



UNIVERSIDAD
TECNOLÓGICA
NACIONAL
FACULTAD
REGIONAL
DELTA

CAPÍTULO 06

Ingeniería de Procesos

Producción de Ácido Tereftálico Purificado

ÍNDICE

6. Ingeniería de Procesos	2
6.1. Descripción del proceso	2
6.1.1. Sección 100: Oxidación y Separación	2
6.1.2. Sección 200: Recuperación	6
6.1.3. Sección 300: Purificación.....	8
6.2 Flowsheet del proceso.....	11
6.2.1. Diagrama de bloques.....	12
6.2.2. Diagrama de procesos- flowsheet.....	12
6.3. Balance de materia y energía	13
6.3.1 Balance de materia	13
6.3.2 Balance de energía.....	26
6.4. Dimensionamiento de equipos.....	28
6.4.1 Tanques de almacenamiento.....	28
6.4.2 Tanques agitados	29
6.4.3 Cristalizadores	30
6.4.4 Centrífugas.....	32
6.4.5 Transportadores de tornillo.....	34
6.4.6 Bombas	35
6.4.7 Intercambiadores de calor – Sin cambio de fase	37
6.4.8 Intercambiadores de calor – Condensadores	37
6.4.9 Intercambiadoras de calor – Reboilers.....	39
6.4.10 Secadores rotatorios	40
6.4.11 Silos y tolvas	42
6.4.12 Torres de destilación.....	43
6.5. Instalaciones de Servicios Industriales.....	46
6.5.1 Sistema de tratamiento de agua	46
6.5.2 Sistema de vapor.....	52
6.5.3 Sistema de aire comprimido	56
6.5.4 Sistema de inertización con Nitrógeno	58
6.5.5 Servicio de energía eléctrica	58

06. Ingeniería de Procesos

En este capítulo se describirá el proceso de obtención de ácido tereftálico purificado, junto con el balance de materia, el diseño de equipos, el diagrama de procesos y la descripción de los servicios auxiliares de la planta.

06.1. Descripción del proceso

El proceso será descrito en tres etapas. La sección 100 es la etapa en la que ocurre la oxidación de la materia prima a ácido tereftálico crudo y el proceso de separación del producto de interés. La sección 200 es la etapa de recuperación del solvente para recircular al proceso. Finalmente, la sección 300 es la etapa de purificación del producto.

06.1.1. Sección 100: Oxidación y Separación

En esta sección ocurre la reacción principal del proceso de obtención de ácido tereftálico. Consta principalmente del reactor de oxidación y una primera separación. La alimentación al reactor se prepara en el tanque de premezcla donde se alimenta p-xileno y ácido acético como solvente, un parte recuperado de la Sección 200 y la reposición del mismo, en conjunto con los catalizadores de, Cobalto y Manganeso, y el ácido bromhídrico como promotor. En dicho tanque la mezcla resultante se precalienta y se presuriza para enviar al reactor. Al reactor ingresa oxígeno presurizado para producir la oxidación del p-xileno. El producto del reactor es un *slurry*, el cual está compuesto principalmente por el producto sólido, ácido acético y agua. Seguidamente el *slurry* entra en una etapa de cristalización, donde una serie de separadores flash concentran al sólido para luego centrifugarlo y finalmente secarlo. El producto al final de esta etapa se denomina Ácido Tereftálico Crudo o CTA por sus siglas en inglés (Crude Terephthalic Acid). Éste se envía a tolvas de almacenamiento a través de transportadores de tornillo para su posterior purificación en la sección 300. El ácido acético del licor madre es enviado a la zona 200 para su posterior recuperación.

Reactor de Oxidación (R – 100)

En el R-100 se lleva a cabo la oxidación del p-xileno con oxígeno. Esta ocurre en la fase líquida, la cual está compuesta por ácido acético y agua. El reactor de oxidación es un reactor multifase, es decir, coexisten las fases gaseosa, líquida y sólida.

El reactor de oxidación es del tipo tanque agitado continuo. El oxígeno es inyectado a través de un distribuidor de boquilla a tres alturas distintas del reactor a bajos valores de Reynolds, para evitar líneas del tipo flujo pistón, y a su vez es agitado por un agitador del tipo turbina con el fin de mantener la condición de mezcla completa. De esta forma, el oxígeno además de ser el agente oxidante mantiene la presión en el reactor a 22 bar. Esta presión es controlada por el condensador de reflujo, en donde los vapores producto de la reacción son condensados y recirculados al reactor nuevamente, y los incondensables y una parte restante de los vapores son retirados y enviados a la Sección 200 para el tratamiento de gases y la recuperación de acético. Debido a que se trata de una reacción muy exotérmica (2×10^8 J/kg p-xileno reaccionado), este calor es suficiente para permitir que la operación sea adiabática a la temperatura deseada de 223 °C.

Como se mencionó, dentro del reactor se tiene una mezcla trifásica; el p-xileno, solvente y catalizadores ingresan por el tope en forma de lluvia, se encuentran con el oxígeno gaseoso para reaccionar y una vez formado el producto, precipita en ácido acético debido a la baja solubilidad del mismo. Por lo tanto, se tiene un sólido (CTA) en solución de ácido acético y agua. El CTA, así como las impurezas, son acarreados por el ácido acético y el agua que son extraídos por el fondo del reactor hacia el proceso de separación y en la parte superior los vapores formados debido a las altas temperaturas, los gases producto de la oxidación y el oxígeno que queda sin reaccionar, que serán extraídos hacia el condensador de reflujo.

El reactivo que limita la reacción de oxidación es el p-xileno. Se propuso un exceso de 69% molar de oxígeno. De esta manera se logra un 100% de conversión del p-xileno y se minimiza la formación de subproductos. El solvente ingresa en una relación HAc/p-xileno de 3,3 másico. Los catalizadores en la alimentación del reactor tienen una composición másica de 0,0928% de Acetato de Cobalto, 0,0382% de Acetato de Manganeseo y 0,139% de ácido bromhídrico. El tiempo estimado de residencia es de 80 minutos.

Condensador parcial de reflujo vertical

En este proceso es utilizado para tratar un material sólido con un líquido volátil en su punto de ebullición o mantener una mezcla de líquido en su punto de ebullición hasta completar una reacción química. Para mantener una presión constante el líquido volátil se hierve en el reactor y se regresa continuamente. La velocidad a la cual el líquido se hierve se llama razón de ebullición y se expresa usualmente en libras por hora por pie cuadrado de superficie líquida. Un condensador operado en circuito cerrado en esta forma se llama *condensador de reflujo*. Este condensador de tipo reflujo no se usa para producir subenfriamiento, y el condensado drena libremente al reactor. Muy a menudo la velocidad de evaporación es tan grande que la película condensante puede estar parcialmente en flujo turbulento, entonces el coeficiente de película se calcula de las correlaciones de Colburn.

Cristalizador Flash (CR – 100)

Para separar el CTA de la solución extraída por el fondo del reactor se requiere de una serie de dos separadores flash. Al bajar la presión y temperatura gradualmente en estos equipos se logra ir despojando al CTA del ácido acético y agua mediante la evaporación de los mismos, y así preparar al producto para su proceso de centrifugado y secado. A la primera etapa de cristalización se ingresa con un 62% másico de solución de ácido acético y agua, una presión de 17 bar y una temperatura de 220 °C. El primer separador logra llevar la corriente de CTA a 6 bar, 180°C y disminuir a 52% másico el líquido presente. La segunda etapa de cristalización lleva la corriente hasta 1,01 bar de presión, 116°C de temperatura y 30% másico de solución acético y agua. Con estos parámetros se ingresa a la etapa de centrifugado.

La corriente de producto gaseoso, que está compuesta en su mayoría por ácido acético, agua e incondensables, se hace pasar por un condensador para retirar los no condensables y luego ser enviada a su debido tratamiento para retornar como solvente al reactor.

Centrífuga (C – 100)

Para seguir contribuyendo a la separación del líquido del producto de interés (CTA), la corriente ingresa a una centrífuga de operación continua. La separación se realiza en un recipiente cilíndrico horizontal equipado con un transportador de tornillo. La

alimentación ingresa con un 30% de solución de acético y agua a través de un tubo y es acelerada suavemente por un distribuidor de entrada. La fuerza centrífuga que resulta de la rotación causa la sedimentación de los sólidos en las paredes del tambor de la centrífuga. El transportador gira en la misma dirección que el tambor, pero un poco más lento moviendo así los sólidos hacia el extremo de la centrífuga. La torta sale del tambor con un 11% de humedad a través de la abertura de descarga de sólidos para luego ingresar al último proceso de secado a través de un secador rotatorio. El líquido que sale de la centrífuga es recuperado y tratado para volver a ingresar como solvente al reactor.

Secador (RD – 100)

El material húmedo que sale de la centrifuga ingresa a un secador del tipo rotatorio. El secador rotatorio es un secador del tipo directo ya que el aire de secado entra en contacto con el producto.

La corriente de CTA ingresa con un 11% de humedad, por una tolva de alimentación para ponerse en contacto con una corriente paralela de aire de secado. Esto es así ya que de esta manera el aire caliente se estaría poniendo en contacto con una corriente más húmeda, comparada con el porcentaje de humedad con la que el aire se encontraría si ingresa en dirección, evitando así el quemado del producto de interés debido a que el agua con la ingresa absorbe rápidamente la energía de este aire.

El aire ingresa al secador con una temperatura de 180° C y con un 10% de humedad relativa y circula a través de este mediante un ventilador centrifugo, intercambiando calor de manera convectiva con el material húmedo.

El interior del secador cuenta con paletas removedoras de producto, que además de ayudar a aumentar el coeficiente de transferencia térmica facilitan el flujo del producto dentro del equipo. Al girar el cuerpo del secador las paletas levantan al producto y lo hacen caer en forma de lluvia, favoreciendo el contacto aire-partícula.

El proceso de secado es adiabático y el calor directo transferido es de 350 kW. El producto seco, con 0,01% de humedad, es descargado por un transportador de tornillo.

06.1.2. Sección 200: Recuperación

Esta sección tiene como objetivo recuperar el ácido acético para reutilizarlo como solvente en el proceso. La primera operación de esta zona es el lavado de los gases provenientes del condensador parcial de reflujo, en una torre de absorción de alta presión. Allí los gases son lavados con una corriente de agua que absorbe el ácido acético y al salir de la torre es enviada a un segundo lavador del tipo spray-tower. El spray-tower opera a presión atmosférica y en ella se separan los incondensables restantes. La solución de ácido acético resultante, saturada en sales de acetato, se mezcla con el licor madre del centrifugado y la corriente proveniente de los cristalizadores flash y es alimentada al tren de destilación.

La etapa de destilación consta de dos columnas. La primera tiene como objetivo agotar la solución madre de los catalizadores, por eso su denominación de *columna de residuo*. Por el tope de la columna, sale la mayoría del acético y agua que se ingresó, mientras que por el fondo se extrae la mayor parte de los catalizadores con menor cantidad de acético. El fondo se recolecta y se envía al proveedor de los catalizadores para su posterior recuperación.

La siguiente operación de destilación es denominada columna de deshidratación. Este nombre se debe a que por las propiedades que la mezcla agua-ácido acético presenta, la separación por destilación simple se hace muy compleja ya que la volatilidad relativa de la mezcla se aproxima a 1. Se dice que la operación es compleja ya que para lograr la separación de los componentes, se necesitarían torres con un gran número de etapas, que funcionarían con una elevada relación de reflujo y se requerirían altos costos energéticos.

Para separar una mezcla binaria difícil o imposible de separar por medios ordinarios, se añade un tercer componente llamado agente separador. Éste altera la volatilidad relativa de los componentes originales, permitiendo así la separación.

A este tipo de destilación comúnmente se lo define como destilación azeotrópica.

Lavador de gases (T – 200)

Los vapores provenientes del condensador parcial del reactor de oxidación son lavados en una columna de platos perforados “*valve tray tower*”, la cual opera a 22 bar, igual presión que el reactor de oxidación. El proceso en esta columna es adiabático.

La corriente de gases ingresa por el fondo a 223° C, para ser lavada a contracorriente, con agua a 220° C y 22 bar de presión. La corriente de gas de salida del *scrubber* se envía al venteo atmosférico y la corriente producto de la absorción es expandida a 1 bar de presión para luego ser enfriada en un intercambiador de calor hasta una temperatura de 90° C.

Columna de agotamiento de catalizadores (T – 202)

Esta columna tiene como objetivo agotar la solución madre de los catalizadores, por eso su denominación de *columna de residuo*.

La columna es del tipo de platos perforados y opera a presión atmosférica.

Se alimenta la columna con la corriente producto del mixer, el cual tiene como propósito mezclar las corrientes de descarga de líquidos de la T-201, T-201-1 y el licor madre de la centrífuga C-100. La corriente de mezclado es pre calentada en un intercambiador de calor a 115° C.

Por el tope de la columna, sale la mayoría del acético y agua que se ingresó, mientras que por el fondo se extrae la mayor parte de los catalizadores con menor cantidad de acético. El fondo se recolecta y se envía al proveedor de los catalizadores para su posterior recuperación.

Columna de deshidratación (T – 203)

Esta columna corresponde a la segunda etapa del tren de destilación. Al igual que la T-202 es una columna de platos perforados que opera a presión atmosférica. La gran diferencia de esta es que se adapta al tipo de destilación azeotrópica. La columna es alimentada con el producto destilado de la T-202 además del solvente arrastrador, el n-butyl acetato.

El ácido acético glacial se obtiene en el fondo de la columna y es enviado a almacenamiento y posterior recirculación a la Sección 100. La mezcla rica en agua, el destilado, seguidamente se alimenta a un decantador para recuperar el solvente utilizado el cual es almacenado en un tanque pulmón para luego reutilizarlo en el proceso y a su vez aprovechar el agua producto de esta separación como agua de proceso.

06.1.3. Sección 300: Purificación

En la Sección 300 se obtiene el ácido tereftálico purificado o PTA por sus siglas en inglés (Pure Terephthalic Acid), listo para ser comercializado.

En este proceso se busca eliminar la principal impureza presente en el ácido tereftálico crudo, el 4-carboxil benzaldehído. El 4-CBA resulta un contaminante en el producto final ya que actúa como agente finalizador en la polimerización del ácido tereftálico para la producción de PET, con lo cual, con la presencia de este se obtendría un producto poco atractivo para nuestros clientes. Como esta impureza es química y físicamente similar al ácido tereftálico es muy difícil removerla por métodos de separación convencionales, es por esto por lo que se acude a la hidro purificación del ácido tereftálico crudo.

Al igual que en la Sección 100, esta sección consta de un proceso de reacción y posteriormente de un proceso de separación.

El proceso de purificación comienza con una pre-dilución del ácido tereftálico crudo. Esto se consigue a través de un tanque de premezcla (TK-301) al cual ingresa, a través de un transporte neumático, el crudo proveniente del silo de almacenamiento (SL-102) para mezclarse con una corriente de agua.

La corriente que es producto del tanque de premezcla es enviada a un tanque de dilución donde el *slurry* es llevado a las condiciones de reacción para disolver por completo el CTA. La presión y temperatura objetivo quedan definidas por los parámetros de operación del reactor de hidrogenación.

El reactor de hidrogenación es catalítico de lecho empacado. A este se alimentan dos corrientes, la solución de CTA y agua por un lado y el hidrogeno presurizado por otro. El propósito de este reactor es remover el 4-CBA, principal impureza del CTA,

Proyecto Final – Producción de Ácido Tereftálico Purificado

convirtiéndolo en ácido p-toluico, un compuesto soluble en agua y que además es considerado un componente del ácido tereftálico de grado polimérico.

El producto del reactor es alimentado a una serie de cristalizadores, evaporadores flash, los cuales permiten la formación de los cristales de PTA. En este proceso se necesitarán más recipientes respecto a la batería de la Sección 100 ya que, tanto la presión de reacción como el caudal de solvente son mayores.

El *slurry* de tereftálico purificado, producto de la cristalización, es enviado a un proceso de centrifugación. Allí el licor madre, compuesto en su mayoría de agua, es separado y almacenado para utilizarlo como agua de proceso. El concentrado, es enviado a un secador rotatorio para eliminar la humedad restante, y obtener así el producto final.

Finalmente, el ácido tereftálico purificado es enviado a los silos de almacenamiento.

Tanque de Premezcla (TK-301)

El TK-301 es un tanque agitado con un agitador mecánico de palas. Es en este equipo en donde se realiza una predilución del ácido tereftálico crudo, proveniente de los silos de almacenamiento (SL-102), con el solvente propio de la purificación, agua. La alimentación de este compuesto se divide en una corriente de make-up y otra de reciclo proveniente de las operaciones de separación sucesivas a la reacción de purificación.

El CTA ingresa al tanque a través de un transporte neumático para allí mezclarse con el agua en condiciones de presión y temperatura ambiente (25°C y 1 bar).

Tanque de Mezcla (TK-300)

El TK-300 es un tanque agitado enchaquetado, compuesto por un agitador mecánico, de palas. A través de este equipo se realiza la dilución final del CTA con el resto del solvente. El mismo, se realiza en las condiciones de reacción, es decir, a 78 bar y 290°C. Es por esto por lo que debe realizarse una predilución del CTA para que sea factible la presurización de la corriente producto del TK-301 a las condiciones de reacción. A el tanque ingresan dos corrientes, el producto de la predilución y una con el resto del solvente que requiere el proceso de purificación, ambas a 78 bar de presión. La

temperatura de reacción se alcanza en el TK-300 debido a la transferencia de energía del vapor circulante por la camisa del tanque.

Reactor de Hidrogenación (R – 300)

Este es un reactor de lecho catalítico empacado, el cual opera a 78 bar y 290° C. Es allí en donde se lleva a cabo la reacción de hidrogenación en fase líquida del ácido tereftálico crudo con un catalizador de paladio adsorbido en carbón activado. En el mismo ocurre la reacción de purificación, que consiste en convertir el 4-CBA, principal impureza del crudo, en ácido p-toluico. La mezcla de CTA y agua, es inyectada por el tope del reactor y por el fondo ingresa una corriente de hidrógeno en exceso con el fin de garantizar la conversión total de 4-CBA. Se llama a este proceso purificación ya que el ácido p-toluico no se considera impureza para el producto final. La purificación no logra aumentar el porcentaje de ácido tereftálico en el producto, sino reducir al máximo el 4-CBA.

Cristalizador Flash (CR – 300)

Para concentrar el slurry proveniente de la reacción, se requiere una serie de tres cristalizadores. Los cristalizadores de la sección de purificación, al igual que en la sección 100, son del tipo evaporadores flash. El principio de funcionamiento de estos cristalizadores es por enfriamiento evaporativo. Esto se consigue al bajar la presión y temperatura gradualmente con el fin de ir despojando al ácido tereftálico purificado del agua mediante la evaporación de esta.

Previo a la primera etapa de cristalización existe una expansión de la corriente producto del R-300 a través de una válvula de expansión. Esta válvula tiene una caída de presión de 20 bar, con lo cual a la primera etapa de cristalización ingresa una corriente a 58 bar y 275° C con un 27% de sólidos en solución.

El primer cristizador (CR-300) opera a 252° C y 40 bar de presión. Allí, se logra concentrar la solución a una composición del 32% de sólidos. La corriente producto de esta primera etapa de cristalización ingresa a una segunda válvula de expansión en donde la presión y temperatura disminuyen a las condiciones de operación del segundo cristizador (CR-301), 20 bar y 213 °C. En esta etapa se logra aumentar el porcentaje de sólidos a un 40%. El producto de esta etapa ingresa a una tercera válvula de expansión y la presión y temperatura caen a 10 bar y 180°C.

Proyecto Final – Producción de Ácido Tereftálico Purificado

La última etapa de cristalización opera a 100° C y 1 atm, por lo tanto, la corriente ingresa y se expande instantáneamente en el equipo. En esta última etapa se obtiene una corriente con un 49% de sólidos.

El producto gaseoso de todas las etapas de cristalización, al ser en su mayoría agua, es condensado y almacenado en un tanque de recupero de condensados (TK-306).

Centrífuga (C – 300)

Al igual que en la etapa de oxidación, el propósito de este proceso es seguir contribuyendo con la extracción de líquidos de la solución de PTA. A la centrífuga CR-300 ingresa la corriente producto de la cristalización a 1 atm y 100° C, con un 51% de humedad. Gracias a la fuerza centrífuga de este proceso, se logra extraer un 90 % del agua que ingresa a esta etapa, la cual es enviada a un tanque de almacenamiento de agua de proceso, dando así una corriente producto con un 10 % de humedad.

Secador (RD – 300)

El secador RD-300 es un secador rotatorio de contacto directo el cual opera a presión atmosférica. A este ingresa la corriente producto de la centrífuga, la cual posee un 10% de humedad, y es sometida a un proceso de secado, con aire caliente, para culminar con la extracción del líquido de la solución de PTA. El calor intercambiado en el proceso de secado es de 1000 kW. Como producto de este proceso se obtiene un producto con el 98% de sólidos, es decir, con un 2% de humedad.

Finalmente, el PTA es enviado a través de un transporte neumático a los silos de almacenamiento SL-300, donde serán almacenados para su posterior distribución.

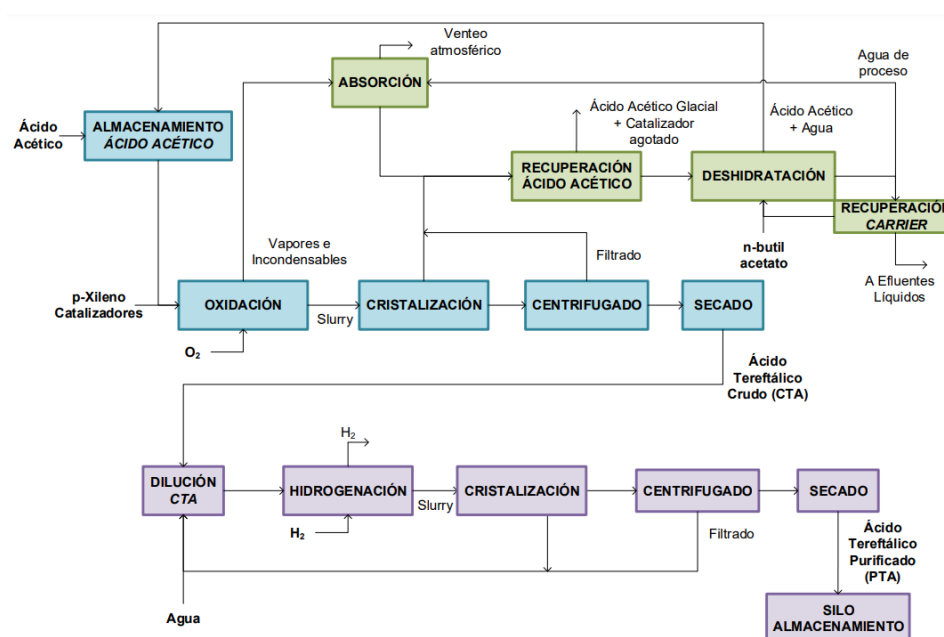
06.2 Flowsheet del proceso

El diagrama de proceso ayudara a visualizar los pasos descriptos en el capítulo 6.1. En una primera instancia, se mostrará un diagrama de bloques, que es la forma más básica de describir el proceso y luego se pasará a un diagrama de procesos que cuenta con los

principales equipos y corrientes que permiten describir el proceso productivo desde las materias primas hasta el almacenamiento del producto final.

06.2.1. Diagrama de bloques

Un diagrama de bloques de procesos de producción es utilizado para indicar la manera en la que se elabora cierto producto, especificando el nombre de las operaciones principales, indicando el sentido en que las materias primas se convertirán en producto. A continuación se adjuntará la imagen del diagrama de bloques, además se encontrará una copia en el anexo F.01.



6.2.1. Diagrama de bloques de proceso. Fuente: Elaboración propia.

El área de color celeste representa la sección 100 de oxidación, la verde representa la sección 200 de recuperación y la violeta la 300 de purificación.

06.2.2. Diagrama de procesos- flowsheet

Este diagrama es utilizado para describir las etapas del proceso, pero de una forma más detallada, utilizando los equipos que intervienen en cada operación. Se adjunta además una copia en el anexo F.02 para tener visión más detallada de los equipos.

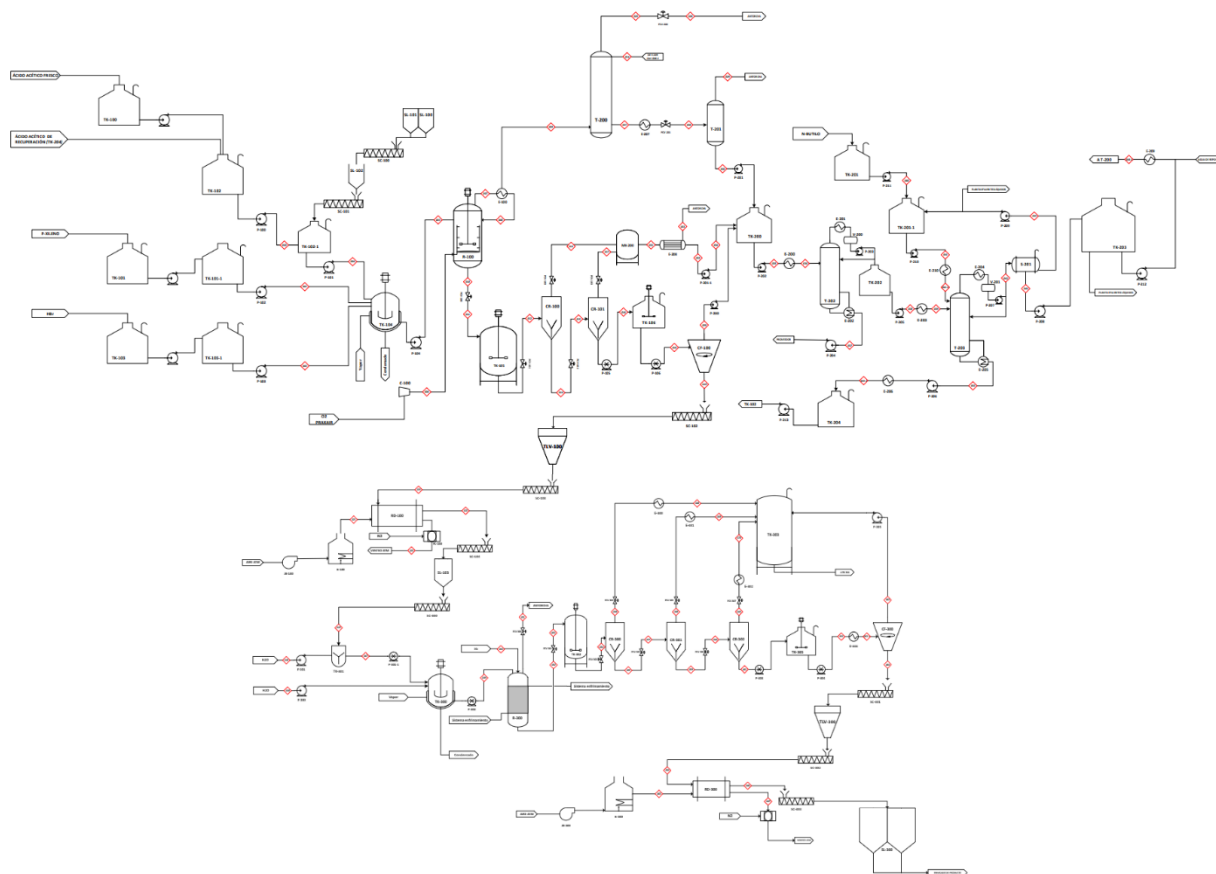


Ilustración 6.2.2: Flowsheet, Process Flow Diagram. Fuente: Elaboración propia.

06.3. Balance de materia y energía

El balance de materia nos permite conocer las cantidades requeridas de cada materia prima para poder obtener la cantidad de producto deseado.

El balance de energía es un conjunto de cálculos de relaciones de equilibrio que cuantifica la cantidad de energía liberada o requerida para llevar a cabo el proceso de producción, aquí se determinarán las cantidades de vapor y agua de enfriamiento necesarios para lograr calefaccionar y enfriar ciertas operaciones.

06.3.1 Balance de materia

Zona: Oxidación y separación

Inputs:

Reactor de oxidación

- Presión y temperatura: Se fija la presión en el reactor de oxidación a 22 bar según la tecnología seleccionada, y dado que es una reacción en equilibrio de fases queda definida la temperatura en 223,2 °C.
- Conversiones: La reacción principal de oxidación tendrá una conversión en base molar del 95%. La reacción de formación de la impureza (4-CBA) será del 4%. Y los subproductos de la oxidación (dióxido y monóxido de carbono) un 0,5% cada uno.
- Base de cálculo: Se toma como base de cálculo la producción de 150000 toneladas al año de ácido tereftálico purificado. Las materias primas se calculan en primera instancia por estequiometría.
- Del tipo continuo. Sigue las características de un tanque agitado continuo (mezcla completa, trabaja en un solo punto operativo, una única conversión que es la final).
- Reactor trifásico (tres fases en contacto: gas – líquido – sólido)

Cristalización

- Presiones: Se regulan las presiones en los cristalizadores de forma que se obtenga una presión de 1 bar en el último cristalizador y un slurry saturado en solvente. De esta forma en el primer cristalizador se expande a 6 bar, el segundo ya se encuentra a 1 bar. Estas presiones se ajustan de forma tal que el agua no se vaporice completamente entre etapa y etapa.

Centrifuga

- Sin arrastre de sólidos en el licor madre, es decir el 100% de los sólidos se van con el producto.
- Se extrae el 70% del líquido presente en el producto.

Secador

- Del tipo continuo
- De contacto directo
- Humedad de salida del producto (ácido tereftálico crudo): 0,15%

- Calor: Se fue ajustando para obtener la humedad requerida.

<i>Descripción</i>	<i>Unidad</i>	<i>001</i>	<i>002</i>	<i>003</i>	<i>004</i>	<i>005</i>
From		TK-101	TK-103	TK-102	TK-102-1	TK-104
To		TK-104	TK-104	TK-102-1	TK-104	R-100
Temperature	°C	25,00	25,00	25,00	25,00	150,00
Pressure	bar	1,01	22,00	1,01	22,00	22,00
Mass Flows	kg/hr	12516,0	155,4	41039,9	41110,2	53781,7
Mass Fractions						
<i>p - Xileno</i>		1,000	-	-	-	0,233
<i>Ácido Tereftálico</i>		-	-	-	-	-
<i>O2</i>		-	-	-	-	-
<i>CO</i>		-	-	-	-	-
<i>CO2</i>		-	-	-	-	-
<i>Ácido Acético</i>		-	-	0,960	0,959	0,733
<i>Agua</i>		-	0,520	0,040	0,040	0,032
<i>4-CBA</i>		-	-	-	-	-
<i>Hidrógeno</i>		-	-	-	-	-
<i>Ácido p - toluico</i>		-	-	-	-	-
<i>Aire</i>		-	-	-	-	-
<i>n-butil acetato</i>		-	-	-	-	-
<i>Ácido Tereftálico (dis)</i>		-	-	-	-	-
<i>Ácido Bromhídrico</i>		-	0,480	-	-	0,001
<i>Acetato de Manganeseo</i>		-	-	-	0,000	0,000
<i>Acetato de Cobalto</i>		-	-	-	0,001	0,001

<i>Descripción</i>	<i>Unidad</i>	<i>006</i>	<i>007</i>	<i>008</i>	<i>009</i>	<i>010</i>
From		PRAXAIR	R-100	E-100	E-100	R-100
To		R-100	E-100	R-100	T-200	PCV-100
Temperature	°C	25,00	223,20	217,90	223,20	223,20
Pressure	bar	22,00	22,00	22,00	22,00	22,00
Mass Flows	kg/hr	19199,3	33288,5	12647,3	20640,1	52338,8
Mass Fractions						
<i>p - Xileno</i>		-	-	-	-	-
<i>Ácido Tereftálico</i>		-	-	-	-	0,355
<i>O2</i>		1,000	0,229	-	0,369	0,003
<i>CO</i>		-	0,004	-	0,006	0,000
<i>CO2</i>		-	0,006	-	0,009	0,000
<i>Ácido Acético</i>		-	0,662	0,871	0,534	0,574
<i>Agua</i>		-	0,098	0,129	0,079	0,053
<i>4-CBA</i>		-	-	-	-	0,014
<i>Hidrógeno</i>		-	-	-	-	-

Ácido p - toluico		-	-	-	-	-
Aire		-	-	-	-	-
n-butil acetato		-	-	-	-	-
Ácido Tereftálico (dis)		-	-	-	-	-
Ácido Bromhídrico		-	0,002	-	0,003	0,000
Acetato de Manganeso		-	-	-	-	0,000
Acetato de Cobalto		-	-	-	-	0,001

Descripción	Unidad	011	012	013	014	015
From		PCV-100	PCV-101	CR-100	CR-100	PCV-102
To		TK-105	CR-100	MIX-200	PCV-102	CR-101
Temperature	°C	222,51	180,73	180,00	180,00	164,60
Pressure	bar	20,00	6,00	6,00	6,00	4,00
Mass Flows	kg/hr	52338,8	52338,8	6996,1	45293,9	45293,9
Mass Fractions						
p - Xileno		-	-	-	-	-
Ácido Tereftálico		0,355	0,355	-	0,411	0,411
O2		0,003	0,003	0,020	0,000	0,000
CO		0,000	0,000	3E-04	0,000	0,000
CO2		0,000	0,000	0,002	0,000	0,000
Ácido Acético		0,574	0,574	0,866	0,529	0,529
Agua		0,053	0,053	0,110	0,044	0,044
4-CBA		0,014	0,014	-	0,016	0,016
Hidrógeno		-	-	-	-	-
Ácido p - toluico		-	-	-	-	-
Aire		-	-	-	-	-
n-butil acetato		-	-	-	-	-
Ácido Tereftálico (dis)		-	-	-	-	-
Ácido Bromhídrico		0,000	0,000	0,001	0,000	0,000
Acetato de Manganeso		0,000	0,000	-	0,000	0,000
Acetato de Cobalto		0,001	0,001	-	0,001	0,001

Descripción	Unidad	016	017	018	019	020
From		CR-101	CR-101	TK-106	C-100	C-100
To		TK-106	MIX-200	C-100	RD-100	TK-200
Temperature	°C	116,00	116,00	116,00	116,00	116,00
Pressure	bar	1,01	1,01	1,01	1,01	1,01
Mass Flows	kg/hr	26722,2	18571,7	26722,2	21530,3	5171,4
Mass Fractions						
p - Xileno		-	-	-	-	-
Ácido Tereftálico		0,696	-	0,696	0,864	-
O2		0,000	2E-04	0,000	6E-08	0,000

<i>CO</i>		0,000	3E-06	0,000	7E-10	0,000
<i>CO2</i>		0,000	2E-04	0,000	3E-07	0,000
<i>Ácido Acético</i>		0,259	0,918	0,259	0,096	0,937
<i>Agua</i>		0,017	0,082	0,017	0,006	0,063
<i>4-CBA</i>		0,026	-	0,026	0,033	-
<i>Hidrógeno</i>		-	-	-	-	-
<i>Ácido p - toluico</i>		-	-	-	-	-
<i>Aire</i>		-	-	-	-	-
<i>n-butil acetato</i>		-	-	-	-	-
<i>Ácido Tereftálico (dis)</i>		-	-	-	-	-
<i>Ácido Bromhídrico</i>		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
<i>Acetato de Manganeseo</i>		0,001	-	0,001		
<i>Acetato de Cobalto</i>		0,002	-	0,002		

<i>Descripción</i>	<i>Unidad</i>	<i>021</i>	<i>022</i>	<i>023</i>
From		B-100	RD-100	RD-100
To		RD-100	TK-301	
Temperature	°C	180,00	116,48	116,48
Pressure	bar	1,01	1,01	1,01
Mass Flows	kg/hr	23199,9	19343,3	25386,9
Mass Fractions				
<i>p - Xileno</i>		-	-	-
<i>Ácido Tereftálico</i>		-	0,962	-
<i>O2</i>		-	3E-12	0,000
<i>CO</i>		-	2E-14	0,000
<i>CO2</i>		-	5E-11	0,000
<i>Ácido Acético</i>		-	0,001	0,081
<i>Agua</i>		-	8E-05	0,005
<i>4-CBA</i>		-	0,037	-
<i>Hidrógeno</i>		-	-	-
<i>Ácido p - toluico</i>		-	-	-
<i>Aire</i>		1,000	-	0,914
<i>n-butil acetato</i>		-	-	-
<i>Ácido Tereftálico (dis)</i>		-	-	-
<i>Ácido Bromhídrico</i>		-	0,000	0,000
<i>Acetato de Manganeseo</i>		-		
<i>Acetato de Cobalto</i>		-		

Tabla 6.3.1: Balance de materia. Zona: Oxidación y Separación

Zona: Recuperación

Inputs:

Columna T-200

- Se describe con detalle en el diseño de la misma, en el capítulo 7.

Columna T-201

- Se desgasifica completamente la corriente de solvente (es despojada de los gases monóxido y dióxido de carbono).

Columna T-202

- El producto de fondo de la columna T-202 se encuentra saturado de los catalizadores disueltos, es decir, todos los catalizadores salen por el fondo de la columna, no existe arrastre con la columna que sale por el tope de la torre).
- Opera a presión atmosférica.
- Las concentraciones de salida se ajustan en función del destilado y el reflujo.

Columna T-203

- El producto de fondo de la columna T-203 es ácido acético glacial. Concentración mayor a 95%.
- El caudal del carrier se utiliza como input para iterar, ajustando en función del destilado y el fondo.
- El purgado del carrier se ajusta de forma que la reposición fresca sea la mínima.
- Tiene una pequeña sobrepresión: 106 kPa. Esto es debido a la volatilidad del n-butil acetato.
- Las concentraciones se ajustan en función del destilado y el reflujo.
- Se espera que el destilado sea rico en el componente más volátil, es decir, en n-butil acetato.

Decanter

- Presión atmosférica. Se ajusta la temperatura de forma tal que la extracción líquido-líquido sea la deseada, que favorezca a la separación y mayor recuperación del carrier. Por el componente pesado se obtendría el agua de proceso.

<i>Descripción</i>	<i>Unidad</i>	<i>009</i>	<i>024</i>	<i>025</i>	<i>026</i>	<i>027</i>
From		E-100		T-200	PCV-201	T-200
To		T-200	T-200	PCV-201		E-207
Temperature	°C	223,20	216,00	186,30	170,26	199,91
Pressure	bar	22,00	22,00	22,00	1,01	22,00
Mass Flows	kg/hr	20640,1	6599,2	12795,6	12795,6	14443,7
Mass Fractions						
<i>p - Xileno</i>		-	-	-	-	-
<i>Ácido Tereftálico</i>		-	-	-	-	-
<i>O2</i>		0,369	-	0,584	0,584	0,009
<i>CO</i>		0,006	-	0,010	0,010	0,000
<i>CO2</i>		0,009	-	0,013	0,013	0,002
<i>Ácido Acético</i>		0,534	-	0,000	0,000	0,762
<i>Agua</i>		0,079	1,000	0,388	0,388	0,226
<i>4-CBA</i>		-	-	-	-	-
<i>Hidrógeno</i>		-	-	-	-	-
<i>Ácido p - toluico</i>		-	-	-	-	-
<i>Aire</i>		-	-	-	-	-
<i>n-butil acetato</i>		-	-	-	-	-
<i>Ácido Tereftálico (dis)</i>		-	-	-	-	-
<i>Ácido Bromhídrico</i>		0,003	-	0,005	0,005	0,001
<i>Acetato de Manganeseo</i>		-	-	-	-	-
<i>Acetato de Cobalto</i>		-	-	-	-	-

<i>Descripción</i>	<i>Unidad</i>	<i>028</i>	<i>029</i>	<i>030</i>	<i>031</i>	<i>032</i>
From		E-207	T-201	T-201	MIX-200	E-208
To		T-201		TK-200	E-208	TK-200
Temperature	°C	90,00	90,00	90,00	125,17	90,00
Pressure	bar	1,01	1,01	1,01	1,01	1,01
Mass Flows	kg/hr	14443,7	284,7	14159,0	25567,7	25567,7
Mass Fractions						
<i>p - Xileno</i>		-	-	-	-	-
<i>Ácido Tereftálico</i>		-	-	-	-	-
<i>O2</i>		0,009	0,415	0,001	0,006	0,006

<i>CO</i>		1E-04	6E-03	0,000	8E-05	8E-05
<i>CO2</i>		0,002	0,053	0,001	0,001	0,001
<i>Ácido Acético</i>		0,762	0,337	0,771	0,904	0,904
<i>Agua</i>		0,226	0,173	0,227	0,090	0,090
<i>4-CBA</i>		-	-	-	-	-
<i>Hidrógeno</i>		-	-	-	-	-
<i>Ácido p - toluico</i>		-	-	-	-	-
<i>Aire</i>		-	-	-	-	-
<i>n-butil acetato</i>		-	-	-	-	-
<i>Ácido Tereftálico (dis)</i>		-	-	-	-	-
<i>Ácido Bromhídrico</i>		0,001	0,015	0,000	0,000	0,000
<i>Acetato de Manganeseo</i>		-	-	-	-	-
<i>Acetato de Cobalto</i>		-	-	-	-	-

<i>Descripción</i>	<i>Unidad</i>	<i>033</i>	<i>034</i>	<i>035</i>	<i>036</i>	<i>037</i>
From		E-208	T-201-1	TK-200	E-200	T-202
To			TK-200	E-200	T-202	
Temperature	°C	90,00	90,00	92,94	116,00	117,91
Pressure	bar	1,01	1,01	1,01	1,01	1,01
Mass Flows	kg/hr	324,5	25243,2	44642,9	44642,9	586,3
Mass Fractions						
<i>p - Xileno</i>		-	-	-	-	-
<i>Ácido Tereftálico</i>		-	-	-	-	-
<i>O2</i>		0,367	0,001	0,001	0,001	-
<i>CO</i>		6E-03	0,000	0,000	0,000	-
<i>CO2</i>		0,035	0,000	0,000	0,000	-
<i>Ácido Acético</i>		0,513	0,909	0,867	0,867	0,879
<i>Agua</i>		0,067	0,090	0,130	0,130	0,003
<i>4-CBA</i>		-	-	-	-	-
<i>Hidrógeno</i>		-	-	-	-	-
<i>Ácido p - toluico</i>		-	-	-	-	-
<i>Aire</i>		-	-	-	-	-
<i>n-butil acetato</i>		-	-	-	-	-
<i>Ácido Tereftálico (dis)</i>		-	-	-	-	-
<i>Ácido Bromhídrico</i>		0,012	0,000	0,000	0,000	-
<i>Acetato de Manganeseo</i>		-	-	0,000	0,000	0,035
<i>Acetato de Cobalto</i>		-	-	0,001	0,001	0,083

<i>Descripción</i>	<i>Unidad</i>	<i>038</i>	<i>039</i>	<i>040</i>	<i>041</i>	<i>041-1</i>
From		T-202	E-203		TK-201-1	E-210
To		E-203	T-203	TK-201-1	E-210	T-203
Temperature	°C	92,66	93,00	93,00	46,43	93,00

Pressure	bar	1,01	1,06	1,06	1,01	1,06
Mass Flows	kg/hr	44056,7	44056,7	1045,4	8636,9	8636,9
Mass Fractions						
<i>p</i> - Xileno		-	-	-	-	-
Ácido Tereftálico		-	-	-	-	-
O ₂		8E-04	0,001	-	0,002	0,002
CO		1E-05	1E-05	0E+00	0,000	2E-05
CO ₂		4E-04	0,000	-	0,001	7E-04
Ácido Acético		0,867	0,867	0,000	0,004	3,5E-03
Agua		0,132	0,132	-	0,013	0,013
4-CBA		-	-	-	-	-
Hidrógeno		-	-	-	-	-
Ácido <i>p</i> - toluico		-	-	-	-	-
Aire		-	-	-	-	-
<i>n</i> -butil acetato		-	-	1,000	0,981	0,981
Ácido Tereftálico (dis)		-	-	-	-	-
Ácido Bromhídrico		0,000	0,000	-	0,000	0,000
Acetato de Manganeso		-	-	-	-	-
Acetato de Cobalto		-	-	-	-	-

Descripción	Unidad	042	043	043-1	044	044-1	045
From		T-203	T-203	E-206	S-201	E-209	S-201
To		S-201	E-206		E-209		TK-201-1
Temperature	°C	74,92	118,32	30,00	40,00	216,00	40,00
Pressure	bar	1,06	1,06	1,06	1,01	22,00	1,01
Mass Flows	kg/hr	12970,2	39723,3	39723,3	4343,6	6843,6	8626,6
Mass Fractions							
<i>p</i> - Xileno		-	-	-	-	-	-
Ácido Tereftálico		-	-	-	-	-	-
O ₂		0,004	0,000	0,000	0,008	5E-03	0,002
CO		5E-05	2E-21	2E-21	1E-04	6E-05	0,000
CO ₂		2E-03	0,000	0,000	0,004	2E-03	0,001
Ácido Acético		0,008	0,959	0,959	0,017	0,011	0,004
Agua		0,332	0,041	0,041	0,962	0,976	0,015
4-CBA		-	-	-	-	-	-
Hidrógeno		-	-	-	-	-	-
Ácido <i>p</i> - toluico		-	-	-	-	-	-
Aire		-	-	-	-	-	-
<i>n</i> -butil acetato		7E-01	0,000	0,000	0,008	0,005	0,978
Ácido Tereftálico (dis)		-	-	-	-	-	-
Ácido Bromhídrico		0,001	0,000	0,000	0,002	0,001	0,000
Acetato de Manganeso		-	-	-	-	-	-

Acetato de Cobalto		-	-	-	-	-	-
--------------------	--	---	---	---	---	---	---

Tabla 6.3.1: Balance de materia- Zona: Recuperación

Zona: Purificación

Inputs:

Precalentador TK-300

- Se disuelve el ácido tereftálico crudo con agua.
- Se precalienta hasta disolver la totalidad de los cristales (290°C).

Reactor R-300

- De lecho empacado con catalizador de Paladio.
- Presión de 78 bar. Dentro del reactor se encuentra un equilibrio liquido-vapor por lo que la temperatura queda definida en 290°C.
- La reacción de purificación es la conversión del 4-CBA a ácido p-tolúico.
- Se obtiene un 95% de conversión. Con este porcentaje, se alcanza la pureza deseada en el producto final

Cristalización

- Presiones: Se regulan las presiones en los cristalizadores de forma que se obtenga una presión de 1 bar en el último cristalizador y un slurry saturado en solvente. De esta forma en el primer cristalizador se expande a 40 bar, el segundo a 20 bar y el tercer cristalizador se encuentra a 1 bar. Estas presiones se ajuntan de forma tal que el agua no se vaporice completamente entre etapa y etapa. A diferencia de esta etapa en la zona 100, cada cristalizador tiene su propio condensador

Centrifuga

- A diferencia de la zona 100 se tiene un enfriamiento previo al ingreso de la centrifuga para evitar posible evaporación de agua.
- Sin arrastre de sólidos en el licor madre, es decir el 100% de los sólidos se van con el producto.
- Se extrae el 70% del líquido presente en el producto.

Secador

- Del tipo continuo
- De contacto directo
- Humedad de salida del producto (ácido tereftálico crudo): 0,05%
- Calor: Se fue ajustando para obtener la humedad requerida.

<i>Descripción</i>	<i>Unidad</i>	022	046	047	048	049
From		RD-100		TK-301		TK-300
To		TK-301	TK-301	TK-300	TK-300	R-300
Temperature	°C	119,19	90,00	94,30	25,00	290,00
Pressure	bar	1,01	1,01	78,00	78,00	78,00
Mass Flows	kg/hr	19315,5	30000,0	49314,0	22000,0	71314,0
Mass Fractions						
<i>p - Xileno</i>		-	-	-	-	-
<i>Ácido Tereftálico</i>		0,963	-	0,377	-	0,261
<i>O2</i>		-	-	-	-	-
<i>CO</i>		-	-	-	-	-
<i>CO2</i>		-	-	-	-	-
<i>Ácido Acético</i>		-	-	-	-	-
<i>Agua</i>		0,000	1,000	0,608	1,000	0,729
<i>4-CBA</i>		0,037	-	0,014	-	0,010
<i>Hidrógeno</i>		-	-	-	-	-
<i>Ácido p - toluico</i>		-	-	-	-	-
<i>Aire</i>		-	-	-	-	-
<i>n-butil acetato</i>		-	-	-	-	-
<i>Ácido Tereftálico (dis)</i>		-	-	-	-	-
<i>Ácido Bromhídrico</i>		-	-	-	-	-
<i>Acetato de Manganeso</i>		-	-	-	-	-
<i>Acetato de Cobalto</i>		-	-	-	-	-

<i>Descripción</i>	<i>Unidad</i>	050	051	052	053	054
From			PCV-300	R-300	PCV-301	PCV-302
To		R-300		PCV-301	TK-302	CR-300
Temperature	°C	25,00	218,03	290,00	275,35	250,32
Pressure	bar	78,00	1,01	78,00	60,00	40,00
Mass Flows	kg/hr	25,0	1294,3	70044,7	70044,7	70044,7
Mass Fractions						
<i>p - Xileno</i>		-	-	-	-	-
<i>Ácido Tereftálico</i>		-	-	0,266	0,266	0,266
<i>O2</i>		-	-	-	-	-

CO		-	-	-	-	-
CO2		-	-	-	-	-
Ácido Acético		-	-	-	-	-
Agua		-	0,996	0,725	0,725	0,725
4-CBA		-	-	0,001	0,001	0,001
Hidrógeno		1,000	0,004	0,000	0,000	0,000
Ácido p - toluico		-	-	0,009	0,009	0,009
Aire		-	-	-	-	-
n-butil acetato		-	-	-	-	-
Ácido Tereftálico (dis)		-	-	-	-	-
Ácido Bromhídrico		-	-	-	-	-
Acetato de Manganeso		-	-	-	-	-
Acetato de Cobalto		-	-	-	-	-

Descripción	Unidad	055	056	056-1	057	058
From		CR-300	CR-300	PCV-303	PCV-304	CR-301
To		PCV-304	PCV-303	E-300	CR-301	PCV-305
Temperature	°C	250,33	250,33	198,28	212,47	212,48
Pressure	bar	40,00	40,00	1,52	20,00	20,00
Mass Flows	kg/hr	59895,0	10149,7	10149,7	59895,0	12193,0
Mass Fractions						
p - Xileno		-	-	-	-	-
Ácido Tereftálico		0,311	-	-	0,311	-
O2		-	-	-	-	-
CO		-	-	-	-	-
CO2		-	-	-	-	-
Ácido Acético		-	-	-	-	-
Agua		0,679	1,000	1,000	0,679	1,000
4-CBA		0,001	-	-	0,001	-
Hidrógeno		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Ácido p - toluico		0,010	-	-	0,010	-
Aire		-	-	-	-	-
n-butil acetato		-	-	-	-	-
Ácido Tereftálico (dis)		-	-	-	-	-
Ácido Bromhídrico		-	-	-	-	-
Acetato de Manganeso		-	-	-	-	-
Acetato de Cobalto		-	-	-	-	-

Descripción	Unidad	058-1	059	060	061	061-1
From		PCV-305	CR-301	PCV-306	CR-302	E-303
To		E-301	PCV-306	CR-302	TK-305	C-300
Temperature	°C	175,92	212,48	179,98	100,02	80,00

Pressure	<i>bar</i>	1,01	20,00	10,00	1,01	1,01
Mass Flows	<i>kg/hr</i>	12193,0	47702,0	47702,0	39166,8	39166,8
Mass Fractions						
<i>p - Xileno</i>		-	-	-	-	-
<i>Ácido Tereftálico</i>		-	0,390	0,390	0,475	0,475
<i>O2</i>		-	-	-	-	-
<i>CO</i>		-	-	-	-	-
<i>CO2</i>		-	-	-	-	-
<i>Ácido Acético</i>		-	-	-	-	-
<i>Agua</i>		1,000	0,596	0,596	0,508	0,508
<i>4-CBA</i>		-	0,001	0,001	0,001	0,001
<i>Hidrógeno</i>		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
<i>Ácido p - toluico</i>		-	0,013	0,013	0,016	0,016
<i>Aire</i>		-	-	-	-	-
<i>n-butil acetato</i>		-	-	-	-	-
<i>Ácido Tereftálico (dis)</i>		-	-	-	-	-
<i>Ácido Bromhídrico</i>		-	-	-	-	-
<i>Acetato de Manganeso</i>		-	-	-	-	-
<i>Acetato de Cobalto</i>		-	-	-	-	-

<i>Descripción</i>	<i>Unidad</i>	062	062-1	063	064	065
From		CR-302	PCV-307	C-300	C-300	B-300
To		PCV-307	E-302	TK-306	RD-300	RD-300
Temperature	<i>°C</i>	100,02	100,02	80,00	80,00	200,00
Pressure	<i>bar</i>	1,01	1,01	1,01	1,01	1,01
Mass Flows	<i>kg/hr</i>	8535,2	8535,2	17923,9	21242,9	58733,0
Mass Fractions						
<i>p - Xileno</i>		-	-	-	-	-
<i>Ácido Tereftálico</i>		-	-	-	0,876	-
<i>O2</i>		-	-	-	-	-
<i>CO</i>		-	-	-	-	-
<i>CO2</i>		-	-	-	-	-
<i>Ácido Acético</i>		-	-	-	-	-
<i>Agua</i>		1,000	1,000	1,000	0,094	-
<i>4-CBA</i>		-	-	-	0,002	-
<i>Hidrógeno</i>		0,000	0,000	0,000	0,000	-
<i>Ácido p - toluico</i>		-	-	-	0,029	-
<i>Aire</i>		-	-	-	-	1,000
<i>n-butil acetato</i>		-	-	-	-	-
<i>Ácido Tereftálico (dis)</i>		-	-	-	-	-
<i>Ácido Bromhídrico</i>		-	-	-	-	-
<i>Acetato de Manganeso</i>		-	-	-	-	-
<i>Acetato de Cobalto</i>		-	-	-	-	-

<i>Descripción</i>	<i>Unidad</i>	<i>066</i>	<i>067</i>	<i>068</i>	<i>069</i>	<i>070</i>
From		RD-300	RD-300	E-300	E-301	E-302
To		SL-300		TK-306	TK-306	TK-306
Temperature	°C	100,06	100,06	98,28	95,08	99,98
Pressure	bar	1,01	1,01	1,01	1,01	1,01
Mass Flows	kg/hr	19264,7	60742,6	10149,7	12193,0	8535,2
Mass Fractions						
<i>p - Xileno</i>		-	-	-	-	-
<i>Ácido Tereftálico</i>		0,966	-	-	-	-
<i>O2</i>		-	-	-	-	-
<i>CO</i>		-	-	-	-	-
<i>CO2</i>		-	-	-	-	-
<i>Ácido Acético</i>		-	-	-	-	-
<i>Agua</i>		0,001	0,033	1,000	1,000	1,000
<i>4-CBA</i>		0,002	-	-	-	-
<i>Hidrógeno</i>		0,000	-	0,000	0,000	0,000
<i>Ácido p - toluico</i>		0,032	-	-	-	-
<i>Aire</i>		-	0,967	-	-	-
<i>n-butil acetato</i>		-	-	-	-	-
<i>Ácido Tereftálico (dis)</i>		-	-	-	-	-
<i>Ácido Bromhídrico</i>		-	-	-	-	-
<i>Acetato de Manganeseo</i>		-	-	-	-	-
<i>Acetato de Cobalto</i>		-	-	-	-	-

Tabla 6.3.1: Balance de materia- Zona: Purificación

06.3.2 Balance de energía

A continuación, se detallarán las tablas de balance de energía correspondiente al balance de materia presentado.

Zona: Oxidación y separación

OXIDACIÓN Y SEPARACIÓN		<i>TK-104</i>	<i>R-100</i>	<i>E-100</i>	<i>CR-100</i>	<i>CR-101</i>	<i>B-100</i>	<i>RD-100</i>
Q	<i>kJ/h</i>	1,430E+07	1,307E+08	7,261E+06	1,908E+06	4,075E+06	3,641E+06	1,152E+06
Q	<i>kW</i>	3972,3	36303,2	2016,9	530,1	1131,9	1011,4	320,0

Zona: Recuperación

RECUPERACIÓN		<i>E-200</i>	<i>E-201</i>	<i>E-202</i>	<i>E-203</i>	<i>E-204</i>	<i>E-205</i>
Q	<i>kJ/h</i>	3,187E+07	1,258E+08	9,393E+07	3,666E+04	7,736E+07	7,895E+07
Q	<i>kW</i>	8853,6	34946,5	26092,8	10,2	21490,0	21930,8

RECUPERACIÓN		<i>E-206</i>	<i>E-207</i>	<i>E-208</i>	<i>E-209</i>	<i>E-210</i>
Q	<i>kJ/h</i>	7,654E+06	4,549E+06	1,712E+07	6,801E+06	9,867E+05
Q	<i>kW</i>	2126,0	1263,5	4756,3	1889,1	274,1

Zona: Purificación

PURIFICACIÓN		<i>TK-300</i>	<i>R-300</i>	<i>CR-300</i>	<i>E-300</i>	<i>CR-301</i>	<i>E-301</i>
Q	<i>kJ/h</i>	6,643E+07	1,240E+06	2,157E+06	2,457E+07	1,290E+07	2,970E+07
Q	<i>kW</i>	18453,6	344,5	599,2	6823,6	3584,4	8250,8

PURIFICACIÓN		<i>CR-302</i>	<i>E-302</i>	<i>E-303</i>	<i>B-300</i>	<i>RD-300</i>
Q	<i>kJ/h</i>	1,115E+06	1,928E+07	2,147E+06	1,041E+07	5,184E+06
Q	<i>kW</i>	309,6	5355,7	596,4	2890,8	1440,0

06.4. Dimensionamiento de equipos

Dentro de esta sección se indicarán los métodos, formulas y estimaciones realizadas para todos los equipos de procesos incluyendo los tanques, intercambiadores de calor, torres de destilación, cristalizadores, etc.

06.4.1 Tanques de almacenamiento

Para dimensionar los sistemas de almacenamiento de materia prima, productos intermedios y producto final. Los recipientes serán tanques de almacenamiento, que será adecuados según corresponda la necesidad en el proceso.

El diseño de los mismos se hizo en función de la base de cálculo de stocks necesarios y stocks de seguridad requeridos para cada materia prima y producto. Se calcula así que el tiempo de residencia es igual al tiempo necesario de stock por el proceso. Cabe aclarar que siempre este cálculo es válido para corrientes líquidas.

$$\tau [h] = \frac{V [m^3]}{Q_{op} \left[\frac{m^3}{h} \right]}$$

Asumiendo un factor de forma H/D, según el tamaño del tanque y ajustándolo al espacio destinado dentro de la planta, se calcula la altura y diámetro de los mismos

$$V = \frac{\pi}{4} D^3 \left[\frac{H}{D} \right]$$



Ilustración 6.4-1: Tanques de almacenamiento de productos petroquímicos. Fuente: N/D.

Ver anexo F.03 *Capítulo 13: Costos y Evaluación Financiera* para ver en detalle el listado de los tanques de almacenamiento.

06.4.2 Tanques agitados

Para dimensionar los tanques agitados continuos de la planta, se tomó como referencia lo establecido en *Mc Cabe, Operaciones Unitarias en Ingeniería Química, 7ma Ed.* Este dice que un mezclado eficiente se obtiene cuando

$$t_R = \frac{V}{Q} \geq t_M$$

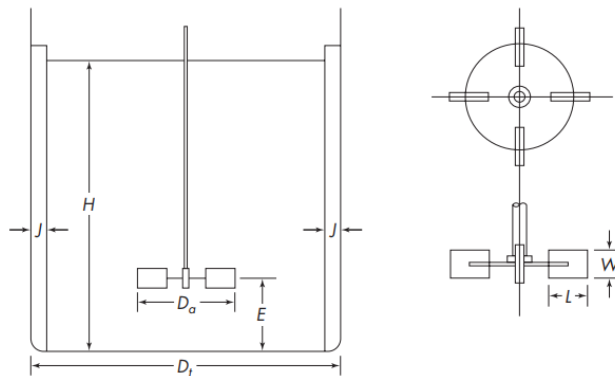


FIGURA 9.3
Mediciones de turbina. (Según
Rushton et al.⁴⁵)

Ilustración 6.4-2: Mediciones de turbina. Fig 9.3. Fuente: *Mc Cabe, Operaciones Unitarias en Ingeniería Química, 7ma Ed.*

$$S_1 = \frac{D_a}{D_t}$$

$$S_6 = \frac{H}{D_t}$$

Por análisis dimensional, de los factores de forma

$$t_M = f_t \frac{D_a^{1/6} S_6^{1/2}}{N^{2/3} g^{1/6} S_1^2}$$

Por las características de la suspensión, viscosidad, diámetro del impulsor y régimen de rotación, el tipo de agitador necesario será uno de paletas. Determinamos el tiempo de residencia mínimo que deberá tener cada tanque para que el mezclado sea óptimo. Luego se ajustan los resultados para que el tiempo de residencia sea igual de una hora, para

sobredimensionar y asegurar no solo el mezclado completo, sino también un cierto volumen de seguridad para los *downtimes*.

Una vez especificado el volumen requerido del tanque agitado, resta estimar la potencia necesarias de cada uno y así seleccionar el motor más adecuado. La potencia consumida se obtiene como

$$P = K_T N^3 D_a^5 \rho$$

Donde se toma un valor constante de $K_T = 1,70$, siendo este el correspondiente a paletas planas y palas.

Ver anexos *Capítulo 13: Costos y Evaluación Financiera* para ver en detalle el listado de los tanques agitados y potencias de motores.

06.4.3 Cristalizadores

En todos los cristalizadores se asume un t_R de 1h para un único cristalizador, según el caudal total de *slurry* a separar. Luego, el t_R se divide por la n cantidad de efectos para dimensionar de igual modo a todos los cristalizadores, este sobredimensionamiento permite asegurar la completa evaporación del solvente a "flashear".

Los cristalizadores contarán además con agitadores, con el objetivo de homogeneizar el concentrado y también evitar aglomeraciones de sólidos. Por las características de la suspensión, viscosidad, diámetro del impulsor y régimen de rotación, el tipo de agitador necesario será uno de paletas.

La ecuación de diseño para estos se obtiene según lo dictado por *McCabe, Operaciones Unitarias en Ingeniería Química, 7ma Ed.*

$$t_M = f_t \frac{D_a^{1/6} S_6^{1/2}}{N^{2/3} g^{1/6} S_1^2}$$

Donde

$$S_1 = \frac{D_a}{D_t}$$

$$S_6 = \frac{H}{D_t}$$

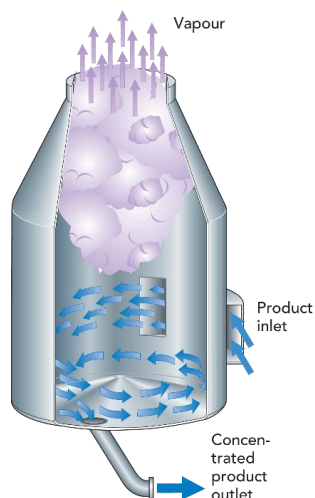


Ilustración 6.4-3: Esquema de separador flash. Fuente: N/D

CR-100		
Caudal Alimentación (012)	[kg/h]	52339
Presión	[bar]	6,0
Temperatura Alimentación	[°C]	180,7
Caudal Vapor (013)	[kg/h]	6996
Caudal Producto (014)	[kg/h]	45343
Vaporización	[%]	13,4
Presión	[bar]	6,0
Temperatura Salida	[°C]	180,0
Servicio	[kW]	530

CR-101		
Caudal Alimentación (015)	[kg/h]	45343
Presión	[bar]	4,0
Temperatura Alimentación	[°C]	164
Caudal Vapor (017)	[kg/h]	18572
Caudal Producto (016)	[kg/h]	26771
Vaporización	[%]	41,0
Presión	[bar]	1,01
Temperatura Salida	[°C]	116
Servicio	[kW]	1132

CR-300		
Caudal Alimentación (054)	[kg/h]	70045
Presión	[bar]	40,0
Temperatura Alimentación	[°C]	250,3
Caudal Vapor (056)	[kg/h]	10150
Caudal Producto (055)	[kg/h]	59895
Vaporización	[%]	14,5
Presión	[bar]	40,0
Temperatura Salida	[°C]	250,3
Servicio	[kW]	599

CR-301		
Caudal Alimentación (057)	[kg/h]	59895
Presión	[bar]	20
Temperatura Alimentación	[°C]	212,5
Caudal Vapor (058)	[kg/h]	12193
Caudal Producto (059)	[kg/h]	47702
Vaporización	[%]	20,4
Presión	[bar]	20,0
Temperatura Salida	[°C]	212,5
Servicio	[kW]	3584

CR-302		
Caudal Alimentación (060)	[kg/h]	47702
Presión	[bar]	10
Temperatura Alimentación	[°C]	180,0
Caudal Vapor (062)	[kg/h]	8535
Caudal Producto (061)	[kg/h]	39167
Vaporización	[%]	17,9
Presión	[bar]	1,01
Temperatura Salida	[°C]	100,0
Servicio	[kW]	310

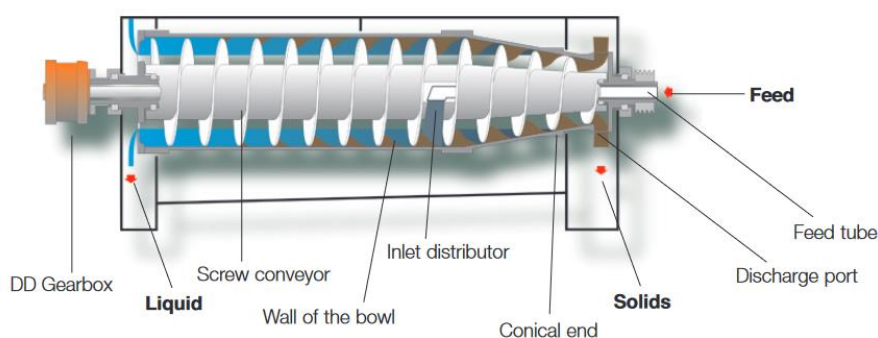
Cristalizadores Zona 100		
Volumen, V	[m ³]	32,5
Altura, H	[m]	5,5
Diámetro, D	[m]	2,7

Cristalizadores Zona 300		
Volumen, V	[m ³]	30,0
Altura, H	[m]	5,3
Diámetro, D	[m]	2,7

Tabla 6.4-1: Especificaciones técnicas y de proceso de cristalizadores Zona 100 y Zona 300. Fuente: Elaboración propia.

06.4.4 Centrífugas

Debido a los caudales operativos, el porcentaje de sólidos en suspensión y la cantidad de licor madre necesario para extraer del *slurry* proveniente de la etapa de cristalización, la tecnología requerida para el centrifugado son decantadores centrífugos, *High-performance decanter centrifuge*.



P2 Decanter design and working principle

Ilustración 6.4-4: Diagrama High performance decanter centrifuge. Fuente: <https://www.alfalaval.lat/productos-y-soluciones/separacion/separadoras-centrifugas/decantadores-centrifugos/p2/>

El método de dimensionamiento utilizado fue el establecido por *Perry's, Chemical Engineer's Handbook, 9th Ed.* Este método se basa en el criterio de performance, donde las ecuaciones de diseño son:

$$\varepsilon = 1 - \frac{W_s}{\rho_s V_c}$$

Si la torta húmeda está completamente saturada, $S = 1$.

$$\varepsilon = \left(1 + \frac{\rho_l}{\rho_s} \frac{W}{1 - W} \right)^{-1}$$

Luego, el *recovery* de sólidos

$$Rec = \frac{m_c W_c}{m_f W_f}$$

En base a los resultados obtenidos, y los parámetros de proceso, por semejanza se determina las dimensiones de ambas centrifugas.

TABLE 18-16 Specifications and Performance Characteristics of Typical Sedimenting Centrifuges

Type	Bowl diameter	Speed, r/min	Maximum centrifugal force × gravity	Throughput		Typical motor size, hp
				Liquid, gal/min	Solids, tons/h	
Tubular	1.75	50,000*	62,400	0.05–0.25		*
	4.125	15,000	13,200	0.1–10		2
	5	15,000	15,900	0.2–20		3
Disc	7	12,000	14,300	0.1–10		½
	13	7500	10,400	5–50		6
	24	4000	5500	20–200		7½
Nozzle discharge	10	10,000	14,200	10–40	0.1–1	20
	16	6250	8900	25–150	0.4–4	40
	27	4200	6750	40–400	1–11	125
	30	3300	4600	40–400	1–11	125
Scroll conveyor	6	8000	5500	To 20	0.03–0.25	5
	14	4000	3180	To 75	0.5–1.5	20
	18	3500	3130	To 100	1–3	50
	24	3000	3070	To 250	2.5–12	125
	30	2700	3105	To 350	3–15	200
	36	2250	2590	To 600	10–25	300
	44	1600	1600	To 700	10–25	400
	54	1000	770	To 750	20–60	250
Knife discharge	20	1800	920	†	1.0†	20
	36	1200	740	†	4.1†	30
	68	900	780	†	20.5†	40

*Turbine drive, 100 lb/h (45 kg/h) of steam at 40 lbf/in² gauge (372 KPa) or equivalent compressed air.

†Widely variable.

*Maximum volume of solids that the bowl can contain, ft³.

NOTE: To convert inches to millimeters, multiply by 25.4; to convert revolutions per minute to radians per second, multiply by 0.105; to convert gallons per minute to liters per second, multiply by 0.063; to convert tons per hour to kilograms per second, multiply by 0.253; and to convert horsepower to kilowatts, multiply by 0.746.

Ilustración 5: Especificaciones y características típicas de centrifugas. Fuente: Perry's, Chemical Engineer's Handbook, 9th Ed.

Obteniéndose así

CF-100		
Caudal Alimentación (018)	[kg/h]	26722
Fracción de sólidos (018)	[%]	72,3%
Caudal de sólidos	[kg/h]	19329
Caudal de líquidos	[kg/h]	7393
Descarga de torta (019)	[kg/h]	21530
Fracción de sólidos (019)	[%]	89,7%
Descarga de licor (020)	[kg/h]	5171
Recovery de sólidos		0,999

Diámetro de bowl	[in]	6
Diámetro de bowl	[m]	0,1524
Velocidad de rotación	[rpm]	8000
Potencia motor	[HP]	5

CF-300		
Caudal Alimentación (061)	[kg/h]	39167
Fracción de sólidos (061)	[%]	49,2%
Caudal de sólidos	[kg/h]	19251
Caudal de líquidos	[kg/h]	19915
Descarga de torta (064)	[kg/h]	21243
Fracción de sólidos (064)	[%]	90,6%
Descarga de licor (063)	[kg/h]	5171
Recovery de sólidos		1,000

Diámetro de bowl	[in]	14
Diámetro de bowl	[m]	0,3556
Velocidad de rotación	[rpm]	4000
Potencia motor	[HP]	20

Tabla 6.4-2: Especificaciones técnicas y de proceso de centrifugas Zona 100 y Zona 300. Fuente: Elaboración propia.

06.4.5 Transportadores de tornillo

El método de dimensionamiento utilizado fue el establecido por *Perry's, Chemical Engineer's Handbook, 9th Ed.* Este método se basa en el criterio de comparación. Se parte inicialmente de la ecuación de diseño.

$$Q = 60 \cdot A_t \cdot S \cdot n \cdot C_f \cdot W \cdot C$$

- Q = Capacidad de transporte del sinfín (ton/hora).

Proyecto Final – Producción de Ácido Tereftálico Purificado

- A_t = Área transversal del transportador (m^2).
- S = Paso del transportador ($0,8.D$, en m).
- n = velocidad a la que gira el transportador (r.p.m.)
- C_f = Coeficiente de llenado transversal.
- W = Densidad del material transportado (ton/m^3).
- C = Factor que tiene en cuenta la inclinación del transportador.
- D = Diámetro del transportador (m).

Para otras densidades de material, las capacidades y los HP varían en proporción directa. Se toman en consideración las siguientes asunciones:

- Las capacidades se basan en tornillos sinfín que llevan 31 % de su sección de corte transversal y en el caso de secciones de alimentación con espirales de medio paso.
- Los tamaños de las tuberías se dan para espirales en lámina de 1/4".
- Las potencias requeridas se calcularon para condiciones promedio y son adecuadas a los tamaños de los motores, tomando en consideración factores para la longitud del transportador, las sobrecargas momentáneas, etc.



Ilustración 6.4-6: Transportador de tornillo. Fuente: N/D.

Ver anexos *Capítulo 13: Costos y Evaluación Financiera* para ver en detalle el listado de los transportadores de tornillo requeridas por el proceso.

06.4.6 Bombas

Las conexiones, descarga y succión, se calcularon tomando como referencia la siguiente tabla.

TABLE 8.1
Fluid velocities in pipe

Fluid	Type of flow	Velocity range	
		ft/s	m/s
Thin liquid	Gravity flow	0.5–1	0.15–0.30
	Pump inlet	1–3	0.3–0.9
	Pump discharge	4–10	1.2–3
	Process line	4–8	1.2–2.4
Viscous liquid	Pump inlet	0.2–0.5	0.06–0.15
	Pump discharge	0.5–2	0.15–0.6
Steam		30–50	9–15
Air or gas		30–100	9–30

Ilustración 6.4-7: Velocidades típicas de fluidos en cañerías. Fuente: Mc Cabe, Unit Operations of Chemical Engineering.

La estimación del tamaño de bombas requeridas se realizó calculando la carga por presión

$$H = \frac{P_{(g)}}{\rho g}$$

Luego, la potencia hidráulica requerida es

$$N = \rho g H Q$$

Afectándolo por el rendimiento teórico, se toma como parámetro constante de 65% para todas las bombas de la planta, obteniéndose la siguiente expresión

$$N_b = N \cdot \eta$$

Ver anexos *Capítulo 13: Costos y Evaluación Financiera* para ver en detalle el listado de las bombas requeridas por el proceso.



Ilustración 8: bomba centrífuga Goulds Pumps Modelo i-3196. Fuente: <https://www.gouldspumps.com/es-CL/Products/3196-i-FRAME/>

06.4.7 Intercambiadores de calor – Sin cambio de fase

El método utilizado para especificar el área de transferencia de los intercambiadores de calor es a partir de la ecuación de diseño de los mismos

$$Q = U_D A_t DMLT$$

El cálculo de los DMLT se asumiendo que todos los intercambiadores cuentan con una disposición contra corriente.

Inicialmente se asumen que todos los intercambiadores son de coraza y tubo.

Los coeficientes globales de transferencia se toman de *Cao, Transmisión de Calor: Intercambiadores de Calor, 1^{ra} Ed.* Estos consideran factores de ensuciamiento totales del orden de 0,0005 K.s.m²/J, y permiten caídas de presión del orden de 35 a 70 kPa en el fluido controlante.

- Intercambiadores de agua, fluido frío (agua), $U = 800 - 1600 \text{ J/(m}^2\text{.s.K)}$
- Intercambiadores de solventes orgánicos, fluido frío (agua), $U = 250 - 750 \text{ J/(m}^2\text{.s.K)}$
- Intercambiadores de agua, fluido frío (salmuera), $U = 600 - 1200 \text{ J/(m}^2\text{.s.K)}$

INTERCAMBIADORES DE CALOR									
EQUIPO	DESCRIPCIÓN	CORRIENTE		FLUÍDO DE PROCESO [°C]		FLUÍDO DE SERVICIO [°C]		SERVICIO [MW]	At [m ²]
		ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA		
E-206	Enfriador HAc T-203	043	043-1	118,4	30,0	25,0	40,0	1,34	67,21
E-207	Enfriador salida T-200	027	028	199,9	90,0	25,0	40,0	1,26	7,490
E-303	Enfriador slurry CF-300	061	061-1	100,0	80,0	25,0	40,0	0,60	8,65

Tabla 6.4-3: Especificaciones técnicas y de proceso de intercambiadores de calor sin cambio de fase. Fuente: Elaboración propia.

Demás datos de procesos están detallados en el anexo adjunto a este capítulo. *Balance de Energía.*

06.4.8 Intercambiadores de calor – Condensadores

El método utilizado para especificar el área de transferencia de estos equipos es el mismo que para los intercambiadores sin cambio de fase, partiendo de la ecuación de diseño de un intercambiador

$$Q = U_D A_t DMLT$$

El cálculo de los DMLT se hace para todos bajo la misma consideración, asumiendo que todos son condensadores totales, por lo que el DMLT se obtiene de igual forma que un intercambiador sin cambio de fase contra corriente.

Inicialmente se asumen que todos los intercambiadores son de coraza y tubo.

Los coeficientes globales de transferencia se toman de *Cao, Transmisión de Calor: Intercambiadores de Calor, 1^{ra} Ed.* Estos consideran factores de ensuciamiento totales del orden de 0,0005 K.s.m²/J, y permiten caídas de presión del orden de 35 a 70 kPa en el fluido controlante.

- Condensación de vapor a presión, fluido frío (agua), $U = 2000 - 4000 \text{ J/(m}^2\text{.s.K)}$
- Calentadores con vapor, fluido frío (soluciones acuosas livianas), $U = 1200 - 4000 \text{ J/(m}^2\text{.s.K)}$
- Calentadores con vapor, fluido frío (soluciones acuosas pesadas), $U = 600 - 1200 \text{ J/(m}^2\text{.s.K)}$.
- Calentadores de vapor, fluido frío (solventes orgánicos), $U = 600 - 1200 \text{ J/(m}^2\text{.s.K)}$.

INTERCAMBIADORES DE CALOR – CONDENSADORES									
EQUIPO	DESCRIPCIÓN	CORRIENTE		FLUÍDO DE PROCESO [°C]		FLUÍDO DE SERVICIO [°C]		SERVICIO [MW]	At [m ²]
		ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA		
E-100	Condens. de reflujo	007	008,009	223,2	217,0	25,0	40,0	2,02	2,69
E-200	Precalentador T-202	035	036	92,9	116,0	127,4	127,4	0,72	28,60
E-201	Condensador T-202	038	038	92,7	92,7	25,0	40,0	34,95	145,98
E-203	Precalentador T-203	038	039	84,1	93,0	120,2	120,2	0,27	7,24
E-204	Condensador T-203	042	042	74,9	74,9	25,0	40,0	21,49	127,99
E-208	Condensador de CR-100	031	032	125,2	90,0	25,0	40,0	4,76	15,93
E-209	Calentador agua T-200	044	044-1	35,9	216,0	224,0	224,0	1,38	6,055
E-210	Precal. solvente T-203	041	041-1	46,6	93,0	120,2	120,2	0,17	0,904
E-300	Condensador de CR-300	056-1	068	198,3	98,3	25,0	40,0	6,82	160,87
E-301	Condensador de CR-301	058-1	069	175,9	95,1	25,0	40,0	8,25	61,49
E-302	Condensador de CR-302	062-1	070	100,0	100,0	25,0	40,0	5,36	19,96
E-304	Calentador agua a TK-300	048	048	25,0	94,3	120,2	120,2	1,77	36,98

Tabla 6.4-4: Especificaciones técnicas y de proceso de condensadores. Fuente: Elaboración propia.

Demás datos de procesos están detallados en el anexo adjunto a este capítulo. *Balance de Energía.*

06.4.9 Intercambiadoras de calor – Reboilers

A diferencia de los dos tipos de intercambiadores anteriores, la ecuación de diseño para los reboilers no es del tipo especificado. El método especificado por Kern, en *Procesos de Transferencia de Calor 1ª Ed* dicta que

$$A_t = \frac{Q_w}{q}$$

Donde q es el “punto de quemado” según la Teoría de Ebullición. Para soluciones acuosas $q = 94600 \text{ W/m}^2$ y para sustancias orgánicas $q = 37800 \text{ W/m}^2$. Por cuestiones operativas y de seguridad, se debe considerar que $q_{op} = 0,70 q$

El tipo de reboiler a utilizar es del tipo *kettle*. En estos aparatos la ebullición ocurre en la recinta del líquido que inunda el haz de tubos, las fases se separan en el espacio provisto por el domo y el líquido remanente se derrama por el vertedero como producto de fondos. Entre las principales ventajas que tiene este equipo está la limpieza y el fácil mantenimiento además de que puede trabajar con hasta un 80 % de vaporización.

INTERCAMBIADORES DE CALOR – REBOILERS									
EQUIPO	DESCRIPCIÓN	CORRIENTE		FLUÍDO DE PROCESO [°C]		FLUÍDO DE SERVICIO [°C]		SERVICIO [MW]	At [m²]
		ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA		
E-202	Kettle Reboiler T-202	037	037	117,9	117,9	127,4	127,4	26,1	275,82
E-205	Kettle Reboiler T-203	043	043	118,3	118,3	127,4	127,4	21,9	231,83

Tabla 6.4-5: Especificaciones técnicas y de proceso de reboilers. Fuente: Elaboración propia.

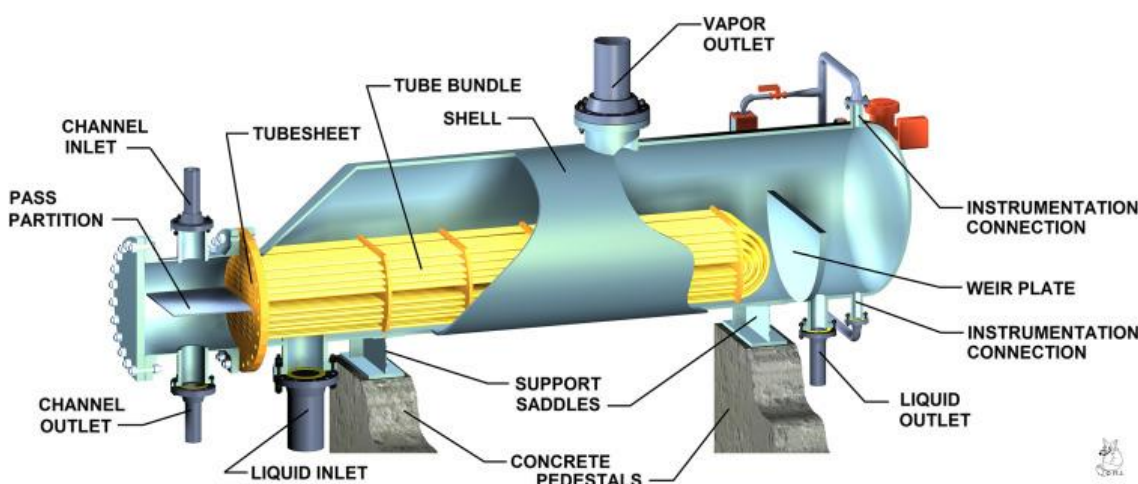


Ilustración 6.4-9: Diagrama de componentes constructivos de un kettle reboiler. Fuente: N/D.

Demás datos de procesos están detallados en el anexo adjunto a este capítulo. *Balance de Energía*.

06.4.10 Secadores rotatorios

El dimensionamiento de este equipo se hace según lo indicado en *Perry's, Chemical Engineer's Handbook, 9th Ed*

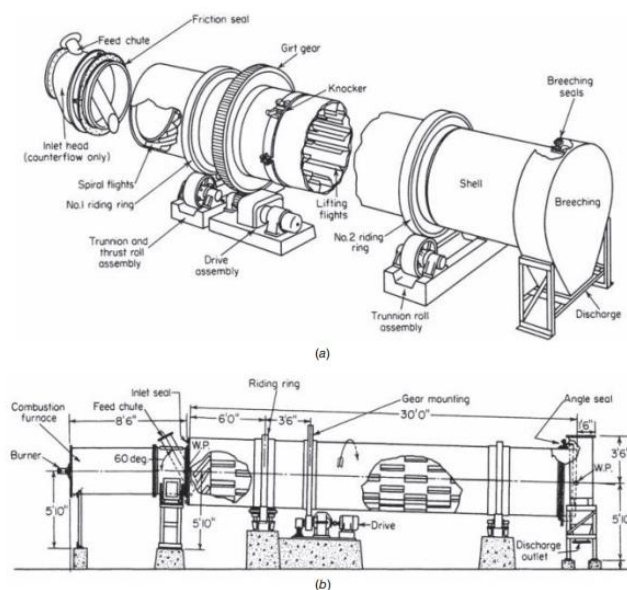


FIG. 12-64 Component arrangement (a) and elevation (b) of countercurrent direct-heat rotary dryer. (Air Preheater Company, Raymond & Bartlett Snow Products.)

Ilustración 6.4-10: Componentes de un secador rotatorio de contacto directo. Fuente: *Perry's, Chemical Engineer's Handbook, 9th Ed*

- Las temperaturas de alimentación de gas se fijan siempre.
- Se recomienda para calentamiento con vapor temperaturas de 400 a 450 K.
- Para calentamiento en hornos de 800 a 1100 K.
- La temperatura de salida queda determinada por el número de unidades de transferencia de calor, NT.
- Los secadores rotatorios son más económicos cuando funcionan con NT entre 1.5 a 2.5.
- Las velocidades económicas para gases son:
 - 3 m/s para co-corriente.
 - 2 m/s para contracorriente.
- Se recomiendan valores de $L/D=8$.

Se supone:

- Temperatura de entrada del aire 180°C.
- Humedad relativa del 10%.
- Proceso adiabático.
- Sistema Aire-Agua.
- Temperatura de bulbo húmedo constante.

Ecuaciones de diseño:

$$Q_t = 0,4 \cdot L \cdot D \cdot G^{0,67} \cdot DMLT \left[\frac{Btu}{h} \right]$$

$$N_T = \ln \frac{Tbs_{(1)} - Tbh_{(1)}}{Tbs_{(2)} - Tbh_{(1)}}$$

Donde

$$G = \rho \cdot V$$

$$DMLT = \frac{(Tbs_{(1)} - Tbh_{(1)}) - (Tbs_{(2)} - Tbh_{(2)})}{\ln \frac{Tbs_{(1)} - Tbh_{(1)}}{Tbs_{(2)} - Tbh_{(2)}}}$$

Quemador

Se determina la dimensión del quemador necesario, tomando como base de cálculo el balance de energía del calentamiento del aire atmosférico requerido para el proceso de secado.

$$Q_q = m_{aire} C_{p_{aire}} (Tbs_{(1)} - T_{amb})$$

Donde se toma como referencia de temperatura ambiente 25°C, y de Cp a la capacidad calorífica promedio entre las temperaturas de entrada y salida del aire.

$$m_{comb} = \frac{Q_q}{PCI_{comb}}$$

Según la calidad del gas natural disponible en la zona, el Poder Calorífico Inferior a asumir para los cálculos es en promedio de 34727,2 kJ/Nm³. El caudal necesario de gas se debe afectar también por la eficiencia teórica del quemador, el cual típicamente es del 65%.

RD-100		
Caudal Alimentación (019)	[kg/h]	21530
Presión	[bar]	1,01
Temperatura Alimentación	[°C]	116,0
Caudal Producto (022)	[kg/h]	19343
Gases de escape (023)	[kg/h]	25387
Temperatura gases	[°C]	117,6
Vaporización	[kg/h]	2187
Cont. inicial de humedad	[%]	10,29
Cont. final de humedad	[%]	0,15
Servicio	[kW]	320

RD-300		
Caudal Alimentación (064)	[kg/h]	21276
Presión	[bar]	1,01
Temperatura Alimentación	[°C]	80,0
Caudal Producto (061)	[kg/h]	19265
Gases de escape (060)	[kg/h]	60745
Temperatura gases	[°C]	100,0
Vaporización	[kg/h]	2012
Cont. inicial de humedad	[%]	9,52
Cont. final de humedad	[%]	0,07
Servicio	[kW]	1440

Tabla 6.4-6: Especificaciones técnicas y de proceso de secadores rotatorios de contacto directo. Fuente: Elaboración propia.

06.4.11 Silos y tolvas

Para dimensionar los sistemas de almacenamiento de materia prima, productos intermedios y producto final, todos materiales sólidos. Los recipientes serán silos y tolvas según corresponda la necesidad en el proceso.

El diseño de los mismos se hizo en función de la base de cálculo de stocks necesarios y stocks de seguridad requeridos para cada materia prima y producto.

$$V = \frac{Stock[tn]}{\rho_{solido} \left[\frac{tn}{m^3} \right]}$$



Ilustración 6.4-11: Sistema de almacenamiento de sólidos en tolvas. Fuente: N/D.

Obteniéndose los siguientes volúmenes necesarios:

Silos y Tolvas		
Equipo	descripción	V [m ³]
SL-100	Silo de Catalizador Acetato de Cobalto	4,32
SL-101	Silo de Catalizador Acetato de Manganeseo	11
SL-102	Silo de mezcla catalizadores	16
TLV-100	Tolva de almacenamiento CTA húmedo	61
SL-103	Silo almacenamiento CTA	102
TLV-300	Tolva de almacenamiento PTA húmedo	60
SL-300	Silo almacenamiento PTA	319
SL-300	Silo almacenamiento PTA	319

Tabla 6.4-7: Especificaciones técnicas sistema de almacenamiento de sólidos. Fuente: Elaboración propia.

06.4.12 Torres de destilación

El criterio de diseño es igual al desarrollado en el diseño en detalle de la torre de absorción T-200 en el *Capítulo 07: Diseño de Equipos* del presente trabajo, donde la fuente bibliográfica utilizada es *Operaciones de Transferencia de Masa. Robert E. Treyball 2da Ed.*

Ecuación de diseño

$$C_F = \left[\alpha \log \left(\frac{1}{\left(\frac{L'}{G'} \right) \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0,5}} \right) + \beta \right] \left(\frac{\sigma}{0,020} \right)^{0,2}$$

Los flujos molares de gas y liquido se calculan a partir de balance de masa. Las densidades se estiman para las composiciones esperadas.

Para el dimensionamiento del se toma inicialmente $W=0,7T$, con lo cual de tabla se sabe que el área del plato utilizada por el vertedero es del 8,80%

T-202		
Caudal Alimentación (036)	[kg/h]	44643
Presión	[bar]	1,01
Temperatura Alimentación	[°C]	116,0
Fracción de Vapor	[%]	100
Número de platos	[u]	20
Plato de alimentación	[u]	4
Destilado (038)	[kg/h]	44057
Reflux Ratio	[mol/mol]	3,0
Temperatura Condensador	[°C]	92,7
Servicio Condensador (E-201)	[kW]	34947
Fondo (037)	[kg/h]	586
Boilup Ratio	[mol/mol]	457
Temperatura Reboiler	[°C]	117,9
Servicio Reboiler (E-202)	[kW]	26093

T-202		
Diámetro, T	[m]	4,0
Etapas, N		20
Altura, H	[m]	15,0

T-203		
Caudal Alimentación (039)	[kg/h]	44057
Presión	[bar]	1,06
Temperatura Alimentación	[°C]	93,0
Fracción de Vapor	[%]	0
Número de platos	[u]	40
Plato de alimentación	[u]	35
Caudal Carrier (041-1)	[kg/h]	8637
Temperatura Alimentación	[°C]	93,0
Fracción de Vapor	[%]	2,4
Plato de alimentación Carrier	[u]	1

Destilado (042)	[kg/h]	12970
Reflux Ratio	[mol/mol]	5,0
Temperatura Condensador	[°C]	74,9
Servicio Condensador (E-204)	[kW]	21490
Fondo (043)	[kg/h]	39723
Boilup Ratio	[mol/mol]	4,10
Temperatura Reboiler	[°C]	118,3
Servicio Reboiler (E-205)	[kW]	21931

T-203		
Diámetro, T	[m]	3,5
Etapas, N		40
Altura, H	[m]	26,0

Tabla 6.4-8: Especificaciones técnicas y de proceso de torres de destilación T-202 y T-203. Fuente: Elaboración propia.

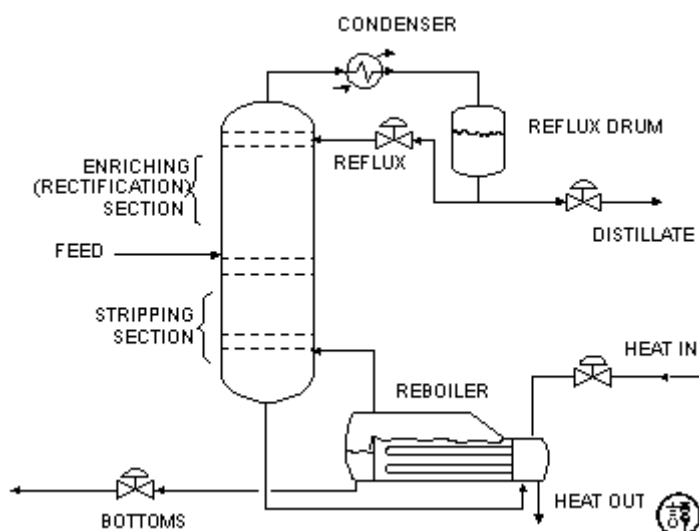


Ilustración 6.4-12: Diagrama de procesos típico de una columna de destilación. Fuente: N/D.

06.5. Instalaciones de Servicios Industriales

El área de servicios auxiliares es la encargada de brindar al proceso productivo los servicios de vapor, agua, aire comprimido y nitrógeno, necesarios para la operación de planta.

06.5.1 Sistema de tratamiento de agua

El agua en la industria del ácido tereftálico purificado será utilizada como:

- Medio de refrigeración: Condensadores, refrigeración de motores de equipos, etcétera
- Fuente de generación de vapor: Alimentación a caldera
- Materia prima en el proceso productivo: para diluir el ácido tereftálico en la etapa de purificación, para lavar gases, entre otras cosas
- Fuente para limpieza, baños y comedor.

En la localización elegida para la planta se cuenta con acuíferos de agua subterránea por lo cual la fuente de agua elegida para el posterior tratamiento es el agua de pozos. En general, las fuentes de agua subterráneas son de composición más constante que las aguas superficiales (ríos, arroyos, etcétera) y son directamente afectadas por la precipitación pluvial, erosión del suelo y desechos de superficie. Estas fuentes de agua son relativamente limpias en lo que respecta a sustancias en suspensión (lodo, arena, materia vegetal y residuos industriales) pero suele contar con alto contenido de sustancias disueltas, como lo son los bicarbonatos de calcio, magnesio y sodio, sulfatos de calcio, magnesio y sodio, nitratos de calcio y magnesio, cloruros calcio, magnesio y sodio, óxido de hierro, sílice, residuos industriales y gases, tales como oxígeno, y anhídrido carbónico.

Estas impurezas son indeseables para equipos como calderas, torres de enfriamiento y otros equipos. Por lo tanto, antes de ser enviada al proceso requiere de un tratamiento.

Enviaremos 3 calidades de agua diferentes a todo el proceso:

- Agua desmineralizada: Es agua de pozo que pasa por un proceso de ósmosis inversa. Esta calidad de agua será enviada a las calderas y equipos en los que el agua va a ser sometida a altas temperaturas para evitar incrustaciones por sales, dureza, etcétera.

Proyecto Final – Producción de Ácido Tereftálico Purificado

- Agua blanda: Es agua de pozo que pasa por un proceso de ablandamiento con resinas. Esta calidad de agua será la enviada a las torres de enfriamiento.
- Agua clorada: Es agua de pozo que tiene dosificación de cloro en línea para eliminar y evitar crecimiento de microorganismos. Esta calidad de agua se enviará a los baños, al comedor y será utilizada para limpieza.

Agua blanda

En el proceso de ablandamiento el agua de pozo pasa por una resina que secuestra los iones calcio y magnesio y los reemplaza por sodio, generando sales solubles en agua que al aumentar la temperatura no generan incrustaciones.

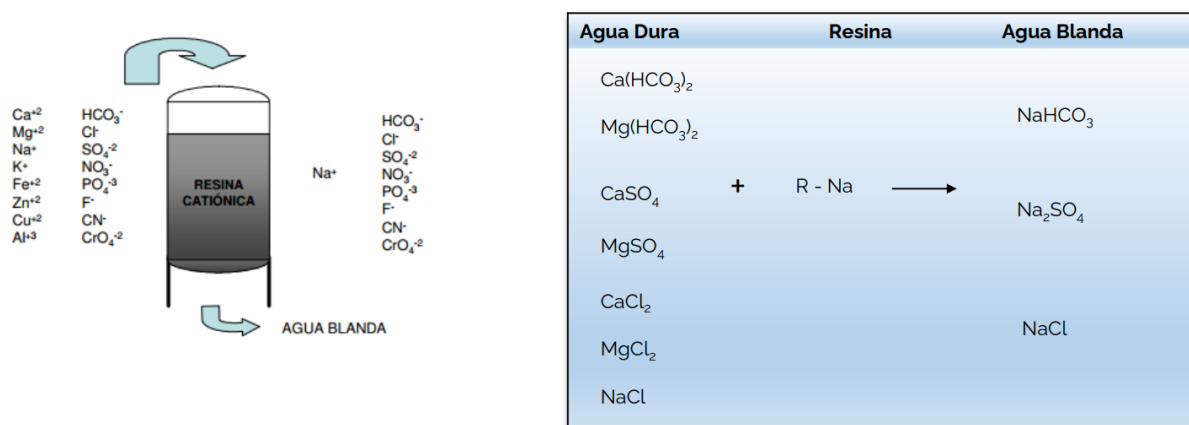


Ilustración 6.5-13: Diagrama de ablandador de agua, reacciones involucradas. Fuente: Servicios auxiliares: tratamientos requeridos y equipos asociados. PLAPIQUI

Para el ablandamiento se utiliza una resina catiónica débil, que tienen la capacidad de captar los iones de calcio y magnesio.

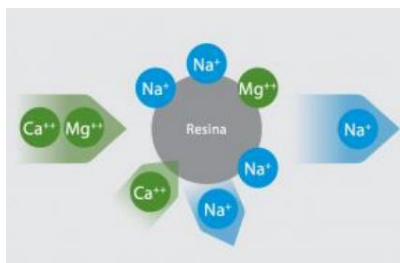


Ilustración 6.5-14: Diagrama de resina de intercambio iónico. Fuente: Servicios auxiliares: tratamientos requeridos y equipos asociados. PLAPIQUI

Se trae como ejemplo la resina Purolite C104NaPlus que presenta la siguiente hoja técnica:

HOJA TÉCNICA	
Purolite® C104NaPlus Poliacrílico Poroso, Resina Catiónica Debilmente ácida, Forma de sodio	
PRINCIPALES APLICACIONES <ul style="list-style-type: none"> • ablandamiento • Ablandamiento - soluciones acuosas orgánicas 	ENVASE TÍPICO <ul style="list-style-type: none"> • Bolsa de 1 pie³ • Bolsa de 25 L • Tambor (fibra) de 5 pie³ • Supersack de 1 m³ • Supersack de 42 pie³
VENTAJAS <ul style="list-style-type: none"> • Alta capacidad Operativa 	
CARACTERÍSTICAS FÍSICAS Y QUÍMICAS:	
Estructura del polímero	poliacrílica ácida com crosslink poroso
Aspecto	Esferas
Grupo funcional	Ácido carboxílico
Forma iónica	Na ⁺ forma
Capacidad total (min.)	4.7 EQ/L (102.7 Kgr/pie³) (forma H ⁺)
Retención de la humedad	45 - 55 % (forma H ⁺)
Rango de tamaño de esferas	300 - 1600 µm
< 300 µm (max.)	1 %
Hinchamiento reversible, H ⁺ → Ca ²⁺ (máx.)	20 %
Hinchamiento reversible, H ⁺ → Ca ²⁺ (operativo)	7% (aprox.)
Hinchamiento reversible, H ⁺ → Na ⁺ (max.)	60 %
Densidad específica	1.23
Peso de envío (aprox.)	770 - 810 g/L (48.1 - 50.6 lb/pie³)
Límite de temperatura	120 °C (248.0 °F)

Ilustración 6.5-15: Hoja técnica resina de intercambio iónico Purolite®. Fuente: <https://www.purolite.com/product/es/c104plus>

A diferencia de procesos como ósmosis inversa, el proceso de ablandamiento no tiene asociado un rechazo de agua. Toda el agua que pasa por los ablandadores se aprovecha en el proceso. Pero cabe aclarar que las resinas requieren ser regeneradas cuando se saturan.

El proceso de regeneración consta de 3 pasos:

- Retrolavado: Cuando la resina está saturada, se favorece su desbloqueo por una corriente de agua a fin de facilitar la regeneración.
- Regeneración: Se pasa lentamente una solución de salmuera a través del lecho de resina. Se obtiene una solución salina de Ca y Mg y la resina se encuentra nuevamente cargada de Na.
- Enjuague final: Un lavado con agua permite eliminar salmuera remanente en el lecho y deja al aparato listo para ser usado.

El agua blanda será destinada a las torres de enfriamiento. Por lo tanto, la capacidad de los ablandadores estará dado por el caudal de reposición a las torres ya sea por evaporación o ciclos de concentración.

SERVICIO DE AGUA DE ENFRIAMIENTO									
EQUIPO	CORRIENTE		FLUÍDO DE PROCESO [°C]		AGUA DE TORRE [°C]		SERVICIO [MW]	CAUDAL DE PROCESO [kg/h]	CAUDAL DE SERVICIO [m³/h]
	ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA			
E-100	007	008, 009	223,2	217,0	25,0	40,0	2,02	33288	115,7
E-201	038	038	92,7	92,7	25,0	40,0	34,95	44057	2004,6
E-204	042	042	74,9	74,9	25,0	40,0	21,49	12970	1232,7
E-206	043	043-1	118,4	30,0	25,0	40,0	1,34	39723	77,1
E-207	027	028	199,9	90,0	25,0	40,0	1,26	14444	72,5
E-208	031	032	125,2	90,0	25,0	40,0	4,76	25568	272,8
E-300	056-1	068	198,3	98,3	25,0	40,0	6,82	10150	391,4
E-301	058-1	069	175,9	95,1	25,0	40,0	8,25	12193	473,3
E-302	062-1	070	100,0	100,0	25,0	40,0	5,36	8535	307,2
E-303	061	061-1	100,0	80,0	25,0	40,0	0,60	39167	34,2

SERVICIO DE AGUA DE ENF.	
Caudal de servicio [m³/h]	4981,5
Caudal de reposición [m³/h]	199,3
Temp. de retorno [°C]	40,0
Temp. de torre [°C]	25,0

2% evaporación, 2% purgado de torre

Tabla 6.5-9: Servicio de agua de enfriamiento. Parámetros y caudales de servicio. Fuente: Elaboración propia.

Por lo tanto, se contará con 6 ablandadores con capacidad de 50 m³/h cada uno, para tener 4 funcionando y dos de back up en caso de mantenimiento, regeneraciones, cambios de resina, entre otras cosas.

Agua desmineralizada

El agua desmineralizada es aquella que es despojada completamente de sus sales. Para obtener esta calidad de agua vamos a utilizar un proceso de ósmosis inversa. Como se trata de agua de pozo, y tiene una a con una composición muy poco variable a lo largo del tiempo y un muy bajo potencial de taponamiento, el pretratamiento antes de ingresar a la ósmosis basta con la adición de antiincrustante y la utilización de cartuchos filtrantes de 5 µm.

La ósmosis inversa es un proceso que invierte el fenómeno natural de ósmosis. El agua es obligada a pasar por una membrana semipermeable, dejando pasar solo agua pura. A la inversa del sistema natural, el desplazamiento del agua va desde la zona de mayor

concentración a la zona de menor concentración (agua purificada). La molécula de agua es tan pequeña que es la única capaz de pasar por los poros de la membrana.

La ósmosis inversa es un filtro selectivo de alta eficiencia. Permite filtrar muy por debajo de 0,0001 micrón. El agua ingresa a los módulos y ejerciendo la presión osmótica debida el agua pasa a través de la membrana semipermeable, el agua pura se denomina permeado (65 - 70% de la alimentación) y el agua rica en sales se denomina rechazo. Debajo se muestra un esquema de proceso.

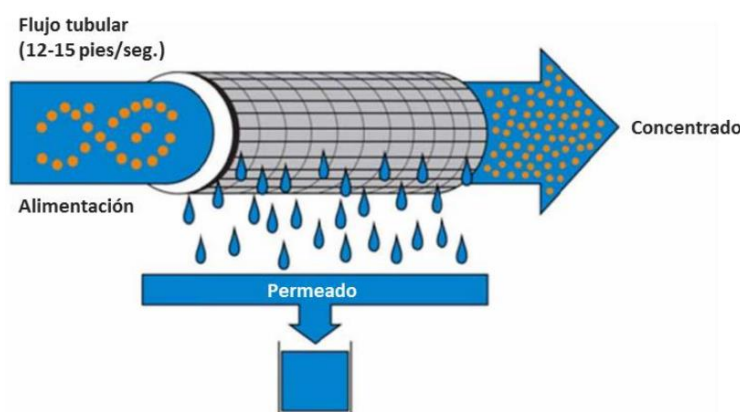


Ilustración 16: Esquema de desmineralización de agua por Ósmosis Inversa. Fuente: Servicios auxiliares: tratamientos requeridos y equipos asociados. PLAPIQUI

Los materiales más comunes para las membranas semipermeables son poliamida o celulosa: acetato de celulosa, triacetato de celulosa o combinaciones de ambos. Son muy finas y están hechas de fibras sintéticas de los materiales mencionados.

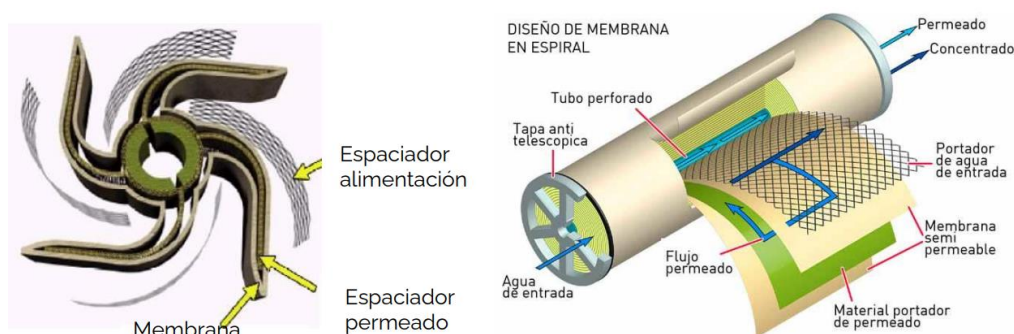


Ilustración 6.5-17: Membranas semipermeables para Ósmosis Inversa. Materiales constructivos. Fuente: Servicios auxiliares: tratamientos requeridos y equipos asociados. PLAPIQUI

El agua desmineralizada será utilizada en calderas y en las reposiciones a los equipos del proceso (como torre de absorción, dilución de ácido tereftálico crudo) ya que son equipos

sometidos a altas presiones y temperaturas y la tolerancia a contenido de sales es cada vez menor con el aumento de presión y temperatura.

De los balances de energía surge que el agua de reposición a calderas deberá ser de 141 m³/h, pero se asume que se tendrá un 70% de retorno del condensado que surge de la calefacción de equipos con vapor, por lo que la reposición fresca a calderas será de 42,3 m³/h y entre las corrientes de reposición al proceso se suman 22 m³/h de la corriente 048, 4,5 m³/h de la corriente 044 y 8,4 m³/h de la 024.

En total el caudal de agua que se necesita producir es de 77,2 m³/h. Por lo tanto, se requerirá una ósmosis que trate 118,8 m³/h que obtenga un 65% de permeado. Los equipos de ósmosis inversa se ven como en la siguiente imagen:



Ilustración 6.5-18: Sistema de Ósmosis Inversa industrial. Fuente: Servicios auxiliares: tratamientos requeridos y equipos asociados. PLAPIQUI

Agua clorada

Este tipo de agua será utilizada para limpieza en los sectores, baños y comedor. Será agua de pozo que tiene una dosificación en línea de cloro para evitar el crecimiento de microorganismos.

Se calculan 5 m³/h para baños y comedor y 10m³/h por día para destinar a limpieza en los sectores. En total 15m³/h para estos servicios.

Extracción total de pozos: En principio, sin tener en cuenta ninguna recuperación de agua, ni aprovechamiento del agua de rechazo de ósmosis, en total para nuestro proceso vamos a extraer de los pozos 333 m³/h de agua, lo que hace un total de 7992 m³ diarios.

06.5.2 Sistema de vapor

Para el sistema de vapor, lo primero que se calculó fue el servicio en MW y el caudal de vapor requerido por el proceso efectuando los balances de energía en los equipos. Se colocan las corrientes a calefaccionar, las condiciones de entrada y la salida que se quiere lograr. Luego se selecciona la presión de vapor óptima que van a necesitar estos equipos para el intercambio de calor. Se adoptó un ΔT de aproximación desde 5 a 10°C en todos los equipos. Y el criterio de selección de la presión de vapor está ajustada a esa temperatura. Se busca además tratar de trabajar con la presión más baja posible para hacer un uso óptimo de la entalpía de condensación/vaporización. Se tienen dos casos extremos que son el intercambiador E-209 y el tanque TK-300, para estos dos sistemas se hará uso de vapor sobrecalentado. De esta forma lograríamos un óptimo técnico-económico, ya que si bien el calor sensible tiene mucho menos poder que el calor latente, de querer utilizar vapor saturado se tendría que recurrir a una caldera de 90 bar de presión. Por eso se decide sobrecalentar el vapor utilizando calderas de 15 bar de presión. Debajo se adjunta la tabla con los balances de energía.

SERVICIO DE VAPOR									
EQUIPO	CORRIENTE		FLÚIDO DE PROCESO [°C]		VAPOR		SERVICIO [MW]	CAUDAL DE PROCESO [kg/h]	CAUDAL DE SERVICIO [kg/h]
	ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA	P [bar]	T [°C]			
TK-104	001, 002, 004	005	25,0	150,0	6,0	158,9	4,62	53782	7969
E-200	035	036	92,9	116,0	2,5	127,4	0,72	44643	1181
E-202	037	037	117,9	117,9	2,5	127,4	26,1	586	43059
E-203	038	039	84,1	93,0	2,0	120,2	0,27	44057	447
E-205	043	043	118,3	118,3	2,5	127,4	21,9	39723	36191
E-209	044	044-1	35,9	216,0	8,0	226,0	1,38	6599	2289
E-210	041	041-1	46,6	93,0	2,0	120,2	0,17	8637	276
E-304	048	048	25,0	94,3	2,0	120,2	1,77	22000	2897
TK-300	047, 048	049	94,3	290,0	8,0	300,0	13,60	71314	20977

SERVICIO DE VAPOR	
P max [bar]	8,0
P diseño [bar]	15,0
Generación [tn/h]	115,3
Generación diseño [tn/h]	121,1

Tabla 6.5-10: Servicio de vapor. Parámetros y caudales de servicio. Fuente: Elaboración propia

Calderas

Se optará por 3 calderas acuotubulares de 15 bar de presión y 60 tn/h de producción de vapor. Dos calderas bastan para la totalidad del servicio pero siempre es recomendable

una de back up por cuestiones de mantenimiento, pruebas hidráulicas, entre otras cosas. Esta elección es debido a que este tipo de calderas son capaces de entregar altos caudales de vapor, mientras que las humotubulares toleran presiones máximas de 20 bar y consumos de hasta 30 tn/h.

Las calderas acuotubulares son aquellas en las que el agua pasa por los tubos y estos están expuestos a un hogar en donde se quema el combustible para vaporizar el agua.

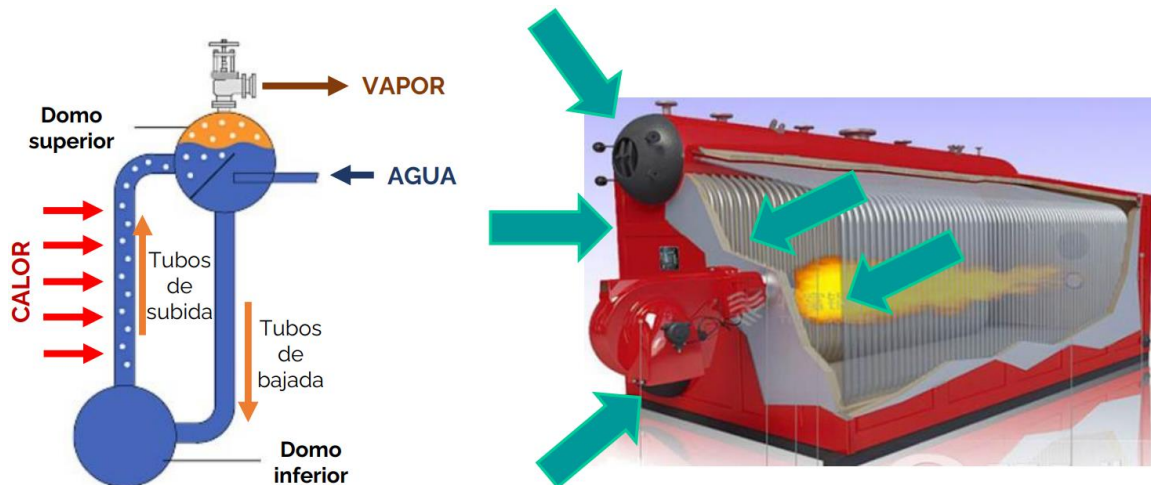
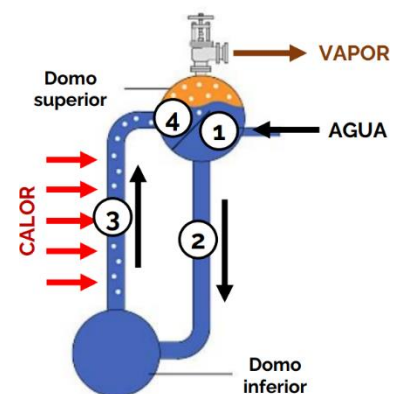


Ilustración 6.5-19: Diagrama de caldera acuotubular. Fuente: Servicios auxiliares: tratamientos requeridos y equipos asociados. PLAPIQUI

El principio de funcionamiento de este tipo de calderas es el siguiente:

1. El agua de alimentación ingresa por el domo superior.
2. Baja al domo inferior por el tubo de bajada (tiene mayor densidad que el agua caliente).
3. Su densidad disminuye a medida que se calienta en el tubo de subida.
4. El agua caliente y el vapor formado pasan al domo superior donde se separan.



Además como tenemos una extracción de vapor que va a sobrecalentarse por convección (con el calor de los gases de combustión) la caldera se vería de esta forma:

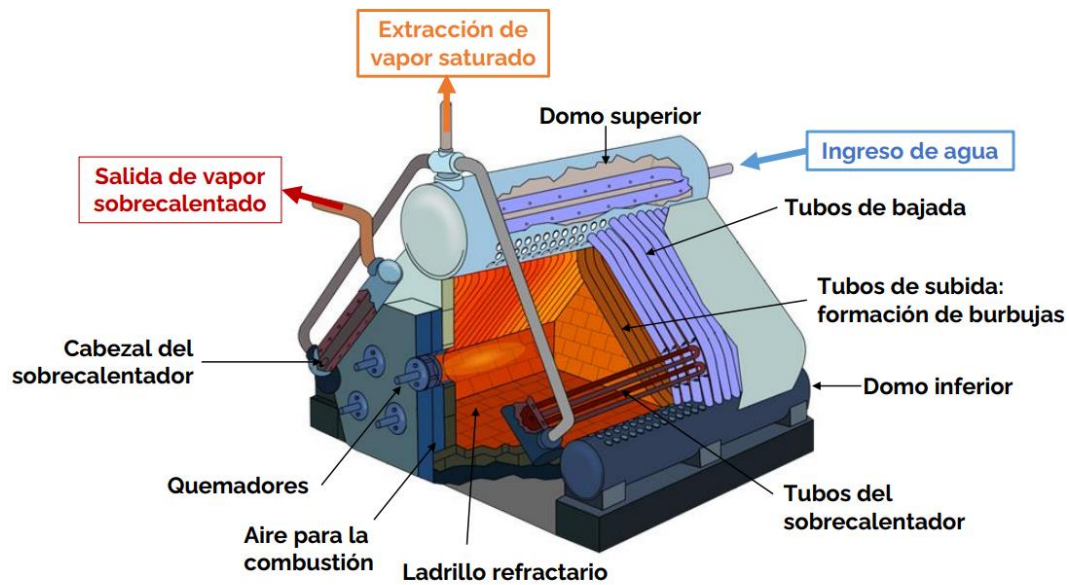


Ilustración 6.5-20. Diagrama de caldera acuotubular. Partes constructivas. Fuente: Servicios auxiliares: tratamientos requeridos y equipos asociados. PLAPIQUI

Si consideramos que el agua a la caldera entrará precalentada a 50 °C, el calor para vaporizar el agua será de:

$$Q = 4,186 \frac{kJ}{kg^{\circ}C} * (198 - 50)^{\circ}C + 1947,3 \frac{kJ}{kg}$$

$$Q = 2566,8 \frac{KJ}{kg}$$

Entonces la potencia de cada caldera será:

$$P = \frac{2566,8 \frac{KJ}{kg} 60000 \frac{kg}{h}}{3600 \frac{s}{h}}$$

$$P = 42780 kW$$

$$P = 42,78 MW$$

Finalmente, el consumo de gas natural tomando como referencia una factura de Naturgy que indica un aproximado de 9300 kcal/m³, será de:

$$\text{Consumo de gas natural} = \frac{36784179,37 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}}{9300 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^3}}$$

$$\text{Consumo de gas natural} = 3955,3 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

Economizador y sobrecalentador:

El recorrido que hacen los tubos de agua se puede diseñar para aprovechar al máximo el calor generado.

Economizador: Los tubos atraviesan el camino de los humos calientes para precalentar el agua que entra a la caldera. Acá es donde asumimos precalentar el agua de reposición a la caldera desde la temperatura ambiente a aproximadamente 50 – 60°C

Sobrecalentador: El vapor que sale saturado de la caldera vuelve a ponerse en contacto con los humos calientes para obtener vapor sobrecalentado. Es el vapor que van a utilizar el intercambiador E-209 y el tanque TK-300.

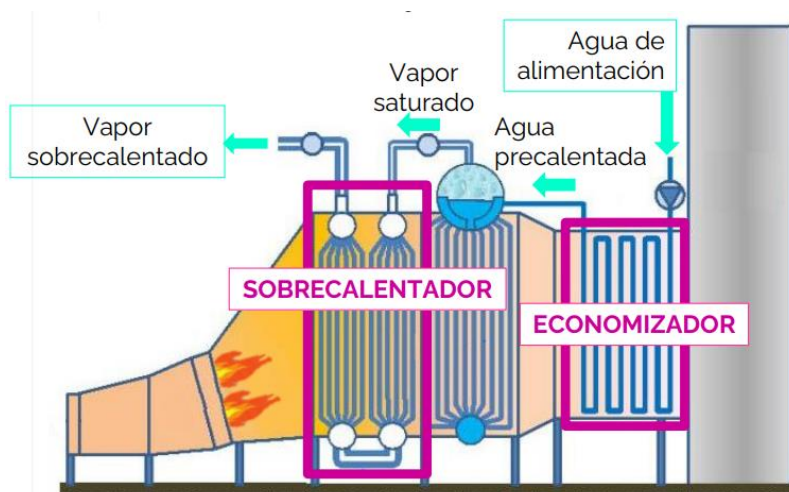


Ilustración 6.5-21: Esquema de caldera acuotubular con economizador de agua y sobrecalentador de vapor. Fuente: Servicios auxiliares: tratamientos requeridos y equipos asociados. PLAPIQUI



Tubos aleteados para economizadores



Sobrecalentador para calderas con los colectores de vapor

06.5.3 Sistema de aire comprimido

El aire comprimido en la industria se utiliza para instrumentación, herramientas neumáticas, transporte neumático, entre otras cosas.

Aire para instrumentos

- Es un suministro de ALTA prioridad.
- Debe estar seco para asegurar el buen funcionamiento de la instrumentación de planta.
- Se consume generalmente a menor presión.

Aire para procesos

- Puede tolerar interrupciones.
- No necesariamente debe estar completamente seco.

Planta de aire comprimido

Para extender el tiempo de vida de los instrumentos y equipos, el aire a utilizar debe estar libre de polvo, aceite, humedad o cualquier otro contaminante. Para dar el correcto tratamiento la planta de aire comprimido tiene el siguiente diagrama de procesos:

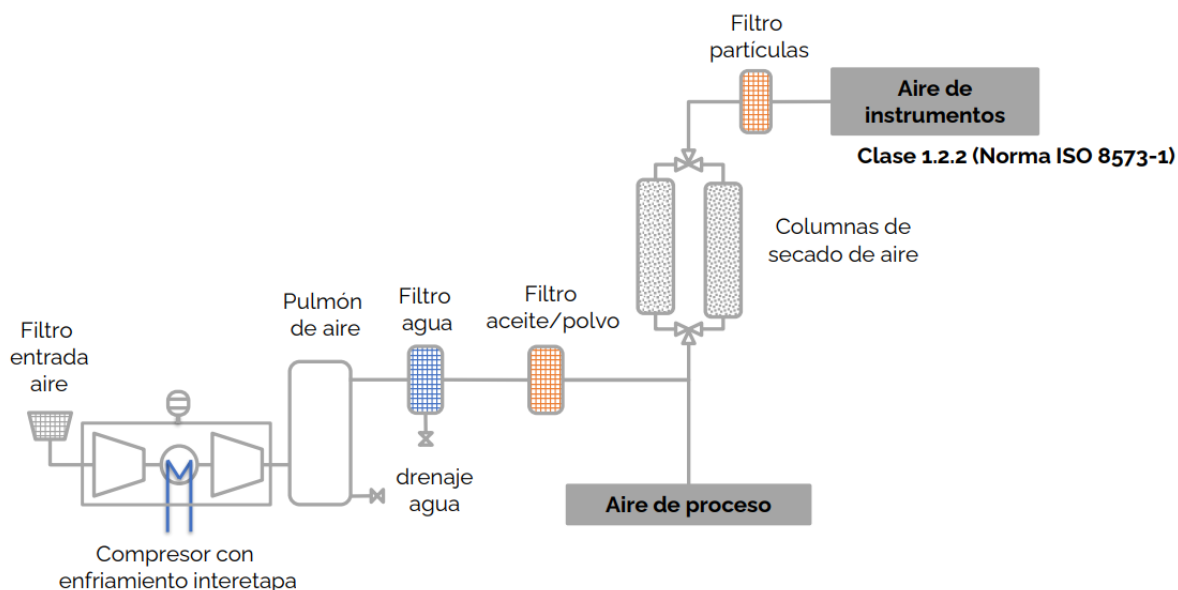


Ilustración 6.5-22: Sistema de aire comprimido industrial. Componentes tecnológicos. Fuente: Servicios auxiliares: tratamientos requeridos y equipos asociados. PLAPIQUI

El **filtro de entrada** retiene polvo/aceite u otros contaminantes del ambiente para proteger el compresor. Suele estar integrado al mismo.

Luego viene la etapa de **compresión con enfriamiento entre etapas** para la eliminación de la humedad en el aire. Se sabe que al aumentar la presión y disminuir la temperatura el aire admite cada vez menos agua, esta condensa y luego debe ser purgada.

Sigue un **pulmón de aire**, cuya función es adaptar el flujo ante cambios de demanda, mantener el suministro y decantar el condensado para luego drenarlo.

El aire pasa luego por los **filtros de aire y aceite** para que estos retengan gotas o partículas que puedan dañar los siguientes equipos. Una vez pasado por estos filtros el aire está apto para utilizarlo en el proceso.

Si se requiere aire para instrumentos, este debe seguir el proceso de tratamiento y pasar por unas **columnas de secado**, cuya función es eliminar la humedad casi por completo. a la salida el punto de rocío a presión es de $-40\text{ }^{\circ}\text{C}$.

Finalmente, un **filtro de partículas** por si el aire arrastra partículas del lecho de las columnas de secado.

Compresores

Se utilizarán compresores del tipo centrífugos. El principio de funcionamiento de estos es incrementar la velocidad del gas y luego este incremento de energía de velocidad se transforma en energía de presión. Se pueden manejar caudales altos y son muy utilizados por su versatilidad y rendimiento.



Impulsor de compresor centrífugo



Compresor centrífugo de múltiples impulsores

Ilustración 6.5-23: Compresores de aire industriales. Compresores centrífugos. Fuente: Servicios auxiliares: tratamientos requeridos y equipos asociados. PLAPIQUI

La presión del aire se elevará a 6 bar. Los compresores entran en funcionamiento en función de la demanda de aire que requiera el proceso.

06.5.4 Sistema de inertización con Nitrógeno

El gas nitrógeno será proporcionado por Air Liquide mediante gasoductos. De todas formas, se contará con un tanque de almacenamiento de nitrógeno líquido para evitar problemas en el proceso por cortes en el suministro por parte de la empresa.

El nitrógeno líquido se compra a Air Liquide. Se descarga en los tanques de almacenamiento. Cuando se requiera de este servicio, el nitrógeno deberá ser evaporado para enviarse a consumo.

06.5.5 Servicio de energía eléctrica

El servicio de energía eléctrica será prestado por las empresas de la zona: Cooperativa Eléctrica y Cammesa.

Se recibe la energía eléctrica a 33kV y los transformadores eléctricos tienen como función principal regular el voltaje a niveles requeridos según cada industria en las etapas de la cadena de suministro. Asimismo, los transformadores eléctricos cumplen con otras tareas

importantes como garantizar la estabilidad de redes y brindar fiabilidad y eficiencia energética; al mismo tiempo que satisfacen las necesidades de los clientes respecto a seguridad, servicio sin interrupciones, y bajo impacto ambiental.

Además se contará con salas de UPS en las que se genera energía eléctrica para mantener energizados los equipos por determinado tiempo en casos de cortes de energía externos.