus usos se pueden destacar la producción de anhídrido acético, el cual se utiliza en la fotografía; usos medicinales, como tratar la infección e inflamación del oído; limpiador de diferentes elementos de los hogares, haciendo hincapié en vidrios, ventanas y espejos; disolvente, en síntesis orgánica; aplicación en industria de fertilizantes; coagulación de látex sintéticos e industria textil, en tinturas y estampados.

1.3 MÉTODOS DE OBTENCIÓN

Los métodos de obtención se dividen en *procedimientos naturales* y *sintéticos*. Entre los naturales se encuentran la oxidación del etanol diluido con acetobacter aceti y destilación

seca de la madera. Estos no son utilizados frecuentemente debido al complejo control de bacterias.

Por otro lado, los *procedimientos sintéticos* comprenden la oxidación de acetaldehído con aire u oxígeno en fase líquida, oxidación de alcanos y alquenos y la carbonilación de metanol.

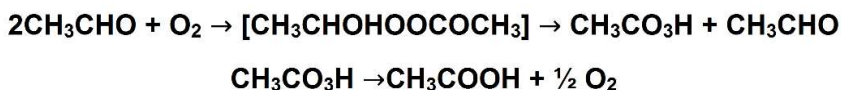
Todos los procesos de fabricación de ácido acético se realizan en reactores. Es decir, en dispositivos diseñados para realizar una o varias reacciones químicas, o procesos en los que los reactivos se convierten en productos.

Existen reactores que operan con reacciones homogéneas (una fase), o heterogéneas (más de una fase). Los reactores heterogéneos son aquellos donde la reacción química se lleva a cabo en presencia de un catalizador.

Por su forma de operación los reactores se suelen clasificar en continuos y discontinuos. En los primeros los flujos de entrada de reactivos y salida de productos son permanentes, ejemplo de ellos son el reactor tipo tanque agitado continuo y el reactor tubular. Mientras que en los discontinuos se agregan los reactivos, se espera a que se realice la reacción y luego se descarga, esto ocurre generalmente en un reactor tipo tanque agitado discontinuo.

1.3.1 Oxidación de acetaldehído

En la obtención de ácido acético a través de la oxidación de acetaldehído con aire u oxígeno en fase líquida ocurre la formación del producto intermedio ácido paracético, como se observa en la ecuación 1.1. La reacción es exotérmica, es decir, libera calor y su selectividad es de 95-97%.



Ecuación 1. 1

El reactor debe operar a temperaturas entre 55 y 80°C y presiones entre 618 y 687 kPa. Y contener una solución de acetaldehído al 0,5% de acetato de manganeso como catalizador. Además, la concentración de oxígeno en el gas de salida debe ser menor al 10% por razones de seguridad.

Se generan varios subproductos, por ejemplo, monóxido de carbono, ácido fórmico, acetato de metilo, metanol, formiato de metilo y formaldehído. Por lo que la purificación del ácido acético se suele realizar a través de una destilación, en la que también se recupera el acetaldehído residual. Esta etapa tiene un rendimiento de entre el 85 y 95% y gracias a esto se obtiene una pureza del 99% en la corriente de salida del ácido acético.

1.3.2 Oxidación de alcanos y alquenos

En este caso se suelen usar como reactivos hidrocarburos de cadenas desde 4 hasta 8 carbonos. Los métodos de obtención del ácido acético aquí son a partir: de n-butano, con el proceso de UCC, Celanese o Hüls; de n-butenos con el proceso Hüls o Bayer, a través de acetato de sec-butilo como producto intermedio y de bencina ligera con el proceso BP (British Petroleum) o Distillers.

Cabe aclarar que UCC, Celanese, Hüls, Bayer, BP y Distillers son compañías industriales que se dedican en parte o en su totalidad a la producción de ácido acético.

1.3.2.1 Proceso UCC, Celanese o Hüls.

La **UCC** produce ácido acético por oxidación de n-butano con oxígeno en fase líquida. Sin catalizadores, a una presión entre 1.500 y 2.000 kPa y 180°C. La degradación oxidante se controla por una limitación de la conversión al 10-20%.

El proceso de la **Celanese** trabaja a 175°C y 5.400 kPa, utilizando un catalizador de acetato de cobalto. Este proceso genera numerosos subproductos los que, una vez separados del producto de interés, se vuelven a emplear en el proceso y se transforman en ácido acético o se oxidan totalmente.

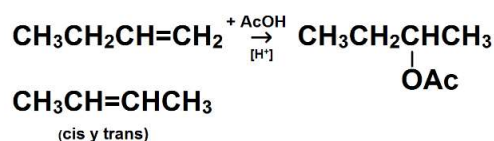
La **Hüls** ha mantenido la producción de ácido acético a partir de la oxidación de n-butano sin el uso de catalizador. La oxidación se realiza entre 170 y 200°C y entre 6.000 y 8.000 kPa con aire u oxígeno en fase líquida formada por ácido acético bruto. La conversión de n-butano se limita al 2%, lo que implica una gran recirculación, para evitar reacciones indeseadas y la selectividad es del 60%. El producto de interés obtenido sale acompañado de diversos subproductos como acetona, metiletilcetona, acetatos de metilo y etilo, y pequeñas cantidades de ácido fórmico y propiónico.

1.3.2.2 Proceso Hüls o Bayer.

Existe otro proceso, desarrollado por **Hüls**, para la obtención de ácido acético por oxidación de n-butenos. En este caso, el n-buteno se oxida a 200°C y con ligera sobrepresión, en fase líquida, la cual está formada en su mayor parte por el ácido acético bruto resultante. Se utilizan catalizadores de vanadatos de titanio o estaño.

La oxidación tiene lugar en presencia de gran cantidad de vapor de agua, esto es por los estrechos límites de las mezclas explosivas. Por esto el ácido acético resultante es muy diluido y se necesita un gran consumo de energía para poder concentrarlo hasta un producto final con el 95% de ácido acético. Tiene una conversión del 75% de buteno y una selectividad del 73%.

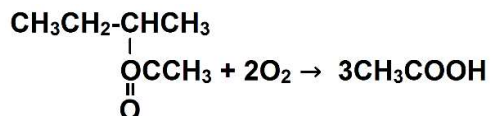
Bayer aplica la obtención de ácido acético a partir de n-butenos, en fase líquida, en dos etapas. Una mezcla de butenos se transforma en acetato de sec-butilo como indica la ecuación 1.2.



Ecuación 1. 2

La adición de ácido acético tiene lugar a una temperatura entre 100 y 120°C, a una presión entre 1.500 y 2.500 kPa y produce acetato de sec-butilo.

En la segunda etapa ocurre oxidación con aire a ácido acético, en fase líquida y no catalizada a 200°C y 6.000 kPa, como indica la ecuación 1.3.



Ecuación 1. 3

Luego en una destilación azeotrópica y otra normal se recicla una parte del ácido acético para la obtención del acetato sec-butilo.

La selectividad alcanza un valor del 60% y los subproductos más importantes son ácido fórmico y CO₂.

1.3.2.3 Proceso BP o Distillers.

La British **Distillers** usa un proceso para la oxidación de destilados brutos con un intervalo de temperaturas de ebullición entre 15 y 95°C, que corresponden a una bencina ligera. Este tiene lugar en fase líquida entre 160 y 200°C y entre 4.000 y 5.000 kPa en un reactor de acero inoxidable sin catalizador, por un mecanismo radicalario.

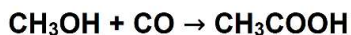
Además del ácido acético se forman principalmente ácido fórmico y propiónico y pequeñas cantidades de succínico. También se obtiene una cantidad que merece ser aislada de acetona. Según las condiciones del proceso se pueden obtener hasta 0,75 toneladas de subproductos por cada tonelada de ácido acético.

El principal inconveniente de los dos primeros métodos de obtención radica en que generan cantidades importantes de subproductos, por consiguiente, la conversión global disminuye y la separación se hace más compleja.

1.3.3 Carbonilación del metanol

En 1.913 se descubre que el metanol se puede ser carbonilar para fabricar ácido acético pero recién en 1.920 surge la posibilidad de obtener metanol en cantidades industriales, lo que hace económicamente viable esta técnica. Por tal motivo, este procedimiento se implementa en gran parte de la producción desde los últimos años.

La reacción de carbonilación puede llegar a ser muy rápida dependiendo de las condiciones de proceso, por lo que la conversión es muy buena o es completa. La reacción es fuertemente exotérmica y tiene lugar de la forma en la que se presenta en la ecuación 1.4:



Ecuación 1. 4

Hay distintos procesos de obtención dentro del uso de la carbonilación de metanol entre los que se destacan: BASF, Monsanto y Cativa.

Los problemas de corrosión planteados, sólo se resuelven a finales de los años cincuenta con el empleo de nuevas aleaciones resistentes de molibdeno-níquel.

En el proceso industrial **BASF** empleado en 1.960, se usa un catalizador de ioduro de cobalto, y se lleva a cabo la reacción continua en fase líquida. Sus condiciones operativas

son 250°C y 68.000 kPa. La selectividad del acético alcanza el 90% basada en el metanol y 70% basada en el CO.

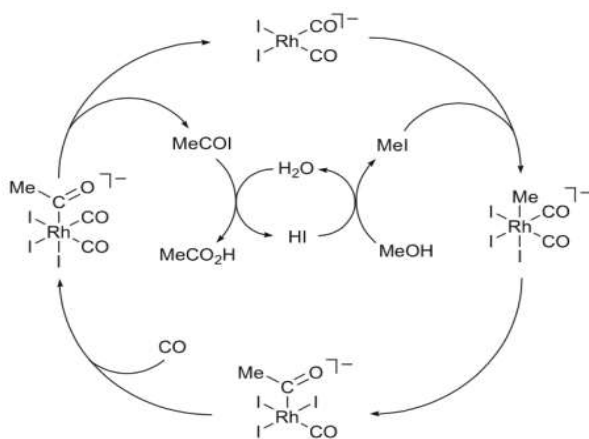
Así primeramente el ioduro de cobalto se transforma en hidruro de cobalto tetracarbonilo y en ioduro de hidrógeno, que con el metanol forma ioduro de metilo.

El ioduro de cobalto tetracarbonilo y el ioduro de metilo reaccionan para dar el intermedio $\text{CH}_3\text{Co}(\text{CO})_4$, que por inclusión de CO y posterior hidrólisis se convierte en acético y se recupera el hidruro de cobalto tetracarbonilo. Así los componentes del catalizador están de nuevo a disposición para ser reutilizados.

Cada 100 kg de ácido acético se obtienen 4kg de subproductos, los cuales están constituidos por múltiples especies químicas. Luego, por destilación en cinco columnas, se obtiene ácido acético del 99,8% de pureza.

En el año 1.966, debido a cuestiones económicas la compañía **Monsanto** implementa un nuevo método. En el cual se utiliza rodio combinado con yodo proporcionando un catalizador mucho más activo que el ioduro de cobalto. Se permite así el uso de condiciones de operación más favorables, manteniendo temperaturas entre 150 y 200°C y a ligera sobrepresión. También se logra un mayor valor de selectividad, llegando a 99% basada en el metanol y siendo mayor a 90 % basada en el monóxido de carbono.

La obtención de ácido acético por el proceso Monsanto tiene lugar de acuerdo a la reacción presentada en la ecuación 1.5



Ecuación 1. 5

Hacia el año 1.996, se comienza a aplicar el denominado método **Cativa** en el que se usa un catalizador de iridio activado mediante iones ioduro y rutenio. Este permite conseguir una selectividad respecto del metanol cercana al 100 %, y superior al 90% con posibilidad de alcanzar el 98% respecto al monóxido de carbono.

El ácido acético obtenido mediante este proceso es excepcionalmente puro. La cantidad de subproductos es inferior a la formada en procesos con rodio, por lo que cuesta menos purificar el producto. Este proceso ofrece ahorros de energía y de inversión inicial.

En catalizadores con rodio o cobalto las cantidades de yoduro son más altas, lo que es un problema que en este caso no se presenta, permitiendo un ahorro respecto a este reactivo.

Los rangos de presión de operación para este proceso se encuentran entre 1.000 y 20.000 kPa, preferentemente entre 1.500 y 5.000 kPa. En cuanto al intervalo recomendado de temperaturas va desde 100 a 300 °C, priorizando los valores entre 150 a 220 °C.

El último método mencionado, **Cativa**, es el más utilizado industrialmente debido a la menor obtención de subproductos y por tener mejores condiciones operativas.

1.4 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE FABRICACIÓN

En el proceso productivo ingresa la materia prima en fase líquida y libre de impurezas; se preparan los reactivos para obtener las condiciones operativas de entrada al reactor; se incorporan al reactor en donde transcurre la reacción química deseada; se lleva a cabo la separación y purificación de la mezcla; se prepara el producto final para su despacho y se trabaja en la recuperación de reactivos y tratamiento de emisiones.

Las corrientes de entrada de materia prima se unen con las corrientes recuperadas en los equipos de separación y destilación, para así entrar al reactor.

Teniendo en cuenta la reacción química específicamente, es sumamente importante que los requerimientos para la reacción mantengan sus condiciones óptimas en todo momento. Con esta premisa, se evitan reacciones no deseadas entre componentes y la pérdida de productos que se pueden reutilizar, ya sea en el producto final o en las emisiones gaseosas.

Una vez en estado estacionario, la temperatura óptima recomendada se automantiene fundamentalmente gracias a la baja temperatura de entrada de las corrientes de alimentación, existiendo además un medio de refrigeración que elimina el calor de reacción sobrante y controla la temperatura.

A pesar de los avances para mejorar la selectividad del catalizador hay una pequeña formación de subproductos líquidos y gaseosos, algunos de ellos son: CO₂, H₂, CH₄, etanol, yoduro de etilo y ácido propiónico.

CO₂ y H₂: abandonan el reactor por la salida de gases, atraviesan la sección de purificación y tratamiento de gases, luego pasan por la caldera y finalmente se emiten a la atmósfera como CO₂ y H₂O.

CH₄: abandona el reactor por la salida de gases, pasa por la sección de purificación y tratamiento de gases y se emite a la atmósfera como CO₂.

Etanol y yoduro de etilo: pasan por el separador y por la columna, se recirculan en ambos. Por último, en el reactor se transforma en ácido propiónico.

Ácido propiónico: se concentra hasta especificación deseada en el líquido recirculado. Sale del proceso como impureza en el ácido acético.

Del reactor también sale una corriente líquida de ácido acético como producto, la cual es enviada a un proceso de purificación y separación.

El CO en exceso sale del reactor en forma de gas y arrastra los vapores de las sustancias volátiles, principalmente agua y acetato de metilo. Después se dirige hacia el condensador.

La línea principal del proceso comprende la separación y purificación del ácido acético obtenido.

Por otra parte, se produce la separación y purificación del CO en exceso y los componentes del medio de reacción para evitar la pérdida de alguno de ellos y evitar su emisión a la atmósfera.

1.5 PROPIEDADES FÍSICAS DE LA MATERIA PRIMA

En las tablas 1.1, 1.2 y 1.3 se indican las propiedades y los “diamantes de materiales peligrosos” de los reactivos utilizados para los distintos métodos de obtención descriptos.

El “diamante de materiales peligrosos” se obtiene de la NFPA 704, la cual es una norma estadounidense establecida por la Asociación Nacional de Protección contra el Fuego (inglés: National Fire Protection Association), utilizada para comunicar los peligros de los materiales. Esta norma no se emplea para el transporte de productos envasados y a granel, sólo se usa para el almacenamiento estacionario, como tanques.

En la figura 1.2 se muestran las divisiones y colores del diamante asociados con su significado. A las primeras tres divisiones se les asigna un número de 0 a 4 para indicar nivel de peligrosidad.



Figura 1. 2 – Divisiones y colores del diamante de materiales peligrosos.

OXIDACIÓN DEL ACETALDHEÍDO		
Propiedades	Acetaldehído	Oxígeno (líq)
Densidad [kg/m ³]	783,4	1.141
Viscosidad [Pa.s]	2,15.10 ⁻⁴	2x10 ⁻⁷
Calor específico [J/mol.k]	57,3	29,35
Presión de vapor a 20°C [kPa]	101	-
Temperatura de ebullición [°C]	21	-183
Rombo de riesgos (Código NFPA)		

Tabla 1. 1 – Propiedades de reactivos utilizados en la oxidación del acetaldehído.

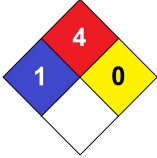
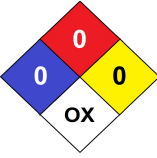
OXIDACIÓN DEL BUTANO		
Propiedades	Butano	Oxígeno
Densidad [kg/m ³]	2,52	1,31
Viscosidad [Pa.s]	7,4.10 ⁻⁶	1,48.10 ⁻³
Calor específico [J/mol.k]	-	29,35
Presión de vapor a 20 °C [kPa]	-	-
Temperatura de ebullición [°C]	-0,45	-183
Rombo de riesgos (Código NFPA)		

Tabla 1. 2 – Propiedades de reactivos usados en la oxidación del butano.

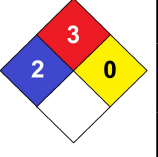
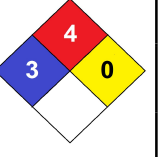
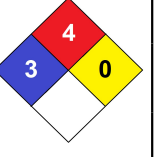
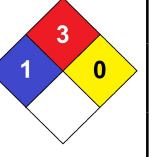
CARBONILACIÓN DEL METANOL					
Propiedades	Metanol	Monóxido de carbono	Agua	Acetato de metilo	Ioduro de metilo
Densidad [kg/m ³]	810	1.145	1.000	930	2.280
Viscosidad [Pa.s]	5,41.10 ⁻⁴	1,65.10 ⁻⁵	0,1	3,8.10 ⁻⁴	5.10 ⁻⁴
Calor específico [J/mol.k]	87,17	29,16	1.000	-	-
Presión de vapor a 20 °C [kPa]	12.890	4.468	3,18	23,77	53,33
Temperatura de ebullición [°C]	64,7	-191	100	56	42
Rombo de riesgos (Código NFPA)					-

Tabla 1. 3 – Propiedades de reactivos utilizados en la carbonilación del metanol.

1.6 MERCADO DEL ÁCIDO ACÉTICO

En la figura 1.3 extraída de un informe publicado en julio de 2.015 por Grand View Research, se observa un incremento en el mercado mundial de ácido acético para los próximos 3 años. Vale aclarar, que Grand View Research es una empresa de consultoría e investigación de mercado, que realiza estudios de inteligencia con investigaciones relevantes y basadas en hechos de industrias.

Debido a la creciente demanda de fabricación de monómero de acetato de vinilo (VAM), ácido tereftálico (PTA) y a su uso como reactivo químico para la producción de un gran abanico de productos derivados (ácido monocloroacético, alcanfor, diceteno y químicos fotográficos), se espera un amplio desarrollo en el mercado global. Estos productos intermedios se utilizan además para la elaboración de poliéster, grasas, recubrimientos, adhesivos y selladores que se aplican en numerosas industrias de uso final como envases, textiles, construcción, automotriz y electrónica.

En los últimos años ha habido un aumento constante en el consumo de alcohol polivinílico, acetato de polivinilo y acetato de etilvinilo que son utilizados para la obtención de adhesivos y pinturas a base de agua, lo que da lugar a la demanda de VAM.

Por otro lado, se espera también que el persistente requerimiento de las botellas de tereftalato de polietileno (PET) debido a su ligero peso, su capacidad de reciclaje, su capacidad para moldearlas en diferentes formas y tamaños y su excelente estética, aumente el crecimiento en el mercado de PTA.

Además, el poliéster se emplea cada vez más en la fabricación de textiles debido a su ligero peso, transpirabilidad y durabilidad.

El vinagre, que comúnmente se usa en la cocina, se ha convertido en un ingrediente alimentario funcional en los últimos tiempos.

A partir de los datos históricos reales tomados desde el año 2.012 hasta el 2.015, se estima que la industria mundial de ácido acético tendrá un importante impulso en los siguientes años.

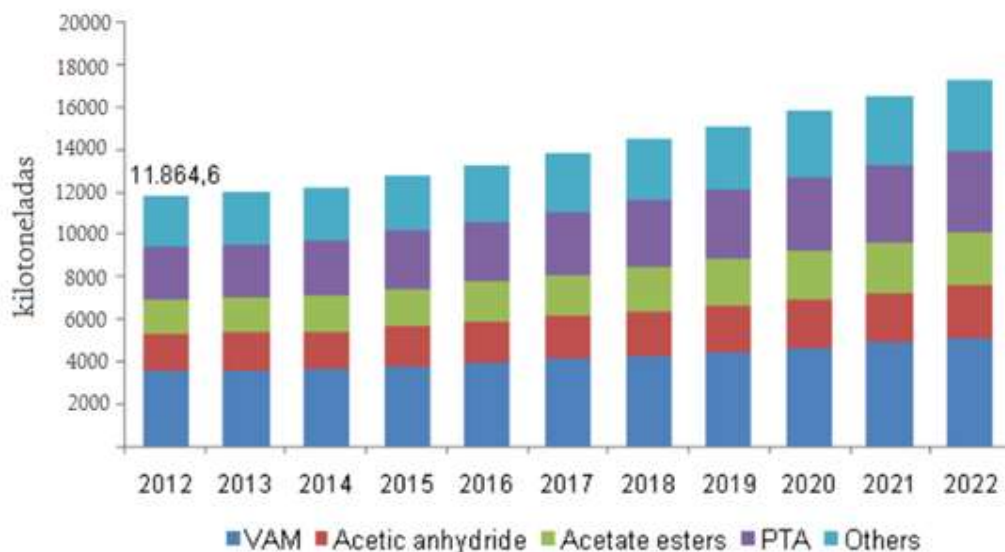


Figura 1. 3 – Mercado global de ácido acético, por aplicación, desde el año 2.012 al 2.022.
(Fuente: Grand View Research ^[1])

1.6.1 Ácido acético en Argentina

El instituto petroquímico argentino (IPA) es una entidad de referencia cuyos objetivos son promover la investigación tecnológica aplicada, realizar estudios y análisis sectoriales y realizar servicios que contribuyan al desarrollo de la industria petroquímica.

En la tabla 1.4 y tabla 1.5 se muestra información estadística reportada por el IPA.

Observando la tabla 1.4 se ve que en el año 2.014 se deja de producir ácido acético en el país y que su consumo desciende significativamente desde el año 2.011, esto se debe a la menor industrialización generalizada por incertidumbres de la situación económica nacional pero, tal como se muestra en el informe hecho por Grand View Research, a nivel mundial la demanda es creciente.

^[1] Grand View Research, consultora e investigadora de mercado, año 2.015.
<https://www.grandviewresearch.com/>

ÁCIDO ACÉTICO EN ARGENTINA				
AÑO	PRODUCCIÓN [t]	IMPORTACIÓN [t]	EXPORTACIÓN [t]	CONSUMO APARENTE [t]
2.006	13.900	23.601	833	36.668
2.007	14.906	20.649	442	35.113
2.008	13.496	17.794	426	30.864
2.009	14.150	14.838	114	28.874
2.010	13.823	20.171	45	33.949
2.011	444	25.672	6	26.110
2.012	-	20.835	2	20.833
2.013	1.116	22.750	1	23.865
2.014	-	23.727	1	23.726
2.015	-	21.457	1	21.456

Tabla 1. 4 – Mercado del ácido acético en Argentina.²

AÑO 2015	ESTRUCTURA DEL MERCADO NACIONAL (porcentual)
Industria química	80
Industria textil	8
Industria alimenticia	8
Varios	4

Tabla 1. 5 – Estructura del mercado del ácido acético en el año 2.015.³

^{2,3} Instituto Petroquímico Argentino – Información estadística de la industria petroquímica y química de la Argentina – 36° Edición – Buenos Aires, Argentina – Julio 2.016

1.7 GLOSARIO

Cáustico: Que quema y destruye los tejidos orgánicos.

Fase: Región uniforme de un sistema. Esto significa propiedades físicas y químicas uniformes.

Tiempo de residencia: Tiempo que requiere un fluido para completar la reacción en un reactor de lecho fijo, relacionado con el caudal y las dimensiones del lecho.

1.8 BIBLIOGRAFÍA

1. Robert H. Perry – Manual del ingeniero químico – Octava edición – Sección 2 - Estados Unidos – McGraw-Hill Companies, Inc. – 2.008.
2. Klaus Weissermel / Hans-Jürgen Arpe – Química orgánica industrial – Capítulo 7 – Sección 4 – Barcelona, España – Editorial Reverté, S. A. – 1.981.
3. Jane H. Jones – The Cativa process for the manufacture of acetic acid – Iridium catalyst improves productivity in an established industrial process – Reino Unido, Inglaterra – Platinum metals rev. – 2.000.
4. Grand View Research – Disponible en la web:
<https://www.grandviewresearch.com/industry-analysis/acetic-acid-market/methodology/> (Consultado 08/05/2019).
5. Instituto Petroquímico Argentino – Información estadística de la industria petroquímica y química de la Argentina – 36° Edición – Buenos Aires, Argentina – Julio 2.016.

CAPÍTULO 2

CONDICIONES OPERATIVAS Y DISEÑO DEL PROCESO

2.1 INTRODUCCIÓN

En este trabajo se realiza el diseño de una planta con capacidad para producir 70.000 toneladas anuales de ácido acético, estará ubicada en la ciudad de Comodoro Rivadavia, Chubut, Argentina y abastecerá la demanda nacional y de otros países latinoamericanos.

La planta permanece en funcionamiento 330 días al año, los 35 días restantes son dedicados a su mantenimiento.

Por otro lado, el acético, una vez alcanzada la pureza deseada para venta, se entrega en estado líquido en condiciones ambientales. Se transporta en camiones cisterna para el reparto a compradores, quienes lo utilizan como materia prima para elaborar otros productos.

A lo largo del capítulo se presenta una descripción detallada del proceso de obtención del ácido acético, mencionando las condiciones operativas seleccionadas y el diseño del proceso. Se citan los equipos utilizados, la materia prima requerida y se muestran los balances de materia y energía de la planta.

2.2 PROCESO DE OBTENCIÓN DE ÁCIDO ACÉTICO

Luego del análisis de las opciones presentadas en el capítulo 1 para producir ácido acético, se escoge el método de **carbonilación del metanol** debido a que tiene como ventaja una menor formación de subproductos frente a los demás. Y a su vez, dentro de la carbonilación del metanol, se selecciona la producción por el **método Cativa** ya que comparativamente permite operar a presiones y temperaturas más bajas.

De acuerdo con los requerimientos del producto final y teniendo en cuenta el método de obtención seleccionado, se propone el esquema de producción de ácido acético que se presenta en la figura 2.1

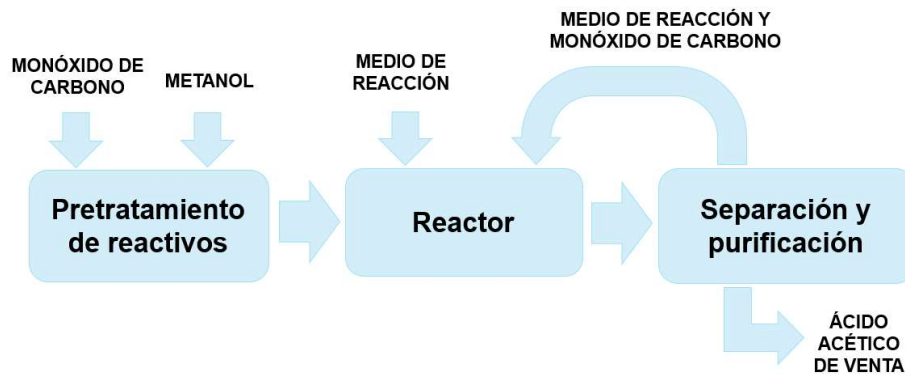


Figura 2. 1 – Diagrama de bloques de la planta.

En la etapa de **pretratamiento de reactivos**, la materia prima utilizada (metanol y monóxido de carbono) ingresa a la planta libre de impurezas. El metanol es el reactivo limitante y el monóxido de carbono se agrega con un porcentaje molar en exceso para asegurar la conversión completa a ácido acético.

El metanol ingresa a la planta en estado líquido y en condiciones ambientales de presión y temperatura. Se almacena en tanques de reserva y luego se bombea, para aumentar su presión y ser añadido al reactor en las condiciones requeridas.

El monóxido de carbono se incorpora al proceso en estado gaseoso y se toma de un gasoducto ubicado en cercanías de la instalación. Para ser añadido al reactor también se lleva a la presión de trabajo de este y a una temperatura cercana a 20 °C.

La materia prima, una vez llevada a las condiciones requeridas para su ingreso al **reactor**, se incorpora a un colector junto con el medio de reacción y el monóxido de carbono recirculados.

El medio de reacción está constituido por acetato de metilo, yoduro de metilo y agua. Se introduce al sistema por única vez mediante el colector previo al reactor, en estado líquido y a temperatura ambiente. Luego se recircula casi en su totalidad para ser usado nuevamente. Una parte muy pequeña del mismo se pierde en la corriente del producto final y para efectuar su reposición se piensa en aplicar un sistema de control.

Una vez ingresados todos los fluidos al reactor, transcurre la reacción química, la cual es exotérmica ($\Delta H_{\text{reacción}} = -138 \text{ kJ/mol}$). En este momento, se combinan el monóxido de carbono y metanol para dar como producto ácido acético.

La corriente que sale del reactor está compuesta por medio de reacción y ácido acético en estado líquido, y por monóxido de carbono en exceso en estado gaseoso.

La etapa de **separación y purificación** consta de una primera separación líquido-gas en la que se separa el monóxido de carbono del resto de los componentes líquidos que salen del reactor. El monóxido retirado es recirculado al colector del ingreso del reactor para continuar siendo utilizado en el proceso.

La corriente líquida se descomprime en dos etapas con un enfriamiento intermedio para evitar el cambio de fase a estado gaseoso, ya que es conveniente que la mezcla sea líquida para lograr una mejor separación de sus componentes en el siguiente equipo.

En una torre de destilación ocurre la separación del medio de reacción y del ácido acético. Por el tope se obtiene el medio de reacción, el cual es recirculado al reactor en estado líquido y por el fondo de la columna el ácido acético destinado a venta, de pureza elevada.

Finalmente, el acético extraído de la torre es enfriado y descomprimido para ser almacenado y luego ser despachado en camiones cisterna.

El diagrama de flujo de la planta es el que se muestra en la figura 2.2.

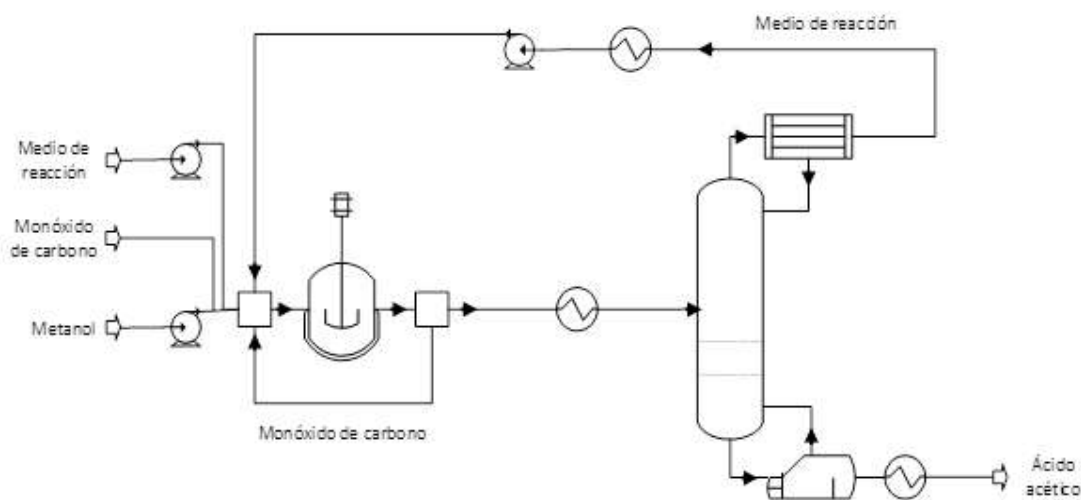


Figura 2. 2 – Diagrama de flujo de la planta.

2.3 DETERMINACIÓN DE CONDICIONES OPERATIVAS

Para determinar las condiciones operativas de proceso, se subdivide la planta en los sectores: pretratamiento de reactivos; reactor; preparación para el ingreso a la torre de destilación; torre de destilación y acondicionamiento del medio de reacción para su recirculación.

En la etapa de pretratamiento de reactivos se lleva la materia prima a la presión de trabajo del reactor, 2.870 kPa. La temperatura de ingreso al reactor está entre 20 y 30 °C, dependiendo de las condiciones ambientales debido que el metanol se almacena en tanques, a presión atmosférica, sin aislación térmica.

Se adopta un porcentaje del 10% en exceso de monóxido de carbono respecto al metanol, para que la conversión de este sea total, de acuerdo con lo indicado en el método Cativa.

2.3.1 Reactor

Teniendo en cuenta los valores de las Tablas 2.1 y 2.2, el exceso de monóxido de carbono y la relación estequiométrica de la reacción de carbonilación (la cual es 1:1 para metanol y ácido acético), las composiciones molares de salida de acético y monóxido de carbono son 69,36% y 6,94%, respectivamente.

La corriente de salida del reactor se encuentra en las mismas condiciones que el fluido dentro del tanque agitado, 194°C y 2.870 kPa.

En estado estacionario con la entrada de los reactivos entre 20 y 30°C, y el uso de una camisa refrigerante se logra que el reactor funcione isotérmicamente cuando en su interior se produce una reacción exotérmica.

Tipo de reactor	Tanque agitado continuo
Temperatura [°C]	194
Presión [kPa]	2.870
Velocidad de reacción [mol/l.h]	10,4
Catalizador	Iridio
Promotor	Rutenio
Relación Catalizador - Promotor	1:1

Tabla 2. 1 – Datos de método Cativa

	% molar
Ioduro de metilo	2,1
Acetato de metilo	14,3
Agua	7,3
Ácido acético + Monóxido de carbono	76,3

Tabla 2. 2 – Composición de salida del reactor

2.3.2 Preparación para ingreso a la torre de destilación

La corriente de salida del reactor ingresa a un separador líquido-gas que opera a 2.870 kPa. Aquí se dividen la corriente líquida y el monóxido de carbono gaseoso que se recircula al colector en la entrada del reactor.

La corriente líquida, compuesta por el medio de reacción y el ácido acético, continúa su curso hasta la torre de destilación. Primero se realiza una descompresión desde 2.870 kPa hasta 1.300 kPa, máxima descompresión que se puede lograr sin que haya cambio de fase del fluido. Seguidamente, se aplica un enfriamiento intermedio hasta la temperatura deseada de entrada a la torre, 125 °C.

Por último, se realiza una nueva descompresión para llegar a la presión requerida de entrada a la torre, 350 kPa. Esto verifica que en ningún momento el fluido pase a estado gaseoso.

2.3.3 Torre de destilación

La alimentación es una mezcla líquida de medio de reacción y ácido acético 125°C y 350 kPa. La torre de destilación opera a 300 kPa, presión que se encuentra dentro del rango recomendado para este tipo de separación.

La columna cuenta con un condensador total ya que el producto de tope, rico en componentes del medio de reacción se debe recircular en fase líquida al reactor. La corriente de tope se encuentra a 86 °C y 300 kPa y se llevará a 52 °C y 2.870 kPa, para su ingreso al reactor.

La corriente en el fondo es rica en ácido acético y está a 156 °C y 300 kPa. Esta es destinada a la venta y cumple los requisitos de composición deseados, pureza mayor o igual a 99% molar.

Para realizar el diseño de la columna se tienen en cuenta los puntos de ebullición de los componentes de la corriente de alimentación. Se elige al agua como liviano clave y como pesado clave al ácido acético, ya que se quiere obtener por el fondo la mayor cantidad de acético posible. Con esto, se tiene que la separación es viable si el número de etapas mínimo ($N_{p_{min}}$) es 10 y la relación de reflujo mínima (R_{min}) es 0,76.

En función de los valores mínimos, se hacen pruebas variando el número de etapas (N_p) y se evalúan la relación de reflujo, la carga en el condensador y la carga en el rehervidor. De esta manera se puede ver que, al emplear menos etapas, aumentan los tres

parámetros evaluados. La variación de la carga térmica, como se espera, es proporcional a la variación de la relación de reflujo.

Por otro lado, se examinan distintas ubicaciones para el plato de alimentación y, en simultáneo a lo anterior, se mira el perfil de temperaturas de la torre. Así se escoge el valor que permite una curva más uniforme.

Se elige la configuración que tiene una relación de reflujo de 0,88. Este valor está próximo a 0,91, correspondiente a 1,2 veces el reflujo mínimo, valor que se suele usar en sistemas calientes.

En la tabla 2.3 se muestran datos obtenidos a partir de cuatro pruebas efectuadas. Los valores adoptados son los resaltados en la tabla, quedando el perfil de temperaturas de la torre como se muestra en la figura 2.3

Np	Np alimentación	Condensador [kW]	Rehervidor [kW]	Relación de reflujo
24	10	-801,1	938,0	0,79
24	14	-837,4	972,2	0,87
20	10	-841,6	976,8	0,88
20	14	-1293,6	1428,8	1,89

Tabla 2. 3 – Parámetros de prueba para la torre de destilación

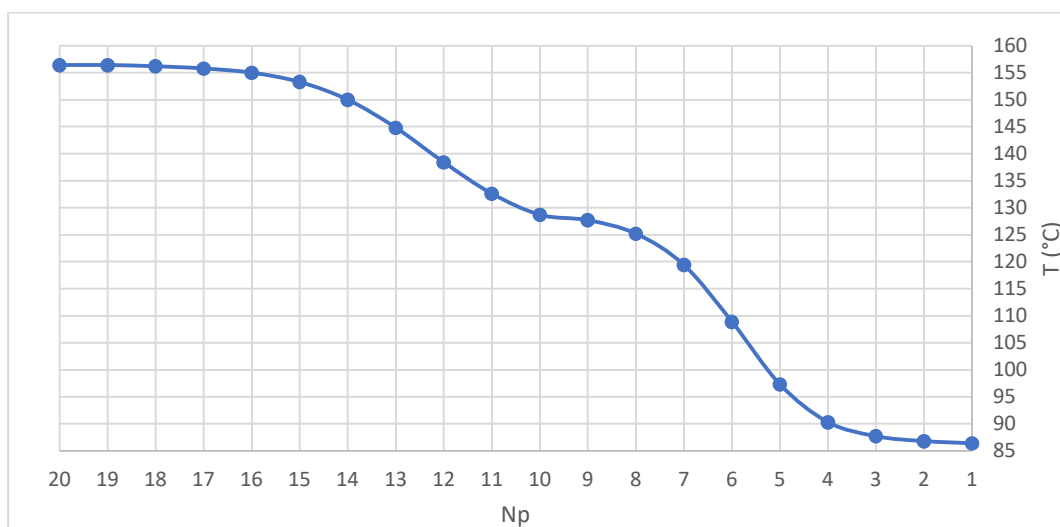


Figura 2. 3 – Diagrama T vs. Np de la torre de destilación.

Las condiciones finales de la torre se muestran en la tabla 2.4

Presión [kPa]	300
Temperatura de tope [°C]	86
Temperatura de fondo [°C]	156
Carga en el condensador [kW]	-823,6
Carga en el rehervidor [kW]	958,8
Relación de reflujo	0,88
Número de etapas *	20
Número de etapas mínimo	10
Plato de alimentación	10

Tabla 2. 4 – Condiciones finales de la torre de destilación

*La lectura del número de etapas se hace teniendo en cuenta al rehervidor como plato final.

2.4 BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA

El **balance de materia** global de la planta, en el que se tienen en cuenta sólo los componentes de entrada y salida (sin considerar los reciclos dentro del proceso) y las condiciones de operación se representan en la figura 2.4

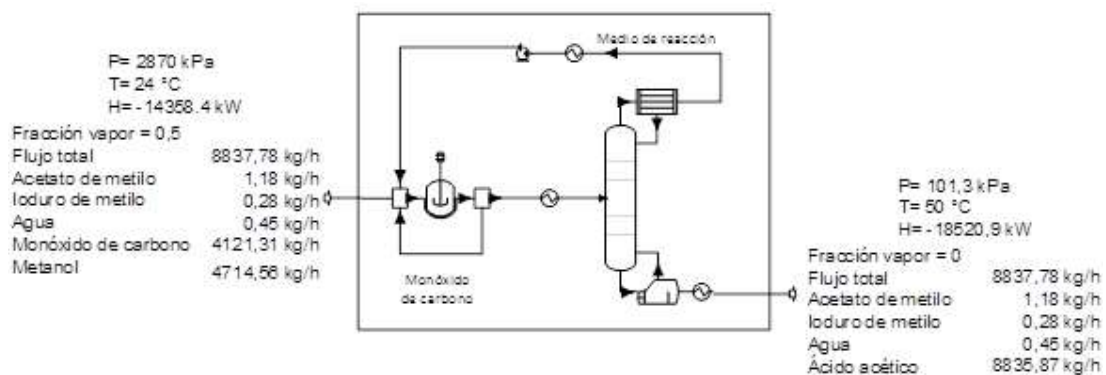


Figura 2. 4 – Balance de materia global en la planta

Los balances de materia en el reactor y en la torre de destilación se exponen en la figura 2.5 y figura 2.6, respectivamente.

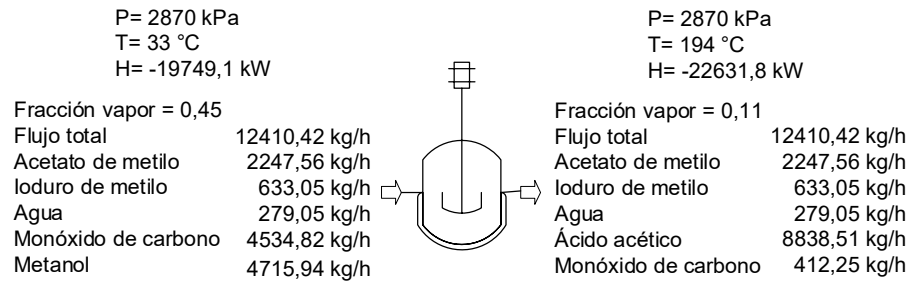


Figura 2. 5 – Balance de materia en el reactor químico

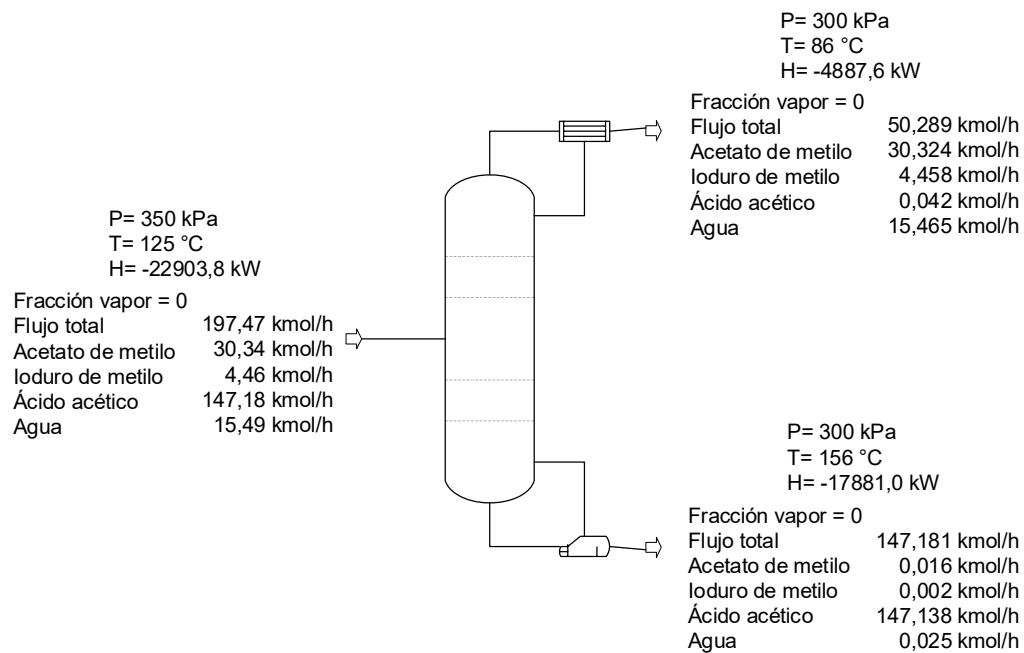


Figura 2. 6 – Balance de materia en la torre de destilación

Para presentar el **balance de energía** de la planta se tienen en cuenta la carga térmica a suministrar para calentar la corriente fría y la carga térmica a retirar para enfriar las corrientes calientes.

Los equipos de intercambio de calor involucrados en el proceso son: la camisa refrigerante del reactor, tres enfriadores de corrientes, un condensador y un rehervidor. Los dos últimos mencionados son los equipos de cambio de fase empleados en la torre de destilación.

El aporte de energía a la planta se realiza en el rehervidor de la torre el que debe suministrar 978,6 kW. Por otro lado, los valores de energía liberada por el proceso se presentan en la tabla 2.5.

Camisa refrigerante reactor [kW]	2753,8
Enfriadores [kW]	1325,2
Condensador torre [kW]	843,4
Total [kW]	4922,4

Tabla 2. 5 – Carga térmica a retirar

Como se utilizan variados equipos para retirar carga térmica, en la figura 2.7 se exhibe un gráfico de torta para tener una mejor visión de la distribución de energía en los mismos.

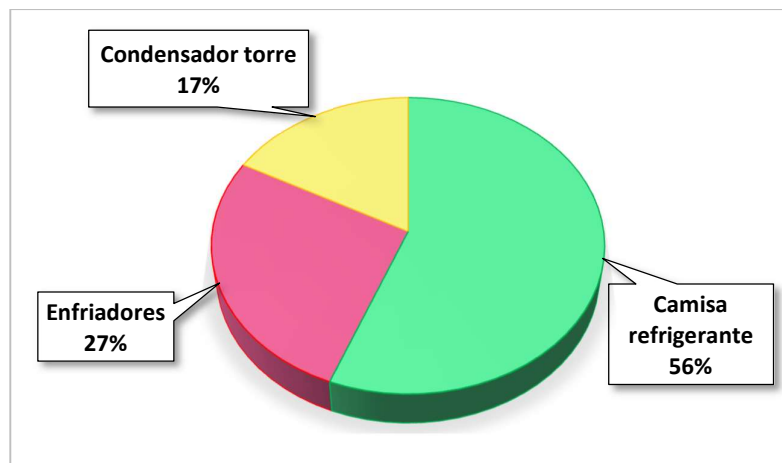


Figura 2. 7 – Distribución de carga térmica a retirar.

En la tabla 2.6 se presenta un balance de la potencia total requerida en la planta y en la figura 2.8 se muestra un gráfico de torta para una mejor apreciación de su distribución.

A retirar [kW]	4922,4
A suministrar [kW]	978,6
Total [kW]	5901,0

Tabla 2. 6 – Balance de potencia de la planta

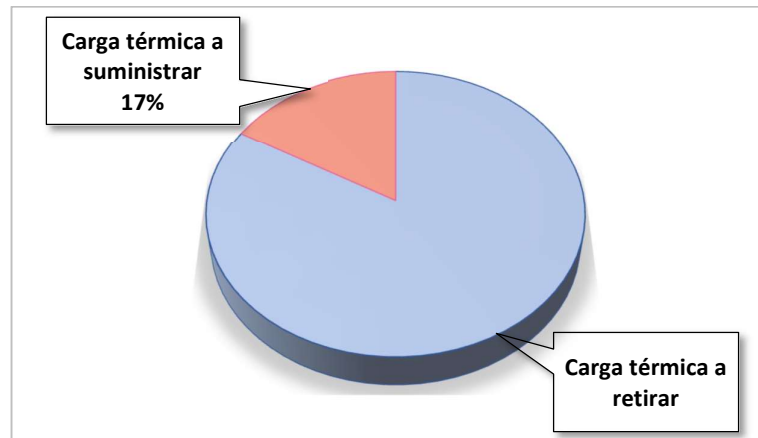


Figura 2. 8 – Distribución de potencia requerida.

2.5 BIBLIOGRAFÍA

Robert E. Treybal - Operaciones de transferencia de masa – Capítulo 9 - Segunda edición – México, D.F. - Editorial McGraw Hill – 1.988

CAPÍTULO 3

TRANSFERENCIA DE CALOR

3.1 INTRODUCCIÓN

En la industria química la mayor parte de los procesos implican la transferencia de calor, ya sea para enfriar, calentar o cambiar el estado físico de un fluido (condensación y evaporación).

Esto trae consigo el uso de grandes cantidades de energía, lo cual se ve directamente reflejado en los costos de la planta. Por este motivo se busca un camino alternativo en el diseño de planta y procesos para una conservación energética.

En este capítulo, se evalúa la posibilidad de aplicar integración energética en la planta propuesta en el capítulo anterior, esto consiste en que las corrientes del proceso que se desean calentar lo hagan con las corrientes que deben ser enfriadas, y viceversa. El objetivo es evitar o disminuir el consumo de servicios auxiliares, tanto de calefacción como de refrigeración.

Por otro lado, aquí también se muestran los diseños elegidos para los cinco equipos de transferencia de calor que se necesitan en la planta.

3.2 GENERALIDADES DE TRANSFERENCIA DE CALOR EN PROCESOS

Cuando se habla de transferencia de calor, se hace referencia al intercambio de energía entre distintos fluidos a diferentes temperaturas. Dicha transferencia se produce entre corrientes calientes (liberan energía) y corrientes frías (reciben energía). Para esto se diseña un equipo, llamado intercambiador de calor, cuya función es permitir el contacto entre las corrientes y recuperar de manera eficiente el calor a transferir.

Dichas corrientes se suelen dividir en corrientes de proceso y en corrientes auxiliares. Las corrientes de proceso son aquellas que participan en el balance de materia del proceso propiamente dicho de la planta, estas pueden ser reactivos, productos de reacción, fracciones derivadas de procesos de separación y/o efluentes. Las corrientes de servicios auxiliares son las que no intervienen en el balance de materia del proceso, pero son utilizadas para extraer o ceder energía a las corrientes de proceso. El valor del caudal másico de una corriente de servicio se establece con la temperatura a la que se dispone la misma y en función de los balances energéticos de la planta.

3.3 INTEGRACIÓN ENERGÉTICA

La integración energética aprovecha cantidades de energía disponibles de algunas corrientes de proceso para poder transferirlas a otras que las requieran y así encontrar un punto óptimo entre el consumo de energía, servicios auxiliares (de enfriamiento o calefacción) y la cantidad de equipos para lograrlo. La aplicación de esta integración se ve reflejada en la disminución de costos variables, por el menor uso de servicios auxiliares, y de costos fijos por la posible reducción de la cantidad de equipos de intercambio de calor necesarios en el proceso.

Al momento de analizar la planta industrial, lo primero que se debe observar e identificar en el diagrama de flujo son las corrientes calientes y frías, su nivel de temperaturas y su energía disponible/requerida. Siendo las corrientes frías aquellas que deben recibir calor y las calientes las que deben liberarlo.

Los casos más estudiados de integración energética en la bibliografía corresponden a: redes de intercambio de calor, es decir, integración entre corrientes frías y calientes del proceso; y acoplamiento del tipo condensador- rehervidor entre columnas de destilación.

En esta planta no resulta factible el segundo tipo de integración ya que existe sólo una torre de destilación.

3.3.1 Redes de intercambio de calor

Como se indicó anteriormente, cuando hay corrientes de proceso que se deben enfriar y otras que se deben calentar, una forma de economizar energía es aprovechar la transmisión de calor entre ellas. Este último hecho no siempre es posible ya que pueden existir limitaciones tales como los niveles de temperaturas y de energía disponible o requerida de las corrientes.

Por otro lado, a la hora de efectuar un análisis de integración energética, hay que tener presente que la mínima diferencia de temperatura entre las corrientes en el intercambiador de calor sea mayor a 7 °C. Es decir, que una corriente caliente sólo se enfríe hasta una temperatura de 7 °C por encima de la temperatura de entrada de la corriente fría. Si se tuviera una menor diferencia de temperaturas, el equipo de transferencia de calor se haría excesivamente grande ya que cuando ΔT tiende a 0 el área del equipo tiende a infinito.

La identificación de corrientes y las variables de interés para este análisis se presentan en la tabla 3.1

Corriente	Tipo	Te [°C]	Ts [°C]	ΔH [kW]
C105	Caliente	194	125	-623
C109	Caliente	156	50	--2009
C115	Caliente	86	50	-63

Tabla 3. 1 – Características de corrientes del proceso.

De la lectura de la tabla 3.1, se concluye que no se puede realizar la integración energética utilizando redes de intercambiadores de calor ya que se cuenta sólo con corrientes calientes. Por lo que las corrientes se deben enfriar con un servicio auxiliar.

3.4 EQUIPOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR

En la planta de producción de ácido acético se necesitan tres enfriadores (E101, E102, E103), un condensador (E105) y un rehervidor (E104).

Para la elección del tipo de equipo a utilizar se tiene en cuenta la función que cumple y el área de transferencia de calor. Por eso en la planta hay equipos de coraza y tubos e intercambiadores de doble tubo. Estos últimos se utilizan cuando el área de transferencia de calor es menor a 10 m².

Como servicios auxiliares se utiliza agua disponible a 30 °C, debido que se trata en una columna de enfriamiento de la cual sale con estas características y un aceite térmico para el equipo E104.

Para todos los equipos diseñados de coraza y tubos se trabaja con tubos de 1 pulgada de diámetro externo y con BWG 16 y BWG 14 en función del tipo de fluidos y de la presión de trabajo de la planta. Si bien, en principio se escogió BWG 16 para el agua y el fluido térmico y BWG 14 para el fluido de proceso, estas características de los tubos se deben verificar en la etapa de Ingeniería de Detalle.

Para el dimensionamiento de los equipos de transferencia de calor, se emplean distintos métodos de diseño. Para los intercambiadores de coraza y tubo se utiliza el método propuesto por Kern. Y, en el caso del condensador, rehervidor e intercambiador de doble tubo se aplica el método sugerido por Cao.

En los equipos de coraza y tubos que se requiere menor caída de presión se utiliza el arreglo en cuadro ya que este permite un mayor movimiento de fluido a su través y en el caso en que se necesita mayor área de transferencia de calor se usa arreglo triángulo ya que este admite más cantidad de tubos en el mismo diámetro de coraza.

Para el conteo de tubos en cada uno de los casos se sigue la clasificación y los datos de la norma T.E.M.A.

El equipo E101 se encuentra entre el separador y la columna de destilación. Es un intercambiador de coraza y tubos y en él se intercambian 624 KW para enfriar la corriente líquida compuesta por el medio de reacción y el ácido acético desde 194°C hasta 125 °C con agua de enfriamiento.

En el equipo E102 se intercambian 2009 kW para enfriar el ácido acético producido desde la temperatura del reboiler (156°C) hasta la temperatura de almacenamiento (50°C). En la práctica son dos intercambiadores, en serie, de coraza y tubos de 51,5 m² cada uno.

Por el tope de la columna de destilación se obtiene medio de reacción a 86 °C que se debe enfriar hasta 50 °C antes de ingresar nuevamente al reactor. El enfriamiento se realiza en el equipo E103 que es un intercambiador de doble tubo de 5 m². El equipo está formado por 5 horquillas de 6 metros de longitud con diámetros de 2 y 1 plg para el tubo exterior e interior respectivamente.

El equipo E104 es el rehervidor de la columna de destilación y tiene como objetivo obtener vapor para enriquecer la fase gaseosa de la torre. El fluido calefactor empleado es el aceite térmico Therminol 66 a 210°C, el cual se encuentra disponible en el mercado argentino y se lleva a esta temperatura previamente en un horno. El equipo es un intercambiador del tipo marmita AKU de 38 m².

En el equipo E105 se produce la condensación total de los vapores de tope y se obtiene el medio de reacción que luego se recircula al reactor. Es un intercambiador del coraza y tubos de 39 m² y la condensación se produce en el banco de tubos, utilizando agua como fluido de enfriamiento.

En las tablas 3.2 y 3.4 se muestran algunas dimensiones escogidas para los equipos: diámetro de coraza (D_s), área (A), número de tubos (N_t) y longitud de tubo (L_t). En los anexos correspondientes se encuentran las memorias de cálculo y las hojas de especificación de cada equipo.

Equipo	Cantidad	D_s [plg]	A [m ²]	N_t	L_t [m]
E101	1	10	10,9	28	4,9
E102	2 (en serie)	17 1/4	103	106	6,1

Tabla 3. 2 – Características de intercambiadores de coraza y tubos.

Equipo	Cantidad	D _s [plg]	A (m ²)	N _t	L _t [m]
E104	1	22	38,12	56	8,5
E105	1	12	39,48	58	8,5

Tabla 3. 3 – Dimensiones de equipos de cambio de fase.

3.5 BIBLIOGRAFÍA

1. Eduardo Cao – Transferencia de calor en ingeniería de procesos – Cuarta edición – Argentina – Nueva Librería S.R.L - 2.011
2. Donald Q. Kern – Procesos de transferencia de calor – Trigésima primera reimpresión – México – Continental S.A. - 1.999
3. Robert H. Perry – Manual del ingeniero químico – Octava edición – Estados Unidos – McGraw-Hill Companies, Inc. – 2.008.

CAPÍTULO 4

TANQUES ATMOSFÉRICOS Y RECIPIENTES A PRESIÓN

4.1 INTRODUCCIÓN

En el presente capítulo se presenta el diseño de los tanques atmosféricos, destinados al almacenamiento de materia prima (metanol) y producto final (ácido acético), y de los recipientes a presión que se necesitan para el funcionamiento de la planta: reactor, separador líquido-gas, torre de destilación y el acumulador de reflujo de la columna.

Se dimensionan los equipos, la cantidad de unidades necesarias, detalles de interiores y exteriores, y la elección del tipo de material de acuerdo a las condiciones del proceso y características mecánicas básicas.

En todos los equipos que se encuentran aislados se utiliza lana mineral con un encamisado final de aluminio de 1 mm de espesor alrededor del recipiente para mantener la temperatura de su pared interna.

4.2 GENERALIDADES DEL DISEÑO MECÁNICO Y DE PROCESO

En el diseño mecánico básico se considera, primeramente, la elección de los materiales de cada equipo, la cual depende fuertemente de las condiciones de presión, temperatura y de la naturaleza de los fluidos que circulan por los mismos.

Se utiliza una aleación de acero con cromo, molibdeno y silicio A387 GR 22 (1 ¼ Cr, ½ Mo y Si) en los recipientes en los que el fluido circulante es corrosivo y que se necesita un material que resista este fenómeno. Este material se aplica en: el reactor, el separador líquido-gas, la torre de destilación, el acumulador de reflujo y los tanques de almacenamiento de ácido acético.

Para los tanques de almacenamiento de metanol, se utiliza acero al carbono A285 GR A ya que no es un fluido corrosivo y las paredes del contenedor están expuestas a presiones y temperaturas moderadas.

Ambos materiales tienen alta resistencia a las tensiones y son apropiados para los rangos de temperaturas del proceso.

En el dimensionamiento de los equipos se utilizan las normas API y el código ASME, los que rigen el diseño de los depósitos. En particular, la norma API 650 presenta valores estandarizados para diámetros, alturas, espesores y capacidades de los equipos.

En el dimensionamiento de los equipos se trabaja con las condiciones de diseño, es decir, asignando un sobre valor a las condiciones máximas esperadas de operación. Algunos de los criterios recomendados por Sinnott son: para la presión de diseño adoptar un valor del 10 % mayor a la presión máxima de operación, debiendo ser este porcentaje superior o igual a 200 kPa, en caso contrario, sumar este último valor; y para la temperatura de diseño se añaden 10 °C a la temperatura máxima de operación.

En esta instancia, cabe mencionar algunos conceptos utilizados para recipientes a presión, como son la soldadura y la eficiencia de soldadura.

La soldadura es un proceso de fijación de dos o más piezas (normalmente de metal) que mediante calor y/o presión parte de dichas piezas se funde o se añade un material de aporte fundido, se juntan y al enfriarse se produce la unión entre ellas.

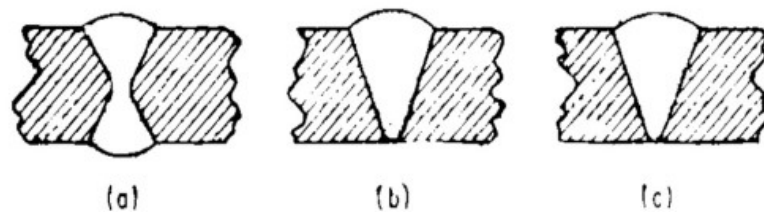


Figura 4.1 – Tipos de soldadura. (a) Junta por ensamble. Soldadura doble. (b) Junta por ensamble. Soldadura simple con banda de respaldo que se puede retirar. (c) Junta por ensamble. Soldadura simple sin resguardo.

La eficiencia de soldadura mide el grado de confiabilidad que se puede tener en ella. Se representa mediante un coeficiente (E) que adopta valores menores que 1 y depende del nivel de ensayos no destructivos y de la categoría y tipo de junta que se usa para la unión de las partes.

	Radiografiada completa	Examen por puntos	No examinada por puntos
a	1	0,85	0,7
b	0,9	0,8	0,65
c	-	-	0,6

Tabla 4.1 – Eficiencias de soldaduras permitidas por el código ASME

Con los valores del diámetro del recipiente, eficiencia de soldadura y tensión admisible del material elegido se calcula el espesor de las paredes y cabezal (t), de acuerdo a código ASME como se indica en las ecuaciones 4.1 y 4.2 (para el cálculo del espesor de pared para tensión circunferencial y longitudinal, respectivamente). Posteriormente, se adopta el mayor de los espesores para cumplir con la especificación del código.

$$t = \frac{PiRi}{SE-0,6P} \quad \text{Ec 4.1}$$

$$t = \frac{PiDi}{4SE-0,1P} \quad \text{Ec 4.2}$$

Se elige añadir un sobre espesor por corrosión de 2 mm, tanto para el manejo de fluidos corrosivos como no corrosivos, ya que para esto se presta especial atención al material de construcción del equipo.

Cabe aclarar que las especificaciones finales de los equipos se establecerán, en la etapa de Ingeniería de Detalle, en conjunto con los ingenieros mecánicos.

4.3 REACTOR

Es sabido que para determinar el volumen de un reactor se necesita conocer el tiempo de reacción o bien la velocidad de reacción. En el caso de la producción de ácido acético se conoce que la velocidad de reacción es 10,4 mol/l.h. Por este motivo, el volumen del reactor tipo tanque agitado continuo se determina conociendo la producción de acético y la velocidad de reacción. En particular para una producción de 70.000 tn/año se necesita un volumen de reactor de 14,2 m³.

Como el reactor es el equipo más importante de la planta, se prefiere utilizar dos equipos de igual capacidad y que cada uno aloje la mitad del volumen necesario para la producción total. Esto se tiene presente por seguridad, para que en caso de que salga de operación alguno de ellos, ya sea por un desperfecto o simplemente mantenimiento, la planta pueda seguir en funcionamiento.

Las dimensiones aproximadas del reactor se estiman considerando una relación altura a diámetro de 1,5 pensando en el uso de dos paletas sobre el eje del agitador para así poder obtener una mezcla homogénea.

Los reactores TAC se mandan a fabricar con la aleación de acero A387 GR 22 ya que en ellos se produce el ácido acético, fluido corrosivo.

El fabricante es el encargado del diseño en detalle, pero se le brindan las especificaciones básicas para la realización de los mismos, teniendo presentes las características necesarias mencionadas en el capítulo 2. Se pide una camisa refrigerante debido que la reacción es exotérmica y se desea que el equipo mantenga una temperatura constante de 194 °C.

En la tabla 4.2 se muestran los valores correspondientes a los reactores de carbonilación utilizados en la planta.

Tipo de reactor	TAC
Cantidad de reactores	2
Volumen [m ³]	7,1
Diámetro [m]	1,8
Altura [m]	2,8
Espesor [mm]	27,6

Tabla 4.2 – Dimensiones de los reactores.

4.4 TANQUES ATMOSFÉRICOS

Para determinar el volumen a almacenar, tanto de materia prima como producto, se fija un tiempo de almacenamiento de 7 días, teniendo en cuenta las distancias de transporte y riesgos ajenos a la planta, como paros y cortes de rutas en el camino.

Los tanques atmosféricos no se diseñan, se seleccionan y se construyen in situ de acuerdo con las dimensiones estándares para tanques cilíndricos de la norma API.

Se decide usar dos o más recipientes de menor capacidad en lugar de sólo uno que pueda almacenar todo el fluido, para que, ante algún inconveniente en alguno de los tanques, no se pierda en su totalidad la capacidad de almacenaje.

La corriente de entrada de ácido acético al tanque de almacenamiento se encuentra a 50 °C y presión atmosférica. Se usa una aislación alrededor del tanque para mantener la temperatura de su pared interna por encima de los 25 °C debido que el fluido solidifica a 16,6 °C y se requiere el producto en estado líquido. El volumen de acético que se debe almacenar es de 1.463,7 m³ y debido a la corrosión que causa el fluido, se opta por usar la aleación A387 GR 22 para la construcción de este recipiente.

El metanol se almacena en tanques atmosféricos sin aislación, ya que no existe ninguna restricción en cuanto a su temperatura para que permanezca líquido. El volumen de metanol a almacenar es 1.000m³ y se opta por utilizar acero al carbono A285 GR A para

la construcción del tanque debido que el fluido no es corrosivo y esto permite menores costos.

En la tabla 4.3 se muestran los datos con las dimensiones de los tanques de almacenamiento.

Fluido almacenado	Ácido acético	Metanol
Cantidad de unidades	2	2
Capacidad [m ³]	758	599,2
Diámetro [m]	9,1	9,1
Altura [m]	11,5	9,1
Espesor [mm]	8,4	8,4

Tabla 4.3 – Datos de los tanques de almacenamiento

4.5 SEPARADOR LIQUIDO-GAS

La corriente de ingreso al separador es la mezcla proveniente del reactor, la cual está compuesta por el medio de reacción y ácido acético en estado líquido y monóxido de carbono en estado gaseoso.

Este equipo es un recipiente a presión que trabaja a 2.870 kPa y 194°C. En el mismo se separa de la corriente bifásica, la corriente gaseosa de monóxido de carbono para ser recirculado al reactor y poder ser aprovechado nuevamente.

En el dimensionamiento, debido a que en la mezcla que ingresa, el caudal de líquido y el de vapor (14,88 y 20,21 m³, respectivamente) difieren sólo en un 25% se diseña un equipo horizontal sin eliminador de niebla. Además, se tiene en cuenta un tiempo de retención del líquido de 5 minutos y la relación L/D = 4, de acuerdo con los valores presentados en tabla 4.3 (extraída de Sinnott).

Presión [bar]	L/D
0-20	3
20-35	4
>35	5

Tabla 4.4 – Relaciones L/D según presiones de operación.

Para el diseño mecánico del equipo se tiene en cuenta que el fluido de ingreso es corrosivo, por lo que el material que se utiliza para su construcción es A387 GR 22. Los datos del diseño se presentan en la tabla 4.5 y la memoria de cálculo y la hoja de especificación en el anexo correspondiente.

V [m ³]	2,48
D [m]	0,92
L [m]	3,7
P _{diseño} [kPa]	3200
T _{diseño} [°C]	205
t [mm]	16,6

Tabla 4.5 – Valores de diseño del separador

4.6 TORRE DE DESTILACIÓN

En la columna de destilación se separa el medio de reacción del ácido acético y se obtiene este último como producto final con la pureza deseada. Para que no exista alteración en la composición de las corrientes que circulan por su interior, la variación de las condiciones de operación debe ser mínima. Por lo que el equipo se encuentra aislado y con los controles necesarios para su correcto funcionamiento.

El equipo es una torre de platos con orificios y se asegura que se cumplan las condiciones hidráulicas para evitar inundaciones por bajantes o arrastre y lloriqueo. Además, se considera una separación de 1 m desde el plato número uno al tope y desde el último plato al fondo, dimensiones pensadas por las conexiones de boquillas de reflujo y para que exista una buena separación del líquido y no sea arrastrado por el gas en ninguno de los casos.

La torre se construye con aleación de acero A387 GR 22 porque en su interior circulan fluidos corrosivos. Por criterios constructivos el espaciamiento entre platos en la parte superior de la columna es de 0,23 m y en la parte inferior es de 0,31 m.

Los detalles de las dimensiones del equipo se encuentran en la tabla 4.6 y la memoria de cálculo y la hoja de especificación en el anexo correspondiente.

Di [m]	1
V [m ³]	10,11
H [m]	9,6
Np	28
Np alimentación	14
t [mm]	5
P _{diseño} [kPa]	500
T _{diseño} [°C]	166

Tabla 4.6 – Valores de diseño de la columna de destilación

4.7 ACUMULADOR DE REFLUJO

El acumulador de reflujo recibe la corriente líquida de medio de reacción que sale del condensador de la torre de destilación. Es un recipiente horizontal que se diseña teniendo en cuenta un tiempo de retención del líquido de 5 minutos, tiempo que se estima tardaría en dar respuesta un operador, y para una presión de 500 kPa de la tabla 4.3 se toma una relación L/D = 3. Se considera, además, que el líquido ocupa la mitad del volumen total del equipo, con esta regla de diseño se da lugar a un eventual desprendimiento de vapor y permite controlar el proceso.

El equipo se construye con la aleación A387 GR 22 aunque el fluido que circula en su interior no sea corrosivo porque se piensa que lo realice el mismo fabricante de la torre de platos y debido a sus dimensiones se cree que no tendrá un costo elevado comparado con el acero al carbono comercial.

Los detalles de las dimensiones del equipo se encuentran en la tabla 4.7 y la memoria de cálculo y la hoja de especificación en el anexo correspondiente.

Di [m]	0,758
L [m]	2,27
Vi [m ³]	1,02
t [mm]	4
P _{diseño} [kPa]	500
T _{diseño} [°C]	96

Tabla 4. 7 – Valores de diseño del acumulador de reflujo

4.8 BIBLIOGRAFÍA

1. R. K. Sinnott – Chemical engineering design – Volume 6 - Fourth edition – Oxford - Coulson and Richardson's – 2.005
2. Robert H. Perry – Manual del ingeniero químico – Quinta edición - Estados Unidos – McGraw-Hill Companies, Inc. – 1.984
3. Código ASME BPV - sección II (div.1) y sección VIII - 2.017
4. Normas API 650 std. - 2.013

CAPÍTULO 5

IMPLANTACION DE LA INSTALACION INDUSTRIAL

5.1 INTRODUCCIÓN

La implantación de las instalaciones industriales es un desafío para los ingenieros. La misma comprende desde la elección de la ubicación del terreno hasta la distribución de las áreas y los equipos dentro del mismo.

A la hora de la selección de un terreno apropiado se debe evaluar la disponibilidad de área, condiciones morfológicas del terreno, alcance de servicios como gas y electricidad, distancia a zonas urbanas y accesibilidad. La distribución de áreas y equipos se hace considerando los requerimientos de proceso, operación, seguridad, ambientales, mantenimiento y construcción, es decir, el diagrama de flujo del proceso, las dimensiones de las unidades de la planta y las distancias mínimas requeridas entre áreas, almacenamiento, servicios auxiliares y equipos.

En este capítulo se presenta la implantación tentativa de la planta en la ubicación elegida.

5.2 CONSIDERACIONES PARA LA MICROLOCALIZACIÓN

La consigna del trabajo es que la planta se ubique en el departamento Escalante de la provincia de Chubut, dentro del ejido de la ciudad de Comodoro Rivadavia o en proximidades al mismo.

A la hora de seleccionar la microlocalización se tiene en cuenta que: debe estar cerca del acceso norte a la ciudad porque es por donde se espera el ingreso de materia prima y comercializar el producto obtenido de la planta; se debe encontrar en cercanías del tendido eléctrico y redes de gas; situarse alejada de zonas urbanas para evitar contaminación visual, sonora y por emisiones a la población, pero a una distancia que considere el fácil acceso por sus propios medios para los empleados de la planta, servicios de emergencia, limpieza y viandas; y que no sea necesario un gran movimiento de suelos.

Respetando las características mencionadas, se fija la localización de la planta sobre la Ruta Nacional N° 3, a una distancia cercana a 10 km al noroeste del barrio Astra y posicionada frente a la planta de TGS. Las coordenadas del lote son 45°32'54" sur 67°37'16" oeste.

En la figura 5.1 se muestra el terreno elegido, siendo su superficie de aproximadamente 93.075 m².



Figura 5.1 – Terreno elegido para localización de la planta⁴.

5.3 IMPLANTACIÓN DE ÁREAS

La implantación de áreas en la planta debe ser adecuada para permitir fácil acceso hacia todas y una cómoda circulación de vehículos y personal. También se deben tener en consideración las condiciones necesarias para proveer seguridad al personal, máquinas y equipos.

La planta queda limitada por calles externas principales y se divide en zonas separadas por calles internas. Tanto las calles externas como las internas tienen un ancho de 15 metros, radio interno de giro de 6 metros y radio externo de giro de 12 metros para facilitar el paso de vehículos como ambulancias, camiones de bomberos y camiones de carga y/o descarga.

En la figura 5.2 se presentan todas las áreas de la planta, dirección predominante del viento y posicionamiento del norte geográfico de la tierra, el cual coincide con el norte de la planta.

La chimenea de emergencia se ubica en el lado noroeste de la planta considerando que los vientos predominantes hacia dirección noreste no trasladen sustancias provenientes

⁴ Vista aérea extraída de Google Earth – Última fecha de actualización de imágenes: 29/01/2019

de posibles fugas hacia la llama. De acuerdo con la ley N° 13.660 la distancia de la chimenea a las unidades de elaboración no debe ser inferior a los 50 metros por lo que se adopta que la misma se ubique a 115 metros del área de proceso.

El área de servicios auxiliares está constituida por un horno que se utiliza para el calentamiento del aceite térmico utilizado en el rehervidor de la torre; la torre de enfriamiento de agua que se utiliza como fluido auxiliar y se ubica a 30 metros de cualquier unidad de proceso.

El ingreso principal a la locación se encuentra sobre la Ruta Nacional N° 3, desde donde se avanzan 50 metros y se puede entrar directamente al estacionamiento para luego continuar a pie hacia la zona de administración.

El edificio de administración cuenta con recepción, cinco oficinas, sala de reuniones, dos baños, sala de elementos de limpieza, sala de emergencias y comedor.

Para la sala de control, posicionada al sur de la zona de servicios auxiliares y próxima a la zona de administración, se piensa en un lugar con dimensiones para que dos personas permanezcan en forma simultánea, contando con su propio baño.

La zona de proceso se encuentra ubicada al noreste de la planta, cercana a calles externas e internas para tener un mejor acceso y facilitar las tareas de montaje y desmontaje de equipos.

Finalmente, en el lado sur de la planta se encuentra el área de almacenamiento de ácido acético y metanol.

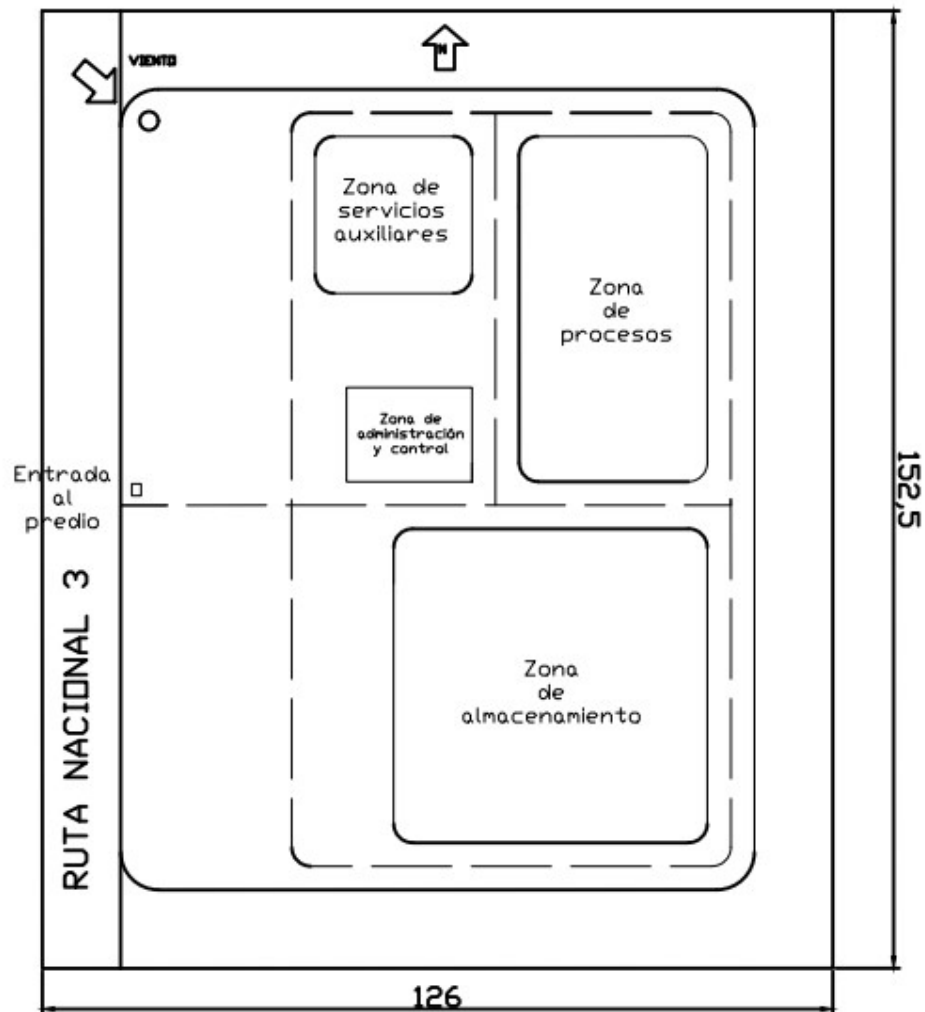


Figura 5.2 – Plano de implantación general

5.4 DISTRIBUCIÓN DE EQUIPOS: LAY OUT

El lay out es la ordenación física de los elementos individuales de una planta e incluye espacios mínimos entre equipos, almacenamiento y otras actividades o servicios.

Para la distribución de equipos se respetan las distancias mínimas recomendadas por seguridad. Estos datos se encuentran presentados en la tabla 5.1

Distancia (m)	Administración	Torres de enfriamiento	Tanques atmosféricos	Calles internas	Calles externas	Parral	Sala de control	Reactores	Intercambiadores	Torres/ Rehervidores / acumuladores	Calentadores de fuego
Administración	M										
Torres de enfriamiento	45	15									
Tanques atmosféricos	75	75	F								
Calles internas	M	15	45	NA							
Calles externas	M	30	60	M	NA						
Parral	30	15	45	3	30	NA					
Sala de control	M	30	75	M	30	9	NA				
Reactores	60	30	60	15	60	15	NA	M			
Intercambiadores	60	30	60	15	60	7,5	NA	M	M		
Torres/ Rehervidores / acumuladores	60	30	60	15	60	9	NA	4,5	M	M	
Calentadores de fuego	75	30	60	30	60	15	NA	7,5	15	15	M

Tabla 5.1 – Distancias mínimas recomendadas entre equipos y zonas, según bibliografía.
M: mínima distancia para permitir la movilidad cómoda del operador o en caso de mantenimiento (1 m); F: el diámetro del tanque más grande; NA: no aplica.

5.4.1 Área de proceso

Como se indicó anteriormente, en el lado noreste de la planta se sitúa la zona de procesos, en la que se contempla que para los equipos de intercambio de calor se cuente con las distancias requeridas para la extracción de tubos para mantenimiento o reemplazo de los mismos y las distancias recomendadas por seguridad entre cada equipo.

Está posicionada respetando el diagrama de flujo, ubicando los reactores seguidos del separador líquido-gas y finalizando en la columna de destilación, pero ubicando los equipos de intercambio de calor en una línea frente al resto de los equipos para

aprovechar el espacio, acortar los tramos de cañerías y facilitar el movimiento de las grúas y equipos de mantenimiento por las calles externas e internas. Se conecta a la zona de almacenamiento mediante un parral de cañerías de 1 metro de ancho en forma de T.

Para la torre de destilación se tiene en cuenta que su diámetro se incrementa 2 metros debido al uso de una estructura y de plataformas de 1 metro de ancho a distintas alturas y lados del equipo. Adyacentes a la torre se encuentran el rehervidor, el condensador y el acumulador.

La altura de los equipos se determina teniendo en cuenta el espacio necesario para la conexión de boquillas. En general todos los equipos se deben localizar a nivel del terreno considerando elevaciones mínimas de: 0,9 a 1,5 m para recipientes; 0,9 a 1,5 m para torres y 0,7 a 1,3 m para intercambiadores de calor.

Algunas unidades deben elevarse si se consigue con ello simplificar las operaciones. Las altitudes de los componentes de esta planta se muestran en el capítulo 6 de este proyecto.

5.4.2 Área de almacenamiento

Los tanques de almacenamiento se encuentran cercanos a calles externas e internas para que los camiones tengan paso cómodo para realizar la carga y/o descarga y no se vean en la necesidad de atravesar la planta, la cual es una maniobra peligrosa y se debe evitar.

Se tiene la precaución de situar los tanques de almacenamiento de metanol a una distancia de 75 metros del área de proceso debido a su inflamabilidad, medida de seguridad para evitar accidentes.

Cada tanque cuenta con un dique de hormigón que lo rodea, este cuenta con capacidad para contener el volumen de líquido que aloja el recipiente atmosférico para que en caso de derrame por pinchadura o rotura se limite la propagación de fluido por las paredes de dicho contenedor.

La altura de todos los diques es de 1 metro. Los correspondientes a los tanques de ácido acético tienen 28 metros de lado, con una capacidad de 784 m³, incluyendo el área ocupada por el tanque y los de metanol tienen 25 metros de lado, con una capacidad de 625 m³. Entre los tanques de acético y metanol existe una distancia de 18,9 y 15,9 metros, respectivamente, que permite el movimiento de camiones y equipos utilizados para su fabricación in situ y mantenimiento.

5.5 BIBLIOGRAFÍA

1. Bausbacher Ed / Hunt Roger – Process plant layout and piping design – First Edition – New Jersey – Prentice Hall – 1.993
2. Ley 13.660 – Instalaciones para elaboración de combustibles y generación de energía eléctrica – 1.949

CAPÍTULO 6

DISEÑO DE CAÑERÍAS

6.1 INTRODUCCIÓN

Teniendo en cuenta la disposición de los equipos y la distancia establecida entre ellos se diseñan los conductos que los conectan para que circulen los fluidos de unos a otros, de acuerdo con los requerimientos del proceso.

Para el diseño de las cañerías se considera el comportamiento fluidodinámico de las sustancias que circulan en su interior, prestando mayor atención en los valores de velocidad y caída de presión, variables íntimamente relacionadas con su diámetro, y el comportamiento mecánico que implica la elección del material para su fabricación.

En el presente capítulo se muestran los criterios utilizados para el cálculo de diámetros de las cañerías y la elección de las bombas, cuya función es impulsar los líquidos para su movimiento al sitio deseado.

6.2 CÁLCULO DE DIÁMETROS

Para la determinación del diámetro de las cañerías se considera que dentro de la planta existen tres tipos: cañerías que transportan fluidos líquidos, gaseosos o bifásicos en las que se estima que las pérdidas de carga se deben únicamente a la fricción que tienen los fluidos a lo largo del conducto; las cañerías del fondo de torre; y las cañerías que tienen vinculada una bomba. Para el primer tipo se tiene en cuenta la caída de presión disponible; en el fondo de torre el líquido debe fluir por gravedad; y en las últimas se observa la altura necesaria para el funcionamiento de la bomba.

Luego se procede al cálculo de los espesores y se verifica que los espesores nominales sean mayores a los requeridos. Por otro lado, se evalúa si el diseño permite absorber las dilataciones térmicas que podrían existir en los conductos del fondo de torre, ya que están expuestos a altas temperaturas.

Se utiliza acero de baja aleación para las cañerías por las que circula fluido, ya sea o no corrosivo. Dicho material posee buena resistencia a la tensión y se puede utilizar en los rangos de presión y temperatura que se manejan en el proceso.

6.2.1 Cañerías generales

Un valor inicial de diámetro se obtiene a partir de una velocidad máxima, que se calcula considerando dos cargas de velocidad menor o igual a 3000 ($\rho v^2 \leq 3000$) y con el caudal que circula por la cañería se calcula el diámetro interno. Luego, se ingresa a la tabla de la norma ANSI B36.10 y se toma el diámetro inmediato superior de la cédula 40 (la cual se escoge por las presiones del fluido). Se leen también el diámetro nominal y el externo, así se obtiene el espesor real que se debe comparar con el requerido obtenido mediante la ecuación 6.1, tomando en consideración que el real debe ser mayor que el requerido para asegurar que no haya fallas en el material.

$$t = \frac{pD}{2(SE + p)} + C \quad \text{Ec 6.1}$$

Donde p es la presión de diseño en kPa; D es el diámetro externo de la cañería en mm; S es el esfuerzo máximo admisible del material en kPa (77900); E es la eficiencia de soldadura (1, considerada para tubos sin costura), Y es un factor empírico que depende de la temperatura (el cual en este caso se desprecia por ser muy pequeño) y C es un factor que tiene en cuenta la disminución de espesor por corrosión.

Con el diámetro real se recalcula la velocidad y con ella se obtiene el número de Reynolds que se utiliza en el cálculo de la caída de presión en el conducto con la ecuación 6.2

$$\Delta P = (h_f + h_m) \cdot \rho g \quad \text{Ec. 6.2}$$

Donde g es la aceleración de la gravedad en m/s^2 (9,8); ρ es la densidad del fluido en kg/m^3 ; h_f representa las pérdidas por fricción y h_m las pérdidas en los accesorios (codos, uniones y válvulas de control, entre otros).

Se considera que la caída de presión en las válvulas de control debe ser de 50% de la caída total para así tener controlabilidad en el sistema. Una vez calculada la pérdida de carga total, se compara con la disponible fijada por condiciones del proceso y si es menor, quedando un margen disponible, se disminuye el diámetro, y se vuelve a evaluar la caída de presión.

Con la ecuación 6.3 se calcula el valor del coeficiente de fricción f en la que ε es la rugosidad relativa del material. Seguidamente se obtiene la caída de presión por fricción de la ecuación 6.4 y también se calcula el valor de la caída de presión en los accesorios

con la ecuación 6.5, en donde k es un coeficiente que depende del tipo de accesorio usado y L es la longitud de la cañería que se estima con el layout de la planta.

$$f = \left(-1,8 \log \left(\left(\frac{\varepsilon}{3,7} \right)^{1,11} + \frac{6,9}{Re} \right) \right)^{-2} \quad \text{Ec. 6.3}$$

$$h_f = f \frac{L}{D} \frac{\langle v \rangle^2}{2g} \quad \text{Ec. 6.4}$$

$$h_m = k \frac{\langle v \rangle^2}{2g} \quad \text{Ec. 6.5}$$

6.2.2 Cañerías de fondo de torre

Como la torre y la marmita funcionan por el principio de los vasos comunicantes, se analizan en conjunto. Lo primero que se tiene en cuenta es que la altura del líquido en el fondo de la torre debe ser la necesaria para que el mismo fluya hacia el rehervidor y que el vapor producido en el rehervidor se trasfiera a la torre. La caída de presión a vencer de la columna de líquido es la suma de las pérdidas de carga de líquido y vapor en la línea, por lo que la altura del líquido necesaria se calcula con la ecuación 6.6

$$\Delta h = (\Delta p_v + \Delta p_l) / \rho_l g \quad \text{Ec 6.6}$$

La velocidad del fluido saliente de la torre hacia la marmita es menor a 1 m/s debido a que su movimiento es por gravedad y se quiere tener la menor caída de presión posible para no requerir de un nivel de líquido mayor en la columna. La velocidad del vapor se obtiene de la manera que se mencionó anteriormente.

En la figura 6.1 se muestran las longitudes de las cañerías de fondo de torre y marmita.

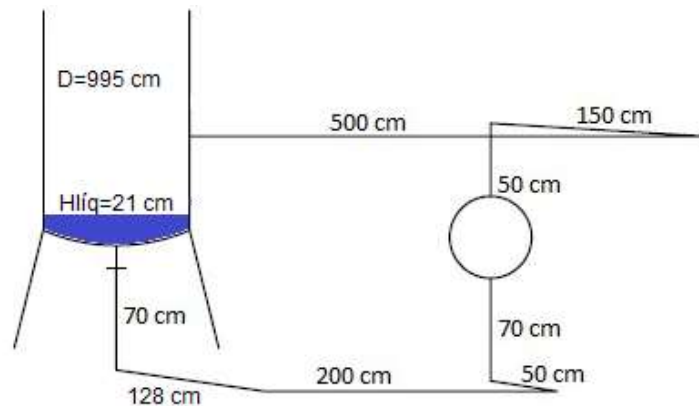


Figura 6.1 – Cañerías de fondo de torre

Como en el fondo de torre se tiene alta temperatura (156°C), existe la posibilidad de que las cañerías presenten dilataciones térmicas y que generen tensiones importantes en las bocas de entrada y/o salida de los equipos, las cuales no son deseadas.

Dicho esto, se procede a la verificación de flexibilidad térmica, teniendo en cuenta todos los tramos de cañería desde la torre hasta el rehervidor. El objetivo es que se cumpla el requisito de la norma ANSI B31.1, representado mediante la ecuación 6.7 para no tener la necesidad de hacer un cálculo más riguroso.

$$\frac{DY}{\Sigma(L-U)^2} \leq 208 \quad \text{Ec. 6.7}$$

Donde D es el diámetro externo en mm; Y es el coeficiente de dilatación térmica del material multiplicado por la variación de temperatura, el cual tiene unidades de mm; L es la longitud de la cañería en m y U es la distancia entre los puntos extremos de la cañería en m.

6.2.3 Cañerías con bombas

En la planta se utilizan 3 bombas: desde el almacenamiento de metanol hacia el reactor (P101), en la recirculación de medio de reacción desde el enfriador E103 hacia el reactor (P102) y desde el acumulador de reflujo hacia el tope de la torre (P103).

En el cálculo del diámetro de las cañerías de succión y descarga se parte suponiendo una velocidad de descarga entre 1 y 2 m/s y que la velocidad de succión es 1/3 de la de descarga, el resto se realiza de la misma manera que para cañerías generales.

Una vez obtenido el diámetro del conducto, se determina la altura de la bomba mediante el balance de energía de la ecuación 6.8

$$H_w = \frac{\Delta P}{\rho g} + \frac{\Delta(v)^2}{2g} + \Delta z + (h_f + h_m) \quad \text{Ec 6.8}$$

La altura desarrollada (H_w) de la bomba del reflujo de la torre se obtiene suponiendo que se refluja todo el producto, ya que es el caso más desfavorable y lo que ocurre en la puesta en marcha de la planta.

Con la información de la tabla 6.1 se ingresa a la Figura 6.2 y se obtiene el tipo de bomba conveniente, en esta planta todas las bombas son rotatorias.

Bomba rotodinámica centrífuga	P101	P102	P103
H _w [m]	363,5	265,5	7,8
Q [m ³ /h]	5,98	3,08	3,24
Potencia consumida [kW]	6,22	3,19	0,09
Dirección del fluido impulsado	Desde TK101 hacia R101	Desde E103 hacia R101	Desde V102 hacia T101

Tabla 6.1 – Detalles de las bombas de la planta

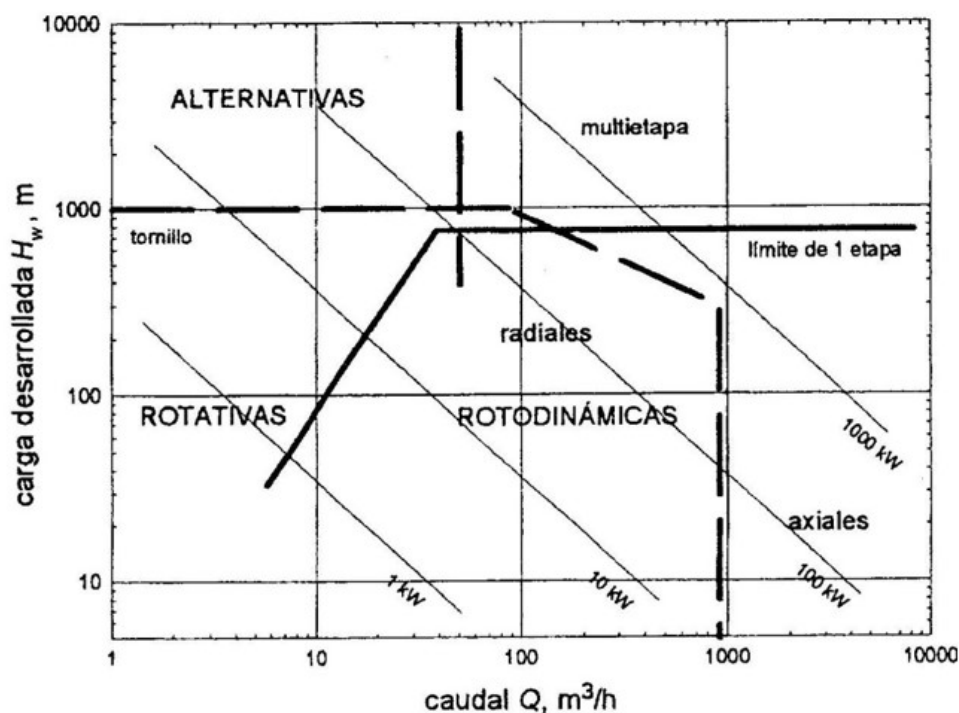


Figura 6.2 – Diagrama orientativo para selección de tipo de bomba

6.3 COMENTARIOS

Una vez que se obtienen los valores finales para los diámetros de todas las cañerías de la planta, viendo que hay diferentes valores, se piensa en la posibilidad de adaptar algunos para utilizar la menor cantidad posible de tipos nominales para precisar de un menor stock en los almacenes. Esto se realiza siempre respetando las caídas de presión disponibles y las velocidades mencionadas anteriormente.

En el anexo del capítulo 6 se muestra la lista de cañerías de la planta de producción de ácido acético.

6.4 BIBLIOGRAFÍA

1. R. K. Sinnott – Chemical engineering design – Volume 6 - Fourth edition – Oxford - Coulson and Richardson's – 2.005
2. Normas ANSI B36.10

CAPITULO 7

FILOSOFÍA DE CONTROL

7.1 INTRODUCCIÓN

La planificación del control de los procesos de una planta industrial es una fase crítica en la realización de un proyecto ya que influye en la estabilidad de las operaciones utilizadas, en la calidad de los productos y en la seguridad de los equipos y del personal que trabaja en las instalaciones.

En cada etapa es sumamente importante mantener constantes las variables para las cuales fueron diseñados los equipos: presión, temperatura, nivel y caudal de los fluidos. Con esto, se pueden obtener productos que cumplan con las especificaciones requeridas con un proceso eficiente.

Debido a que en todos los sistemas es inevitable la aparición de perturbaciones, existe una modificación de dichas variables, las cuales deben estar dentro de un rango muy acotado para cumplir con los requerimientos. Para evitar grandes desviaciones que alteren el proceso planificado, es necesario un sistema de control que pueda absorber las perturbaciones indeseadas.

En este capítulo se presenta la filosofía de control propuesta para los equipos de la planta de producción de ácido acético.

7.2 GENERALIDADES

Un sistema de control está compuesto por un elemento sensor que detecta el valor de la variable controlada (la cual debe mantenerse constante), ese valor se compara con el valor deseado, llamado *set point* y si la diferencia entre estos valores supera la estipulada, el sensor manda una señal, a través de un transmisor, hacia un controlador. De esta manera, se acciona un actuador, el cual ajusta la variable manipulada con el fin de controlar la variable de interés. Todas estas unidades interrelacionadas constituyen un lazo de control.

Para la identificación de cada instrumento o controlador se utilizan códigos de 2 a 4 letras. Siendo la primera letra que lo constituye la identificación de la variable que va a ser controlada (P: presión, T: temperatura, L: nivel y F: caudal) y la letra subsiguiente determina la función del instrumento (I: indicador, R: registrador y C: controlador).

7.3 CONTROL DE EQUIPOS

7.3.1 Control de presión

El control de presión se relaciona con la cantidad de vapor presente, lo que permite que cuando un controlador actúa sobre una válvula ubicada en una corriente de vapor la respuesta sea rápida.

Para controlar la presión en un recipiente se toma su valor con un sensor y se compara con el set point. Una variación del valor deseado acciona dicha válvula para modificar el caudal de la corriente de vapor. Si la presión aumenta, se abre la válvula para eliminar vapor y si disminuye, la válvula se cierra.

7.3.2 Control de nivel

En un equipo donde hay una interfaz líquido-líquido o gas-líquido es necesario proporcionar un medio de control para mantenerla en el nivel requerido, esto se realiza con un controlador de nivel de líquido en el recipiente. Se mide el nivel y si difiere del valor del set point, el controlador manda una señal al actuador (generalmente una válvula), el cual manipula el caudal de la corriente en la que se encuentra ubicado (normalmente la corriente de fondo).

Si ocurre un aumento del nivel del líquido, se abre la válvula para permitir un mayor paso de este hasta llegar al nivel deseado, y si ocurre una disminución se cierra.

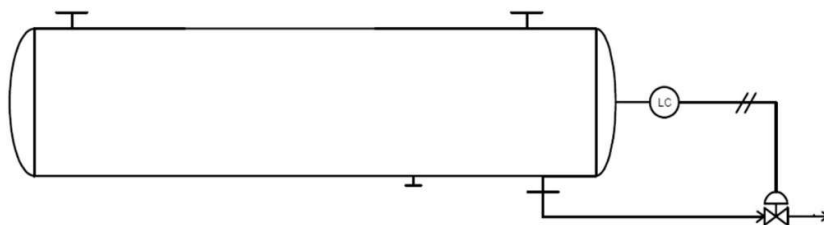


Figura 7.1 – Control de nivel en separador líquido-gas V101.

7.3.3 Control de temperatura

La temperatura se controla de forma indirecta, actuando sobre la fuente o sumidero de energía del sistema. Debido a esto, el control de temperatura tiene una respuesta muy lenta y difícil de estabilizar, pudiendo tardar más de 15 minutos para que retome el valor de temperatura de operación. Por tal motivo se requiere de un control adecuado para

superar la inercia térmica de los equipos antes de que se produzcan cambios de temperatura indeseados.

En el capítulo 3 se presentó el diseño de los equipos de transferencia de calor, pero la elección del tipo de sistema de control tiene foco en el aspecto funcional y no constructivo. Para esto se identifica la corriente controlante en el proceso de intercambio de calor, debido a que manipulando esta se logra un mayor efecto en la respuesta del control, y por otro lado se analiza la existencia o no de cambio de fase de los fluidos.

El control de la temperatura de un equipo de transferencia de calor en el que el fluido controlante es el auxiliar se hace colocando un sensor de temperatura a la salida del fluido de proceso. Si el valor de temperatura dista con el del set point, el controlador envía una señal para modificar el set point del controlador de caudal del fluido auxiliar y así, por efecto cascada, la válvula de control abre o cierra sobre la corriente de fluido auxiliar para permitir que la variable retome el valor deseado.

Si el fluido controlante es el de proceso, se adopta un sistema de control colocando un by-pass sobre la corriente de este. Se mide la temperatura de salida de la corriente de proceso y si varía con respecto a la del valor de diseño, se produce la apertura o cierre de la válvula que by-pasea el fluido para que este se pueda mezclar con el caudal saliente del intercambiador de calor.

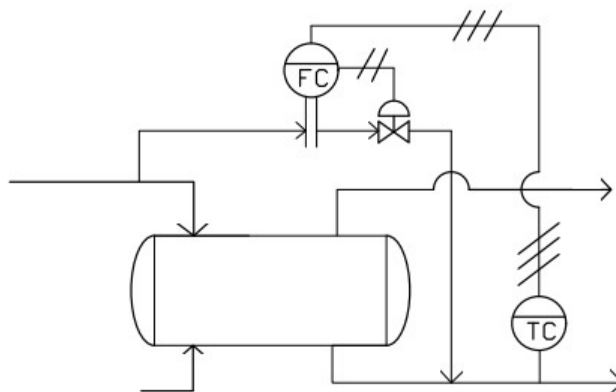


Figura 7.2 – Control de temperatura en los enfriadores E101, E102 y E103.

7.3.4 Control en la columna de destilación

Generalmente, el sistema de control que se aplica en la columna de destilación es el encargado de asegurar la calidad de los productos de tope y fondo para la cual fue diseñada.

La composición de los productos está relacionada con el número de platos (N_p) de la columna y el valor del reflujo. Como N_p es un parámetro constructivo y es un número fijo, lo que se debe mantener constante es el reflujo.

Para lograr la calidad requerida de productos de la columna se controlan la presión y la temperatura, permitiendo un rango de desviación muy pequeño para que el sistema de control pueda corregirlas, devolviéndolas a su valor de diseño y lograr las especificaciones deseadas.

Debido a que en el condensador de la columna la corriente controlante es la de proceso, no es conveniente controlar la presión con la velocidad de condensación, por lo que se decide aplicar un control en cascada. Sujeto a que la presión es una variable de respuesta rápida, se ubica un sensor de presión en el tope de la torre, el controlador de presión envía la señal a un controlador de temperatura y este seguidamente envía otra señal al controlador de flujo que regula el caudal del fluido térmico en la marmita. Si ocurre un aumento de temperatura del fluido refrigerante en el condensador, la velocidad de condensación disminuye, aumenta la cantidad de vapores en la torre por lo tanto aumenta la presión en ella y para contrarrestar este efecto, el controlador de presión envía una señal para cambiar el set point del controlador de temperatura (disminuirlo) y este a su vez manda una señal al controlador de caudal del fluido calefactor para accionar el cierre de la válvula, ubicada antes de su ingreso al rehervidor, y así generar una menor cantidad de vapor y disminuir la presión en la torre. Si se produce un descenso de temperatura del agua de enfriamiento, el sistema de control actúa en forma contraria a lo explicado anteriormente.

En esta planta, como el producto de interés es el del fondo de la columna, la temperatura se controla por medio de la velocidad de evaporación. Se ubica un sensor de temperatura cercano a la corriente de interés (ácido acético en fondo de torre) y en el caso de que su valor aumente, cuando la presión permanece constante, el controlador resetea el valor del caudal de fluido auxiliar para que su ingreso sea menor hasta estabilizar el valor de la temperatura.

Para controlar el caudal de reflujo se coloca un sensor de caudal y luego una válvula de control sobre la corriente líquida que retorna a la columna. De esta manera, por ejemplo, si aumenta el caudal de la corriente, el controlador envía a la válvula una señal para que se cierre y no ingrese mayor caudal que el requerido.

El acumulador de reflujo debe contar con un control de nivel para que no haya problemas con la bomba, este se aplica manipulando el flujo de la corriente de destilado a través de una válvula de control ubicada en ella. El controlador de nivel manda una señal al

controlador de flujo para que abra o cierre la válvula de acuerdo el nivel sea mayor o menor al máximo y mínimo determinados, respectivamente.

Por último, debe se controlar el nivel de líquido en el vertedero del rehervidor para que se genere un correcto desprendimiento de las partículas de líquido y vapor. Cuando el nivel de líquido es alto, el controlador envía una señal a la válvula ubicada en el fondo del recipiente para que se abra y permita el paso de fluido.

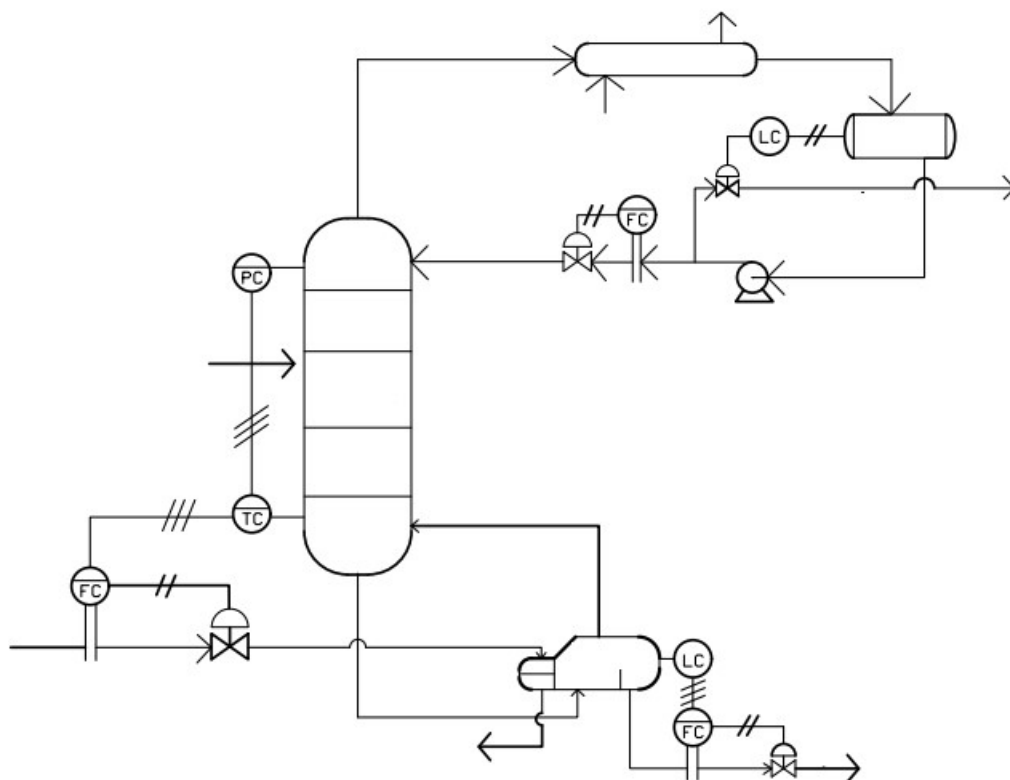


Figura 7.3 – Control en la columna de destilación T101

7.3.5 Control en tanques de almacenamiento

Los tanques de almacenamiento de ácido acético están aislados térmicamente para que, ante posibles descensos o aumentos de la temperatura externa por factores climáticos, no haya modificaciones de temperatura en el interior del recipiente.

Tanto en los tanques de almacenamiento de ácido acético como en los de metanol, la variable de interés a controlar es el nivel. Se asigna un rango de variación de nivel donde el mínimo es para que haya buen funcionamiento de la bomba y el máximo para evitar el rebalse.

Si el sensor detecta que el nivel se encuentra en el máximo, el transmisor envía una señal al controlador para que se cierre la válvula de caudal de ingreso y si está en el mínimo se envía una señal de apertura de esta válvula.

7.3.6 Control en los reactores

Como en los reactores TAC utilizados la reacción es exotérmica, es necesario introducir una corriente de agua refrigerante a un encamisado para enfriar el mismo. El control se efectúa por medio de un controlador de temperatura (cuyo sensor se encuentra dentro del reactor) en cascada sobre un controlador de caudal del agua de enfriamiento.

La presión se controla extrayendo el exceso de gas que se puede producir en la reacción.

Debido a que es de suma importancia controlar la relación entre ambos reactantes para no ingresar un exceso mayor al de diseño (10% molar de CO respecto al metanol) ya que probablemente ocasionaría pérdidas económicas, deben existir controladores de caudal en el ingreso de cada una de las corrientes de alimentación.

La salida de producto se obtiene por medio de un control en cascada entre el controlador de nivel del reactor y el controlador de caudal en la línea del producto.

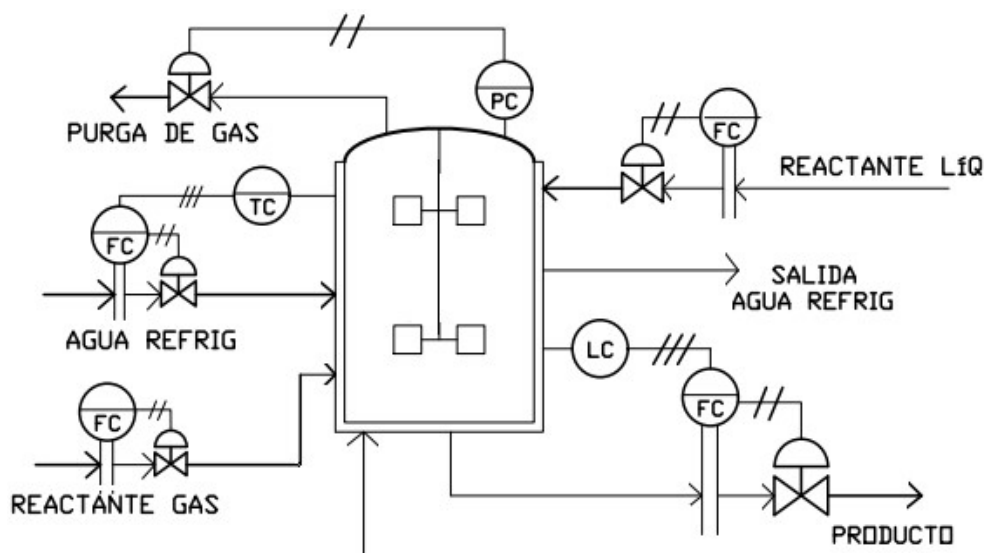


Figura 7.4 – Control en reactores R101A/B

En el anexo del capítulo 7 se presentan los diagramas P&I (de cañerías e instrumentos) de todos los equipos que componen la planta de producción de ácido acético.

7.4 BIBLIOGRAFÍA

1. Burguillos V. – Control de temperatura en cambiadores de calor – Ingeniería química – España – Marzo 2.002
2. Burguillos V. – Control de reactores – Ingeniería química – España – Octubre 2.005

CAPÍTULO 8

ANÁLISIS ECONÓMICO DE LA PLANTA

8.1. INTRODUCCIÓN

Para que un proyecto de características industriales sea viable debe tener factibilidad tanto técnica como económica. La evaluación económica debe estar presente en el diseño de la planta en todo momento.

En este capítulo se analiza el potencial económico del proyecto, teniendo en cuenta el estudio de la inversión, costos de producción, ganancias por ventas, financiamiento, rentabilidad y sensibilidad frente a variables de interés para evaluar su viabilidad en un periodo de 10 años. Los indicadores utilizados son la tasa interna de retorno (TIR), el valor actual neto (VAN) y el pay-off.

8.2. INVERSIÓN INICIAL

La inversión inicial es la cantidad de dinero que se necesita para obtener los recursos requeridos para poner en marcha y mantener en funcionamiento la planta.

Existen diversos métodos para obtener la inversión de capital en un proyecto, la elección de este depende de la información disponible y de la precisión de cálculo requerida.

La inversión fija se estima a partir del costo de los equipos de la planta, el cual corresponde al costo de material, costo de construcción y costo de instalación. Luego, se calculan los demás componentes que contribuyen a la inversión como un porcentaje respecto del costo de los equipos.

8.2.1. Costos de los equipos de proceso.

El cálculo de los costos de equipos tales como recipientes a presión, torre de destilación, reactores, intercambiadores de calor y tanques de almacenamiento atmosférico se realiza siguiendo el método propuesto en Sinnott. El cual consiste en calcular, aplicando la ecuación 8.1, un precio de compra en función de dos factores de costo (a y b), del tamaño del equipo (S) y de un exponente n característico de cada tipo de equipo, y luego corregir si es necesario por un factor de material. Los factores de costo, referidos al año 2007, las unidades correspondientes al tamaño, y el factor n se muestran en la tabla 8.1.

Con respecto a los factores de costo, vale aclarar que los mismos están referidos a acero al carbono, siendo la excepción los correspondientes al reactor cuyo material base es acero inoxidable 304.

El costo ajustado a un material distinto de acero al carbono se determina multiplicando el costo del equipo por el factor de material F_m cuyo valor es 1,3 para el acero inoxidable.

$$C_p = a + b \cdot S^n \text{ Ec. 8.1}$$

Equipo	Unidades para tamaño, S	S _{inferior}	S _{superior}	a	b	n
Intercambiadores						
Carcasa y tubos	área, m ²	10	1000	24000	46	1,2
Doble tubo	área, m ²	1	80	1600	2100	1
Recipientes a presión						
Vertical	masa carcasa, kg	120	250000	15000	68	0,85
Horizontal	masa carcasa, kg	120	50000	11000	63	0,85
Reactores						
Agitado, encamisado	volumen, m ³	0,5	100	53000	2800	0,8
Tanques						
Techo cónico	capacidad, m ³	10	4000	5000	1400	0,7
Platos						
orificio	diámetro, m	0,5	5	110	380	1,8

Tabla 8.1 – Valores para el cálculo del costo de los equipos.

Para el cálculo del costo de las **bombas rotatorias** de acero al carbono se utiliza la ecuación 8.2⁵, válida en un rango de 50-1500 gal/min, donde Q es el caudal volumétrico impulsado por la bomba en galones por minuto y se usan como base datos del año 2000. Si la bomba es de otro material, se aplica el factor de ajuste F_m como se indicó anteriormente, pero en este caso se adopta $F_m = 2$ para acero inoxidable.

$$C_p = \exp [7,2744 + 0,1986 \cdot (\ln Q) + 0,0291 \cdot (\ln Q)^2] \text{ Ec. 8.2}$$

Una vez obtenido el costo de los equipos se estima el precio de los mismos instalados C_{bm} , multiplicando el valor obtenido anteriormente por un factor de instalación que depende del tipo de equipo como se puede ver en la tabla 8.2.

⁵ Seider, 2^{da} edición. Bibliografía utilizada por el tipo de bombas en particular.

Equipo	Factor de instalación (F_{bm})
Columnas de destilación	4
Intercambiadores de calor	3,5
Recipientes a presión	4
Equipo diverso	2,5
Bombas rotatorias	3,3

Tabla 8.2 – Factores de instalación.

Finalmente, para traer los precios a valores actuales se ajusta el costo hacia el año 2020 usando índices de costos de plantas de ingeniería química (CE) publicados en la revista *Chemical Engineering*, como se presenta en la ecuación 8.3.

Los valores de CE para el año 2000, 2007 y 2020 son 394, 509,7 y 618, respectivamente.

$$C_{bm\ 2020} = C_{bm\ \text{año de datos}} * \left(\frac{CE_{2020}}{CE_{\text{año de datos}}} \right) \text{ Ec. 8.3}$$

En la tabla 8.3 se presentan las estimaciones de los costos de los equipos instalados en el año 2020.

ID equipo	Cantidad	Identificación	C_{bm} año 2020
E - 101	1	Enfriador del producto del separador	\$ 136.863
E - 102	2	Enfriador del ácido acético	\$ 322.302
E - 103	1	Enfriador del medio de reacción recirculado	\$ 51.348
E - 104	1	Rehervidor columna de destilación	\$ 152.439
E - 105	1	Condensador columna de destilación	\$ 153.300
V - 101	1	Separador bifásico horizontal	\$ 221.008
V - 102	1	Acumulador de reflujo	\$ 81.666
T - 101	1	Torre de destilación	\$ 280.188
TK-101 A/B	2	Tanque de almacenamiento de Metanol	\$ 776.885
TK-102 A/B	2	Tanque de almacenamiento de Ácido acético	\$ 1.183.557
R - 101 A/B	2	Reactor	\$ 1.817.043
P-101 A/B	2	Bomba tanque de metanol a reactor	\$ 39.044,55
P-102 A/B	2	Bomba reciclo a reactor	\$ 30.587,22
P-103 A/B	2	Bomba reflujo torre	\$ 60.049,83
Total			\$ 5.306.281

Tabla 8.3 – Costos de equipos de la planta actualizados al año 2020.

8.2.2 Estimación de la inversión del proyecto.

Para determinar la inversión necesaria en una planta se deben considerar además del costo de los equipos una serie de ítems que comprenden los costos asociados a la adquisición del terreno, compra de fluidos auxiliares, preparación del proyecto, preparación del terreno e infraestructura, instrumentación, fundaciones, edificios y estructuras entre otros. Es decir, que, una vez conocido el costo total de los equipos, se calcula la inversión de la planta, evaluando distintos ítems tomando cada uno de ellos como un porcentaje del costo de los equipos.

El porcentaje de gastos de cañerías y accesorios incluye válvulas, tuberías, soportes y conexiones; el ítem de edificios y estructuras engloba la construcción del edificio de oficinas, sala de control, materiales, plomería, iluminación, calefacción y ventilación; y el fondo para contingencias se tiene en cuenta para acontecimientos no previstos como problemas climáticos, variaciones en los precios, errores de estimación de costos, entre otros.

El costo del aceite térmico se computo considerando tanto el caudal necesario para la transferencia de calor como el que se encuentra en el resto del circuito de intercambio (cañerías, horno).

En la tabla 8.4 se presentan los porcentajes utilizados para cada caso, y los costos para cada uno de los ítems contemplados. De esta manera la inversión del proyecto asciende a los 25.366.050 USD. Cabe aclarar que el valor del dólar utilizado en este trabajo es de 64 ARS correspondiente a la cotización del Banco Nación del día 13/04/2020.

Ítem	% del valor de equipos	Costo [USD]
Preparación Proyecto	6	\$ 318.377
Contrato de tecnología (ing. básica)	20	\$ 1.061.256
Ingeniería de detalle	40	\$ 2.122.513
Preparación de terreno e infraestructura	32	\$ 1.698.010
Administración, contratistas y obradores	40	\$ 2.122.513
Preparativos, puesta en marcha y ensayo	6	\$ 318.377
Repuestos	4	\$ 212.251
Instrumentación	13	\$ 679.204
Cañerías y accesorios	29	\$ 1.528.209
Fundaciones	18	\$ 933.906
Edificios y estructuras	21	\$ 1.103.707
Contingencias	40	\$ 2.122.513
Therminol	-	\$ 27.196
Terreno	-	\$ 5.811.739

Tabla 8.4 – Inversiones basadas en el costo de equipos.

8.3. ESTIMACIÓN DE LOS COSTOS FIJOS

Los costos fijos de la planta son aquellos que no dependen del nivel de producción de esta, es decir que mantienen el mismo valor ya sea que la fábrica se encuentre parada o produciendo al 100%. Están constituidos por los salarios del personal de la planta, servicios externos contratados, gastos de mantenimiento de los equipos de proceso y de servicios auxiliares, servicio energético anual, gastos generales, de ventas, seguros e impuestos y depreciaciones.

Los servicios de limpieza y seguridad se contratan a empresas del rubro, siendo el monto anual de los contratos de 6600 y 26000 USD. Por otro lado, también se contempla el pago de un servicio emergencias que permita que una ambulancia y su personal concurren a la planta en caso de alguna eventualidad, el monto del contrato para este servicio es de 2100 USD/año.

El personal de la planta se compone de: un gerente responsable legal de la empresa que se encarga de que se cumplan los procedimientos acordados; un ingeniero que ejecuta, optimiza y controla el proceso; un licenciado encargado del cumplimiento de políticas de seguridad, higiene y medioambiente; personal administrativo compuesto por un contador, una persona de recursos humanos, un recepcionista y un encargado de ventas y logística; dos técnicos que controlan y realizan tanto la entrega del producto como la recepción de materia prima; ocho personas que controlan las variables del proceso de la planta garantizando calidad del producto y seguridad de equipos y personal.

El salario neto de los trabajadores se estima de acuerdo con los valores del convenio colectivo de trabajo N° 77/89 -Federación argentina de trabajadores de industrias químicas y petroquímicas-. Para el computo del gasto anual en salarios se contemplan 13 meses de sueldo, se incluye el aguinaldo, un adicional del 30% porque la planta está en zona patagónica y se consideran además las cargas patronales (jubilación, obra social y ART) con un valor del 50% del sueldo neto, de esta manera el monto necesario para este rubro asciende a los 799360 USD anuales.

En la tabla 8.5 se discriminan los gastos de personal de la planta por categoría.

Puesto	Nº de personas	Salario neto por persona [USD/mes]	Gasto anual [USD/año]
Gerente	1	\$ 2.841	\$ 72.022
Recepcionista, RRHH y Ventas y logística	3	\$ 765	\$ 58.171
Contador	1	\$ 1.311	\$ 33.241
Personal sala de control	8	\$ 2.076	\$ 421.049
Ingeniero de procesos	1	\$ 2.576	\$ 65.294
Lic. de seguridad, higiene y medio ambiente	1	\$ 2.185	\$ 55.401
Téc. de despacho y recepción de materia prima	2	\$ 1.858	\$ 94.182

Tabla 8.5 – Gastos de personal de la planta

El costo anual del consumo energético fijo - para mantener la planta con energía, aunque no se encuentre en producción- se toma de la tarifa de la Sociedad Cooperativa Popular Limitada de Comodoro Rivadavia.

Las depreciaciones se calculan a través del método lineal, por ser el más utilizado en el país, considerando que las maquinarias tienen una vida útil de 10 años y que el valor residual es nulo. El resto de los gastos usualmente se estiman como un porcentaje de los gastos de personal, de la inversión fija o de las ventas anuales. En el caso particular de los gastos generales -que incluyen comunicaciones, librería, cafetería y mantenimiento de instalaciones no involucradas en la producción- usualmente se fijan en el 50% de los gastos de personal.

En la tabla 8.6 se presenta un resumen con los costos fijos de la planta.

Costos fijos	USD/año
Gastos de personal	\$ 834.060
Gastos generales (50% de gastos de personal)	\$ 417.030
Gastos de mantenimiento (3% de inv. fija)	\$ 760.981
Seguros e Impuestos locales (1% de inv. fija)	\$ 253.660
Depreciaciones (lineal a 10 años)	\$ 2.536.605
Costos de administración y ventas (8% de la capacidad instalada de la planta)	\$ 3.155.534
Consumo energético fijo	\$420
Total	\$ 7.958.290

Tabla 8.6 – Costos fijos de la planta

8.4. ESTIMACIÓN DE LOS COSTOS VARIABLES

Los costos variables representan los gastos que dependen de la operación de la planta y varían de acuerdo con el nivel de producción de esta, se tiene en consideración que funciona 330 días al año y para su cálculo se toma la capacidad máxima de producción de la planta. Están compuestos por gastos de materia prima, agua de enfriamiento y consumo energético variable.

Los costos del metanol y del monóxido de carbono utilizados en el proceso son de 310 y 150 USD/tn, respectivamente. El consumo energético tiene en cuenta el consumo de 10438 kW mensuales en las bombas, iluminación de la planta y edificios. Además, contempla el consumo de los diversos equipos y/o artefactos que se encuentran en las oficinas y sala de control.

Costos variables	USD/año
Metanol	\$ 12.802.859
Monóxido de carbono	\$ 5.415.401
Agua de enfriamiento	\$ 34.417
Consumo energético variable	\$ 16.884
Total	\$ 18.269.562

Tabla 8.7 – Costos variables de la planta

El costo total del producto es la suma de los costos fijos y variables, que en este caso resulta ser de 26277852 USD/año.

8.5. DETERMINACIÓN DEL PUNTO DE EQUILIBRIO

Este punto hace referencia al nivel de ventas donde los costos fijos y variables se encuentran cubiertos. Esto supone un beneficio nulo para la empresa, es decir no gana ni pierde dinero.

Al aumentar los ingresos por ventas se está por encima de dicho punto obteniendo un beneficio, caso contrario genera pérdidas. Por esto, el mercado debe ser tal para que las ventas del proyecto estén por encima del punto de equilibrio.

Se debe tener en cuenta que a los ingresos por ventas anuales se les descuenta un 2%, correspondiente a impuestos establecidos por la provincia (Chubut) para industrias químicas.

El punto de equilibrio se puede representar gráficamente poniendo los ingresos por ventas y el valor de los costos de producción en función de la cantidad de producto. En este proyecto el punto se alcanza en 28026 tn/año, lo que equivale al 36% de la capacidad instalada de la planta, como se observa en la figura 8.1.

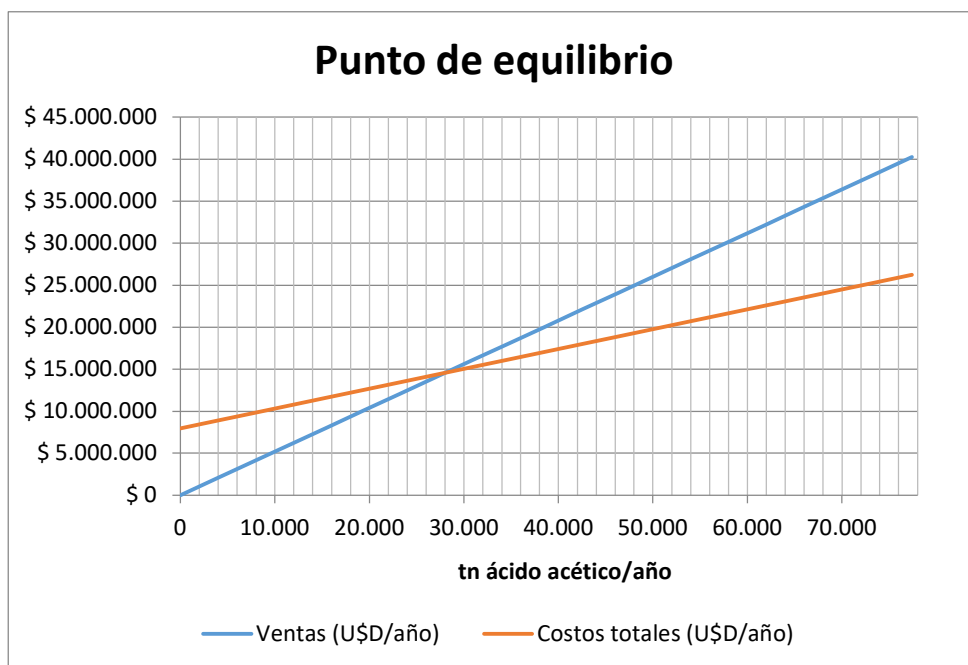


Figura 8.1 – Punto de equilibrio

8.6. RENTABILIDAD DEL PROYECTO

Si bien la rentabilidad de un proyecto puede ser considerada según las consecuencias que su ejecución puede originar, aquí sólo se tienen en cuenta los beneficios económicos obtenidos y su relación con el capital invertido. Es decir, es una forma de medir los beneficios obtenidos en el futuro comprometiendo recursos en el presente.

Los indicadores de rentabilidad más comúnmente utilizados en la industria química son: la tasa interna de retorno (TIR), el valor actual neto (VAN), y el período de devolución del capital (pay-off), los cuales se aplican una vez obtenida la proyección de resultados.

Es necesario proyectar resultados a futuro considerando un periodo de tiempo del proyecto (en este caso 10 años), obteniendo para el final cada año un cuadro de resultados que permita conocer el flujo neto de caja, siendo este la suma de todas las ganancias proyectadas menos todos los pagos efectuados durante ese lapso.

Para la preparación del cuadro proyectado, se adopta una serie de premisas que puede variar según el caso y la circunstancia en que se realiza, una de ellas es que el impuesto a las ganancias es el 35% del beneficio bruto, descontando los intereses del préstamo (aplicado en Argentina al año 2020).

8.6.1. Financiamiento

Conociendo la inversión inicial necesaria, se agrega un capital de trabajo equivalente al 3% de esta, quedando el total de la inversión fija con un valor de 26.127.031 USD. Se considera que una parte es financiada por un ente externo y otra parte dependerá de un financiamiento propio. Teniendo esto en cuenta, se pide un préstamo al Banco de la Nación Argentina correspondiente a un 70% de la inversión fija (18.288.922 USD) con un interés anual del 4% sobre el saldo adeudado a pagar en un plazo de 10 años.

8.6.2. Valor actual neto (VAN)

Debido que el valor de la unidad monetaria cambia con el tiempo se utiliza como indicador el VAN. El cual es una medida del rendimiento económico que permite tener un valor de los flujos de fondo futuros esperados en el momento actual, una vez descontada la inversión inicial. Es decir, para su determinación se calcula cuál es el valor actual del dinero que se recibe en el futuro considerando una tasa de interés anual, la cual se denomina tasa de corte.

Para la determinación de la tasa de corte usualmente se toma un valor entre 10 y 20%, para este proyecto se adoptó un 15%.

Si el VAN es positivo el proyecto de inversión permite conseguir ganancias, si es negativo la empresa tendrá pérdidas y si su valor es nulo no hay beneficios ni pérdidas.

La expresión matemática para su cálculo está presentada en la ec. 8.4:

$$VAN = \sum_{n=0}^N F_n(1+i)^{-n} \quad \text{Ec. 8.4}$$

Dónde: F_n es el flujo neto de caja en el año n , N es el número total de períodos e i es la tasa de corte.

8.6.3. Tasa interna de retorno (TIR)

La determinación de la TIR es el método más utilizado para la evaluación de la rentabilidad de los proyectos de la industria química.

Para su estimación se calcula el valor actual del dinero que se recibe en el futuro, ya que está definida como la tasa de interés con la que la suma algebraica de los egresos y los ingresos actualizados es igual a cero. Es decir, representa la máxima tasa de interés que se podría pagar al financiamiento externo del proyecto.

Esta se compara con la tasa de corte, que es el coste de oportunidad de inversión. Si la tasa de rendimiento del proyecto, expresada por la TIR, supera la tasa de corte se acepta la inversión, en caso contrario se rechaza.

La forma de cálculo de la TIR está expresada en la ec. 8.5:

$$0 = \sum_{n=0}^N F_n(1+i)^{-n} \text{ Ec.8.5}$$

Dónde: F_n es el flujo neto de caja en el año n , N es el número total de períodos e i es la tasa de rendimiento correspondiente al flujo de fondos.

Para este proyecto se obtienen los valores de indicadores presentados en la tabla 8.8. Esto significa que se pagan las inversiones, que existe un beneficio y que el proyecto es rentable. Una tasa interna de retorno relativamente alta se puede deber al hecho de no haber tenido precisión en algunos valores, sobre todo en el costo de los insumos.

Indicador	Valor
ΣVAN	\$ 16.530.630
TIR	30%

Tabla 8.8 – Indicadores de rentabilidad del proyecto

El cuadro de proyección de resultados para los 10 años de duración del proyecto se indica en la tabla 8.9.

FLUJO DE CAJA DEL PROYECTO											
Período	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	m0	m1	m2	m3	m4	m5	m6	m7	m8	m9	m10
Inversión total	\$ -26.127.031										
Ingresos por ventas		\$ 39.444.172	\$ 39.444.172	\$ 39.444.172	\$ 39.444.172	\$ 39.444.172	\$ 39.444.172	\$ 39.444.172	\$ 39.444.172	\$ 39.444.172	\$ 39.444.172
Costo total		\$ 26.227.852	\$ 26.227.852	\$ 26.227.852	\$ 26.227.852	\$ 26.227.852	\$ 26.227.852	\$ 26.227.852	\$ 26.227.852	\$ 26.227.852	\$ 26.227.852
Beneficio bruto		\$ 13.216.320	\$ 13.216.320	\$ 13.216.320	\$ 13.216.320	\$ 13.216.320	\$ 13.216.320	\$ 13.216.320	\$ 13.216.320	\$ 13.216.320	\$ 13.216.320
Interés de préstamos		\$ -731.557	\$ -658.401	\$ -585.245	\$ -512.090	\$ -438.934	\$ -365.778	\$ -292.623	\$ -219.467	\$ -146.311	\$ -73.156
Impuesto a las ganancias		\$ 4.369.667	\$ 4.395.272	\$ 4.420.876	\$ 4.446.481	\$ 4.472.085	\$ 4.497.690	\$ 4.523.294	\$ 4.548.899	\$ 4.574.503	\$ 4.600.107
Beneficio neto		\$ 8.115.096	\$ 8.162.647	\$ 8.210.198	\$ 8.257.750	\$ 8.305.301	\$ 8.352.852	\$ 8.400.403	\$ 8.447.954	\$ 8.495.506	\$ 8.543.057
Depreciaciones		\$ 2.536.605	\$ 2.536.605	\$ 2.536.605	\$ 2.536.605	\$ 2.536.605	\$ 2.536.605	\$ 2.536.605	\$ 2.536.605	\$ 2.536.605	\$ 2.536.605
Devolución de préstamos		\$ -1.828.892	\$ -1.828.892	\$ -1.828.892	\$ -1.828.892	\$ -1.828.892	\$ -1.828.892	\$ -1.828.892	\$ -1.828.892	\$ -1.828.892	\$ -1.828.892
Flujo neto de caja	\$ -26.127.031	\$ 8.091.252	\$ 8.211.959	\$ 8.332.666	\$ 8.453.373	\$ 8.574.079	\$ 8.694.786	\$ 8.815.493	\$ 8.936.200	\$ 9.056.907	\$ 9.177.614
Flujo neto acumulado	\$ -26.127.031	\$ -18.035.779	\$ -9.823.821	\$ -1.491.155	\$ 6.962.218	\$ 15.536.297	\$ 24.231.084	\$ 33.046.577	\$ 41.982.777	\$ 51.039.684	\$ 60.217.298

Tabla 8.9 – Flujo de fondos del proyecto

8.6.4. Período de recuperación del capital

El pay-off es el tiempo que se tarda en recuperar la inversión, esto puede verse a través del flujo neto de caja presentado en la tabla 8.9, donde se ve el cambio de signo en el flujo de fondos acumulado.

Se prefiere que el proyecto tenga el menor tiempo de recuperación de la inversión posible para evitar o disminuir riesgos por cambios políticos, tecnológicos y/o económicos.

En la figura 8.2 se observa la evolución del flujo neto de caja acumulado en función del tiempo de vida útil de la planta. Cuando la curva corta el eje de las abscisas se determina el pay-off. El tiempo necesario para el recupero del capital de este proyecto es de 3 años y 2 meses.

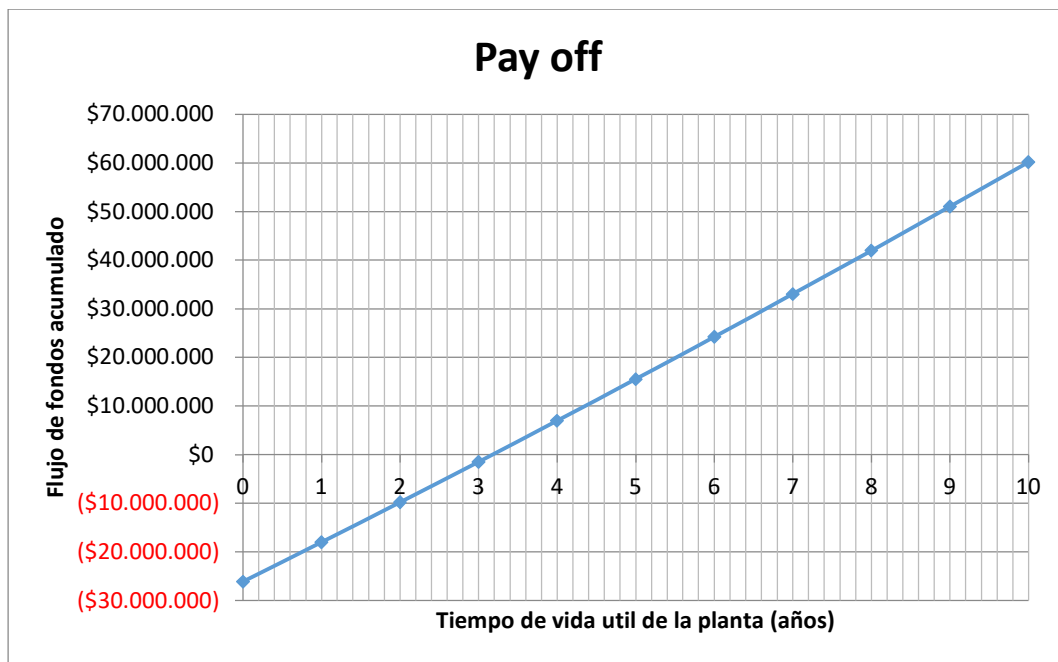


Figura 8.2 – Pay-off del proyecto

8.7. ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD

Este análisis permite ver en qué medida afectan los cambios al proyecto, es decir la incidencia de algunas variables sobre los indicadores económicos que determinan la rentabilidad.

Además de poder observar qué variables repercuten en mayor o menor grado sobre los resultados, se pueden conocer los límites de variación para los cuales no hay alteraciones significativas en los valores obtenidos.

Para determinar la sensibilidad del proyecto, se calculan la TIR y el periodo de repago variando el precio de venta del producto y el precio de compra de la materia prima. Pueden verse los resultados en las figuras 8.3 y 8.4 y en las tablas 8.10 y 8.11.

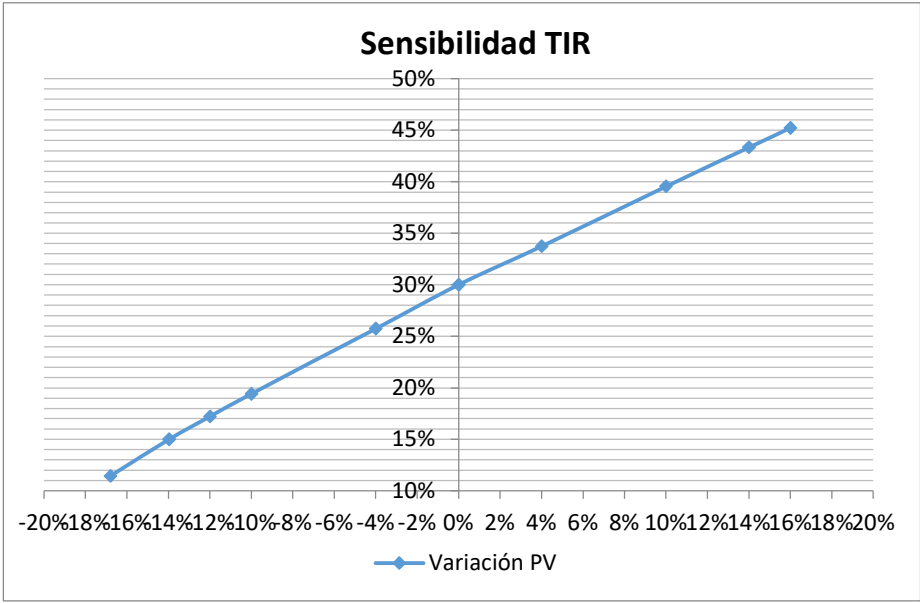


Figura 8.3 – TIR en función de la variación del precio de venta.

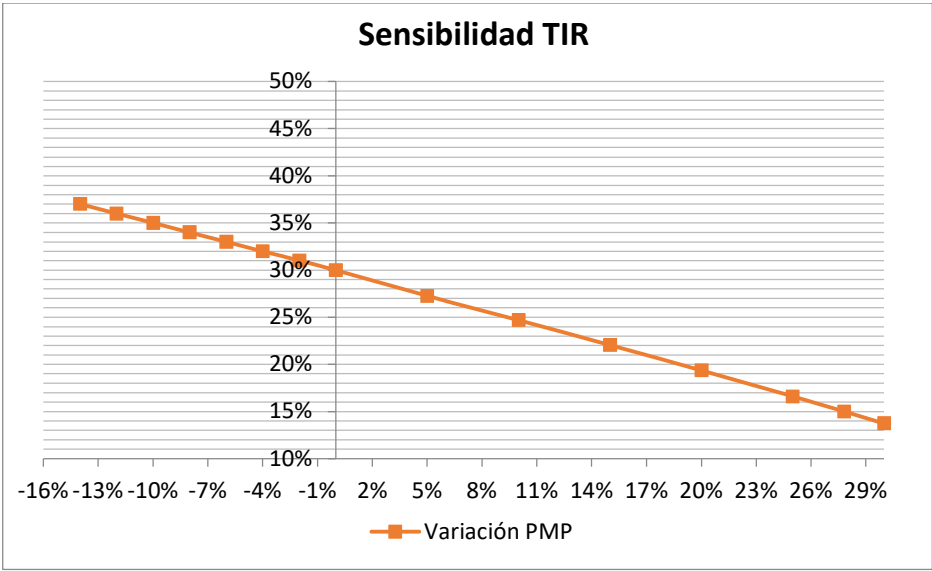


Figura 8.4 – TIR en función de la variación del costo de la materia prima

En la figura 8.3 se ve que el precio de venta se puede disminuir hasta un 14% ya que a valores más bajos la TIR resulta inferior a la tasa de corte (15%) por lo que el proyecto no sería rentable.

En la figura 8.4 se puede observar que la variación del precio de compra de la materia prima influye en menor medida sobre los resultados de la TIR, este debe aumentar un 28% para que la TIR esté por debajo de la tasa de corte.

Por otro lado, en la tabla 8.10 se aprecia que a medida que el precio de venta del producto aumenta, el periodo de repago es menor y viceversa. En la tabla 8.11 se ve que con el aumento del costo de la materia prima pasa lo contrario, como es de esperar. De igual manera se percibe que ésta última variable afecta en menor medida a los resultados del pay off.

De lo expuesto anteriormente, se concluye que la variable que más afecta la rentabilidad de este proyecto es el precio de venta del ácido acético.

Variación PV	Pay Off
-14%	5 años y 2 meses
-12%	4 años y 9 meses
-10%	4 años y 5 meses
-8%	4 años y 1 mes
-4%	3 años y 7 meses
0%	3 años y 2 meses
4%	3 años y 10 meses
8%	3 años y 7 meses
10%	2 años y 6 meses
12%	2 años y 4 meses

Tabla 8.10 – Sensibilidad del pay off al precio de venta del producto.

Variación PMP	Pay off
-14%	2 años y 8 meses
-12%	2 años y 9 meses
-10%	2 años y 9 meses
-8%	2 años y 10 meses
-4%	3 años
0%	3 años y 2 meses
4%	3 años y 4 meses
8%	3 años y 7 meses
10%	3 años y 8 meses
12%	3 años y 10 meses

Tabla 8.11 – Sensibilidad del pay off al precio de compra de la materia prima.

8.8. BIBLIOGRAFÍA

1. Ray R.K. Sinnott; Gavin Towler – Diseño en ingeniería química – Quinta edición – España – Reverté – 2.017
2. Seider Warren D.; Seader J.D.; Lewin Daniel R. – Product and process design principles – Segunda edición – EE.UU. – Wiley – 2.003
3. Dubois René A. – Evaluación de inversiones en la industria química – Primera edición – Argentina – Asociación química argentina – 1.993

CAPÍTULO 9

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

El objetivo del proyecto presentado fue realizar el diseño de una planta de producción de ácido acético, sin contemplar la planta de servicios auxiliares, aplicando la ingeniería básica con el fin de poder vender y distribuir el producto para obtener un beneficio económico.

Como no se tenía información suficiente para la obtención del monóxido de carbono, se consideró que este ingresa a la planta con la pureza requerida para su uso en el proceso. Por lo tanto, se recomienda estudiar más a fondo este aspecto en futuros trabajos.

En el proyecto desarrollado el producto se lleva a una temperatura de 50 °C para su almacenamiento. Se enfría con agua debido a que, si se utilizara aire, fluido más económico, este se calentaría hasta una temperatura de 90°C aproximadamente. Al no disponer en ese momento la legislación vigente y considerar que la temperatura del aire podría llegar a no cumplir las normas ambientales, se decidió utilizar agua como medio de enfriamiento.

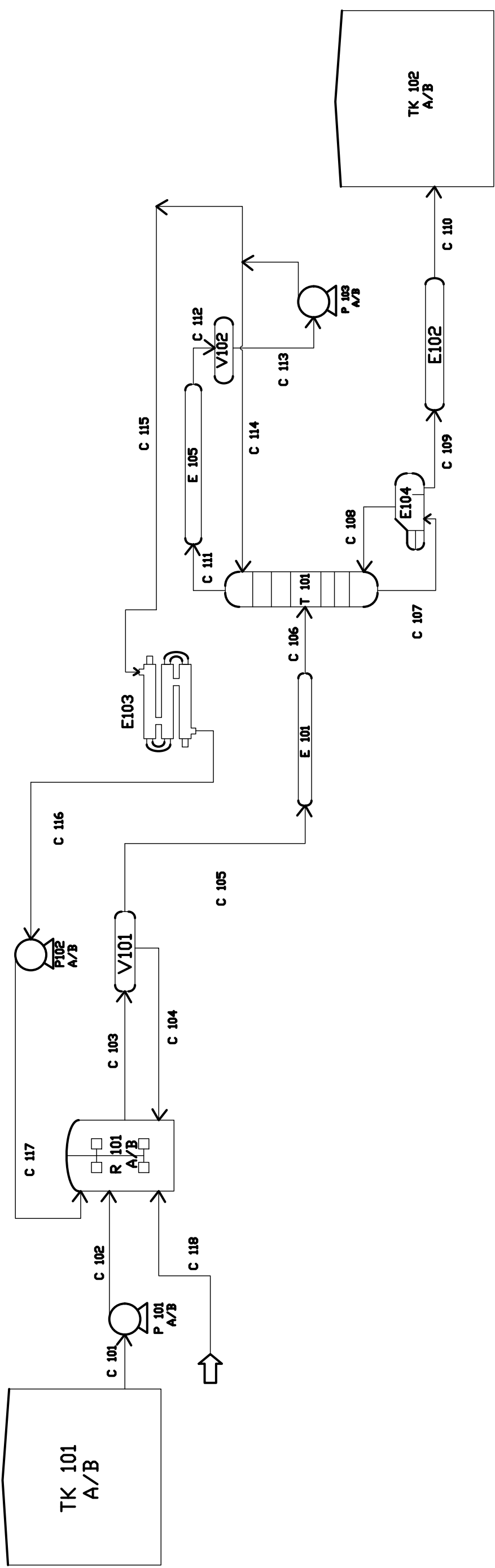
Cabe destacar que en el diseño de los equipos se aplicaron criterios de seguridad inherente para minimizar o eliminar los riesgos del proceso mediante instalaciones más seguras

Para finalizar, de acuerdo con el análisis económico del proyecto, este es rentable. El valor del VAN obtenido es de 16.530.630 USD y de la TIR es del 30%. La tasa interna de retorno puede ser relativamente alta debido a alguna imprecisión en los datos utilizados, sobre todo en el costo de la materia prima para el cual se consiguieron rangos de precios internacionales a los que se le agregaron costos de transporte e impuestos aduaneros.

El periodo de repago de 3 años y 2 meses, tiempo necesario para recuperar el capital invertido, es considerablemente bueno ya que es aproximadamente el 30% de la vida útil de la planta. También se puede decir que el proyecto no tiene una sensibilidad alarmante con respecto al precio de venta del producto, ni con el precio de compra de la materia prima ya que estos pueden variar hasta un 14% y un 28%, respectivamente sin que el proyecto deje de ser rentable.

ANEXO I

DIAGRAMA DE FLUJO



PLANTA DE OBTENCIÓN DE ÁCIDO ACÉTICO	AÑO: 2020
	CASO SCARAFIL - OJEDA
PROYECTO DE INGENIERÍA QUÍMICA	INGENIERÍA QUÍMICA
UNIVERSIDAD NACIONAL DE LA PATAGONIA SAN JUAN BOSCO	

ANEXO II

BALANCE DE MASA

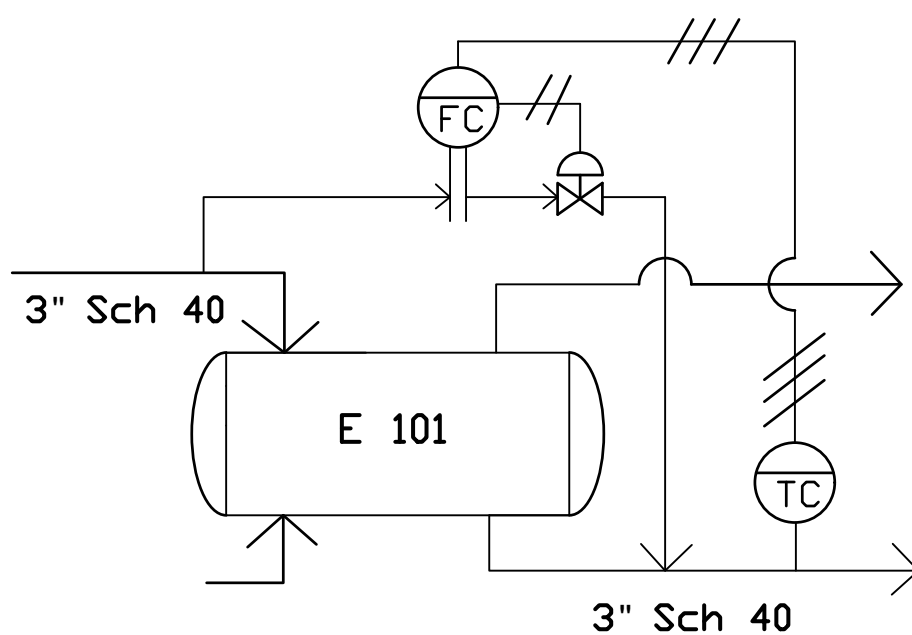
Propiedad	C101	C102	C103	C104	C105	C106	C107
Fracción vapor	0	0	0,115	1	0	0	0
Metanol	147,138	147,138	0	0	0	0	0
CO	0	0	14,72	14,72	0	0	0
Ácido acético	0	0	147,18	147,18	147,18	147,18	292,904
Acetato de metilo	0	0	30,34	30,34	30,34	30,34	0,09405
Ioduro de metilo	0	0	4,46	4,46	4,46	4,46	0,00966
Agua	0	0	15,49	15,49	15,49	15,49	0,13178
Flujo molar [kmol/h]	147,138	147,138	212,19	14,72	197,47	197,47	293,13982
Flujo másico [kg/h]	4714,30	4714,30	12410,60	412,31	11998,28	11998,28	17600,11
Flujo vol [m3/h]	5,98	5,99	44,98	20,21	14,88	13,03	19,81
T [°C]	25	27	194	194	194	125	156
Presión [kPa]	101,32	2870	2870	2870	2870	1250	300
Densidad [kg/m3]	788,25	786,69	275,89	20,4	806,32	921,12	888,61
Entalpía [MJ/h]	-35716	-35673	-85073	-1554,2	-83890	-85976	-135270
P.M. [kg/kmol]	32,04	32,04	58,49	28,01	60,76	60,76	60,04
Viscosidad [mPa.s]	0,538	0,537	0,188	0,025	0,188	0,305	0,286

Propiedad	C108	C109	C110	C111	C112	C113
Fracción vapor	1	0	0	1	0	0
Metanol	0	0	0	0	0	0
CO	0	0	0	0	0	0
Ácido acético	145,766	147,138	147,138	0,080	0,080	0,080
Acetato de metilo	0,07805	0,016	0,016	56,90924	56,90924	56,90924
Ioduro de metilo	0,00766	0,002	0,002	8,36714	8,36714	8,36714
Agua	0,10678	0,025	0,025	29,02431	29,02431	29,02431
Flujo molar [kmol/h]	145,95882	147,181	147,181	94,38079	94,38079	94,38079
Flujo másico [kg/h]	8761,91	8838,22	8838,22	5930,89	5930,89	5930,89
Flujo vol [m3/h]	1643,89	9,95	8,71	893,22	6,27	6,27
T [°C]	156	156	50	86	86	86
Presión [kPa]	300	300	250	300	300	300
Densidad [kg/m3]	5,33	888,54	1014,4	6,6399	945,72	945,72
Entalpía [MJ/h]	-61835	-67924	-70157	-30022	-33093	-33093
P.M. [kg/kmol]	60,03	60,05	60,05	62,84	62,84	62,84
Viscosidad [mPa.s]	0,0126	0,286	0,794	0,0113	0,245	0,245

Propiedad	C114	C115	C116	C117	C118	C119
Fracción vapor	0	0	0	0	0	1
Metanol	0	0	0	0	0	0
CO	0	0	0	0	147,138	0
Ácido acético	0,038	0,042	0,042	0,042	0	0
Acetato de metilo	26,58524	30,324	30,324	30,324	0	0,016
Ioduro de metilo	3,90914	4,458	4,458	4,458	0	0,002
Agua	13,55931	15,465	15,465	15,465	0	0,025
Flujo molar [kmol/h]	44,09179	50,289	50,289	50,289	147,138	0,043
Flujo másico [kg/h]	2770,73	3160,05815	3160,16	3160,16	4121,34	1,92
Flujo vol [m3/h]	2,93	3,34	3,09	3,10	124,85	0,002
T [°C]	86	86	50	52	20	27
Presión [kPa]	300	300	250	2870	2870	2870
Densidad [kg/m3]	945,72	945,72	1023,12	1020,84	33,01	1031,51
Entalpía [MJ/h]	-15460	-17633	-17856	-17842	-16318	-14270
P.M. [kg/kmol]	62,84	62,84	62,84	62,84	28,01	44,64
Viscosidad [mPa.s]	0,245	0,245	0,361	0,36	0,018	0,62

ANEXO III

P&I



P&I ENFRIADOR E101

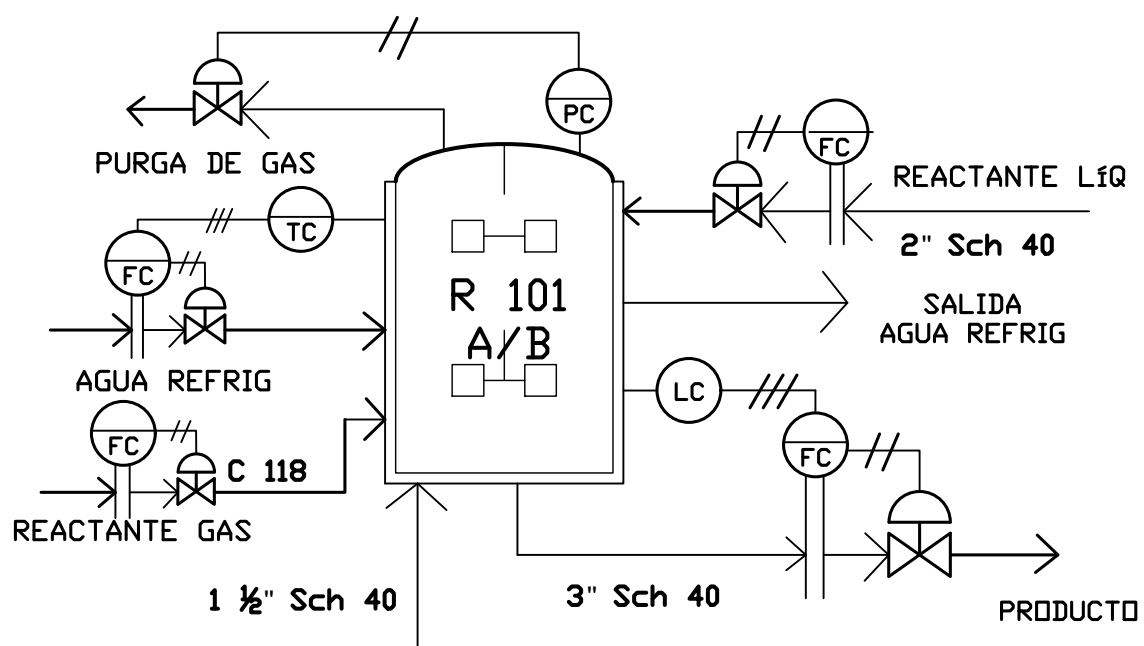
AÑO: 2020

PROYECTO DE INGENIERÍA QUÍMICA

PLANTA OBTENCIÓN ACÍDO ÁCETICO

CASO SCARAFIL - OJEDA

UNIVERSIDAD NACIONAL DE LA PATAGONIA SAN JUAN BOSCO



P&I REACTOR R101

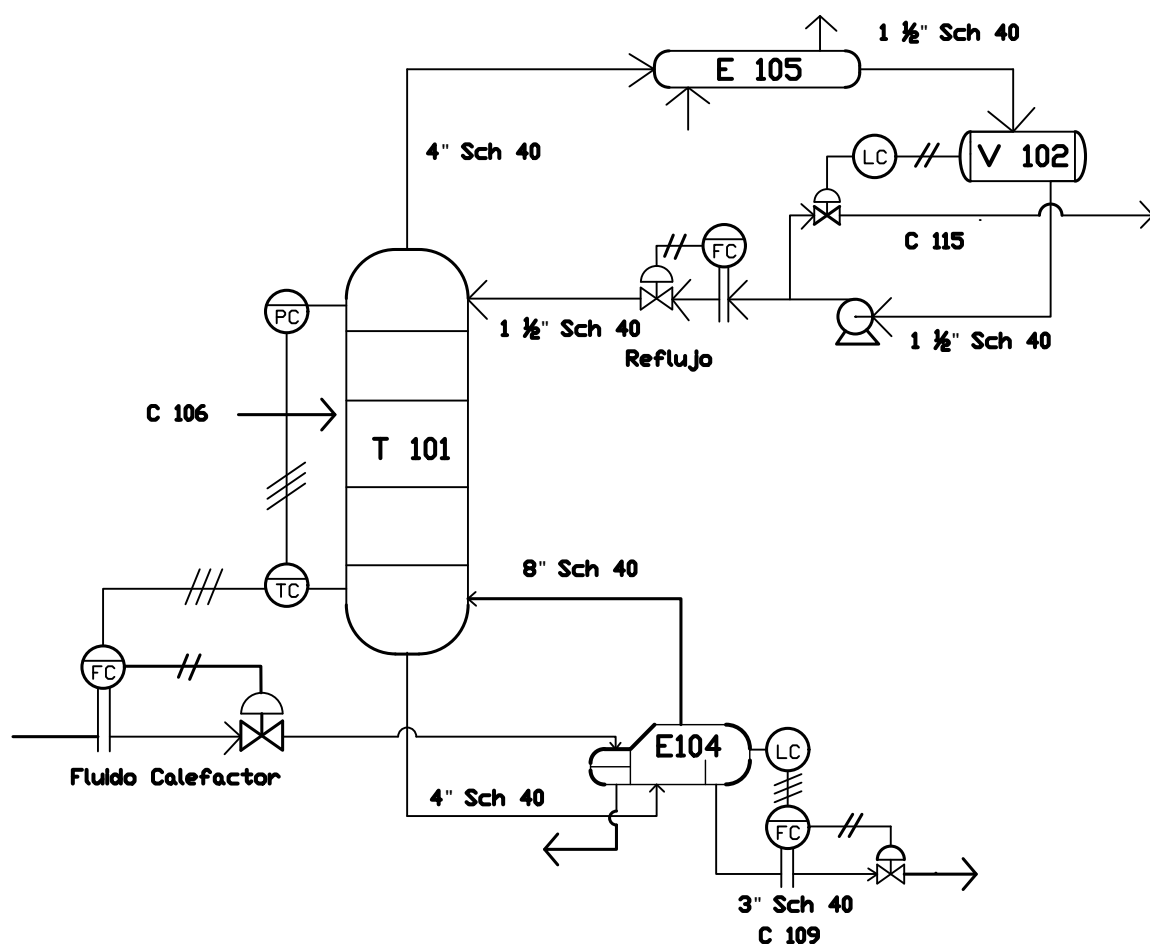
AÑO: 2020

PROYECTO DE INGENIERÍA QUÍMICA

PLANTA OBTENCIÓN ACÍDO ÁCETICO

CASO SCARAFIL - OJEDA

UNIVERSIDAD NACIONAL DE LA PATAGONIA SAN JUAN BOSCO



P&I TORRE DESTILACIÓN T101

AÑO: 2020

PROYECTO DE INGENIERÍA QUÍMICA

PLANTA OBTENCIÓN ACÍDO ÁCETICO

CASO SCARAFIL - OJEDA

UNIVERSIDAD NACIONAL DE LA PATAGONIA SAN JUAN BOSCO

ANEXO IV

LISTA DE LINEAS



LISTA DE LÍNEAS

Página: 1/1

Fecha: 18/11/19

DESCRIPCION: LISTA DE LINEAS

PLANTA DE PRODUCCIÓN DE ÁCIDO ACÉTICO

LINEA	Φ	SCH	DESCRIPCION		
			FLUIDO	DE	A
C101	3"	40	Metanol	TK101 A/B	P101 A/B
C102	2"	40	Metanol	P101 A/B	R101 A/B
C103	3"	40	Mezcla: acético-medio-CO	R101 A/B	V101
C104	1 ½"	40	Monóxido de carbono	V101	R101 A/B
C105	3"	40	Mezcla: acético y medio	V101	E101
C106	3"	40	Mezcla: acético-medio	E101	T101
C107	4"	40	Ácido acético	T101	E 104
C108	8"	40	Ácido acético	E104	T101
C109	3"	40	Ácido acético	E104	E102
C110	2"	40	Ácido acético	E102	TK102 A/B
C111	4"	40	Medio de reacción	T101	E105
C112	1 ½"	40	Medio de reacción	E105	V102
C113	1 ½"	40	Medio de reacción	V102	P103
C114	1 ½"	40	Medio de reacción	P103	T101
C115	1 ½"	40	Medio de reacción	P103	E103
C116	2"	40	Medio de reacción	E103	P102 A/B
C117	1 ½"	40	Medio de reacción	P102 A/B	R101 A/B

ANEXO V

LISTA DE EQUIPOS



LISTA DE EQUIPOS

Página: 1/2

Fecha: 8/11/19

DESCRIPCION: LISTA DE EQUIPOS

PLANTA DE PRODUCCIÓN DE ÁCIDO ACÉTICO

Bombas

Identificación	Cantidad	Identificación
P-101 A/B	2	Metanol a reactor
P-102 A/B	2	Reciclo medio de reacción a reactor
P-103 A/B	2	Reflujo a torre y reciclo del medio de reacción

INTERCAMBIADORES

Identificación	Cantidad	Identificación
E-101	1	Intercambiador de mezcla (medio de reacción y ácido acético)
E-102	1	Intercambiador de ácido acético final
E-103	1	Intercambiador de reciclo medio de reacción
E-104	1	Rehervidor ácido acético
E-105	1	Condensador de medio de reacción

TANQUES

Identificación	Cantidad	Identificación
TK-101 A/B	2	Almacenaje de metanol
TK-102 A/B	2	Almacenaje de ácido acético

RECIPIENTES

Identificación	Cantidad	Identificación
V-101	1	Separador líquido-gas
V-102	1	Acumulador de reflujo
T-101	1	Torre de destilación



LISTA DE EQUIPOS

Página: 2/2

Fecha: 8/11/19

DESCRIPCION: LISTA DE EQUIPOS

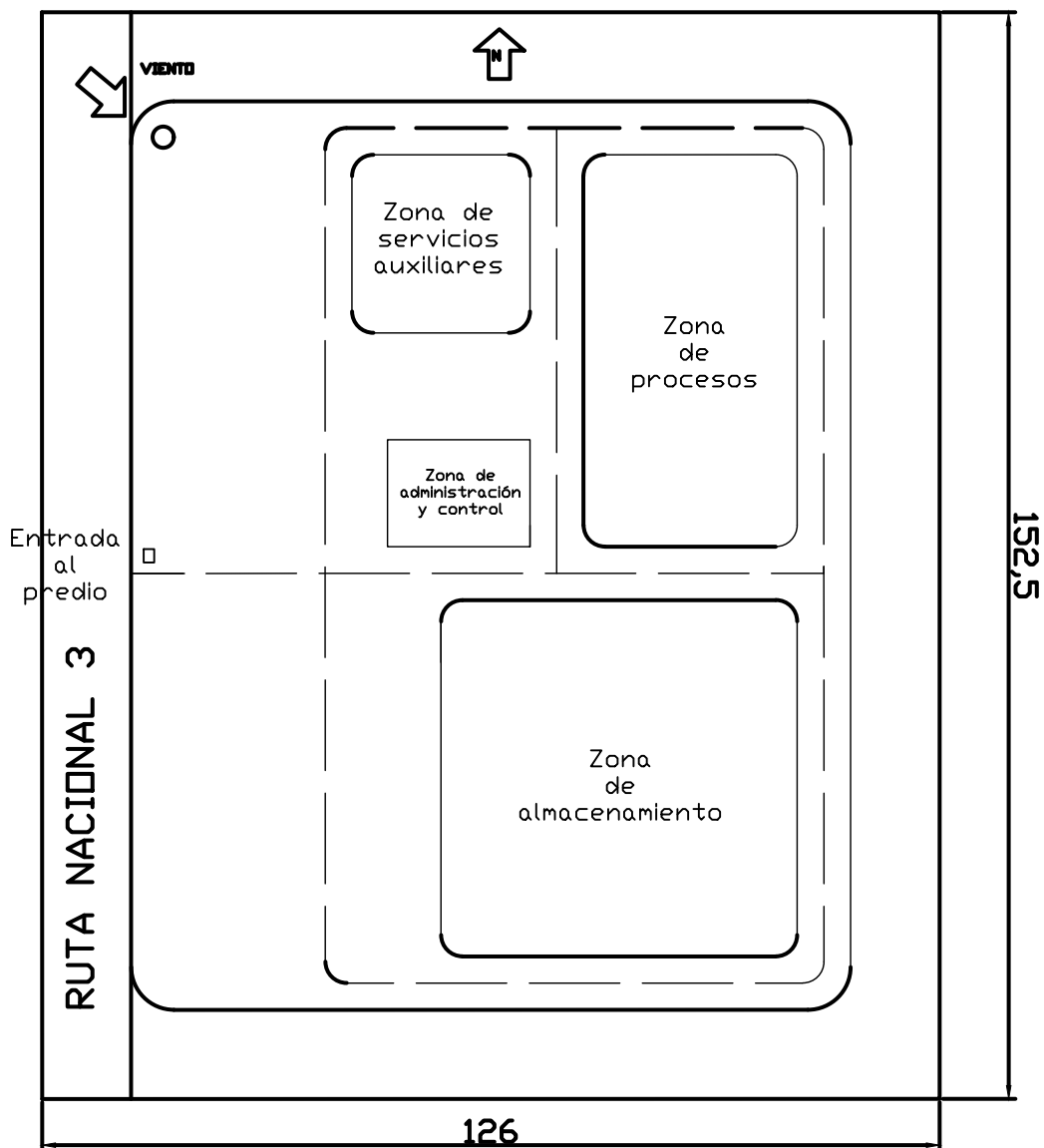
PLANTA DE PRODUCCIÓN DE ÁCIDO ACÉTICO

VARIOS

Identificación	Cantidad	Identificación
R-101 A/B	2	Reactor

ANEXO VI

PLANOS



IMPLANTACIÓN GENERAL

AÑO: 2020

ESCALA 1:100

CASO SCARAFIL - OJEDA

PLANTA OBTENCIÓN ACÍDO ÁCETICO

PROYECTO DE INGENIERÍA QUÍMICA

UNIVERSIDAD NACIONAL DE LA PATAGONIA SAN JUAN BOSCO



ZONA DE ADMINISTRACIÓN

AÑO: 2020

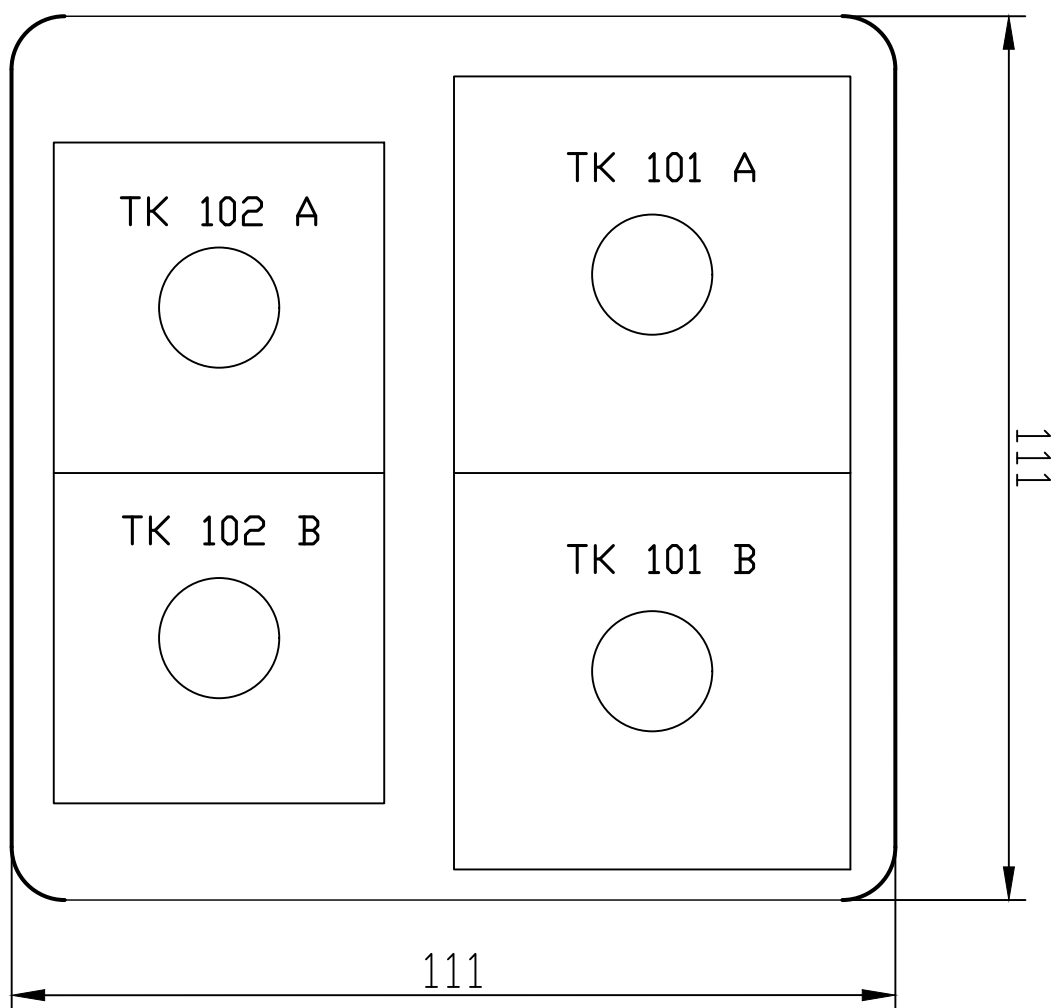
ESCALA 1:100

CASO SCARAFIL - OJEDA

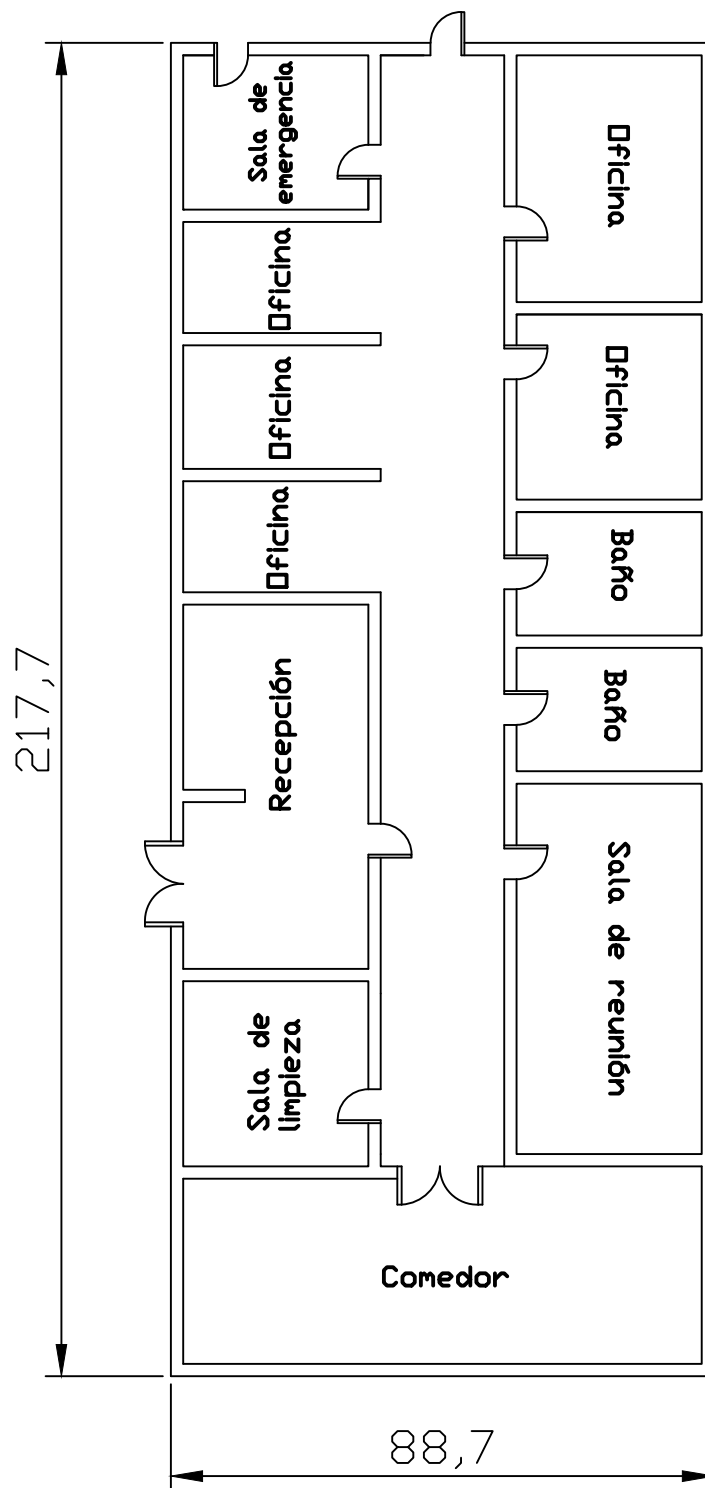
PLANTA OBTENCIÓN ACÍDO ÁCETICO

PROYECTO DE INGENIERÍA QUÍMICA

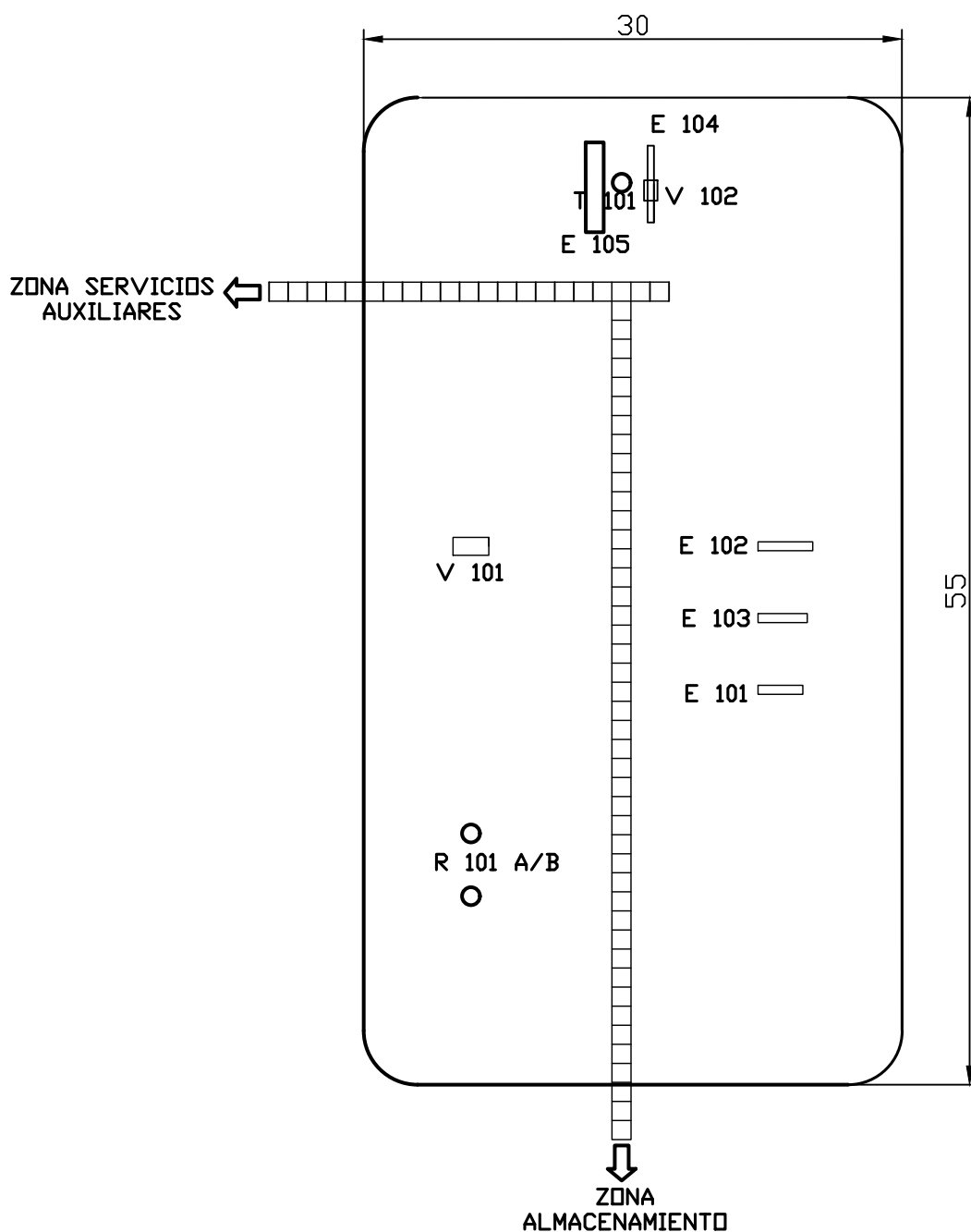
UNIVERSIDAD NACIONAL DE LA PATAGONIA SAN JUAN BOSCO



ZONA DE ALMACENAMIENTO		AÑO: 2020
ESCALA 1:100	CASO SCARAFIL - OJEDA	
PLANTA OBTENCIÓN ACÍDO ÁCETICO	PROYECTO DE INGENIERÍA QUÍMICA	
UNIVERSIDAD NACIONAL DE LA PATAGONIA SAN JUAN BOSCO		



ZONA OFICINAS		AÑO: 2020
ESCALA 1:100	CASO SCARAFIL - OJEDA	
PLANTA OBTENCIÓN ACÍDO ÁCETICO	PROYECTO DE INGENIERÍA QUÍMICA	
UNIVERSIDAD NACIONAL DE LA PATAGONIA SAN JUAN BOSCO		



LAY OUT ZONA PROCESOS

AÑO: 2020

ESCALA 1:100

CASO SCARAFIL - OJEDA

PLANTA OBTENCIÓN ACÍDO ÁCETICO

PROYECTO DE INGENIERÍA QUÍMICA

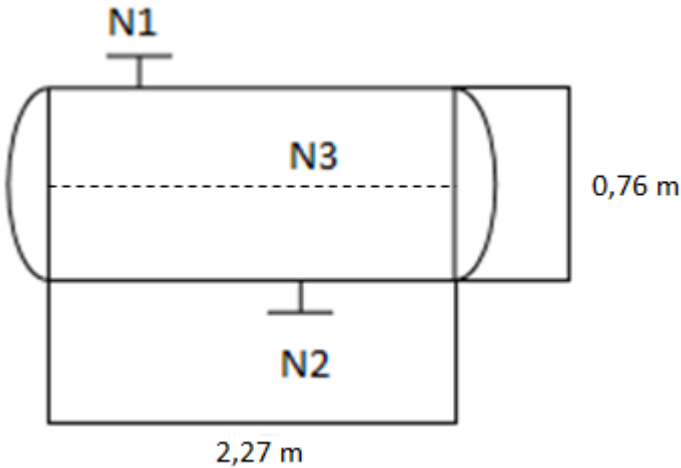
UNIVERSIDAD NACIONAL DE LA PATAGONIA SAN JUAN BOSCO

ANEXO VII

HOJAS

DE

ESPECIFICACIÓN

PROYECTO DE INGENIERIA QUIMICA					
Planta: Ácido Acético				Hoja: 2/2	
HOJA DE ESPECIFICACIÓN: Acumulador V102					
					
OBSERVACIONES:					
PESO VACÍO: 206,14 KG		PESO EN PRUEBA: 1226,14 KG		PESO DE OPERACIÓN: 1175,14 KG	
Revisión	Fecha	DESCRIPCION	Realizó	Revisó	Aprobó

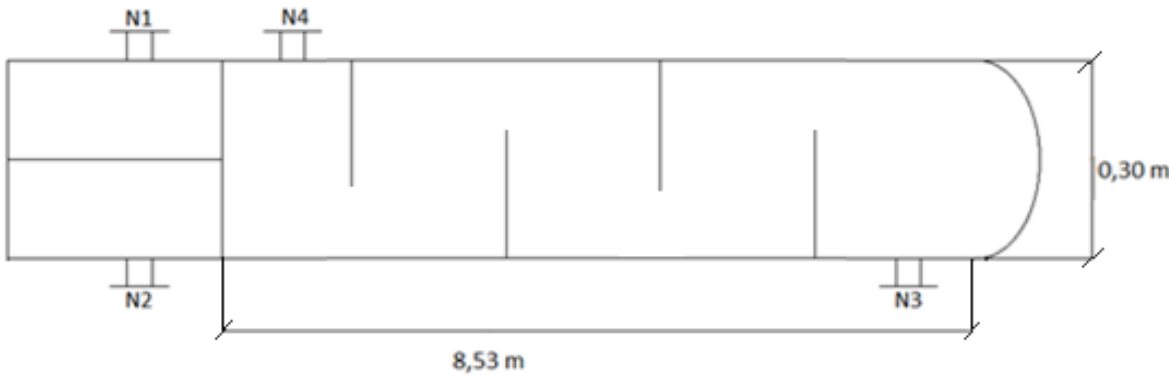
PROYECTO DE INGENIERIA QUIMICA					
Planta: Ácido acético				Hoja: 1/2	
HOJA DE ESPECIFICACIÓN: Condensador E105					
SERVICIO DE LA UNIDAD: Condensación tope de torre de destilación					
TAMAÑO: 39,48 m ²		TIPO: AEL		CONECTADO EN: -	
AREA POR UNIDAD [m ²]: 39,48		CORAZAS POR UNIDAD: 1		CANTIDAD DE UNIDADES: 1	
FUNCIONAMIENTO DE LA UNIDAD					
	LADO CORAZA		LADO TUBOS		
FLUIDO CIRCULANTE	Medio de reacción		Agua		
TEMPERATURA DE ENTRADA [°C]	87		30		
TEMPERATURA DE SALIDA [°C]	86		65		
PRESION DE OPERACIÓN [bar]	3		2		
CAUDAL MASICO TOTAL [Kg/H]	5944		20772		
VAPOR [Kg/H]	5944		-		
LÍQUIDO [Kg/H]	-		20772		
VAPOR DE AGUA	-		-		
PROPIEDADES					
	Líquido				
DENSIDAD [Kg/m ³]	967		993		
VISCOSIDAD [Pa.S]	0,0002453		0,00071		
CALOR LATENTE [J/Kg]	512412		-		
CALOR ESPECIFICO [J/Kg K]	-		4190,6		
CONDUCT. TERMICA [W/m.K]	0,14		0,6230		
DATOS TRANSFERENCIA					
NRO DE PASOS	1		2		
VELOCIDAD [M/S]	-		0,52		
COEF. DE TRANSFERENCIA [W/m ² K]	1832,8		2674		
PERDIDA DE CARGA ADMISIBLE/ CALCULADA [kPa]	Despreciable		70 / 3,26		
RESISTENCIA ENSUCIAMIENTO m ² C /W	0,00035		0,00035		
CALOR INTERCAMBIADO [W]: 846050			MLDT [°C]: 36		
COEFICIENTE DE SERVICIO [W/m ² K]: 704			COEFICIENTE LIMPIO [W/m ² K]: 1087		
AREA REQUERIDA [m ²]: 33		AREA DISPONIBLE [m ²]: 39,48		% EXCESO 16,42	
CONSTRUCCION DE LA CORAZA					
PRESIÓN DE DISEÑO [bar]		5		4	
PRESION DE PRUEBA [bar]		7,5		6	
TEMPERATURA DE DISEÑO [C]		97		75	
TUBOS:	CANTIDAD: 58	DE [plg]: 1	BWG 16	LONG [m]: 8,53	PASO: 1 ¼ plg cuadr.
CORAZA:		Ds [plg]: 12		B [m]: -	

PROYECTO DE INGENIERIA QUIMICA

Planta: Ácido acético

Hoja: 2/2

HOJA DE ESPECIFICACIÓN: Condensador E105



CONEXIONES

Nro	SERVICIO	DIAMETRO	SERIE	PROYECCIÓN	OBSERV.
N1	Entrada de agua enfriamiento	2 ½"	150#	15 cm	
N2	Salida de agua enfriamiento	2 ½"	150#	15 cm	
N3	Entrada de medio de reacción	4"	150#	15 cm	
N4	Salida de medio de reacción	1 ½"	150#	15 cm	
Revisión	Fecha	DESCRIPCION		Realizó	Revisó
					Aprobó

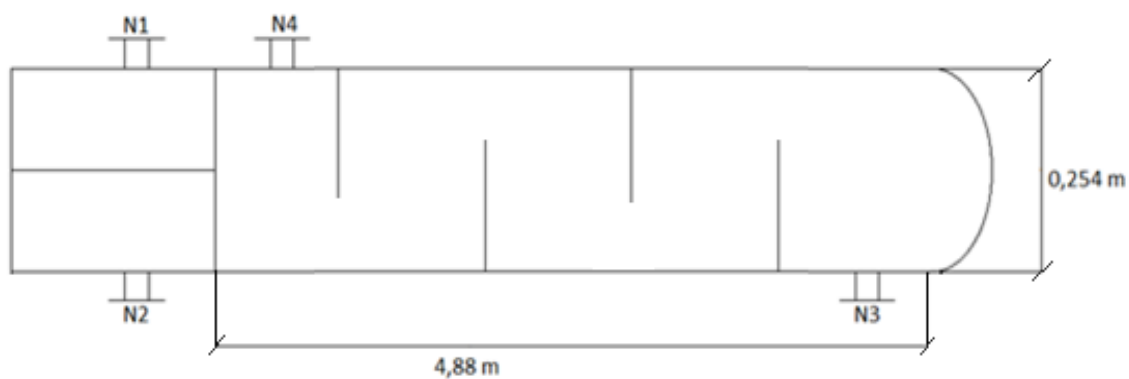
PROYECTO DE INGENIERIA QUIMICA					
Planta: Ácido acético				Hoja: 1/2	
HOJA DE ESPECIFICACIÓN: Intercambiador coraza y tubos E101					
SERVICIO DE LA UNIDAD: Enfriamiento de salida líquida del separador					
TAMAÑO: 10,9		TIPO: AES		CONECTADO EN: -	
AREA POR UNIDAD [m²]: 10,9		CORAZAS POR UNIDAD: 1		CANTIDAD DE UNIDADES: 1	
FUNCIONAMIENTO DE LA UNIDAD					
	LADO CORAZA		LADO TUBOS		
FLUIDO CIRCULANTE	Solventes orgánicos		Agua		
TEMPERATURA DE ENTRADA [°C]	194		30		
TEMPERATURA DE SALIDA [°C]	125		65		
PRESION DE OPERACIÓN [bar]	13		12		
CAUDAL MASICO TOTAL [Kg/H]	11988		15301		
VAPOR [Kg/H]	-		-		
LÍQUIDO [Kg/H]	11988		15301		
VAPOR DE AGUA	-		-		
FLUIDO VAPORIZADO/ CONDENSADO	-		-		
PROPIEDADES					
DENSIDAD [Kg/m³]	814		987		
VISCOSIDAD [Pa.S]	0,000245		0,000541		
PESO MOLECULAR [Kg/KgMOL]	60,76		18,01		
CALOR ESPECIFICO [J/Kg K]	2714		4190		
CONDUC. TERMICA [W/m.K]	0,13		0,64		
DATOS TRANSFERENCIA					
NRO DE PASOS	1		2		
VELOCIDAD [M/S]	0,42		0,87		
COEF. DE TRANSFERENCIA [W/m² K]	992		3902		
PERDIDA DE CARGA ADMISIBLE/ CALCULADA [kPa]	70 / 4,6		70 / 7		
RESISTENCIA ENSUCIAMIENTO m²C /W	0,00035				
CALOR INTERCAMBIADO [W]: 623596			MLDT/ MLDT CORREGIDA [°C]: 111 / 108		
COEFICIENTE DE SERVICIO [W/m² K]: 620			COEFICIENTE LIMPIO [W/m² K]: 791		
AREA REQUERIDA [m²]: 9,35	AREA DISPONIBLE [m²]: 10,9		% EXCESO 14,18		
CONSTRUCCION DE LA CORAZA					
PRESIÓN DE DISEÑO [bar]		15		14	
PRESION DE PRUEBA [bar]		22,5		21	
TEMPERATURA DE DISEÑO [°C]		204		75	
TUBOS:	CANTIDAD: 28	DE [plg]: 1	BWG 14	LONG [m]: 4,88	PASO: 1 ¼
CORAZA:		Ds [plg]: 10		B [m]: 0,1905	

PROYECTO DE INGENIERIA QUIMICA

Planta: Ácido acético

Hoja: 2/2

HOJA DE ESPECIFICACIÓN: Intercambiador coraza y tubos E101



CONEXIONES

Nro	SERVICIO	DIAMETRO	SERIE	PROYECCIÓN	OBSERV.
N1	Entrada de agua	2"	300#	15 cm	
N2	Salida de agua	2"	300#	15 cm	
N3	Entrada de solventes orgánicos	3"	300#	15 cm	
N4	Salida de solventes orgánicos	3"	300#	15 cm	

Observaciones:

Revisión	Fecha	DESCRIPCION	Realizó	Revisó	Aprobó

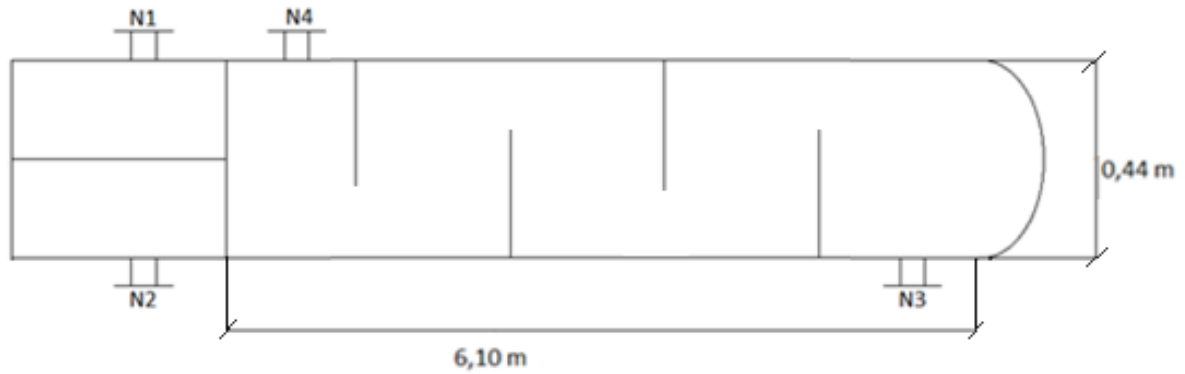
PROYECTO DE INGENIERIA QUIMICA					
Planta: Ácido acético				Hoja: 1/2	
HOJA DE ESPECIFICACIÓN: Intercambiador coraza y tubos E102					
SERVICIO DE LA UNIDAD: Enfriamiento del ácido acético					
TAMAÑO: 103 m²		TIPO: AES		CONECTADO EN: serie	
AREA POR UNIDAD [m²]: 51,5		CORAZAS POR UNIDAD: 1		CANTIDAD DE UNIDADES: 2	
FUNCIONAMIENTO DE LA UNIDAD					
	LADO CORAZA		LADO TUBOS		
FLUIDO CIRCULANTE	Ácido acético		Agua		
TEMPERATURA DE ENTRADA [°C]	156		30		
TEMPERATURA DE SALIDA [°C]	50		65		
PRESION DE OPERACIÓN [bar]	3		1,5		
CAUDAL MASICO TOTAL [Kg/H]	27568		49291		
VAPOR [Kg/H]	-		-		
LÍQUIDO [Kg/H]	27568		49291		
VAPOR DE AGUA	-		-		
FLUIDO VAPORIZADO/ CONDENSADO	-		-		
PROPIEDADES					
DENSIDAD [Kg/m³]	951		989		
VISCOSIDAD [Pa.S]	0,00054		0,00059		
PESO MOLECULAR [Kg/KgMOL]	60,05		18,01		
CALOR ESPECIFICO [J/Kg K]	2475		4192		
CONDUC. TERMICA [W/m.K]	0,145		0,635		
DATOS TRANSFERENCIA					
NRO DE PASOS	1		2		
VELOCIDAD [M/S]	0,22		0,58		
COEF. DE TRANSFERENCIA [W/m² K]	770		3420		
PERDIDA DE CARGA ADMISIBLE/ CALCULADA [kPa]	100 / 96		70 / 12,1		
RESISTENCIA ENSUCIAMIENTO m²C /W	0,00035				
CALOR INTERCAMBIADO [W]: 2008979			MLDT/ MLDT CORREGIDA [°C]: 47 / 42		
COEFICIENTE DE SERVICIO [W/m² K]: 515			COEFICIENTE LIMPIO [W/m² K]: 629		
AREA REQUERIDA [m²]: 92,44	AREA DISPONIBLE [m²]: 103		% EXCESO 10,32		
CONSTRUCCION DE LA CORAZA					
PRESIÓN DE DISEÑO [bar]		5		3,5	
PRESION DE PRUEBA [bar]		7,5		5,25	
TEMPERATURA DE DISEÑO [°C]		166		75	
TUBOS:	CANTIDAD: 106	DE [plg]: 1	BWG 14	LONG [m]: 6,10	PASO: 1 ¼
CORAZA:		Ds [plg]: 17,25		B [m]: 0,3286	

PROYECTO DE INGENIERIA QUIMICA

Planta: Ácido acético

Hoja: 2/2

HOJA DE ESPECIFICACIÓN: Intercambiador coraza y tubos E102



CONEXIONES

Nro	SERVICIO	DIAMETRO	SERIE	PROYECCIÓN	OBSERV.
N1	Entrada de agua	4"	150#	15 cm	
N2	Salida de agua	4"	150#	15 cm	
N3	Entrada de ácido acético	3"	150#	15 cm	
N4	Salida de ácido acético	2"	150#	15 cm	

Observaciones:

Revisión	Fecha	DESCRIPCION	Realizó	Revisó	Aprobó

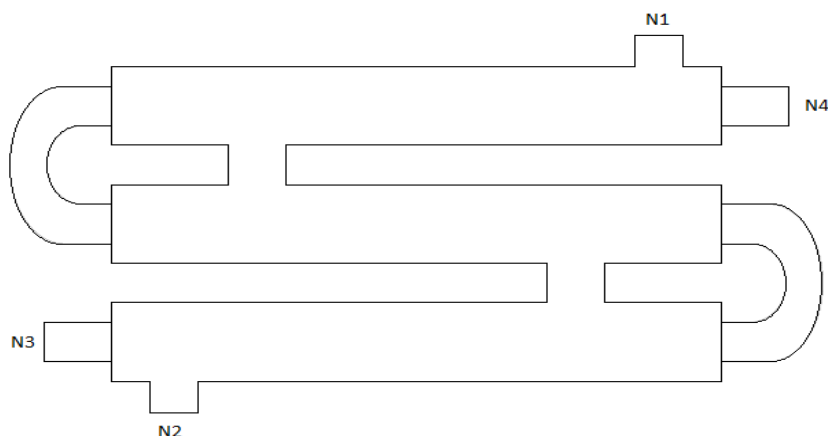
PROYECTO DE INGENIERIA QUIMICA					
Planta: Ácido acético				Hoja: 1/2	
HOJA DE ESPECIFICACIÓN: Intercambiador doble tubo E103					
SERVICIO DE LA UNIDAD: Enfriamiento de medio de reacción					
TAMAÑO: 5 m ²		TIPO: -		CONECTADO EN: -	
AREA POR UNIDAD [m ²]: 5		HORQUILLAS POR UNIDAD: 5		CANTIDAD DE UNIDADES: 1	
FUNCIONAMIENTO DE LA UNIDAD					
	LADO ANULO		LADO TUBOS		
FLUIDO CIRCULANTE	Medio de reacción		Agua		
TEMPERATURA DE ENTRADA [°C]	86		30		
TEMPERATURA DE SALIDA [°C]	50		65		
PRESION DE OPERACIÓN [bar]	3		2		
CAUDAL MASICO TOTAL [Kg/H]	3168		1548		
VAPOR [Kg/H]	-		-		
LÍQUIDO [Kg/H]	3168		1548		
VAPOR DE AGUA	-		-		
FLUIDO VAPORIZADO/ CONDENSADO	-		-		
PROPIEDADES					
DENSIDAD [Kg/m ³]	995		989		
VISCOSIDAD [Pa.S]	0,00030		0,00059		
PESO MOLECULAR [Kg/KgMOL]	62,84		18,01		
CALOR ESPECIFICO [J/Kg K]	1982		4190		
CONDUC. TERMICA [W/m.K]	0,150		0,635		
DATOS TRANSFERENCIA					
NRO DE PASOS	-		-		
VELOCIDAD [M/S]	0,7		0,8		
COEF. DE TRANSFERENCIA [W/m ² K]	1187		3238		
PERDIDA DE CARGA ADMISIBLE/ CALCULADA [kPa]	10 / 1,2		Despreciable		
RESISTENCIA ENSUCIAMIENTO m ² C /W	0,00035				
CALOR INTERCAMBIADO [W]: 62789,76			MLDT [°C]: 21		
COEFICIENTE DE SERVICIO [W/m ² K]: 666			COEFICIENTE LIMPIO [W/m ² K]: 869		
AREA REQUERIDA [m ²]: 4,6	AREA DISPONIBLE [m ²]: 5		% EXCESO 8		
CONSTRUCCION DEL DOBLE TUBO					
PRESIÓN DE DISEÑO [bar]		5		4	
PRESION DE PRUEBA [bar]		7,5		6	
TEMPERATURA DE DISEÑO [°C]		96		75	
TUBOS: 2x1 Sch 40	CANTIDAD: 10	DE [plg]: 1,315	BWG -	LONG [m]: 6	LONG Tot= 60 m

PROYECTO DE INGENIERIA QUIMICA

Planta: Ácido acético

Hoja: 2/2

HOJA DE ESPECIFICACIÓN: Intercambiador doble tubo E103



CONEXIONES

Nro	SERVICIO	DIAMETRO	SERIE	PROYECCIÓN	OBSERV.
N1	Entrada de medio de reacción	1 1/2"	150#	15 cm	
N2	Salida de medio de reacción	2"	150#	15 cm	
N3	Entrada de agua	1"	3000#NPT	15 cm	
N4	Salida de agua	1"	3000#NPT	15 cm	

Observaciones:

Revisión	Fecha	DESCRIPCION	Realizó	Revisó	Aprobó

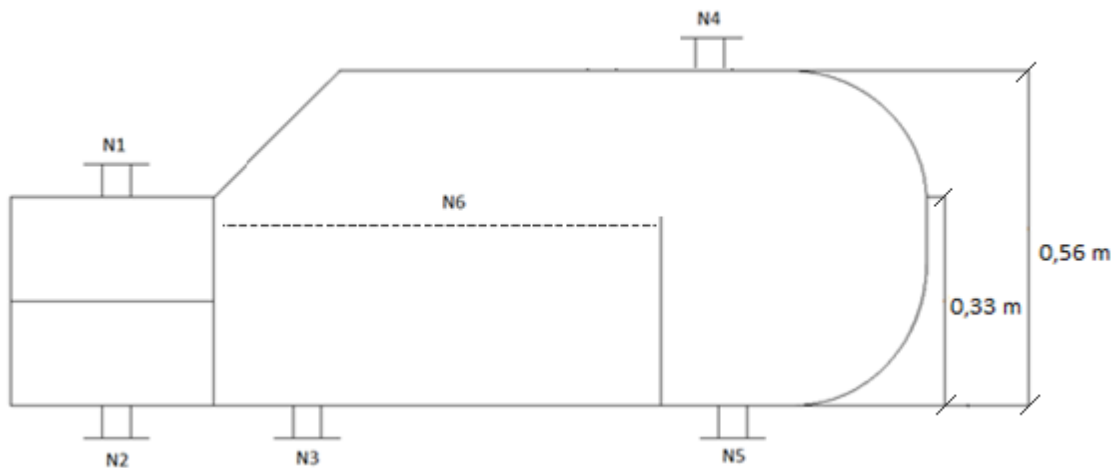
PROYECTO DE INGENIERIA QUIMICA					
Planta: Ácido acético				Hoja: 1/2	
HOJA DE ESPECIFICACIÓN: Rehervidor E104					
SERVICIO DE LA UNIDAD: Ebullición fondo de torre de destilación					
TAMAÑO: 38,12m ²		TIPO: AKU		CONECTADO EN: -	
AREA POR UNIDAD [m ²]: 38,12		CORAZAS POR UNIDAD: 1		CANTIDAD DE UNIDADES: 1	
FUNCIONAMIENTO DE LA UNIDAD					
	LADO CORAZA		LADO TUBOS		
FLUIDO CIRCULANTE	Ácido acético		Therminol 66		
TEMPERATURA DE ENTRADA [°C]	156		210		
TEMPERATURA DE SALIDA [°C]	156		190		
PRESION DE OPERACIÓN [bar]	3		2		
CAUDAL MASICO TOTAL [Kg/H]	8838		79278		
VAPOR [Kg/H]	-		-		
LÍQUIDO [Kg/H]	8838		79278		
VAPOR DE AGUA	-		-		
FLUIDO VAPORIZADO	8774		-		
PROPIEDADES					
DENSIDAD [Kg/m ³] VAPOR / LÍQUIDO	5,33 / 889		883		
VISCOSIDAD [Pa.S]	-		0,00084		
PRESIÓN CRÍTICA [kPa]	5787,9		-		
CALOR ESPECIFICO [J/Kg K]	-		2222		
CONDUC. TERMICA [W/m.K]	-		0,1062		
DATOS TRANSFERENCIA					
NRO DE PASOS	1		2		
VELOCIDAD [M/S]	-		2,32		
COEF. DE TRANSFERENCIA [W/m ² K]	3487		1512		
PERDIDA DE CARGA ADMISIBLE/ CALCULADA [kPa]	Despreciable		70 / 43,23		
RESISTENCIA ENSUCIAMIENTO m ² C /W	0,00035		0,00035		
CALOR INTERCAMBIADO [W]: 978648			MLDT [°C]: 43,3		
COEFICIENTE DE SERVICIO [W/m ² K]: 624			COEFICIENTE LIMPIO [W/m ² K]: 1160		
AREA REQUERIDA [m ²]: 36,28		AREA DISPONIBLE [m ²]: 38,12		% EXCESO 4,83	
CONSTRUCCION DE LA CORAZA					
PRESIÓN DE DISEÑO [bar]		5		4	
PRESION DE PRUEBA [bar]		7,5		6	
TEMPERATURA DE DISEÑO [°C]		166		220	
TUBOS:	CANTIDAD: 56	DE [plg]: 1	BWG 16	LONG [m]: 8,53	PASO: 1 ¼
CORAZA:		Ds [plg]: 22		B [m]: -	

PROYECTO DE INGENIERIA QUIMICA

Planta: Ácido acético

Hoja: 2/2

HOJA DE ESPECIFICACIÓN: Rehervidor E104



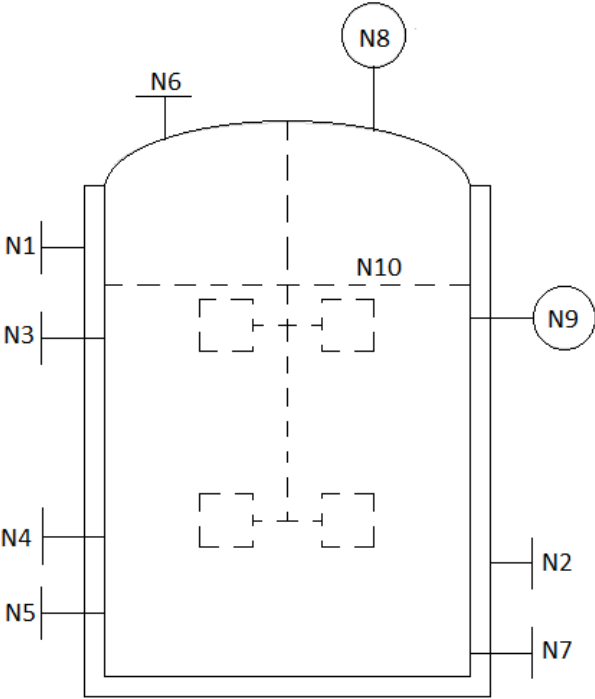
CONEXIONES

Nro	SERVICIO	DIAMETRO	SERIE	PROYECCIÓN	OBSERV.
N1	Entrada de Therminol	4"	150#	15 cm	
N2	Salida de Therminol	4"	150#	15 cm	
N3	Entrada de ácido acético (fondo de T101)	4"	150#	15 cm	
N4	Salida de ácido acético (vapor reflujo a torre)	8"	150#	15 cm	
N5	Salida de ácido acético (producto líquido)	3"	150#	15 cm	
N6	Control de nivel	¾"	3000#NPT	15 cm	

Observaciones:

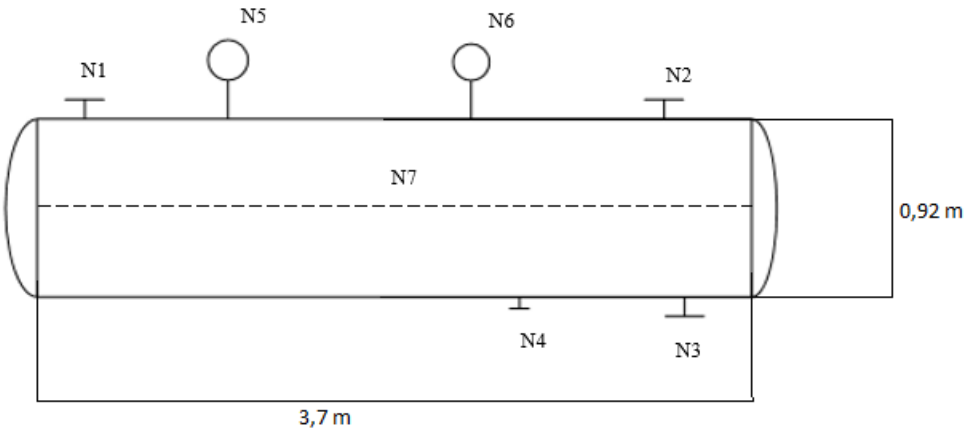
Revisión	Fecha	DESCRIPCION	Realizó	Revisó	Aprobó

PROYECTO DE INGENIERIA QUIMICA					
Planta: Ácido acético				Hoja: 1/2	
HOJA DE ESPECIFICACIÓN: Reactor R101					
SERVICIO DE LA UNIDAD: Reactor TAC				CAPACIDAD: 7,13 m³	
CANT. REQ: 2		TAMAÑO:Φ:1,8m; H:2,80m		ESPESOR: 27,6 mm	
CONDICIONES DE PROCESO					
VARIABLE	GAS		LÍQUIDO		
CAUDAL (KG/H)	4121,3		4716,2		
DENSIDAD (KG/M3)	33,01		889		
CONSTRUCCION					
CODIGO: ASME SECC. VII			ESTAMPADO: NO		
PRESION: (BAR)	MAX. OPE: 28,7		OP. NORMAL: 28,7	DISEÑO: 32	
TEMPERATURA (°C)	MAX. OPE. 194		OP. NORMAL. 194	DISEÑO: 205	
VELOCIDAD DEL VIENTO: 180 km/hr			TOLERANCIA POR CORROSION: 2 mm		
ALIVIO DE TENSIONES: DE ACUERDO A CÓDIGO			RADIOGRAFÍAS: SI, COMPLETA		
PRUEBAS - ENSAYOS FISICOQUIMICOS: DE ACUERDO A CÓDIGO				INTERNOS: SI	
MATERIALES	ESPECIFICACION		MATERIALES	ESPECIFICACION	
CUERPO	A 387 GR 22		INTERNOS	A 387 GR 22	
CABEZALES	A 387 GR 22		MUÑON DE IZAJE	SAE 1020	
SOPORTES	SAE 1020		PLATAFORMAS	NO	
BRIDAS	A182 GR F11		ESCALERAS	NO	
CAÑERIAS	ASTM A312		PINTURA	NO	
INSTRUMENTOS	A 105		AISLACION	SI	
JUNTAS	FLUOROELASTÓMERO		SOPORTES AISLACIÓN	SI	
BULONES	A 193 GR B7		ARENADO	NO	
TUERCAS	A 194 GR 2H		CLIPS	NO	
LISTA DE BOQUILLAS					
NRO	SERVICIO	DIAMETRO	SERIE	PROYECCIÓN	OBSERV.
N1	Entrada de agua de refrigeración (líq)	2"	150#	15 cm	
N2	Salida de agua de refrigeración (líq)	2"	150#	15 cm	
N3	Entrada de metanol (líquido)	2"	300#	15 cm	
N4	Entrada de CO (vapor)	4"	300#	15 cm	
N5	Entrada de reflujo de CO (vapor)	1 ½"	300#	15 cm	
N6	Entrada de reflujo medio de reacción (líq)	1 ½"	300#	15 cm	
N7	Salida de producto (mezcla)	3"	300#	15 cm	
N8	Control de presión	¾"	6000#NPT	15 cm	
N9	Control de temperatura	¾"	6000#NPT	15 cm	
N10	Control de nivel	¾"	6000#NPT	15 cm	

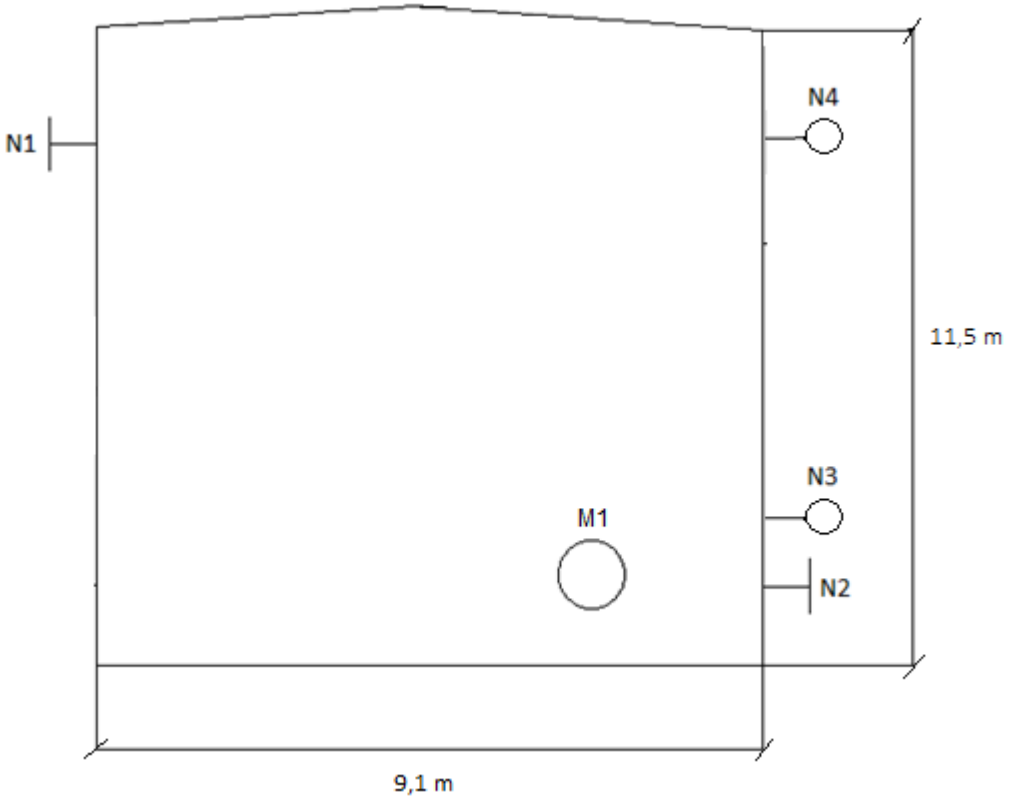


OBSERVACIONES:					
PESO VACÍO: 1294 KG		PESO PRUEBA: 11404 KG		PESO DE OPERACIÓN: 10898 KG	
Revisión	Fecha	DESCRIPCION	Realizó	Revisó	Aprobó

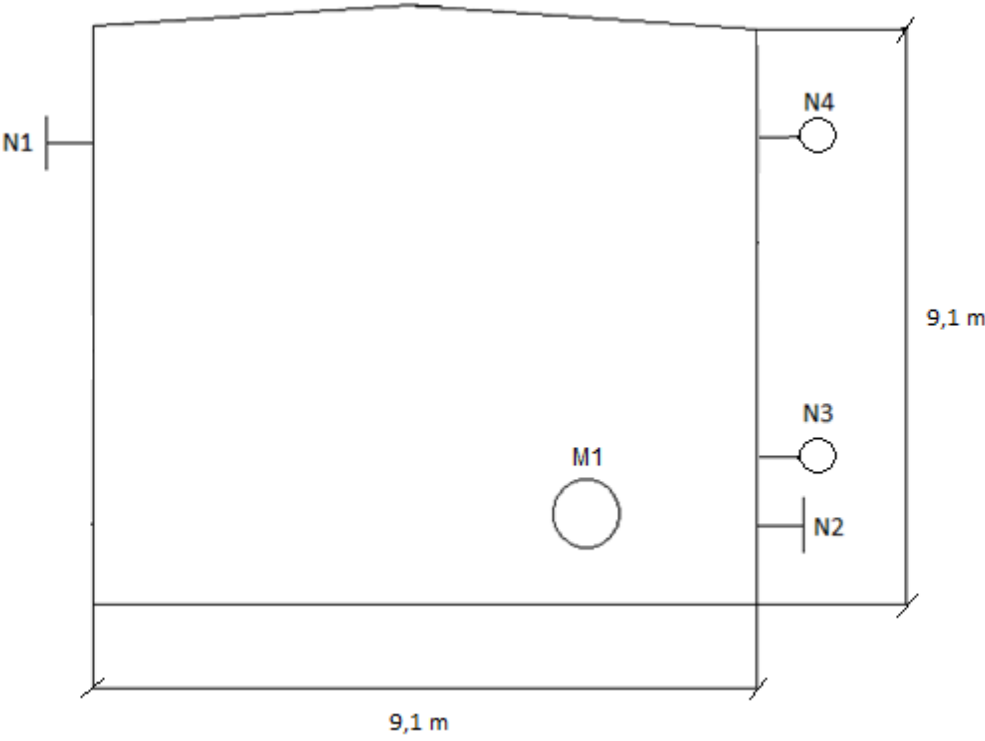
PROYECTO DE INGENIERIA QUIMICA					
Planta: Ácido acético				Hoja: 1 / 2	
HOJA DE ESPECIFICACIÓN: Separador V101					
SERVICIO DE LA UNIDAD: Tanque separador líquido-gas				CAPACIDAD: 2,48 m³	
CANT. REQ: 1		TAMAÑO: Ø: 0,92m x L: 3,7m		ESPESOR: 16,6 mm	
CONDICIONES DE PROCESO					
VARIABLE	GAS		LÍQUIDO		
CAUDAL (KG/H)	412,3		11998,3		
DENSIDAD (KG/M3)	20,4		806,3		
CONSTRUCCION					
CODIGO: ASME B16.5 – 2017 - SECC. VIII			ESTAMPADO: NO		
PRESION: (BAR)	MAX. OPE: 28,7	OP. NORMAL: 28,7	DISEÑO: 32		
TEMPERATURA (°C)	MAX. OPE: 194	OP. NORMAL: 194	DISEÑO: 205		
VELOCIDAD DEL VIENTO: 180 km/h		TOLERANCIA POR CORROSION: 2 mm			
ALIVIO DE TENSIONES: ASME SECC. IX - 2017		RADIOGRAFÍAS: SI, COMPLETA			
PRUEBAS - ENSAYOS FISICOQUIMICOS: DE ACUERDO A CÓDIGO			INTERNOS: -		
MATERIALES	ESPECIFICACION	MATERIALES	ESPECIFICACION		
CUERPO	A387 GR 22	INTERNOS	NO		
CABEZALES	A387 GR 22	MUÑON DE IZAJE	SAE 1020		
SOPORTES	SAE 1020	PLATAFORMAS	NO		
BRIDAS	A182 GR F11 CL 2	ESCALERAS	NO		
CAÑERIAS	A335 GR P11	PINTURA	NO		
INSTRUMENTOS	A105	AISLACION	SI		
JUNTAS	FLUOROELASTÓMERO	SOPORTES AISLACIÓN	SI		
BULONES	A-193 GR B7	ARENADO	NO		
TUERCAS	A-194 GR 2H	CLIPS	NO		
LISTA DE BOQUILLAS					
NRO	SERVICIO	DIAMETRO	SERIE	PROYECCIÓN	OBSERVACIONES
N1	Entrada (mezcla)	3"	300#	15 cm	
N2	Salida de CO (vapor)	1 ½"	300#	15 cm	
N3	Salida (líquido)	3"	300#	15 cm	
N4	Drenaje	¾"	6000#NPT	15 cm	
N5	Control presión	¾"	6000#NPT	15 cm	
N6	Control temperatura	¾"	6000#NPT	15 cm	
N7	Control de nivel	¾"	6000#NPT	15 cm	
N8	Entrada de hombre	16"	300#	15 cm	

PROYECTO DE INGENIERIA QUIMICA					
Planta: Ácido acético				Hoja: 2/2	
HOJA DE ESPECIFICACIÓN: Separador V101					
					
OBSERVACIONES:					
PESO VACÍO: 1670 KG		PESO EN PRUEBA: 4150 KG		PESO DE OPERACIÓN: 2354 KG	
Revisión	Fecha	DESCRIPCION	Realizó	Revisó	Aprobó

PROYECTO DE INGENIERIA QUIMICA					
Planta: Ácido acético				Hoja: 1/2	
HOJA DE ESPECIFICACIÓN: Tanque de ácido acético TK102					
SERVICIO DE LA UNIDAD: Almacenamiento de ácido acético				CAPACIDAD: 758 m³	
CANT. REQ: 2		TAMAÑO: Ø: 9,1 m x H: 11,5 m		ESPESOR: 8,4 mm	
CONDICIONES DE PROCESO					
VARIABLE	GAS		LÍQUIDO		
CAUDAL (KG/H)	-		8837,8		
DENSIDAD (KG/M3)	-		1014,4		
CONSTRUCCION					
CODIGO:		ESTAMPADO: NO			
PRESION: (BAR)	MAX. OPE: 1,01	OP. NORMAL: 1,01	DISEÑO: -		
TEMPERATURA (°C)	MAX. OPE. 50	OP. NORMAL. 50	DISEÑO: -		
VELOCIDAD DEL VIENTO: 180 km/h		TOLERANCIA POR CORROSION: 2 mm			
ALIVIO DE TENSIONES: DE ACUERDO A CÓDIGO		RADIOGRAFÍAS: SI, COMPLETA			
PRUEBAS - ENSAYOS FISICOQUIMICOS: DE ACUERDO A CÓDIGO			INTERNOS: NO		
MATERIALES	ESPECIFICACION	MATERIALES	ESPECIFICACION		
CUERPO	A387 GR 22	INTERNOS	NO		
TECHO	A387 GR 22	MUÑON DE IZAJE	NO		
SOPORTES	SAE 1020	PLATAFORMAS	NO		
BRIDAS	A182 GR 11	ESCALERAS	SI		
CAÑERIAS	A335 GR P11	PINTURA	NO		
INSTRUMENTOS	A105	AISLACION	SI		
JUNTAS	FLUOROELASTÓMERO	SOPORTES AISLACIÓN	SI		
BULONES	A-193 GR B7	ARENADO	NO		
TUERCAS	A-194 GR 2H	CLIPS	NO		
LISTA DE BOQUILLAS					
NRO	SERVICIO	DIAMETRO	SERIE	PROYECCIÓN	OBSERVACIONES
N1	Entrada de ácido acético (líquido)	2"	150#	15 cm	
N2	Salida de ácido acético (líquido)	2"	150#	15 cm	
N3	Control de temperatura	1"	3000#NPT	15 cm	
N4	Control de nivel	1"	3000#NPT	15 cm	
M1	Entrada de hombre	18"	150#	15 cm	

PROYECTO DE INGENIERIA QUIMICA					
Planta: Ácido acético				Hoja: 2/2	
HOJA DE ESPECIFICACIÓN: Tanque de ácido acético TK102					
					
OBSERVACIONES:					
PESO VACÍO: 32690 KG PESO EN PRUEBA: 790690 KG PESO DE OPERACIÓN: 801605 KG					
Revisión	Fecha	DESCRIPCION	Realizó	Revisó	Aprobó

PROYECTO DE INGENIERIA QUIMICA					
Planta: Ácido acético				Hoja: 1/2	
HOJA DE ESPECIFICACIÓN: Tanque de metanol TK101					
SERVICIO DE LA UNIDAD: Almacenamiento de metanol				CAPACIDAD: 599,2 m ³	
CANT. REQ: 2		TAMAÑO: Ø: 9,1 m x H: 9,1 m		ESPESOR: 8,4 mm	
CONDICIONES DE PROCESO					
VARIABLE	GAS		LÍQUIDO		
CAUDAL (KG/H)	-		4714,3		
DENSIDAD (KG/M3)	-		788,25		
CONSTRUCCION					
CODIGO:		ESTAMPADO: NO			
PRESION: (BAR)	MAX. OPE: 1,01	OP. NORMAL: 1,01	DISEÑO: -		
TEMPERATURA (°C)	MAX. OPE. 40	OP. NORMAL. 25	DISEÑO: -		
VELOCIDAD DEL VIENTO: 180 km/h		TOLERANCIA POR CORROSION: 2 mm			
ALIVIO DE TENSIONES: DE ACUERDO A CÓDIGO		RADIOGRAFÍAS: SI, COMPLETA			
PRUEBAS - ENSAYOS FISICOQUIMICOS: DE ACUERDO A CÓDIGO			INTERNOS: NO		
MATERIALES	ESPECIFICACION	MATERIALES	ESPECIFICACION		
CUERPO	A515 GR 70	INTERNOS	NO		
CABEZALES	A515 GR 70	MUÑON DE IZAJE	NO		
SOPORTES	SAE 1020	PLATAFORMAS	NO		
BRIDAS	A181 GR II	ESCALERAS	SI		
CAÑERIAS	A106 GR A	PINTURA	NO		
INSTRUMENTOS	A105	AISLACION	NO		
JUNTAS	CAUCHO	SOPORTES AISLACIÓN	NO		
BULONES	A-193 GR B7	ARENADO	NO		
TUERCAS	A-194 GR 2H	CLIPS	NO		
LISTA DE BOQUILLAS					
NRO	SERVICIO	DIAMETRO	SERIE	DISTANCIA EJE	OBSERVACIONES
N1	Entrada de metanol (líquido)	3"	150#	15 cm	
N2	Salida de metanol (líquido)	3"	150#	15 cm	
N3	Control de temperatura	1"	3000#NPT	15 cm	
N4	Control de nivel	1"	3000#NPT	15 cm	
M1	Entrada de hombre	18"	150#	15 cm	

PROYECTO DE INGENIERIA QUIMICA					
Planta: Ácido acético				Hoja: 2/2	
HOJA DE ESPECIFICACIÓN: Tanque de metanol TK101					
					
OBSERVACIONES:					
PESO VACÍO: 30036 KG PESO EN PRUEBA: 866936 KG PESO DE OPERACIÓN: 689722 KG					
Revisión	Fecha	DESCRIPCION	Realizó	Revisó	Aprobó

PROYECTO DE INGENIERIA QUIMICA					
Planta: Ácido acético				Hoja: 1/2	
HOJA DE ESPECIFICACIÓN: Torre T101					
SERVICIO DE LA UNIDAD: Columna de destilación				CAPACIDAD: 10,11 m ³	
CANT. REQ: 1		TAMAÑO: Φ: 1 m; H: 9,6 m		ESPESOR: 5 mm	
CONDICIONES DE PROCESO					
VARIABLE	GAS		LÍQUIDO		
CAUDAL TOPE/FONDO (KG/H)	5944 / 8761,97		2783 / 17603,06		
DENSIDAD TOPE/FONDO (KG/M3)	6,64 / 5,33		967,25 / 888,54		
CONSTRUCCION					
CODIGO: ASME SECC. VII			ESTAMPADO: NO		
PRESION: (BAR)	MAX. OPE: 3	OP. NORMAL: 3	DISEÑO: 5		
TEMPERATURA (°C)	MAX. OPE. 156	OP. NORMAL. 156	DISEÑO: 166		
VELOCIDAD DEL VIENTO: 180 km/hr		TOLERANCIA POR CORROSION: 2 mm			
ALIVIO DE TENSIONES: DE ACUERDO A CÓDIGO		RADIOGRAFÍAS: SI, COMPLETA			
PRUEBAS - ENSAYOS FISICOQUIMICOS: DE ACUERDO A CÓDIGO			INTERNOS: Si, PLATOS PERFORADOS		
MATERIALES	ESPECIFICACION	MATERIALES	ESPECIFICACION		
CUERPO	A 387 GR 22	INTERNOS	A 387 GR 22		
CABEZALES	A 387 GR 22	MUÑON DE IZAJE	SAE 1020		
SOPORTES	SAE 1020	PLATAFORMAS	NO		
BRIDAS	A182 GR F11	ESCALERAS	NO		
CAÑERIAS	A335 GR 11	PINTURA	NO		
INSTRUMENTOS	A 105	AISLACION	SI		
JUNTAS	FLUOROELASTÓMERO	SOPORTES AISLACIÓN	SI		
BULONES	A 193 GR B7	ARENADO	NO		
TUERCAS	A 194 GR 2H	CLIPS	NO		
LISTA DE BOQUILLAS					
NRO	SERVICIO	DIAMETRO	SERIE	PROYECCIÓN	OBSERVACIONES
N1	Entrada a torre (líquido)	3"	150#	15 cm	
N2	Salida tope (vapor)	4"	150#	15 cm	
N3	Salida fondo (líquido)	4"	150#	15 cm	
N4	Entrada reflujo de tope (líquido)	1 ½"	150#	15 cm	
N5	Entrada reflujo de fondo (vapor)	8"	150#	15 cm	
N6	Control de presión	¾"	3000#NPT	15 cm	
N7	Control de temperatura	¾"	3000#NPT	15 cm	
M1	Boca de mano	12"	150#	15 cm	

PROYECTO DE INGENIERIA QUIMICA					
Planta: Ácido acético				Hoja: 2/2	
HOJA DE ESPECIFICACIÓN: Torre T101					
OBSERVACIONES:					
Cantidad de platos: 28					
Plato de alimentación: 10					
PESO VACÍO: 1294 KG		PESO PRUEBA: 11404 KG		PESO DE OPERACIÓN: 10898 KG	
Revisión	Fecha	DESCRIPCION	Realizó	Revisó	Aprobó

ANEXO VIII

MEMORIAS

DE

CÁLCULO



Memoria de cálculo Condensador E105

Página: 1/8

Fecha: 27/08/19

DESCRIPCIÓN: CONDENSADOR DE MEDIO DE REACCIÓN

PLANTA: ÁCIDO ACÉTICO

REALIZÓ: A.S.C.S

REVISIÓN: A

1.	CONTENIDO	1
2.	OBJETIVO	2
3.	ALCANCE	2
4.	DOCUMENTACIÓN DE REFERENCIA	2
5.	INTRODUCCIÓN	2
6.	DESARROLLO	2
6.1.	Resistencia de ensuciamiento	2
6.2.	Propiedades de los fluidos	3
6.3.	Cantidad de calor a transferir	3
6.4.	Media logarítmica de temperatura	3
6.5.	Estimación del equipo	4
6.5.1.	Coeficiente global de transferencia y área del equipo estimada	4
6.5.2.	Equipo propuesto	4
6.5.3.	Verificación de coeficientes de transferencia	5
6.5.3.1.	Coeficiente de transferencia del lado de los tubos	5
6.5.3.2.	Coeficiente de transferencia lado coraza	5
6.6.	Diseño final	7
6.7.	Caída de presión en los tubos	8
6.7.1.	A lo largo de los tubos	8
6.7.2.	Entrada y salida de los cabezales	8



Memoria de cálculo Condensador E105

Página: 2/8

Fecha: 27/08/19

DESCRIPCIÓN: CONDENSADOR DE MEDIO DE REACCIÓN

PLANTA: ÁCIDO ACÉTICO

REALIZÓ: A.S.C.S

REVISIÓN: A

2. OBJETIVO

Diseñar un condensador para licuar 5944 kg/h una corriente de vapor proveniente del tope de la columna de destilación.

3. ALCANCE

Se realizará el diseño del condensador de acuerdo con la norma T.E.M.A, con materiales disponibles en el mercado argentino.

4. DOCUMENTACIÓN DE REFERENCIA

[1] "Transferencia de Calor de Ingeniería de Procesos", Primera Edición- Eduardo Cao.

[2] Norma T.E.M.A.

[3] "Procesos de Transferencia de Calor", Sexta Edición - Donald Q. Kern.

[4] "Perry: Manual del Ingeniero Químico", Octava Edición, James O Maloney

5. INTRODUCCIÓN

Se debe condensar en forma total el vapor proveniente del tope de la torre de destilación, a la temperatura de 87°C. Se utilizará como medio de enfriamiento una corriente de agua disponible a 30°C.

6. DESARROLLO

6.1. Resistencia de ensuciamiento

En función de la bibliografía para el tipo de fluidos y considerando condensación con agua se adopta una resistencia de ensuciamiento combinada de $0,00035 \text{ m}^2 \text{ C} / \text{W}$.



Memoria de cálculo Condensador E105

Página: 3/8

Fecha: 27/08/19

DESCRIPCIÓN: CONDENSADOR DE MEDIO DE REACCIÓN

PLANTA: ÁCIDO ACÉTICO

REALIZÓ: A.S.C.S

REVISIÓN: A

6.2. Propiedades de los fluidos

	MEDIO DE REACCIÓN	AGUA DE REFRIGERACIÓN
PROPIEDADES	LÍQUIDO	LÍQUIDO
ρ (Kg/m ³)	967	993
Cp (J/Kg°C)	2043	4190,6
k (W/m°C)	0,14	0,623
μ (Pa*s)	0,0002453	0,00071
Calor latente (J/Kg)	512412,5	43040000

6.3. Cantidad de calor a transferir

$$Q_{\text{latente}} = \lambda * m = 512412,5 \frac{\text{J}}{\text{kg}} * 5944 \frac{\text{kg}}{\text{hr}} * \frac{1 \text{ hr}}{3600 \text{ s}} = 846050 \text{ W}$$

6.4. Media logarítmica de temperatura

Se considera que el flujo es a contracorriente, siendo:

$$T_2 = T_b = 86 \text{ °C}$$

$$T_1 = T_R = 87 \text{ °C}$$

$$t_1 = 30 \text{ °C}$$

$$t_2 = 65 \text{ °C}$$

$$MLDT = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} = \frac{(87 - 65) \text{ °C} - (86 - 30) \text{ °C}}{\ln \frac{(87 - 65) \text{ °C}}{(86 - 30) \text{ °C}}} = 36 \text{ °C}$$



Memoria de cálculo Condensador E105

Página: 4/8

Fecha: 27/08/19

DESCRIPCIÓN: CONDENSADOR DE MEDIO DE REACCIÓN

PLANTA: ÁCIDO ACÉTICO

REALIZÓ: A.S.C.S

REVISIÓN: A

6.5. Estimación del equipo

6.5.1. Coeficiente global de transferencia y área del equipo estimada

El rango recomendado, en las referencias, del coeficiente global de transferencia de calor para este tipo de servicio es 550 – 1100 W/m²°C. Se adopta, para comenzar el diseño, U = 850 W/m²°C. Y, luego con Q y MLDT se obtiene que el área estimada del equipo es 29,05 m².

6.5.2. Equipo propuesto

Se escoge un intercambiador tipo AEL de dos pasos por los tubos y un paso por la coraza. La condensación se produce en la coraza sobre un banco de tubos horizontales.

Los tubos son de 1 plg BWG 16, con arreglo en cuadro de 1 ¼ plg y una longitud de 8,53m. Con estos datos se calcula

$$N_t = \frac{A}{\pi D_o L} = \frac{29,05 \text{ m}^2}{\pi * 0,0254 \text{ m} * 8,53 \text{ m}} = 50$$

De tablas de conteo de tubos se escogen 58 tubos en un diámetro de 12 pulgadas. Por lo que las características del equipo son las que se presentan en la tabla.

Intercambiador 1-2		
Diámetro externo	1	plg
Cantidad	58	
BWG	16	
Longitud	8,53	m
Paso / Arreglo	1 ¼ plg /Cuadrado	
Diámetro coraza	12	
$A_{\text{flujo}} = \frac{\pi D_o^2}{4} \left(\frac{N_t}{n} \right)$	0,0111	m ²



Memoria de cálculo Condensador E105

Página: 5/8

Fecha: 27/08/19

DESCRIPCIÓN: CONDENSADOR DE MEDIO DE REACCIÓN

PLANTA: ÁCIDO ACÉTICO

REALIZÓ: A.S.C.S

REVISIÓN: A

6.5.3. Verificación de coeficientes de transferencia

6.5.3.1. Coeficiente de transferencia del lado de los tubos

El fluido que circula por los tubos es agua y su velocidad y su Re son:

$$V_t = \frac{W_a}{\rho * a_t} = \frac{5,77 \text{ kg/s}}{993 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 0,0111 \text{ m}^2} = 0,52 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$Re = \frac{\rho * v * D_i}{\mu} = \frac{993 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 0,52 \frac{\text{m}}{\text{s}} * 0,0212 \text{ m}}{0,00071 \text{ Pa} * \text{s}} = 16149$$

$$h_I = 1423 * (1 + 0,0146 * t_{\text{prom}}) * \frac{v^{0,8}}{D_i^{0,2}}$$

$$h_I = 1423 * (1 + 0,0146 * 47,5^\circ\text{C}) * \frac{\left(0,52 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^{0,8}}{(0,0212 \text{ m})^{0,2}} = 3073,25 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{°C}}$$

$$h_{io} = h_i * \frac{D_i}{D_o} = 3073,25 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{°C}} * \frac{0,0212 \text{ m}}{0,0254 \text{ m}} = 2674 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{°C}}$$

6.5.3.2. Coeficiente de transferencia lado coraza

Como en la condensación en un banco de tubos el condensado gotea desde cada uno de ellos hacia los que se ubican por debajo, se utiliza la siguiente correlación:

$$h_s = a * K * \left(\frac{\rho^2 * g * N * L}{\mu * m} \right)^{1/3} * N_c^{-1/6}$$



Memoria de cálculo
Condensador E105

Página: 6/8

Fecha: 27/08/19

DESCRIPCIÓN: CONDENSADOR DE MEDIO DE REACCIÓN

PLANTA: ÁCIDO ACÉTICO

REALIZÓ: A.S.C.S

REVISIÓN: A

$$N_c = \frac{b * D_s}{p} = \frac{1 * 0,3048 \text{ m}}{0,0318 \text{ m}} = 11,09$$

Donde:

a: 0,951 para arreglo en cuadrado.

N: número de tubos.

Nc: número de tubos encolumnados verticalmente.

b: 1 para arreglo en cuadrado.

Ds: diámetro interno de coraza.

p: distancia entre centros de tubos.

$$h_s = 0,904 * 0,14 \frac{W}{m * ^\circ C} * \left(\frac{(967 \text{ kg/m}^3)^2 * 9,8 \frac{m}{s^2} * 58 * 8,53m}{0,0002453 \text{ Pa} * s * 1,65 \text{ kg/s}} \right)^{1/3} * (11,09)^{-1/6}$$

$$h_s = 1832,8 \frac{W}{m^2 * ^\circ C}$$

$$U_c = \frac{h_{io} * h_s}{h_{io} + h_s} = \frac{2674 * 1832,8}{(2674 + 1832,8)} = 1087 \frac{W}{m^2 * ^\circ C}$$

$$U_d = \frac{1}{\frac{1}{U_c} + R_d} = \frac{1}{\frac{1 \text{ m}^2 * ^\circ C}{1087 W} + 0,0005 \frac{\text{m}^2 * ^\circ C}{W}} = 704 \frac{W}{m^2 * ^\circ C}$$

$$A_{calc} = \frac{Q}{MLDT * U_{d,calc}} = \frac{844199,55 W}{36^\circ C * 704 \frac{W}{m^2 * ^\circ C}} = 33 \text{ m}^2$$



Memoria de cálculo Condensador E105

Página: 7/8

Fecha: 27/08/19

DESCRIPCIÓN: CONDENSADOR DE MEDIO DE REACCIÓN

PLANTA: ÁCIDO ACÉTICO

REALIZÓ: A.S.C.S

REVISIÓN: A

Comparando con el área disponible del equipo propuesto (39,48 m²), se tiene un sobredimensionamiento del 16,42 %.

6.6. Diseño final

En las tablas se presenta el resumen del equipo y los cálculos realizados.

Intercambiador 1-2		
Diámetro externo	1	plg
Cantidad	58	
BWG	16	
Longitud	8,53	m
Paso / Arreglo	1 ¼ plg /Cuadrado	
Diámetro coraza	12	

COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA		
h_{io}	2674	W/m ² °C
h_s	1832,8	W/m ² °C
U_c	1087	W/m ² °C
U_d	704	W/m ² °C
ÁREAS		
Área Requerida	33	m ²
Área disponible	39,48	m ²
Sobredimensionamiento	16,42	%



Memoria de cálculo Condensador E105

Página: 8/8

Fecha: 27/08/19

DESCRIPCIÓN: CONDENSADOR DE MEDIO DE REACCIÓN

PLANTA: ÁCIDO ACÉTICO

REALIZÓ: A.S.C.S

REVISIÓN: A

6.7. Caída de presión en los tubos

Contempla la caída de presión a lo largo de los tubos; las bocas de entrada y salida a/de los cabezales al intercambiador; entrada y salida a/de los tubos (desde/hacia los cabezales).

6.7.1. A lo largo de los tubos

Como se tiene flujo turbulento:

$$f = 0,0014 + 0,125 * R_e^{-0,32} = 0,0014 + 0,125 * (16.149)^{-0,32} = 0,007$$

$$\Delta P_t = 4 * f * n * \frac{L}{D_i} * \frac{v_t^2 \rho}{2} * \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^a$$

$$\Delta P_t = 4 * 0,007 * 2 * \frac{8,53 \text{ m}}{0,0212 \text{ m}} * \frac{\left(0,52 * 993 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \text{s}} \right)^2}{2} = 3266 \text{ Pa} = 3,26 \text{ kPa}$$

6.7.2. Entrada y salida de los cabezales

$$\Delta P_r = n * \frac{G_t^2}{2 * \rho} = 2 * \frac{\left(0,52 * 993 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \text{s}} \right)^2}{2} = 271 \text{ Pa} = 0,271 \text{ kPa}$$

La caída de presión total es de 3,21 kPa. Se consideran despreciables las pérdidas de cargas del lado de la coraza.

Nota: Emisión para revisión en la etapa de Ingeniería de Detalle



**Memoria de cálculo
Intercambiador E101**

Página: 1/9

Fecha: 01/09/2019

DESCRIPCIÓN: ENFRIADOR DEL PRODUCTO DEL SEPARADOR

PLANTA: ÁCIDO ACÉTICO

REALIZÓ: A.S.C.S

REVISIÓN: A

1.	CONTENIDO	1
2.	OBJETIVO	2
3.	ALCANCE	2
4.	DOCUMENTACIÓN DE REFERENCIA	2
5.	INTRODUCCIÓN	2
6.	DESARROLLO	2
6.1	Datos de entrada	2
6.1.1.	Condiciones de trabajo	2
6.1.2.	Resistencia de ensuciamiento	2
6.1.3.	Propiedades de los fluidos a la temperatura media	3
6.2	Cantidad de calor a transferir	3
6.3.	Media logarítmica de temperatura y factor de corrección FT	3
6.4.	Cálculo de la masa de agua	4
6.5.	Estimación del equipo	4
6.5.1.	Coeficiente global de transferencia propuesto	4
6.5.2.	Cálculo del área inicial	4
6.5.3.	Equipo propuesto	5
6.5.4.	Verificación de coeficiente de transferencia	5
6.6.	Diseño final	7
6.7.	Caídas de presión	8
6.7.1.	Caída de presión en el lado de los tubos	8
6.7.2.	Caída de presión del lado de la coraza	9



Memoria de cálculo Intercambiador E101

Página: 2/9

Fecha: 01/09/2019

DESCRIPCIÓN: ENFRIADOR DEL PRODUCTO DEL SEPARADOR

PLANTA: ÁCIDO ACÉTICO

REALIZÓ: A.S.C.S

REVISIÓN: A

2. OBJETIVO

Diseñar un intercambiador de calor para enfriar 11998 kg/hr de la corriente proveniente del separador, desde 194 °C a 125°C.

3. ALCANCE

Se realizará el diseño de un intercambiador de calor de acuerdo con la norma T.E.M.A., con materiales disponibles en el mercado argentino.

4. DOCUMENTACIÓN DE REFERENCIA

[1] Transferencia de Calor de Ingeniería de Procesos”, Primera Edición- Eduardo Cao.

[2] Norma T.E.M.A.

[3] “Procesos de Transferencia de Calor”, Sexta Edición - Donald Q. Kern.

[4] “Perry: Manual del Ingeniero Químico”, Octava Edición, James O Maloney

5. INTRODUCCIÓN

Se enfriará la corriente de líquido proveniente del separador, previo a su ingreso a la columna de destilación, desde una temperatura de 194°C hasta una temperatura de 125°C. Para tal objetivo se utilizará de agua de enfriamiento disponible a 30°C.

6. DESARROLLO

6.1 Datos de entrada

6.1.1. Condiciones de trabajo

Teniendo en cuenta las temperaturas de la corriente de proceso, compuesta por el medio de reacción y ácido acético, se supone una temperatura de salida del agua de 65 °C.

6.1.2. Resistencia de ensuciamiento

Considerando la tabla 10-9 del Manual del Ingeniero Químico se adopta una resistencia de ensuciamiento combinada de 0,00035 m² C / W.



Memoria de cálculo Intercambiador E101

Página: 3/9

Fecha: 01/09/2019

DESCRIPCIÓN: ENFRIADOR DEL PRODUCTO DEL SEPARADOR

PLANTA: ÁCIDO ACÉTICO

REALIZÓ: A.S.C.S

REVISIÓN: A

6.1.3. Propiedades de los fluidos a la temperatura media

PROPIEDADES	Corriente de Proceso	Agua
Densidad [kg/m ³]	814	987
Calor específico [J/kg. K]	2714	4190
Conductividad térmica [W/m. K]	0,126	0,640
Viscosidad [Pa.s]	0,0002450	0,000541

6.2 Cantidad de calor a transferir

$$Q = W_h * C_p * (T_1 - T_2) = 11988 \frac{\text{kg}}{\text{hr}} * 2714 \frac{\text{J}}{\text{kgK}} * (194 - 125)^\circ\text{C} = 623595,78 \text{ W}$$

6.3. Media logarítmica de temperatura y factor de corrección FT

Se calcula considerando contracorriente y luego se corrige, con el factor FT que tiene en cuenta los cruces que se producen en el equipo. FT es función de los coeficientes R y S que se definen posteriormente.

$$\Delta T_1 = T_{ce} - T_{fs}$$

$$\Delta T_2 = T_{cs} - T_{fe}$$

$$MLDT = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln\left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}\right)}$$

$$\Delta T_1 = 125 - 30$$

$$\Delta T_2 = 194 - 65$$

$$MLDT = \frac{21 - 20}{\ln\left(\frac{21}{20}\right)}$$

$$\Delta T_1 = 95^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_2 = 129^\circ\text{C}$$

$$MLDT = 111^\circ\text{C}$$

$$R = \frac{T_{cs} - T_{ce}}{t_{fe} - t_{fs}} = \frac{(194 - 125)^\circ\text{C}}{(65 - 30)^\circ\text{C}} = 1,971$$

$$S = \frac{t_{fe} - t_{fs}}{T_{cs} - t_{fs}} = \frac{(65 - 30)^\circ\text{C}}{(194 - 30)^\circ\text{C}} = 0,21$$



Memoria de cálculo Intercambiador E101

Página: 4/9

Fecha: 01/09/2019

DESCRIPCIÓN: ENFRIADOR DEL PRODUCTO DEL SEPARADOR

PLANTA: ÁCIDO ACÉTICO

REALIZÓ: A.S.C.S

REVISIÓN: A

De las tablas de cálculo de Ft se determina que la configuración es de un paso por la coraza y dos por los tubos. Verificando $FT > 0,7$ ($FT = 0,96$).

6.4. Cálculo de la masa de agua

$$W_w = \frac{Q}{C_p (T_1 - T_2)} = \frac{623595,78 \text{ W}}{4190 \frac{\text{J}}{\text{kg}^\circ\text{C}} (65 - 30)^\circ\text{C}} = 4,25 \frac{\text{kg}}{\text{seg}}$$

6.5. Estimación del equipo

6.5.1. Coeficiente global de transferencia propuesto

Considerando la recomendación del Manual de Ingeniero Químico para solventes orgánicos se adopta $U = 454,24 \text{ W/m}^2\text{C}$.

6.5.2. Cálculo del área inicial

$$A_i = \frac{Q}{U_d \text{ sup} * Ft * MLDT} = \frac{624132,72 \text{ W}}{454,24 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{C}} * 0,97 * 111^\circ\text{C}} = 12,75 \text{ m}^2$$

Donde:

MLDT: Media logarítmica de temperaturas ($^\circ\text{C}$).

Ft: Factor de corrección.

U: Coeficiente global de transferencia de calor ($\text{W/m}^2\text{C}$).



Memoria de cálculo
Intercambiador E101

Página: 5/9

Fecha: 01/09/2019

DESCRIPCIÓN: ENFRIADOR DEL PRODUCTO DEL SEPARADOR

PLANTA: ÁCIDO ACÉTICO

REALIZÓ: A.S.C.S

REVISIÓN: A

6.5.3. Equipo propuesto

TUBOS		
Diámetro	1	plg
Cantidad	28	
BWG	14	
Longitud	6,10	m
Arreglo	Triangulo 1 ¼	plg
Área Transferencia	13,61	m ²

6.5.4. Verificación de coeficiente de transferencia

El agua circula por los tubos y el fluido de procesos por la coraza.

6.5.4.1. Coeficiente de transferencia lado tubos

El área de flujo es 0,00493 m² y la velocidad en los tubos 0,87 m/seg

$$h_i = 1423 * (1 + 0,0146 * t_{prom}) * \frac{v^{0.8}}{D_i^{0.2}}$$

$$h_i = 1423 * (1 + 0,0146 * 47,5^{\circ}\text{C}) * \frac{\left(0,87 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^{0.8}}{(0,0212\text{m})^{0.2}} = 4679 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 * ^{\circ}\text{C}}$$

$$h_{io} = h_i * \frac{D_i}{D_o} = 4679 \frac{\text{W}}{\text{m}^2^{\circ}\text{C}} * \frac{0,0212 \text{ m}}{0,0254 \text{ m}} = 3902 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 * ^{\circ}\text{C}}$$



Memoria de cálculo Intercambiador E101

Página: 6/9

Fecha: 01/09/2019

DESCRIPCIÓN: ENFRIADOR DEL PRODUCTO DEL SEPARADOR

PLANTA: ÁCIDO ACÉTICO

REALIZÓ: A.S.C.S

REVISIÓN: A

6.5.4.2. Coeficiente de transferencia lado coraza

$$D_{eq} = \frac{4 * \left(\frac{1}{2} * P_t * 0.86 * P_t - \frac{1}{2} * \pi * \frac{D_o^2}{4} \right)}{\frac{1}{2} * \pi * D_o}$$

$$D_{eq} = \frac{2 * \left(0,0318^2 m^2 * 0,86 - \pi * \frac{(0,0254 m)^2}{4} \right)}{\frac{1}{2} * \pi * 0,0254 m} = 0,025 m$$

$$R_e = \frac{G_s * D_{eq}}{\mu} = \frac{\left(344,5 \frac{kg}{m^2 s} \right) * 0,025 m}{0,0002454 Pa * s} = 35313$$

$$P_r = \frac{C_p * \mu}{K} = \frac{\left(2714,016 \frac{J}{kg^{\circ}C} \right) * 0,0002454 Pa * s}{0,126 \frac{W}{m^{\circ}C}} = 5,27$$

$$h_s = 0,36 * \frac{K}{D_{eq}} * R_e^{0,55} * P_r^{0,33}$$

$$h_s = 0,36 * \frac{0,126 \frac{W}{m^{\circ}C}}{0,025 m} * (35313)^{0,55} * (5,27)^{0,33} = 992 \frac{W}{m^2 * ^{\circ}C}$$

$$U_c = \frac{h_{io} * h_s}{h_{io} + h_s} = \frac{3902 * 992}{(3902 + 992)} = 791 \frac{W}{m^2 * ^{\circ}C}$$

$$U_d = \frac{1}{\frac{1}{U_c} + R_d} = \frac{1}{\frac{1 m^2 C}{791 W} + 0,00035 \frac{m^2 C}{W}} = 620 \frac{W}{m^2 * ^{\circ}C}$$



Memoria de cálculo
Intercambiador E101

Página: 7/9

Fecha: 01/09/2019

DESCRIPCIÓN: ENFRIADOR DEL PRODUCTO DEL SEPARADOR

PLANTA: ÁCIDO ACÉTICO

REALIZÓ: A.S.C.S

REVISIÓN: A

$$A_{\text{req}} = \frac{Q}{U * Ft * MLDT} = \frac{624132,73 \text{ W}}{620 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{°C}} * 0,97 * 111\text{°C}} = 9,35 \text{ m}^2$$

El área del diseño propuesto (13,61 m²) excede al área requerida (9,35 m²), por lo que se opta por disminuir el largo de los tubos, ya que dicho cambio no impacta en los coeficientes de transferencia.

6.6. Diseño final

TUBOS		
Diámetro interno	0,834	plg
Diámetro externo	1	plg
Longitud	4,88	m
Arreglo	Triangulo	
BWG	14	
Cantidad	28	
COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA		
hio	3902	W / m ² °C
hs	992	W / m ² °C
Ud	620	W / m ² °C



**Memoria de cálculo
Intercambiador E101**

Página: 8/9

Fecha: 01/09/2019

DESCRIPCIÓN: ENFRIADOR DEL PRODUCTO DEL SEPARADOR

PLANTA: ÁCIDO ACÉTICO

REALIZÓ: A.S.C.S

REVISIÓN: A

ÁREAS		
Área disponible	10,9	m ²
Área requerida	9,35	m ²
Sobredimensionamiento	14,18	%

El equipo diseñado satisface los requerimientos de la transferencia de calor. Se verifica ahora la caída de presión en el equipo propuesto.

6.7. Caídas de presión

6.7.1. Caída de presión en el lado de los tubos

$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{Re^{0,32}} = 0,0014 + \frac{0,125}{(33781)^{0,32}} = 0,00584$$

$$\Delta P_t = 4 * f * N_{pasos} * \frac{L}{D_i} * \frac{\rho * v^2}{2}$$

$$\Delta P_t = 4 * 0,00584 * 2 * \frac{4,88 \text{ m}}{0,0212 \text{ m}} * \frac{987 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * \left(0,87 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2}$$

$$\Delta P_t = 4.017 \text{ Pa} = 4,02 \text{ kPa}$$

$$\Delta P_r = 4 * N^\circ \text{ pasos} * \frac{\rho * v^2}{2} = 2 * 2 * 987 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \left(0,87 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2 = 2988 \text{ Pa}$$

Por lo que la caída de presión total en los tubos es de 7,05 kPa.



Memoria de cálculo
Intercambiador E101

Página: 9/9

Fecha: 01/09/2019

DESCRIPCIÓN: ENFRIADOR DEL PRODUCTO DEL SEPARADOR

PLANTA: ÁCIDO ACÉTICO

REALIZÓ: A.S.C.S

REVISIÓN: A

6.7.2. Caída de presión del lado de la coraza

$$f = 1,728 * R_e^{-0,188} = 1,728 * (35.313)^{-0,188} = 0,241$$

$$N_C(\text{numero de cruces}) = \frac{L}{B} = \frac{4,88 \text{ m}}{0,1905 \text{ m}} = 26$$

$$\Delta P_s = f * \frac{(N_B + 1) * D_s}{D_e} * \frac{G_s^2}{2 * \rho}$$

$$\Delta P_s = 0,241 * \frac{26 * 0,254 \text{ m}}{0,0254 \text{ m}} * \frac{\left(344,4 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \text{ s}}\right)^2}{2 * 814 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 4565,22 \text{ Pa} = 4,57 \text{ kPa}$$

La caída de presión en el equipo propuesto se adopta como valido, ya que la caída de presión calculada se encuentra por debajo de la permitida.

Nota: Emisión para revisión en la etapa de Ingeniería de Detalle



Memoria de cálculo
Intercambiador doble tubo E103

Página: 1/8

Fecha: 30/08/2019

DESCRIPCIÓN: ENFRIADOR DE MEDIO DE REACCIÓN

PLANTA: ÁCIDO ACÉTICO

REALIZÓ: A.S.C.S

REVISIÓN: A

1.	CONTENIDO	1
2.	OBJETIVO	2
3.	ALCANCE	2
4.	DOCUMENTACIÓN DE REFERENCIA	2
5.	INTRODUCCIÓN	2
6.	DESARROLLO	2
6.1.	Datos de entrada	2
6.1.1.	Condiciones de trabajo	2
6.1.2.	Resistencia de ensuciamiento	2
6.1.3.	Propiedades de los fluidos a las temperaturas medias	3
6.2.	Cantidad de calor a transferir	3
6.3.	Media logarítmica de temperatura	3
6.4.	Cálculo de la masa de agua	3
6.5.	Estimación del equipo	4
6.5.1.	Coeficiente global de transferencia propuesto	4
6.5.2.	Cálculo del área inicial	4
6.5.3.	Equipo propuesto	4
6.5.4.	Verificación de coeficientes de transferencia	5
6.6.	Diseño final	7
6.7.	Caída de presión	7
6.7.1.	Caída de presión lado tubos	7
6.7.2.	Caída de presión del lado del anulo	8



Memoria de cálculo Intercambiador doble tubo E103

Página: 2/8

Fecha: 30/08/2019

DESCRIPCIÓN: ENFRIADOR DE MEDIO DE REACCIÓN

PLANTA: ÁCIDO ACÉTICO

REALIZÓ: A.S.C.S

REVISIÓN: A

2. OBJETIVO

Diseñar un intercambiador de calor para enfriar 160 kg/hr de la corriente de Medio de Reacción, proveniente de la torre de destilación, desde 86°C a 50°C.

3. ALCANCE

Se realizará el diseño de un intercambiador de calor de acuerdo a la norma "T.E.M.A.", con materiales disponibles en el mercado argentino.

4. DOCUMENTACIÓN DE REFERENCIA

- [1] "Transferencia de Calor de Ingeniería de Procesos", Primera Edición- Eduardo Cao.
- [2] Norma T.E.M.A.
- [3] "Procesos de Transferencia de Calor", Sexta Edición - Donald Q. Kern.
- [4] "Perry: Manual del Ingeniero Químico", Octava Edición, James O Maloney

5. INTRODUCCIÓN

Se enfriará la corriente líquida de medio de reacción proveniente del condensador de la torre de destilación, previo a su ingreso al reactor, desde una temperatura de 86°C hasta una temperatura de 50°C. Para tal objetivo se utilizará de agua de enfriamiento disponible a 30°C.

6. DESARROLLO

6.1. Datos de entrada

6.1.1. Condiciones de trabajo

Teniendo en cuenta las temperaturas del medio de reacción se supone una temperatura de salida del agua de 65 °C.

6.1.2. Resistencia de ensuciamiento

Considerando la tabla 10-9 del Manual del Ingeniero Químico se adopta una resistencia de ensuciamiento combinada de 0,00035 m² C / W.



Memoria de cálculo Intercambiador doble tubo E103

Página: 3/8

Fecha: 30/08/2019

DESCRIPCIÓN: ENFRIADOR DE MEDIO DE REACCIÓN

PLANTA: ÁCIDO ACÉTICO

REALIZÓ: A.S.C.S

REVISIÓN: A

6.1.3. Propiedades de los fluidos a las temperaturas medias

PROPIEDAD	Medio de Reacción	Agua
Densidad [kg/m ³]	995	989
Calor específico [J/kg. K]	1982	4190
Conductividad [W/m. K]	0,15	0.635
Viscosidad [mPa-s]	0,3034	0.59

6.2. Cantidad de calor a transferir

$$Q = W_h * C_p * (T_1 - T_2) = 0,88 \frac{\text{kg}}{\text{s}} * 1982 \frac{\text{J}}{\text{kg}^\circ\text{C}} * (86 - 50)^\circ\text{C} = 62789,76 \text{ W}$$

6.3. Media logarítmica de temperatura

Se considera que el flujo es a contracorriente, siendo:

$$\Delta T_1 = T_{ce} - T_{fs} \quad \Delta T_2 = T_{cs} - T_{fe} \quad MLDT = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln\left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}\right)}$$

$$\Delta T_1 = 50 - 30 \quad \Delta T_2 = 86 - 65 \quad MLDT = \frac{21 - 20}{\ln\left(\frac{21}{20}\right)}$$

$$\Delta T_1 = 20^\circ\text{C} \quad \Delta T_2 = 21^\circ\text{C} \quad MLDT = 21^\circ\text{C}$$

6.4. Cálculo de la masa de agua

$$W_w = \frac{Q}{C_p (T_1 - T_2)} = \frac{62789,76 \text{ W}}{4190 \frac{\text{J}}{\text{kg}^\circ\text{C}} (65 - 30)^\circ\text{C}} = 0,43 \frac{\text{kg}}{\text{seg}}$$



Memoria de cálculo
Intercambiador doble tubo E103

Página: 4/8

Fecha: 30/08/2019

DESCRIPCIÓN: ENFRIADOR DE MEDIO DE REACCIÓN

PLANTA: ÁCIDO ACÉTICO

REALIZÓ: A.S.C.S

REVISIÓN: A

6.5. Estimación del equipo

6.5.1. Coeficiente global de transferencia propuesto

Considerando la recomendación del Manual de Ingeniero Químico para solventes orgánicos se adopta $U = 454,24 \text{ W/m}^2\text{°C}$.

6.5.2. Cálculo del área inicial

Con el coeficiente elegido se calcula un área para proponer un equipo.

$$A_{\text{inicial}} = \frac{Q}{U_{\text{d sup}} * \text{MLDT}} = \frac{62789,76 \text{ W}}{454,24 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{°C}} * 21\text{°C}} = 6,74 \text{ m}^2$$

Donde:

MLDT: Media logarítmica de temperaturas (°C).

U: Coeficiente global de transferencia de calor ($\text{W/m}^2\text{°C}$).

6.5.3. Equipo propuesto

Se elige un intercambiador de doble tubo 2 X 1 IPS cuyas características son las que se muestran en la tabla.

	D. Exterior [plg]	D. Interior [plg]
Tubo exterior	2,375	2,067
Tubo interior	1,315	1,049
Ltubo [m]	7	
Horquillas	6	
Area disp.[m ²]	7	



Memoria de cálculo
Intercambiador doble tubo E103

Página: 5/8

Fecha: 30/08/2019

DESCRIPCIÓN: ENFRIADOR DE MEDIO DE REACCIÓN

PLANTA: ÁCIDO ACÉTICO

REALIZÓ: A.S.C.S

REVISIÓN: A

6.5.4. Verificación de coeficientes de transferencia

El agua circula por el tubo interior y el fluido de proceso por el anulo.

6.5.4.1. Coeficiente de transferencia lado tubos

$$v_t = \frac{W}{\rho * v} = \frac{0,43 \frac{\text{kg}}{\text{s}} * 4}{989 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * \pi * (0,0266)^2 \text{m}} = 0,8 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$h_i = 1.423 * (1 + 0,0146 * t_{\text{prom}}) * \frac{v^{0,8}}{D_i^{0,2}}$$

$$h_i = 1423 * (1 + 0,0146 * 47,5^\circ\text{C}) * \frac{\left(0,8 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^{0,8}}{(0,0266 \text{ m})^{0,2}} = 4059,32 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 * ^\circ\text{C}}$$

$$h_{io} = h_i * \frac{D_i}{D_o} = 4059,32 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 * ^\circ\text{C}} * \frac{0,0266 \text{ m}}{0,0334 \text{ m}} = 3238 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 * ^\circ\text{C}}$$

6.5.4.2. Coeficiente de transferencia lado anulo

El diámetro equivalente para la transferencia de calor es cuatro veces el radio hidráulico. Y este se calcula como el cociente entre el área de flujo (a_s), área interior del tubo exterior menos área exterior del tubo interior, sobre el perímetro mojado.

El área de flujo del anulo es de $0,0013 \text{ m}^2$, y la velocidad en el mismo $0,7 \text{ m/s}$

$$D_{eq} = 4 * \frac{a_s}{\pi * D_o} = 4 * \frac{0,0013 \text{ m}^2}{\pi * 0,0603 \text{ m}} = 0,049 \text{ m}$$

$$Re = \frac{D_{eq} * v * \rho}{\mu} = \frac{0,049 \text{ m} * 0,7 \frac{\text{m}}{\text{s}} * 995 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0,0003034 \text{ Pa} * \text{s}} = 110345$$



Memoria de cálculo
Intercambiador doble tubo E103

Página: 6/8

Fecha: 30/08/2019

DESCRIPCIÓN: ENFRIADOR DE MEDIO DE REACCIÓN

PLANTA: ÁCIDO ACÉTICO

REALIZÓ: A.S.C.S

REVISIÓN: A

$$Pr = \frac{C * \mu}{K} = \frac{1982,21 \frac{J}{kg^{\circ}C} * 0,0003034 Pa * s}{0,15 \frac{W}{m^{\circ}C}} = 4,09$$

$$h_s = 0,023 * \frac{K}{D_{eq}} * Re^{0,8} * Pr^{0,33}$$

$$h_s = 0,023 * \frac{0,15 \frac{W}{kg^{\circ}C}}{0,049 m} * (110345)^{0,8} * (4,09)^{0,33} = 1187 \frac{W}{m^2^{\circ}C}$$

$$U_c = \frac{h_{io} * h_s}{h_{io} + h_s} = \frac{(3238 * 1187)}{3238 + 1187} = 869 \frac{W}{m^2^{\circ}C}$$

$$U_d = \frac{1}{\frac{1}{U_c} + R_d} = \frac{1}{\frac{1}{869 \frac{W}{m^2^{\circ}C}} + 0,00035 \frac{m^2^{\circ}C}{W}} = 666 \frac{W}{m^2^{\circ}C}$$

$$A_{req} = \frac{Q}{U_{calc} * MLDT} = \frac{62637,86 W}{666 \frac{W}{m^2^{\circ}C} * 21^{\circ}C} = 4,6 m^2$$

El área requerida, 4,6 m² es menor que el área propuesta, 6,7 m². Como los coeficientes de transferencia de calor son sólo función de las áreas de flujo se modifica la longitud del equipo. Para ello inicialmente se calcula la longitud mínima necesaria.

$$L_{mín} = \frac{A_{req}}{\pi D_0} = \frac{4,6}{\pi * 0,0266} = 55 m$$

Si se conservaran las 6 horquillas iniciales la longitud mínima de los tubos sería de 4,6 m. Para que el equipo sea menos voluminoso se opta por un intercambiador de doble tubo con 5 horquillas y una longitud de tubos de 6 m.



Memoria de cálculo
Intercambiador doble tubo E103

Página: 7/8

Fecha: 30/08/2019

DESCRIPCIÓN: ENFRIADOR DE MEDIO DE REACCIÓN

PLANTA: ÁCIDO ACÉTICO

REALIZÓ: A.S.C.S

REVISIÓN: A

6.6. Diseño final

	D. Exterior [plg]	D. Interior [plg]
Tubo exterior	2,375	2,067
Tubo interior	1,315	1,049
Ltubo [m]	6	
Horquillas	5	

COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA		
hio	3.238	W/m ² °C
hs	1.187	W/m ² °C
Uc	869	W/m ² °C
Ud	666	W/m ² °C
ÁREAS		
Área Requerida	4,6	m ²
Área disponible	5	m ²
Sobredimensionamiento	8	%

El equipo diseñado satisface los requerimientos de la transferencia de calor, se verifica ahora la pérdida de presión en el mismo.

6.7. Caída de presión

6.7.1. Caída de presión lado tubos

Como el flujo es turbulento:

$$f = 0,0035 * \frac{0,264}{Re^{0,42}} = 0,0035 * \frac{0,264}{(34.600)^{0,42}} = 0,000011$$



Memoria de cálculo
Intercambiador doble tubo E103

Página: 8/8

Fecha: 30/08/2019

DESCRIPCIÓN: ENFRIADOR DE MEDIO DE REACCIÓN

PLANTA: ÁCIDO ACÉTICO

REALIZÓ: A.S.C.S

REVISIÓN: A

$$\Delta P_{\text{tubos}} = 4 * f * \frac{L}{D_i} * \frac{\rho * v^2}{2}$$

$$\Delta P_{\text{tubos}} = 4 * 0,000011 * \frac{60 \text{ m}}{0,0266 \text{ m}} * \frac{988 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * \left(0,8 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2} = 30,81 \text{ Pa}$$

6.7.2. Caída de presión del lado del anulo

La caída de presión en el anulo se estima como la correspondiente a los tubos más la que ocurre en las TE.

$$D_{eq} = D - D_o = 0,0525 \text{ m} - 0,0334 \text{ m} = 0,0191 \text{ m}$$

$$Re_s = \frac{D_{eq} * v * \rho}{\mu} = \frac{0,0191 \text{ m} * 0,7 \frac{\text{m}}{\text{s}} * 995,16 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0,0003034 \text{ Pa} * \text{s}} = 110.345$$

$$f = 0,0035 * \frac{0,264}{Re^{0,42}} = 0,0035 * \frac{0,264}{(110345)^{0,42}} = 0,0000105$$

$$\Delta P_t = 4 * f * \frac{L}{D_{eq}} * \frac{\rho * v^2}{2} = 4 * 0,0000105 * \frac{60 \text{ m}}{0,0191 \text{ m}} * \frac{995 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * \left(0,7 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2} = 30,83 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_r = \frac{n_t}{2} * \frac{\rho * v^2}{2} = \frac{10}{2} * \frac{995 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * \left(0,7 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2} = 1172,29 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_{\text{total,anulo}} = \Delta P_r + \Delta P_t = 1172,29 \text{ Pa} + 30,83 \text{ Pa} = 1203,12 \text{ Pa}$$

Se acepta el equipo diseñado, la pérdida de carga total es menor a la sugerida.

Nota: Emisión para revisión en la etapa de Ingeniería de Detalle



Memoria de cálculo
Rehervidor E104

Página: 1/10

Fecha: 10/08/19

DESCRIPCIÓN: REHERVIDOR COLUMNA DESTILACIÓN

PLANTA: ÁCIDO ACÉTICO

REALIZÓ: A.S.C.S

REVISIÓN: A

1.	CONTENIDO	1
2.	OBJETIVO	2
3.	ALCANCE	2
4.	DOCUMENTACIÓN DE REFERENCIA	2
5.	INTRODUCCIÓN	2
6.	DESARROLLO	2
6.1	Condiciones de trabajo	2
6.1.1	Resistencia de ensuciamiento	2
6.1.2	Temperatura de salida de la corriente caliente	3
6.2	Propiedades de los fluidos	3
6.2.1	Propiedades del producto de fondo a la temperatura de salida del rehervidor	3
6.2.2	Propiedades del Therminol 66 a la temperatura promedio	3
6.3	Calor máximo adoptado	3
6.4	Estimación de equipo	4
6.4.1	Número de tubos y diámetro de la coraza	4
6.4.2	Verificación del flujo crítico	4
6.4.3	Verificación de coeficientes de transferencia	5
6.5	Diseño final	8
6.6	Cálculo de la caída de presión	9
6.6.1.	A lo largo de los tubos	9
6.6.2	Entrada y salida de los cabezales	10



Memoria de cálculo Rehervidor E104

Página: 2/10

Fecha: 10/08/19

DESCRIPCIÓN: REHERVIDOR COLUMNA DESTILACIÓN

PLANTA: ÁCIDO ACÉTICO

REALIZÓ: A.S.C.S

REVISIÓN: A

2. OBJETIVO

Diseñar un rehervidor para evaporar 8838 kg/hr de líquido proveniente del fondo de la torre de destilación.

3. ALCANCE

Se realizará el diseño de un rehervidor de acuerdo con la norma "T.E.M.A.", con materiales disponibles en el mercado argentino.

4. DOCUMENTACIÓN DE REFERENCIA

[1] "Transferencia de Calor de Ingeniería de Procesos", Primera Edición- Eduardo Cao.

[2] Norma T.E.M.A.

[3] "Procesos de Transferencia de Calor", Sexta Edición - Donald Q. Kern.

[4] "Perry: Manual del Ingeniero Químico", Octava Edición, James O Maloney

5. INTRODUCCIÓN

Se debe evaporar una corriente de proceso proveniente del fondo de la torre de destilación, a la temperatura de 156 °C. El calor para intercambiar es 978648 W y se utiliza como medio de calentamiento una corriente de Therminol 66 disponible a 210°C.

6. DESARROLLO

6.1 Condiciones de trabajo

6.1.1 Resistencia de ensuciamiento

Considerando la tabla 10-9 del Manual del Ingeniero Químico se adopta una resistencia de ensuciamiento para cada uno de los fluidos de 0,00035 m² C / W.



Memoria de cálculo Rehervidor E104

Página: 3/10

Fecha: 10/08/19

DESCRIPCIÓN: REHERVIDOR COLUMNA DESTILACIÓN

PLANTA: ÁCIDO ACÉTICO

REALIZÓ: A.S.C.S

REVISIÓN: A

6.1.2 Temperatura de salida de la corriente caliente

Por las propiedades del fluido térmico se asume una variación de temperatura de la corriente caliente de 20°C por lo que la temperatura de salida de la corriente auxiliar es de 190°C.

6.2 Propiedades de los fluidos

6.2.1 Propiedades del producto de fondo a la temperatura de salida del rehervidor

PROPIEDADES	LÍQUIDO	VAPOR
Densidad (Kg/m ³)	889	5,33
Presión Crítica (kPa)	5788	

6.2.2 Propiedades del Therminol 66 a la temperatura promedio

PROPIEDADES	THERMINOL 66
ρ (Kg/m ³)	883
C_p (J/Kg°C)	2222
k (W/m°C)	0,1062
μ (Pa*s)	0,00084

6.3 Calor máximo adoptado

Se toma un valor para $q = Q/A$ respecto del Q/A máximo que propone Kern para solventes orgánicos para estimar un área e iniciar el cálculo iterativo. Se considera un factor de seguridad del 40% para evitar interferencias con el vapor.

$$q = \frac{Q}{A}$$

$$q = 0,4 * 68139,16 \frac{W}{m^2} = 27255,65 \frac{W}{m^2}$$



Memoria de cálculo Rehervidor E104

Página: 4/10

Fecha: 10/08/19

DESCRIPCIÓN: REHERVIDOR COLUMNA DESTILACIÓN

PLANTA: ÁCIDO ACÉTICO

REALIZÓ: A.S.C.S

REVISIÓN: A

6.4 Estimación de equipo

Para realizar la transferencia de calor se propone un intercambiador tipo Kettle (AKU) con las características que se presentan en la tabla. Teniendo en cuenta que su área mínima es de 35,91 m², calculada como el calor a transferir sobre el flujo de calor adoptado, se estima el número de tubos y se adopta una coraza.

N° (número de pasos)	2
Do (diámetro externo) m/plg	0,0254 / 1
BWG	16
Di (diámetro interno) m	0,0221
Pt (distancia entre tubos) m/plg	0,03175 / 1 ¼
Arreglo	Cuadrado
L (largo) m	8,53

6.4.1 Número de tubos y diámetro de la coraza

Cálculo del número de tubos

$$N_t = \frac{A}{\pi * D_o * L} = \frac{35,91 \text{ m}^2}{\pi * 0,0254 \text{ m} * 8,53 \text{ m}} = 53$$

De los datos de la bibliografía se adopta un equipo con 56 tubos en una coraza de 13 ¼ plg (0,3366m). Por lo que el área del equipo es 38,12 m².

6.4.2 Verificación del flujo crítico

La máxima densidad de flujo de calor de un tubo único se calcula con la correlación de Mostinski.

$$q_{1\text{máx}} = 367 * p_c * \left(\frac{p}{p_c}\right)^{0,35} * \left(1 - \frac{p}{p_c}\right)^{0,9}$$



Memoria de cálculo Rehervidor E104

Página: 5/10

Fecha: 10/08/19

DESCRIPCIÓN: REHERVIDOR COLUMNA DESTILACIÓN

PLANTA: ÁCIDO ACÉTICO

REALIZÓ: A.S.C.S

REVISIÓN: A

Donde: P y Pc son la presión y la presión crítica (kPa).

$$q_{1\text{máx}} = 367 * 5786 \text{ kPa} * \left(\frac{300 \text{ kPa}}{5786 \text{ kPa}} \right)^{0,35} * \left(1 - \frac{300 \text{ kPa}}{5786 \text{ kPa}} \right)^{0,9} = 718446 \frac{\text{W}}{\text{m}^2}$$

Máximo flujo de calor para un haz de tubos ($q_{b, \text{máx}}$)

La densidad de flujo de calor de un tubo único se afecta por el factor de corrección Φ_b asociado a la geometría del haz de tubos. A su vez, a la densidad máxima de flujo de calor para un tubo único se lo afecta por un factor de seguridad para evitar interferencias de vapor, generalmente 0,5.

$$\psi = \frac{\pi * D_s * L}{A} = \frac{\pi * 0,3366 \text{ m} * 8,53 \text{ m}}{38,12 \text{ m}^2} = 0,237$$

$$\phi_b = 3,1 * \psi = 3,1 * 0,237 = 0,733$$

$$q_{b, \text{máx}} = q_{1, \text{máx}} * \phi_b * 0,5 = 718446 \frac{\text{W}}{\text{m}^2} * 0,733 * 0,5 = 263310,5 \frac{\text{W}}{\text{m}^2}$$

Como q ($27255 \frac{\text{W}}{\text{m}^2}$) es menor que $q_{b, \text{máx}}$ se verifica que se trabaja en la zona de ebullición nucleada.

6.4.3 Verificación de coeficientes de transferencia

Coeficiente de transferencia de calor en la zona de ebullición (coraza)

Es la suma de dos contribuciones, la convección macroscópica debido al movimiento del fluido sobre el haz de tubos (h_{TP}), y el efecto de microagitación producto por el desprendimiento de burbujas en la superficie de transferencia por ebullición nucleada (h_{NB}).

$$h_o = h_{NB} + h_{TP}$$



Memoria de cálculo
Rehervidor E104

Página: 6/10

Fecha: 10/08/19

DESCRIPCIÓN: REHERVIDOR COLUMNA DESTILACIÓN

PLANTA: ÁCIDO ACÉTICO

REALIZÓ: A.S.C.S

REVISIÓN: A

El coeficiente debido al mecanismo convectivo puede tomar valores entre 250 – 500 W / m²°C. Se adopta 250 W / m²°C. Y, el coeficiente de ebullición nuclear se calcula con:

$$h_{NB} = h_{NB1} * F_b * F_c$$

Donde:

h_{NB1} : coeficiente de ebullición nuclear para un tubo único sumergido en un fluido similar al existente en el rehervidor y sometido a la misma densidad de flujo de calor.

F_c : factor de corrección por rango de ebullición, corrige los efectos difusivos por ser mezcla.

F_b : factor de corrección por la geometría del haz de tubos. Para rehervidor tipo Kettle es 2.

$$h_{NB1} = 0,00417 * p_c^{0,69} * q^{0,7} * F_p$$

Siendo F_p un factor de corrección de presión (kPa).

$$F_p = 1,8 * \left(\frac{p}{p_c}\right)^{0,17} = 1,8 * \left(\frac{300 \text{ kPa}}{5786 \text{ kPa}}\right)^{0,17} = 1,09$$

$$h_{NB1} = 0,00417 * (5786 \text{ kPa})^{0,69} * (27255,66)^{0,7} * 1,09 = 2279,16 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{C}}$$

$$F_c = \frac{1}{(1 + 0,023 * q^{0,15} * BR^{0,75})}$$

Siendo BR es el rango de temperaturas de ebullición del producto de fondo (6°C).

$$F_c = \frac{1}{(1 + 0,023 * (27255,66)^{0,15} * (6^\circ\text{C})^{0,75})} = 0,71$$



Memoria de cálculo
Rehervidor E104

Página: 7/10

Fecha: 10/08/19

DESCRIPCIÓN: REHERVIDOR COLUMNA DESTILACIÓN

PLANTA: ÁCIDO ACÉTICO

REALIZÓ: A.S.C.S

REVISIÓN: A

$$h_{NB} = 2279,16 \frac{W}{m^2 \text{ } ^\circ C} * 2 * 0,71 = 3237,45 \frac{W}{m^2 \text{ } ^\circ C}$$

$$h_o = 3237,45 \frac{W}{m^2 \text{ } ^\circ C} + 250 \frac{W}{m^2 \text{ } ^\circ C} = 3487,45 \frac{W}{m^2 \text{ } ^\circ C}$$

Coeficiente de transferencia lado tubos

Cálculo del caudal de fluido térmico (Therminol 66).

$$W = \frac{Q}{C_p * \Delta T} = \frac{978648 \text{ W}}{2222 \frac{J}{kg \text{ } ^\circ C} * 20 \text{ } ^\circ C} = 22,02 \frac{Kg}{s}$$

$$a_t = \frac{N_t * \pi * D_i^2}{4 * n} = \frac{56 * \pi * (0,0212m)^2}{4 * 2} = 0,011 \text{ m}^2$$

$$G_t = \frac{W}{a_t} = \frac{22,02 \frac{kg}{s}}{0,011 \text{ m}^2} = 2051,72 \frac{kg}{m^2 s}$$

$$Re_t = \frac{D_i * G_t}{\mu} = \frac{0,0212m * 2051,72 \frac{kg}{m^2 s}}{0,00084 \text{ Pa} * s} = 53975$$

$$Pr_t = \frac{C_p * \mu}{K} = \frac{2222 \frac{J}{kg \text{ } ^\circ C} * 0,00084 \text{ Pa} * s}{0,1062 \frac{W}{m \text{ } ^\circ C}} = 17,58$$

$$h_i = 0,023 * \frac{K}{D_i} * Re^{0,8} * Pr^{0,33}$$

$$h_i = 0,023 * \frac{0,1062 \frac{W}{m \text{ } ^\circ C}}{0,0212 \text{ m}} * (53975)^{0,8} * (17,58)^{0,33} = 1738 \frac{W}{m^2 \text{ } ^\circ C}$$



Memoria de cálculo Rehervidor E104

Página: 8/10

Fecha: 10/08/19

DESCRIPCIÓN: REHERVIDOR COLUMNA DESTILACIÓN

PLANTA: ÁCIDO ACÉTICO

REALIZÓ: A.S.C.S

REVISIÓN: A

$$h_{io} = h_t * \frac{D_i}{D_o} = 1738 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C} * \frac{0,0212 m}{0,0254 m} = 1512,13 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}$$

Coeficiente global U_d y densidad de calor calculada

El valor del coeficiente de ensuciamiento del lado interno (0,00035) se corrige de la misma forma que el coeficiente de película, de esta manera se tiene que R_{dio} es 0,00031. Luego, Con el coeficiente calculado y la MLDT se calcula la densidad de calor para el sistema, como $q=U \cdot MLDT$.

$$U_d = \frac{1}{\frac{1}{h_{io}} + \frac{1}{h_s} + R_d + R_{dio}}$$

$$U_d = \frac{1}{\frac{1 m^2 \cdot ^\circ C}{1512,13 W} + \frac{1 m^2 \cdot ^\circ C}{3487,45 W} + 0,00035 \frac{m^2 \cdot ^\circ C}{W} + 0,00031 \frac{m^2 \cdot ^\circ C}{W}} = 624 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}$$

$$MLDT = \frac{(T_1 - t_s) - (T_2 - t_s)}{\ln \frac{(T_1 - t_s)}{(T_2 - t_s)}} = \frac{(210 - 156)^\circ C - (190 - 156)^\circ C}{\ln \frac{(210 - 156)}{(190 - 156)}} = 43,3^\circ C$$

La densidad de calor (q) calculada es $26977 W/(m^2 \cdot ^\circ C)$, este valor representa el 39,5% del calor máximo que propuesto por Kern ($68139 W/(m^2 \cdot ^\circ C)$) por lo que el diseño resulta adecuado desde el punto de vista de la transferencia de calor.

6.5 Diseño final

El tamaño de la coraza debe permitir el desplazamiento del vapor, una regla general es considerar que mazo de tubos ocupa el 60% de la coraza. De esta manera, se tiene que el diámetro de la coraza (D_s) debe ser mayor o igual a $0,337/0,6 = 0,56 m$ (22 plg). Por lo que se adopta $D_s = 22$ plg.

En la tabla se presenta el resumen del equipo que tiene un paso por la coraza y dos por los tubos.



Memoria de cálculo Rehervidor E104

Página: 9/10

Fecha: 10/08/19

DESCRIPCIÓN: REHERVIDOR COLUMNA DESTILACIÓN

PLANTA: ÁCIDO ACÉTICO

REALIZÓ: A.S.C.S

REVISIÓN: A

TUBOS/CORAZA		
Diámetro	1	plg
Cantidad	56	
BWG	16	
Longitud	8,53	m
Arreglo	CUADRADO	
Diámetro del haz	13,25	plg
Diámetro de la coraza	22,00	plg
COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA		
ht	1512	W / m ² °C
hs	3487	W / m ² °C
Ud	624	W / m ² °C
ÁREAS		
Área requerida	36,28	m ²
Área disponible	38,12	m ²
Sobredimensionamiento	4,83	%

6.6 Cálculo de la caída de presión

Contempla la caída de presión a lo largo de los tubos; las bocas de entrada y salida de los cabezales al rehervidor; entrada y salida de los tubos (desde/hacia los cabezales).

6.6.1. A lo largo de los tubos

$$f = 0,0014 + 0,125 * R_e^{-0,32} = 0,0014 + 0,125 * (53975)^{-0,32} = 0,0052$$

$$\Delta P_t = 4 * f * n * \frac{L}{D_i} * \frac{G_t^2}{2 * \rho}$$

$$\Delta P_t = 4 * 0,0052 * 2 * \frac{8,53 \text{ m}}{0,0212 \text{ m}} * \frac{\left(2051,72 \frac{\text{kg}}{\text{ms}}\right)^2}{2 * 883 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 38479 \text{ Pa} = 38,48 \text{ kPa}$$



Memoria de cálculo

Rehervidor E104

Página: 10/10

Fecha: 10/08/19

DESCRIPCIÓN: REHERVIDOR COLUMNA DESTILACIÓN

PLANTA: ÁCIDO ACÉTICO

REALIZÓ: A.S.C.S

REVISIÓN: A

6.6.2 Entrada y salida de los cabezales

$$\Delta P_r = n * \frac{G_t^2}{2 * \rho} = 2 * \frac{\left(2051,72 \frac{\text{kg}}{\text{ms}}\right)^2}{2 * 883 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 4747 \text{ Pa} = 4,75 \text{ kPa}$$

$$\Delta P_{\text{total}} = \Delta P_r + \Delta P_t = 14,48 \text{ kPa} + 1,1 \text{ kPa} = 15,57 \text{ kPa}$$

La caída de presión total es de 43,23 kPa, menor a los 70 kPa permitidos.

Nota: Emisión para revisión en la etapa de Ingeniería de Detalle



Memoria de cálculo Acumulador V102

Página: 1/5

Fecha: 15/10/19

DESCRIPCIÓN: ACUMULADOR TORRE DESTILADORA

PLANTA: ÁCIDO ACÉTICO

REALIZÓ: A.S.C.S

REVISIÓN: A

1.

1.	CONTENIDO	1
2.	OBJETIVO	2
3.	ALCANCE	2
4.	DOCUMENTACIÓN DE REFERENCIA	2
5.	INTRODUCCIÓN	2
6.	DESARROLLO.....	2
6.1.	Condiciones de la corriente de entrada.....	2
6.2.	Cálculo de dimensiones del equipo	2
6.3.	Determinación del espesor del equipo	4
6.4.	Diseño final	5



Memoria de cálculo Acumulador V102

Página: 2/5

Fecha: 15/10/19

DESCRIPCIÓN: ACUMULADOR TORRE DESTILADORA

PLANTA: ÁCIDO ACÉTICO

REALIZÓ: A.S.C.S

REVISIÓN: A

2. OBJETIVO

Diseñar el acumulador de reflujo de la columna de destilación al que ingresa una mezcla a 86°C y 300 kPa.

3. ALCANCE

Se realizará el diseño con el código ASME de recipientes a presión, con materiales disponibles en el mercado argentino.

4. DOCUMENTACIÓN DE REFERENCIA

[1] Coulson & Richardson's, Chemical Engineering. Volumen 6.R K Sinnott - Tercera edición – 2003 – Butterworth Heinemann.

[2] Código ASME BPVC.VIII.1-2017. – Sección VIII (Normas para la construcción de recipientes a presión) y Sección II (Materiales)

5. INTRODUCCIÓN

Para realizar el diseño del acumulador, se parte de definir el tiempo de residencia y una relación diámetro/longitud, esta última depende de la presión de diseño de la torre. Una vez determinadas las dimensiones, se procede al cálculo del espesor del recipiente.

6. DESARROLLO

6.1. Condiciones de la corriente de entrada

La corriente de entrada se encuentra a una temperatura de 87 °C y a una presión de 300 kPa. Su caudal es de 5944 kg/h y su densidad 967,2 kg/m³.

6.2. Cálculo de dimensiones del equipo

Los acumuladores de reflujo se diseñan como recipientes horizontales. Se adopta un tiempo de residencia de 5 minutos y se supone que el volumen del equipo es dos veces el volumen de líquido.



**Memoria de cálculo
Acumulador V102**

Página: 3/5

Fecha: 15/10/19

DESCRIPCIÓN: ACUMULADOR TORRE DESTILADORA

PLANTA: ÁCIDO ACÉTICO

REALIZÓ: A.S.C.S

REVISIÓN: A

Conociendo el tiempo de residencia y el caudal del líquido se calcula el volumen:

$$V_L = Q_L * t = 0,00171 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} * 300 \text{ s} = 0,51 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{total}} = 2 * V_L = 2 * 0,51 \text{ m}^3 = 1,02 \text{ m}^3$$

Una vez obtenido el volumen, el diámetro y la longitud se determinan por geometría de un cilindro horizontal despreciando el volumen ocupado por los cabezales. Según la tabla presentada a continuación, se adopta que para la presión de diseño de 5 bar la relación L/D es 3.

Presión [bar]	L/D
0-20	3
20-35	4
>35	5

$$V_{\text{total}} = \frac{\pi * D^2}{4} * L$$

$$L = 3 * D$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 * V_{\text{total}}}{3 * \pi}} = \sqrt[3]{\frac{4 * 1,02 \text{ m}^3}{3 * \pi}} = 0,758 \text{ m}$$

$$L = 3 * D = 3 * 0,758 \text{ m} = 2,27 \text{ m}$$



Memoria de cálculo Acumulador V102

Página: 4/5

Fecha: 15/10/19

DESCRIPCIÓN: ACUMULADOR TORRE DESTILADORA

PLANTA: ÁCIDO ACÉTICO

REALIZÓ: A.S.C.S

REVISIÓN: A

6.3. Determinación del espesor del equipo

Dada la naturaleza corrosiva del fluido a almacenar, el material de la carcasa y el cabezal será una aleación baja de acero A387 GR 22 ($\frac{1}{4}$ Cr, $\frac{1}{2}$ Mo y Si). Para una temperatura de diseño de 100°C, y considerando tablas de las referencias, el valor de tensión es 114500 kPa.

Se tiene en cuenta un espesor de corrosión de 2 mm. Se adopta un valor de $E = 0,9$ para soldadura de junta por ensamble, simple con banda de respaldo, radiografía completa.

El cabezal del equipo será de tipo elipsoidal, por ser el más usado, ya que su espesor es coincidente con el espesor del cuerpo del equipo.

El espesor mecánico, de la carcasa, se determina tomando el mayor de los espesores que se obtiene al evaluar las tensiones longitudinales y circunferenciales. Posteriormente, se le suma el espesor por corrosión, con lo que se obtiene el espesor mínimo de la placa a utilizar

Se calcula el espesor de carcasa:

$$t_c = \frac{P_i * R_i}{SE - (0,6 P_i)} = \frac{500 \text{ kPa} * 379 \text{ mm}}{(114500 \text{ kPa} * 0,9) - (0,6 * 500 \text{ kPa})} = 1,84 \text{ mm}$$

$$t_L = \frac{P_i * D}{4 * SE - (0,8 P_i)} = \frac{500 \text{ kPa} * 758 \text{ mm}}{4 * (114500 \text{ kPa} * 0,9) - (0,8 * 500 \text{ kPa})} = 0,92 \text{ mm}$$

Donde:

t: espesor de la carcasa, en mm

Pi: presión interna de diseño, en kPa

Ri: radio interno, en mm

S: tensión admisible, en kPa

E: eficiencia de soldadura, adimensional

C: sobre espesor por corrosión, en m



Memoria de cálculo Acumulador V102

Página: 5/5

Fecha: 15/10/19

DESCRIPCIÓN: ACUMULADOR TORRE DESTILADORA

PLANTA: ÁCIDO ACÉTICO

REALIZÓ: A.S.C.S

REVISIÓN: A

El espesor total es entonces:

$$t_{\text{total}} = t_c + C = 1,84 \text{ mm} + 2 \text{ mm} = 3,84 \text{ mm}$$

Se adopta un espesor de 4 mm y se calcula el diámetro externo:

$$D_{\text{ext}} = D_{\text{int}} + 2 * t_{\text{total}} = 758 \text{ mm} + 2 * 4 \text{ mm} = 766 \text{ mm}$$

6.4. Diseño final

En la siguiente tabla se presentan los valores del equipo diseñado

Di (m)	0,76
L (m)	2,27
V (m ³)	1,02
t (mm)	4

Nota: Emisión para revisión en la etapa de Ingeniería de Detalle



Memoria de cálculo
Separador líquido – gas V101

Página: 1/7

Fecha: 15/10/19

DESCRIPCIÓN: SEPARADOR DE MONÓXIDO DE CARBONO

PLANTA: ÁCIDO ACÉTICO

REALIZÓ: M.A.O

REVISIÓN: A

1. CONTENIDO.....	1
2. OBJETIVO	2
3. ALCANCE.....	2
4. DOCUMENTACIÓN DE REFERENCIA.....	2
5. INTRODUCCIÓN	2
6. DESARROLLO	2
6.1. Condiciones de la corriente de entrada.....	2
6.2. Cálculo de las dimensiones del equipo	3
6.2.1. Cálculo del diámetro y longitud	3
6.2.2. Verificación del equipo	5
6.3. Determinación del espesor del equipo	5
6.4. Diseño final.....	7



Memoria de cálculo Separador líquido – gas V101

Página: 2/7

Fecha: 15/10/19

DESCRIPCIÓN: SEPARADOR DE MONÓXIDO DE CARBONO

PLANTA: ÁCIDO ACÉTICO

REALIZÓ: M.A.O

REVISIÓN: A

2. OBJETIVO

Diseñar un separador para realizar la separación de la corriente de monóxido de carbono gaseoso de la mezcla proveniente del reactor.

3. ALCANCE

Se realizará el diseño de un separador líquido-gas de acuerdo con las normas ASME con materiales de fabricación disponibles en el mercado argentino.

4. DOCUMENTACIÓN DE REFERENCIA

[1] Coulson & Richardson's, Chemical Engineering. Volumen 6.R K Sinnott - Tercera edición – 2003 – Butterworth Heinemann.

[2] Código ASME BPVC.VIII.1-2017. – Sección VIII (Normas para la construcción de recipientes a presión) y Sección II (Materiales)

5. INTRODUCCIÓN

Se desea separar 412,3 kg/h de monóxido de carbono de una mezcla líquido-gas compuesta por monóxido de carbono en estado gaseoso, y ácido acético y medio de reacción en estado líquido, la cual tiene un caudal de 12410,6 kg/h.

Se propone para la separación un equipo horizontal. Las dimensiones de este se hallan considerando que el tiempo que se necesita para que se separen las partículas de líquido debe ser menor al tiempo que el gas está en el recipiente. Finalmente se escogen los materiales teniendo en cuenta la naturaleza corrosiva de los fluidos y se halla el espesor.

6. DESARROLLO

6.1. Condiciones de la corriente de entrada

La corriente de entrada se encuentra a una temperatura de 194 °C y a una presión de 2.870 kPa. Su caudal total es de 12410,6 kg/h, de los cuales 412,3 kg/h corresponden al vapor y 11998,3 kg/h al líquido.



Memoria de cálculo
Separador líquido – gas V101

Página: 3/7

Fecha: 15/10/19

DESCRIPCIÓN: SEPARADOR DE MONÓXIDO DE CARBONO

PLANTA: ÁCIDO ACÉTICO

REALIZÓ: M.A.O

REVISIÓN: A

En la siguiente tabla se presentan las propiedades del fluido de entrada

Propiedades	Vapor	Líquido
ρ [kg/m ³]	20,4	806,3
Q [m ³ /h]	20,21	14,88

6.2. Cálculo de las dimensiones del equipo

6.2.1. Cálculo del diámetro y longitud

La velocidad terminal de las gotas de líquido es:

$$v_T = 0,07 \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} = 0,07 \sqrt{\frac{806,3 - 20,4}{20,4}} = 0,43 \text{ m/s}$$

Se define no incluir dentro del diseño el eliminador de niebla, por lo tanto, la velocidad de asentamiento queda determinada como:

$$v_S = 0,15 * v_T = 0,15 * 0,43 \text{ m/s} = 0,065 \text{ m/s}$$

El volumen del líquido se calcula adoptando el tiempo de residencia de 5 minutos.

$$V_L = Q_L * t = \frac{14,88 \text{ m}^3}{\text{h}} * \frac{1\text{h}}{60\text{min}} * 5\text{min} = 1,24 \text{ m}^3$$

Como se observa en la figura 1, se considera que el líquido ocupa la mitad del volumen del recipiente, por lo que

$$V_T = 2V_L = 2 * 1,24 \text{ m}^3 = 2,48 \text{ m}^3$$



Memoria de cálculo
Separador líquido – gas V101

Página: 4/7

Fecha: 15/10/19

DESCRIPCIÓN: SEPARADOR DE MONÓXIDO DE CARBONO

PLANTA: ÁCIDO ACÉTICO

REALIZÓ: M.A.O

REVISIÓN: A

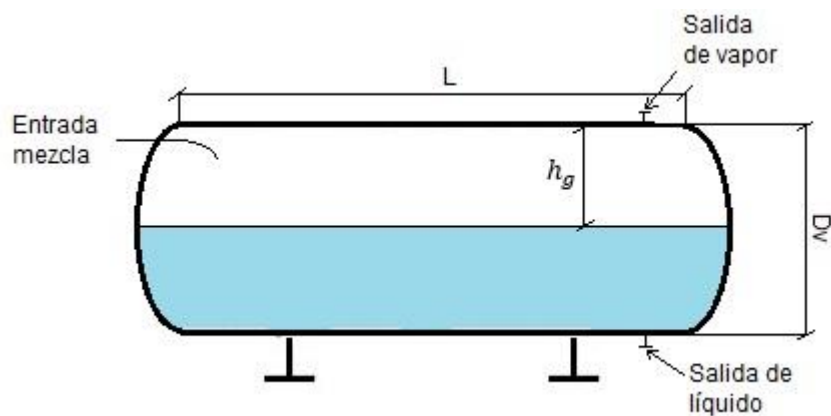


Figura 1

En función de la presión de diseño de 32 bar, de la siguiente tabla se obtiene que la relación L/D es 4.

Presión [bar]	L/D
0-20	3
20-35	4
>35	5

Por lo tanto:

$$V_T = A * L = \pi \frac{D_v^2}{4} 4D_v$$

Entonces el diámetro del recipiente (D_v) es

$$D_v = \sqrt[3]{\frac{V_{Cil} * 4}{4\pi}} = \sqrt[3]{\frac{2,48\text{m}^3 * 4}{4\pi \text{ m}}} = 0,92 \text{ m}$$

$$L = 4 * D_v = 4 * 0,92 \text{ m} = 3,7 \text{ m}$$



Memoria de cálculo
Separador líquido – gas V101

Página: 5/7

Fecha: 15/10/19

DESCRIPCIÓN: SEPARADOR DE MONÓXIDO DE CARBONO

PLANTA: ÁCIDO ACÉTICO

REALIZÓ: M.A.O

REVISIÓN: A

6.2.2. Verificación del equipo

El área disponible para el gas dentro del equipo es la mitad del área transversal:

$$A_v = \frac{\pi D_v^2}{2 \cdot 4} = \frac{\pi (0,92\text{m})^2}{2 \cdot 4} = 0,34 \text{ m}^2$$

La velocidad del gas en el recipiente es:

$$v_v = \frac{Q_v}{A_v} = \frac{\frac{20,21 \text{ m}^3/\text{h}}{3600\text{s/h}}}{0,34 \text{ m}^2} = 0,017 \text{ m/s}$$

El tiempo que el gas permanece en el equipo se define como:

$$T_{ra} = \frac{L}{v_v} = \frac{3,7\text{m}}{0,017\text{m/s}} = 221 \text{ s} = 3,68 \text{ min}$$

El tiempo requerido para que se desprendan las partículas del líquido es:

$$\theta = \frac{h_g}{V_s} = \frac{D_v/2}{V_s} = \frac{0,92\text{m}/2}{0,065\text{m/s}} = 7,1 \text{ s}$$

Como $T_{ra} > \theta$, el equipo verifica. Es adecuado para la separación deseada.

6.3. Determinación del espesor del equipo

Dada la naturaleza corrosiva del fluido a almacenar, el material de la carcasa y el cabezal será una aleación baja de acero A387 GR 22 (¼ Cr, ½ Mo y Si). Para una temperatura de diseño de 205°C, y considerando tablas de las referencias, el valor de tensión es 114500 kPa.

Se tiene en cuenta un espesor de corrosión de 2 mm. Se adopta un valor de E = 0,9 para soldadura de junta por ensamble, simple con banda de respaldo, radiografía completa.

El cabezal del equipo será de tipo elipsoidal, por ser el más usado, ya que su espesor es coincidente con el espesor del cuerpo del equipo.



Memoria de cálculo
Separador líquido – gas V101

Página: 6/7

Fecha: 15/10/19

DESCRIPCIÓN: SEPARADOR DE MONÓXIDO DE CARBONO

PLANTA: ÁCIDO ACÉTICO

REALIZÓ: M.A.O

REVISIÓN: A

El espesor mecánico de la carcasa se determina tomando el mayor de los espesores que se obtiene al evaluar las tensiones longitudinales y circunferenciales. Posteriormente, se le suma el espesor por corrosión, con lo que se obtiene el espesor mínimo de la placa a utilizar

Se calcula el espesor de la carcasa:

Tensión circunferencial

$$t = \frac{P_i R_i}{S E - 0,6 P_i} = \frac{3200 \text{ kPa} * 462,1 \text{ mm}}{114452,8 \text{ kPa} * 0,9 - 0,6 * 3200 \text{ kPa}} = 14,6 \text{ mm}$$

Tensión longitudinal

$$t = \frac{P_i D_i}{4 S E - 0,8 P_i} = \frac{3200 \text{ kPa} * 924,2 \text{ mm}}{4 * 114452,8 \text{ kPa} * 0,9 - 0,8 * 3200 \text{ kPa}} = 7,2 \text{ mm}$$

Donde:

t: espesor de la carcasa, en mm

P_i: presión interna de diseño, en kPa

R_i: radio interno, en mm

S: tensión admisible, en kPa

E: eficiencia de soldadura, adimensional

C: sobre espesor por corrosión, en mm

$$t_{\text{total}} = t + C = (14,6 + 2) \text{ mm} = 16,6 \text{ mm}$$

Se calcula el diámetro externo:

$$D_{\text{ext}} = D_{\text{int}} + 2 t_{\text{total}} = (924,2 + 2 * 16,6) \text{ mm} = 0,96 \text{ m} = 37,7 \text{ plg}$$



Memoria de cálculo
Separador líquido – gas V101

Página: 7/7

Fecha: 15/10/19

DESCRIPCIÓN: SEPARADOR DE MONÓXIDO DE CARBONO

PLANTA: ÁCIDO ACÉTICO

REALIZÓ: M.A.O

REVISIÓN: A

6.4. Diseño final

En la tabla se presentan los valores del equipo diseñado

Orientación	Horizontal
Volumen [m3]	2,48
L [m]	3,7
D _v [m]	0,92
P _{diseño} [kPa]	3.200
T _{diseño} [°C]	205
Material de construcción	A387 GR 22
Tolerancia de corrosión [mm]	2
t [mm]	16,6

Nota: Emisión para revisión en la etapa de Ingeniería de Detalle



Memoria de cálculo

Torre T101

Página: 1/11

Fecha: 15/10/19

DESCRIPCIÓN: COLUMNA DE DESTILACIÓN

PLANTA: ÁCIDO ACÉTICO

REALIZÓ: A.S.C.S

REVISIÓN: A

1.	CONTENIDO	1
2.	OBJETIVO	2
3.	ALCANCE	2
4.	DOCUMENTACIÓN DE REFERENCIA	2
5.	INTRODUCCIÓN	2
6.	DESARROLLO.....	2
6.1.	Datos de entrada.....	2
6.2.	Cálculo de las dimensiones del equipo.....	3
6.2.1.	Cálculo del diámetro de la torre	3
6.2.2.	Cálculo de la altura de la torre	6
6.3.	Verificación de condiciones fluidodinámicas	6
6.3.1.	Inundación de bajantes	6
6.3.2.	Purgas o lloriqueo.....	9
6.4.	Determinación del espesor del equipo	10
6.5.	Diseño final	11



Memoria de cálculo

Torre T101

Página: 2/11

Fecha: 15/10/19

DESCRIPCIÓN: COLUMNA DE DESTILACIÓN

PLANTA: ÁCIDO ACÉTICO

REALIZÓ: A.S.C.S

REVISIÓN: A

2. OBJETIVO

Determinar las dimensiones de una columna que cuenta con 28 platos reales y que se utiliza para destilar una corriente líquida proveniente del separador para obtener por el tope medio de reacción, y por el fondo ácido acético.

3. ALCANCE

Se realizará el diseño de una columna de destilación con materiales disponibles en el mercado argentino, de acuerdo a la norma ASME.

4. DOCUMENTACIÓN DE REFERENCIA

[1] Robert H. Perry – Manual del ingeniero químico – Quinta edición - Estados Unidos – 1.984– McGraw-Hill Companies, Inc.

[2] W. McCabe; J.C. Smith; P. Harriott - Operaciones unitarias en Ingeniería Química – Cuarta edición - España – 1.998– McGraw-Hill.

[3] Código ASME BPVC.VIII.1-2017. – Sección VIII (Normas para la construcción de recipientes a presión) y Sección II (Materiales)

5. INTRODUCCIÓN

Se determina el tamaño de una torre de platos. Comenzando con el cálculo de su diámetro suponiendo una separación entre platos, luego se verifica su correcto funcionamiento y se determina su altura. Finalmente, se realiza el diseño mecánico, eligiendo un material apropiado para fluidos corrosivos y se calcula el espesor de la pared.

En el cálculo del diámetro de la torre se considera las zonas donde el caudal es extremo. En la memoria el cálculo se presenta el desarrollo para la mayor relación másica entre el líquido y el vapor.

6. DESARROLLO

6.1. Datos de entrada

Para definir el diseño de la columna, primero se deben conocer las propiedades de vapor y líquido en los platos en donde las condiciones de caudal varían.



Memoria de cálculo

Torre T101

Página: 3/11

Fecha: 15/10/19

DESCRIPCIÓN: COLUMNA DE DESTILACIÓN

PLANTA: ÁCIDO ACÉTICO

REALIZÓ: A.S.C.S

REVISIÓN: A

En la siguiente tabla se muestran las propiedades de corrientes en plato inferior y superior de la columna

PROPIEDADES	TOPE		FONDO	
	VAPOR	LÍQUIDO	VAPOR	LÍQUIDO
Caudal (kg/hr)	5944	2783	8761,97	17603,06
Densidad (kg/m ³)	6,64	967,2	5,33	888,54
Tensión sup (Dy/cm)	949	20	946	14
L/V	-----	0,47	-----	2,01

6.2. Cálculo de las dimensiones del equipo

6.2.1. Cálculo del diámetro de la torre

La velocidad del gas límite (u_c) se define como:

$$u_c = K_v \left(\frac{\sigma}{20} \right)^{0.2} \left(\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)^{0.5}$$

Dónde:

K_v : parámetro de capacidad.

σ : tensión superficial del líquido, en Dy/c.

ρ_L y ρ_V : densidad del líquido y vapor, respectivamente, en m³/kg.

Para determinar K_v , se elige un espaciamiento entre platos de 12 plg (0,3048 m)

$$\log_{10} K_v = -1,0674 - (0,55780 * \log_{10} F_{LV}) - [0,17919 * (\log_{10} F_{LV})^2]$$

$$F_{LV} = \frac{L}{G} * \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0.5} = \frac{17603,06 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}}{8761,97 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}} * \left(\frac{5,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{888,54 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \right)^{0.5} = 0,156$$

$$K_v = 0,069 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$



Memoria de cálculo

Torre T101

Página: 4/11

Fecha: 15/10/19

DESCRIPCIÓN: COLUMNA DE DESTILACIÓN

PLANTA: ÁCIDO ACÉTICO

REALIZÓ: A.S.C.S

REVISIÓN: A

La velocidad límite del gas será:

$$u_c = K_v \left(\frac{\sigma}{20} \right)^{0,2} \left(\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)^{0,5} = 0,069 * \left(\frac{14 \frac{\text{Dy}}{\text{cm}}}{20 \frac{\text{Dy}}{\text{cm}}} \right)^{0,2} * \left(\frac{888,54 - 5,33}{5,33} \right)^{0,5}$$

$$u_c = 0,83 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

El diámetro de plato se determina a partir de la velocidad de diseño.

$$u_d = u_c * f * F_{HA}$$

Donde:

Ud: velocidad de diseño (m/s).

f: porcentaje de inundación. Se considera 0,8 para productos que no dormán espumas.

F_{HA}: factor de fracción perforada.

$F_{HA} = \left\{ \begin{array}{l} 1 \\ 5(A_o/A_{ac})+0,5 \end{array} \right.$	1	$A_o/A_{ac} \geq 0,1$
	$5(A_o/A_{ac})+0,5$	$0,06 \leq A_o/A_{ac} \leq 0,1$

Ao: área de orificio.

Aac: área activa.

En el caso de un arreglo en triangulo de los orificios del plato, la relación Ao/Aac, está dada por:

$$\frac{A_o}{A_a} = \frac{\frac{1}{2} * \frac{\pi * d_o^2}{4}}{\frac{d}{2} * d * \sin \beta}$$



Memoria de cálculo

Torre T101

Página: 5/11

Fecha: 15/10/19

DESCRIPCIÓN: COLUMNA DE DESTILACIÓN

PLANTA: ÁCIDO ACÉTICO

REALIZÓ: A.S.C.S

REVISIÓN: A

Donde:

Do: diámetro de orificio. Entre 1/8 y 1/2 plg.

d: espaciamento entre orificios. Por lo común esta entre 2,5 a 4 veces el do.

B: 60° (para arreglo triangular).

Se adopta un diámetro de orificio de 0,5 plg (12,5 mm) y un espaciamento entre orificios de 2,8 veces el diámetro de orificio.

$$\frac{A_o}{A_a} = \frac{\frac{1}{2} * \frac{\pi * (12,5\text{mm})^2}{4}}{\frac{(2,8 * 12,5 \text{ mm})}{2} * (2,8 * 12,5\text{mm}) * \sin 60^\circ} = 0,116$$

Por lo tanto, $F_{HA} = 1$.

Al adoptar $f = 0,8$, la velocidad de diseño es:

$$u_d = 0,83 \frac{\text{m}}{\text{s}} * 0,8 * 1 = 0,66 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Entonces:

$$A_N = \frac{q_V}{u_d} = \frac{0,456 \text{ m}^3/\text{s}}{0,66 \text{ m/s}} = 0,69 \text{ m}^2$$

El área del ducto es tal que la longitud del vertedero L_w va del 60 – 80% del diámetro de la columna. Luego, adoptando una relación $L_w/D = 0,75$ y utilizando la siguiente tabla del área del ducto A_d :

L_w/D	0.6	0.65	0.7	0.75	0.8
$4A_d/D^2$	0.165	0.213	0.276	0.36	0.444

Se determina el diámetro:

$$A_T = A_n + A_d$$

$$D_{\text{fondo}} = \sqrt{\frac{A_N}{\left(\frac{\pi}{4} - \left[\frac{4A_d}{D^2}\right] * \frac{1}{4}\right)}} = \sqrt{\frac{0,69 \text{ m}^2}{\frac{\pi}{4} - 0,36}}$$



Memoria de cálculo

Torre T101

Página: 6/11

Fecha: 15/10/19

DESCRIPCIÓN: COLUMNA DE DESTILACIÓN

PLANTA: ÁCIDO ACÉTICO

REALIZÓ: A.S.C.S

REVISIÓN: A

6.2.2. Cálculo de la altura de la torre

Se determina en función del número de platos (28), el espaciamiento entre platos (0,3 m) y se tiene en cuenta una distancia sobre el primer plato y debajo del último plato de 0,6m en cada uno, por lo que la altura mínima de la torre es de 9,6 m.

6.3. Verificación de condiciones fluidodinámicas

6.3.1. Inundación de bajantes

La altura del líquido en la bajante debe ser menor al espaciamiento entre platos. Por lo que se calcula la caída de presión en un plato (h_f) como la suma de la pérdida por fricción de plato seco (h_d) y la altura equivalente de líquido en el plato (h_l), todas expresadas en mm de líquido.

La pérdida por fricción de plato seco se determina con:

$$h_d = \frac{\rho_v}{2 * g * \rho_L} * \left(\frac{u_o}{C_d} \right)^2$$

Donde:

U_o : velocidad del gas por el orificio, en m/s.

C_d : coeficiente de descarga, el cual se extrae de la figura 1.

$$A_{ac} = A_N - \left(\frac{4 * A_d}{D^2} \right) * \frac{D^2}{4} = 0,69 \text{ m}^2 - 0,36 * \frac{(0,995\text{m})^2}{4} \\ = 0,60 \text{ m}^2$$

$$A_o = \frac{A_o}{A_{ac}} * A_{ac} = 0,116 * 0,60 \text{ m}^2 = 0,069 \text{ m}^2$$



Memoria de cálculo

Torre T101

Página: 7/11

Fecha: 15/10/19

DESCRIPCIÓN: COLUMNA DE DESTILACIÓN

PLANTA: ÁCIDO ACÉTICO

REALIZÓ: A.S.C.S

REVISIÓN: A

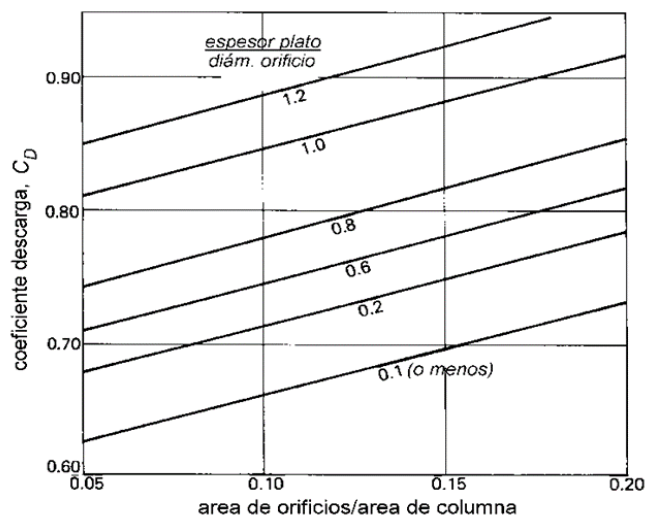


Figura 1. Coeficiente de descarga para el flujo de gas en platos perforados.

La velocidad del gas por el orificio es:

$$u_o = \frac{Q_v}{\rho * A_o * 3600} = \frac{1643 \text{ m}^3/\text{hr}}{5,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 0,069 \text{ m}^2 * 3600} = 1,24 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Se adopta un espesor de plato de 0,11 plg (0,002794 m) y de la figura 1 se obtiene $C_d=0,74$.

$$h_d = \frac{5,33 \text{ kg/m}^3}{2 * 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} * 888,54 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} * \left(\frac{1,24 \frac{\text{m}}{\text{s}}}{0,74} \right)^2 = 0,85 \text{ mm}$$

La altura equivalente del líquido en el plato (h_L) es función de las alturas del resalte de los conductos de bajada del líquido (h_w) y de la espuma sobre el plato (h_{wo}). Siendo β un factor empírico entre 0,4 y 0,7 (a efectos de diseño se puede adoptar 0,6).

$$h_L = \beta * (h_w + h_{wo})$$



Memoria de cálculo

Torre T101

Página: 8/11

Fecha: 15/10/19

DESCRIPCIÓN: COLUMNA DE DESTILACIÓN

PLANTA: ÁCIDO ACÉTICO

REALIZÓ: A.S.C.S

REVISIÓN: A

$$h_w = b * E_p = 0,1 * 304,8 \text{ mm}$$

$$h_{ow} = 43,4 * \left(\frac{q_L}{L_w} \right)^{2/3}$$

Siendo q_L el caudal volumétrico del líquido, en m^3/min , y L_w la longitud del vertedero, en m.

$$L_w = \frac{L_w}{D} * D = 0,75 * 0,995 \text{ m} = 0,746 \text{ m}$$

$$Q_L = \frac{L}{\rho_L * 60} = \frac{17603,06 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}}{888,54 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 60} = 0,330 \frac{\text{m}^3}{\text{min}}$$

$$h_{ow} = 43,4 * \left(\frac{0,330 \text{ m}^3/\text{min}}{0,746 \text{ m}} \right)^{2/3}$$

Considerando $\beta = 0,6$:

$$h_L = 0,6 * (30,48 \text{ mm} + 25,20 \text{ mm})$$

La altura de líquido libre de burbujas en la bajante está dada por:

$$Z_c = \beta * (h_w + h_{ow}) + h_t$$

Siendo $h_{f,L}$ las pérdidas por fricción del líquido en el conducto, medidas en mm de líquido, que se toman como una o dos cargas de velocidad del líquido (u_L).

$$A_d = \left(\frac{4 * A_d}{D^2} \right) \frac{D^2}{4} = 0,36 \frac{(0,995 \text{ m})^2}{4} = 0,09 \text{ m}$$

$$u_L = \frac{Q_L}{A_d} = \frac{0,0055 \text{ m}^3/\text{s}}{0,09 \text{ m}^2} = 0,062 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$h_{f,L} = \frac{\left(62 \frac{\text{mm}}{\text{s}} \right)^2}{2 * 9800 \frac{\text{mm}}{\text{s}^2}} = 0,19 \text{ mm}$$



Memoria de cálculo

Torre T101

Página: 9/11

Fecha: 15/10/19

DESCRIPCIÓN: COLUMNA DE DESTILACIÓN

PLANTA: ÁCIDO ACÉTICO

REALIZÓ: A.S.C.S

REVISIÓN: A

$$Z_c = 2 * h_L + h_d$$

Finalmente, la altura del líquido en la bajante (Z) se calcula como Z_c dividido sobre la densidad promedio de la espuma por la bajante (Φ_d), un valor conservativo es 0,5.

$$Z = \frac{Z_c}{\Phi_d} = \frac{31,32 \text{ mm}}{0,5}$$

Como la altura del líquido en la bajante (62,64 mm) es menor que el espaciamiento entre platos (304,8 mm), la torre no se inunda por bajantes.

6.3.2. Purgas o lloriqueo

Para verificar la existencia o no de lloriqueo. Se utiliza la figura 2. A la misma se ingresa con el termino ($h_w + h_{ow}$), y con ($h_d + h_\sigma$). Si el punto determinado por las dos coordenadas cae por encima de la curva correspondiente a la relación de área de orificio/área activa, no habrá purgas en el plato.

La pérdida de carga por formación de burbuja se calcula:

$$h_\sigma = \frac{0,04 * \sigma}{\rho_L * \Phi_o} = \frac{0,04 * 946 \text{ Dy/cm}}{55,47 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} * 0,5 \text{ plg}} = 1,36 \text{ plg}$$

Entonces los valores de la abscisa y la ordenada son:

$$h_w + h_{wo} = 1,2 \text{ plg} + 0,992 \text{ plg} = 2,19 \text{ plg}$$

$$h_d + h_\sigma = 0,03 \text{ plg} + 1,36 \text{ plg} = 1,40 \text{ plg}$$

Y el punto cae por encima de la curva para A_o/A_a entre 0,6-0,14, por lo que no se producirán purgas para este diseño.



Memoria de cálculo

Torre T101

Página: 10/11

Fecha: 15/10/19

DESCRIPCIÓN: COLUMNA DE DESTILACIÓN

PLANTA: ÁCIDO ACÉTICO

REALIZÓ: A.S.C.S

REVISIÓN: A

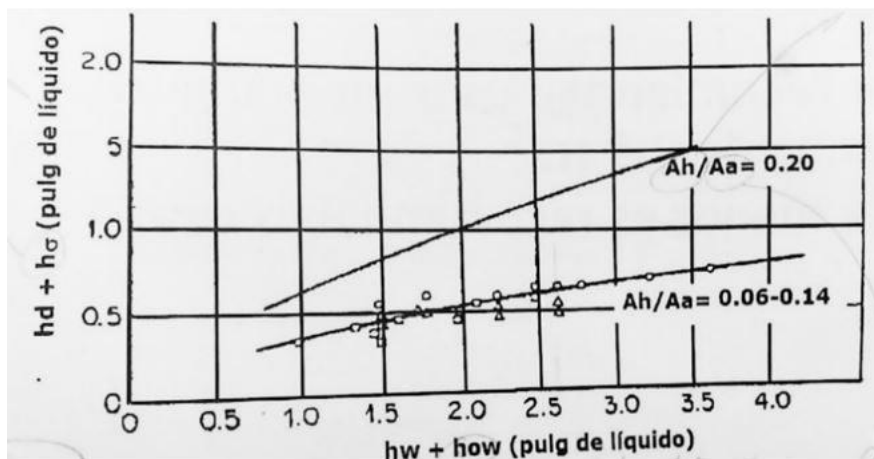


Figura 2. Purga para platos perforados.

Una vez realizado el cálculo en el fondo de la columna, se aplica la misma metodología para determinar el diámetro de tope. Al adoptar una separación entre platos de 9 plg se obtiene un $D_{TOPE} = 0,81$ m.

Como la diferencia entre los diámetros de tope y fondo es menor al 20% toda la columna tendrá un diámetro de 1 metro.

La separación entre platos en las zonas de tope y fondo son 9 y 12 plg, respectivamente.

6.4. Determinación del espesor del equipo

Dada la naturaleza corrosiva del fluido a almacenar, la carcasa y el cabezal será una aleación de acero con $\frac{1}{4}$ Cr, $\frac{1}{2}$ Mo y Si. Para una temperatura de diseño de 100°C , y considerando tablas de las referencias, el valor de tensión es 114500 kPa. Se tiene en cuenta un espesor de corrosión de 2 mm. Se adopta un valor de $E = 0,9$ para soldadura de junta por ensamble, simple con banda de respaldo, radiografía completa.

El cabezal del equipo será de tipo elipsoidal, por ser el más usado, ya que su espesor es coincidente con el espesor del cuerpo del equipo.

El espesor mecánico, de la carcasa, se determina tomando el mayor de los espesores que se obtiene al evaluar las tensiones longitudinales y circunferenciales. Posteriormente, se le suma el espesor por corrosión, con lo que se obtiene el espesor mínimo de la placa a utilizar



Memoria de cálculo

Torre T101

Página: 11/11

Fecha: 15/10/19

DESCRIPCIÓN: COLUMNA DE DESTILACIÓN

PLANTA: ÁCIDO ACÉTICO

REALIZÓ: A.S.C.S

REVISIÓN: A

Se calcula el espesor de carcasa:

$$t_c = \frac{P_i * R_i}{SE - (0,6 P_i)} = \frac{500 \text{ kPa} * 497,58 \text{ mm}}{114500 \text{ kPa} * 0,9 - (0,1 * 500 \text{ kPa})}$$

$$t_L = \frac{P_i * R_i}{4 * SE - (0,8 P_i)} = \frac{500 \text{ kPa} * 497,58 \text{ mm}}{4 * (114500 \text{ kPa} * 0,9) - (0,8 * 500 \text{ kPa})} = 1,21 \text{ mm}$$

Donde:

t = Espesor (mm).

Pi = presión interna (kPa).

Ri = radio interno (mm).

S = tensión admisible (kPa).

E = eficiencia de soldadura, adimensional.

C = sobre espesor por corrosión.

Se toma el valor mayor de espesor calculado, debido que es el mínimo que debe tener el equipo para no sufrir rotura, de esta manera el espesor total es de 4,42 mm y se va a trabajar con una chapa de 5mm.

El diámetro externo de la torre será entonces de 1004 mm.

6.5. Diseño final

Di (m)	1
V (m ³)	10,11
H (m)	9,6
Np	28
Np alimentación	14
t (mm)	5

Nota: Emisión para revisión en la etapa de Ingeniería de Detalle