

PLANTA PARA LA FABRICACIÓN DE ÁCIDO OXÁLICO DIHIDRATO A PARTIR DE ETILENGLICOL

TRABAJO DE FIN DE GRADO 2021
GRADO EN INGENIERÍA QUÍMICA



OxATECH

MARTA BRAVO CAMACHO
VICTOR DIEGUEZ SANTIN
ADRIÀ FOLCH VERNET
MARCELO HOCES ALCÁNTARA
MIREIA RIERA SERDÀ
ANDREA VALENCIA CADENA

TUTOR: RAFAEL BOSCH

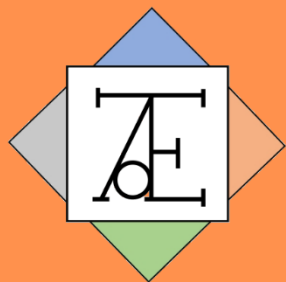
UAB
Universitat Autònoma
de Barcelona

e escola
d'enginyeria



CAPÍTULO 11: MANUAL DE CÁLCULO

TRABAJO DE FIN DE GRADO 2021
GRADO EN INGENIERÍA QUÍMICA



OxATECH

UAB
Universitat Autònoma
de Barcelona

e escola
d'enginyeria

Índice

11. MANUAL DE CÁLCULO	3
9.1. Introducción	3
11.1. Cálculos preliminares	3
11.2.1. Estequiometría de la reacción	3
11.2.2. Necesidades de etilenglicol	4
11.2.3. Necesidades de ácido nítrico	6
11.2.4. Necesidades de oxígeno	7
11.2.5. Sobredimensionamiento de seguridad	7
11.2.6. Variación de las densidades	8
11.2. Diseño de equipos de la línea de proceso	8
11.3.1. Diseño de tanques de almacenamiento	8
11.3.2. Diseño de generadores de oxígeno GO-100A/B	23
11.3.3. Diseño de los reactores, R-200A/B y R-201A/B	24
11.3.4. Diseño de los cristalizadores, CR-300 y CR-301	43
11.3.5. Diseño del redissolver RD-300	58
11.3.6. Diseño de las centrifugas CT-300/301	64
11.3.7. Diseño del separador FLASH F-300	65
11.3.8. Diseño del secador D-400	67
11.3.9. Diseño del molino M-400 y tamices TM-400A/B	70
11.3.10. Diseño de intercambiadores de calor E-200/201/400/700/701/702	70
11.3.11. Diseño de Ensacadoras B-700 y B-400	73
11.3. Diseño de equipos de línea de servicios	73
11.4.1. Diseño de la caldera C-800	73
11.4.2. Diseño de las torres de refrigeración TR-800A/B	74
11.4.3. Diseño de condensadores CD-300, CD-700 y CD-701	75
11.4.4. Diseño de chillers CH-800A/B/C	76
11.4.5. Diseño del grupo electrógeno	77
11.4.6. Consumo de gas natural	78

11.4.	Diseño de equipos de línea de tratamiento	79
11.5.1.	Diseño scrubber SC-600	79
11.5.2.	Diseño de separadores FLASH F-700 y F-701	80
11.5.3.	Diseño del tanque de condensados TK-700	84
11.5.4.	Almacenamiento de hidróxido de potasio TK-701	85
11.5.5.	Diseño del neutralizador N-700	86
11.5.6.	Diseño del evaporador EV-700	92
11.5.7.	Diseño del secador D-700	94
11.5.8.	Diseño del silo de nitrato de potasio TK-702	95
11.5.	Diseño de tuberías, equipos de transporte y bombas	96
11.6.1.	Diseño de tuberías	96
11.6.2.	Diseño del tornillo de Arquímedes	97
11.6.3.	Diseño de cintas transportadoras	100
11.6.4.	Diseño del elevador de cangilones	105
11.6.5.	Diseño de bombas	107
11.6.6.	Diseño de compresores	110
11.6.	Determinación de parámetros de riesgo de la planta	112
11.6.1.	Determinación del nivel SIL según el gráfico de riesgo calibrado	112
11.7.	Anexo tablas	117
11.8.	Bibliografía y Webgrafía	123

11. MANUAL DE CÁLCULO

9.1. INTRODUCCIÓN

En la presente sección, correspondiente al **Capítulo 11** de la colección, se procede a nombrar y especificar los equipos y diversos apartados de la instalación que requerían cálculos correspondientes de estos para su estudio.

La estructura del capítulo se basa en poder mostrar paso a paso y de forma secuencial los cálculos realizados para el diseño de equipos. Antes de entrar en contacto con estos se hace una observación a las bases de cálculos, datos, fuentes y cálculos preliminares que permiten desarrollar los siguientes apartados. Una vez estas están definidas se pasa a mostrar las aproximaciones de cálculos establecidos para los equipos de servicio, proceso y tratamiento.

El objetivo de la planta consiste en el estudio de la viabilidad de un proceso en continuo de 32000 T/año de Ácido Oxálico Dihidrato con una pureza superior al 99,5% en forma sólida y con una granulometría <400 micras [μm]. Este producto se presentará para su venta y distribución en big-bags de 1000kg. El desarrollo numérico e hipótesis de cálculo se realizarán con el fin de cumplir estas necesidades.

11.1. CÁLCULOS PRELIMINARES

Antes de iniciar los cálculos correspondientes al diseño de cada equipo, se indican los precedentes numéricos necesarios para el fluido desarrollo de los siguientes apartados. Estos resultados serán el punto de partida del proceso y algunos de ellos complementarios al cálculo.

11.2.1. Estequiometría de la reacción

En primera instancia, conociendo las necesidades y siguiendo los objetivos fijados de producción de la planta, 32000 T/año, se calcula las necesidades de materia primeras.

Los reactivos iniciales utilizados en el proceso son etilenglicol y oxígeno, puesto que se trata de una reacción de oxidación, además de ácido nítrico que ejerce la labor de mezcla oxidante. Esta reacción se puede observar en la **Figura 11.1**, apreciando la relación estequiométrica entre productos y reactivos.

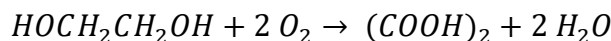
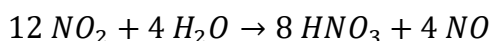
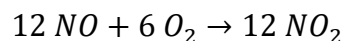
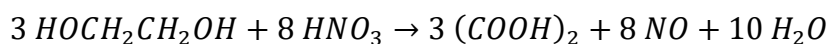


Figura 11.1. Reacción de Oxidación del Etilenglicol a Ácido Oxálico. ^[1]

Siguiendo la estequiometría de la reacción y considerando como hipótesis de cálculo que existen pérdidas en las etapas de purificación o downstream del proceso, siendo en el caso más desfavorable alrededor del 40% del producto, se calcula el valor a producir. El producto final es ácido oxálico dihidrato (de fórmula $(\text{COOH})_2 \cdot 2 \text{H}_2\text{O}$) con una relación 1:1 respecto el ácido oxálico anhidro ($(\text{COOH})_2$).

$$\begin{aligned} & 32000 \frac{\text{Tn}}{\text{año}} \cdot (\text{COOH})_2 \cdot 2 \text{H}_2\text{O} \cdot \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ T}} \cdot \frac{1 \text{ kmol } (\text{COOH})_2 \cdot 2 \text{H}_2\text{O}}{126 \text{ kg } (\text{COOH})_2 \cdot 2 \text{H}_2\text{O}} \cdot \frac{1 \text{ kmol } (\text{COOH})_2}{1 \text{ kg } (\text{COOH})_2} \\ & \cdot \frac{90 \text{ kg } (\text{COOH})_2}{1 \text{ kmol } (\text{COOH})_2} \cdot \frac{1 \text{ Tn}}{1000 \text{ kg}} \\ & = 22857,14 \frac{\text{Tn}}{\text{año}} (\text{COOH})_2 \end{aligned}$$

Considerando finalmente las pérdidas y, así, sobredimensionando la producción:

$$22857,14 \frac{\text{Tn}}{\text{año}} (\text{COOH})_2 \cdot 1,4 \approx 31104,00 \frac{\text{Tn}}{\text{año}} (\text{COOH})_2$$

El valor obtenido corresponde a la producción anual ácido oxálico anhidro que deberán de cumplir los reactores de la planta para que, una vez atraviese las etapas de purificación, se obtenga un producto que se ajuste al objetivo de producción.

11.2.2. Necesidades de etilenglicol

Una vez es conocida la cantidad de producto de ácido oxálico anhidro a obtener a la salida de los reactores, se calcula las necesidades de etilenglicol a la entrada de estos. Para el cálculo se considera una conversión global en los reactores del 70% a su salida, respecto al etilenglicol (esta hipótesis de cálculo se puede ver reflejada en el subapartado “**Condiciones preliminares al diseño de los reactores**”, del correspondiente apartado **11.3.3. Diseño de los Reactores**).

Antes proceder a calcular, se convierten las toneladas anuales de ácido oxálico anhidro a moles por segundo, siguiendo la **Tabla 11.2** (Tabla de Balances de materia) de forma conjunta con la **Tabla 11.1**, localizadas en el apartado **11.8 Anexo Tablas**. Realizado el cambio se obtiene:

$$31104,00 \frac{T}{\text{año}} (\text{COOH})_2 \rightarrow \approx 12,50 \frac{\text{mol}}{s} (\text{COOH})_2$$

Culminado este cambio, se calculan las necesidades de etilenglicol para una $X = 0,70$ y siguiendo las relaciones estequiométricas de la reacción.

$$F_{(\text{COOH})_2} = F_{(\text{COOH})_2 0} - \frac{v_{(\text{COOH})_2}}{v_{\text{C}_2\text{H}_6\text{O}_2}} \cdot F_{\text{C}_2\text{H}_6\text{O}_2 0} \cdot X$$

$$12,50 \frac{\text{mol}}{s} = 0 - \frac{1}{-1} \cdot F_{\text{C}_2\text{H}_6\text{O}_2 0} \cdot 0,70$$

$$F_{\text{C}_2\text{H}_6\text{O}_2 0} = 17,90 \frac{\text{mol}}{s} \text{C}_2\text{H}_6\text{O}_2$$

El valor obtenido corresponde al flujo molar de etilenglicol necesario a la entrada del reactor que permitirá conseguir las necesidades objetivo a su salida. Si el resultado se transforma a unidades másicas se obtiene un valor de:

$$17,90 \frac{\text{mol}}{s} \text{C}_2\text{H}_6\text{O}_2 \rightarrow \approx 30700,00 \frac{Tn}{\text{año}} \text{C}_2\text{H}_6\text{O}_2$$

Estas necesidades son las correspondientes a las iniciales del sistema, sin contar con las recirculaciones que puede contar la línea de proceso y conseguir así un mayor rendimiento. Por tanto, el resultado estará sujeto a variaciones, debido a que este resultado obtenido está ligado a las necesidades mínimas y que corresponderían a la puesta en marcha de la línea. El resultado final será:

$$18600 \frac{Tn}{\text{año}} \text{C}_2\text{H}_6\text{O}_2$$

Las necesidades reales de etilenglicol se verán reflejado en la tabla de balances de la planta, **Tabla 11.2**.

11.2.3. Necesidades de ácido nítrico

El cálculo de las necesidades de ácido nítrico sigue un procedimiento similar al realizado en el subapartado de “Necesidades de Etilenglicol”, siguiendo la estequiometría de reacción.

Se decide trabajar a una relación estequiométrica de ácido nítrico respecto el etilenglicol de 3:1, aunque para el presente proceso no existen requerimientos teóricos exactos de la cantidad de ácido nítrico utilizado versus la cantidad de etilenglicol. Es así, porque este reactivo es oxidado parcialmente por el oxígeno en un medio de reacción comprendido por ácido nítrico.

$$F_{HNO_3} = 17,90 \frac{\text{mol } C_2H_6O_2}{s} \cdot \frac{3 \text{ mol } HNO_3}{1 \text{ mol } C_2H_6O_2} = 53,70 \frac{\text{mol}}{s} HNO_3 \rightarrow$$

$$\approx 93450,00 \frac{Tn}{año} HNO_3$$

Cantidades de la cual, si se introduce ácido nítrico al 65% en peso, corresponde a una entrada de agua de:

$$M_{H_2O} = \frac{93450 \frac{Tn}{año} HNO_3}{0,65} - 93450 \frac{Tn}{año} HNO_3 = 50300,00 \frac{Tn}{año} H_2O$$

Por tanto, la masa total de entrada de ácido nítrico al 65% corresponde a:

$$143750 \frac{Tn}{año} HNO_3 (65\%)$$

Este resultado pertenece a las necesidades iniciales del proceso para poder conseguir el objetivo de producción.

En los siguientes apartados se comentará cómo este reactivo será gestionado a lo largo del proceso, debido a que este estará sometido a recirculaciones en la planta, por lo que estas necesidades se verán afectadas, siendo inferiores. Esto implicará una reducción clave en su composición o necesidad de un compuesto más puro para el proceso. El valor final es:

$$20000 \frac{Tn}{año} HNO_3 (55\%)$$

El resultado de las necesidades de ácido nítrico se verá reflejado en la tabla de balances de la planta, **Tabla 11.2**.

11.2.4. Necesidades de oxígeno

En la realización del cálculo de las necesidades de oxígeno se sigue el procedimiento que los anteriores subapartados, partiendo de la estequiometría de reacción.

En la planta de proceso, el oxígeno empleado estará en cantidades estequiométricas de oxígeno o superiores a esta, con el fin de asegurar una oxidación eficiente del compuesto orgánico. Se propone que este sea introducido al 100% del estequiométrico, en otras palabras, que entre el doble al necesario según la estequiometría.

$$F_{O_2} = 17,90 \frac{\text{mol } C_2H_6O_2}{s} \cdot \frac{2 \text{ mol } O_2}{1 \text{ mol } C_2H_6O_2} \cdot 2 = 71,60 \frac{\text{mol}}{s} O_2 \rightarrow$$

$$\approx 107500,00 \frac{Tn}{año} O_2$$

El resultado estará sujeto a futuras variaciones y no es definitivo. En los siguientes apartados se comentará como este reactivo será gestionado en el proceso y las propuestas de uso como consecuencia de sus elevadas necesidades. El resultado final fijado va en torno a:

$$16000 \frac{Tn}{año} O_2$$

Las necesidades de oxígeno estarán reflejadas en la tabla de balances de la planta, **Tabla 11.2.**

11.2.5. Sobredimensionamiento de seguridad

Con la finalidad de poder cumplir con las medidas de seguridad o proporcionar la máxima precaución en las condiciones de operación, se sobredimensiona el volumen, la temperatura y la presión, de tal manera que el valor final vendrá dado por la **Ecuación 11.1.**

$$\beta_D = S \cdot \beta_T \quad (\text{Ecuación 11.1})$$

Donde β corresponde al parámetro de interés, el cual puede ser la presión (P), Temperatura (T), Volumen (V), Área (A) o Energía (q). El subíndice D utilizado hace referencia al valor del parámetro de diseño y T pertenece al valor del parámetro teórico. El sobredimensionamiento (S) utilizado es del 30% - 20% con lo cual el valor teórico se multiplica por 1,3 - 1,2, dependiendo del caso.

11.2.6. Variación de las densidades

A lo largo del proceso, las diversas mezclas y sustancias de reactivos y productos estarán sometidas a diferentes condiciones de presión y temperatura, como consecuencia de las condiciones de operación a la que trabajan los equipos o estos suministran. Estas variaciones tienen un efecto directo en las propiedades físicas de los fluidos como llega a ser la densidad, por lo cual se presenta en una tabla el valor utilizado para cada uno de los cálculos realizados, **Tabla 11.2.**

11.2. DISEÑO DE EQUIPOS DE LA LÍNEA DE PROCESO

Una vez establecidas las necesidades y bases de cálculo del proceso, además de haber estudiado como cambian las propiedades físicas del fluido, se procede a estudiar cualitativa y cuantitativamente los equipos de la línea de proceso utilizados en la instalación. Estos cálculos se realizan con el fin de diseñar y dimensionar los equipos según sus necesidades del proceso.

11.3.1. Diseño de tanques de almacenamiento

Las zonas de almacenamiento de las instalaciones de la planta van dirigidas a la conservación de reactivos y productos para su consumo o posterior reubicación con el fin de ser expedidos. En la línea principal de proceso, los reactivos almacenados son etilenglicol, ácido nítrico y oxígeno, mientras que los productos almacenados son ácido oxálico dihidrato. Por otro lado, si se mira la línea de tratamientos, los reactivos almacenados corresponden a la potasa cáustica o hidróxido de potasio y al nitrato de potasio como producto de almacenaje.

El dimensionamiento de los tanques de almacenaje se ha realizado mediante el código de diseño de la American Society of Mechanical Engineers (ASME) ^{[2][25]} que describe el diseño de los equipos a presión. Se ha escogido este código para el diseño de los equipos y tanques debido a que se considera un recipiente a presión simple cualquier recipiente soldado sometido a una presión relativa superior a 0,5 bar. Los tanques de almacenamiento que se encuentran en la planta superan esta presión y, por tanto, seguirán la misma metodología de diseño.

En cada equipo se realiza un sobredimensionamiento del 20% para garantizar que pueda almacenar el producto deseado sin problemas, y a su vez como medida de seguridad en caso de que ocurra un sobrellenado.

El almacenamiento de cada tanque se realiza siguiendo las normas de almacenamiento de sustancias químicas (APQ), por lo que respecta a venteo y distancia cada sustancia almacenada sigue las directrices que se muestran en el **Capítulo 5: Seguridad e higiene**.

En el diseño de tanques de almacenamiento, como ejemplo de cálculo se utilizará el dimensionamiento del tanque de etilenglicol, no obstante, todos los tanques han seguido dicho procedimiento.

- **Almacenamiento de Etilenglicol TK-100A/B/C/D**

El almacenamiento de etilenglicol se lleva a cabo en 4 tanques para disponer en la planta de 4 días de abastecimiento. Se trata de la segunda sustancia más consumida, es por ese motivo que el número de tanques es elevado. Dichos tanques se almacenarán en el área A-100 que se encuentra bajo techo, por lo que las condiciones atmosféricas no presentarán un efecto directo en estos tanques.

Las necesidades de etilenglicol, cuando en la planta el proceso se encuentra trabajando en condiciones de operación normal, son de 0,67 kg/s. Conociendo la cantidad de efluente a introducir, se estudia la cantidad del volumen necesario para que la planta cuente con etilenglicol suficiente durante 4 días.

- Condiciones de operación TK-100A/B/C/D

Los tanques de Etilenglicol son equipos cilíndricos que operan a presión atmosférica y 25°C. Estos no cuentan con agitación.

- Volumen almacenado

En el cálculo del volumen total necesario se utiliza la **Ecuación 11.25**, que es función de los días en que se desea mantener almacenado el reactivo.

$$V = \frac{Q \cdot d}{\rho} \quad (\text{Ecuación 11.25})$$

Dónde:

- Q es el caudal [kg/d]
- d son los días de almacenamiento [días]
- ρ es la densidad [kg/m³]
- V es el volumen total almacenado [m³]

Para el etilenglicol es necesario un volumen de 208,42 m³ para 4 días operacionales.

$$V = \frac{0,67 \frac{kg}{s} \cdot 86400 \frac{s}{d} \cdot 4 d}{1111 \frac{kg}{m^3}} = 208,42 m^3$$

○ Volumen de cada tanque

Por seguridad, cada tanque se sobredimensiona un 20 %, por tanto, el volumen total que han de poder contener los tanques es el siguiente. En el caso del etilenglicol se ha calculado que el volumen de diseño en cada tanque (V_t) es de 62,53 m³.

$$V_t = \frac{208,42 m^3}{4} \cdot 1,2 = 62,53 m^3$$

○ Diámetro interno

Conociendo el volumen total por tanque, se procede al cálculo de la altura y el diámetro interno de cada tanque. La forma de dichos tanques es de configuración cilíndrica con dos cabezales en sus extremos. Se escoge una relación altura/diámetro (h/D) de 1,5 respecto el cilindro, con lo cual se ha obtenido la siguiente fórmula, **Ecuación 11,26**, que calcula el diámetro por tanque de almacenamiento.

$$Dt = \sqrt[3]{\frac{V_t \cdot 4}{1,5 \cdot \pi}} \quad (\text{Ecuación 9.26})$$

Dónde:

- Dt es el diámetro del tanque [m].
- V_t es el volumen de cada tanque [m³].

La altura de dichos tanques, sin contar con los cabezales, se calcula aplicando la relación entre la altura y el diámetro.

$$Ht = Dt \cdot 1,5$$

En el caso del almacenamiento de etilenglicol, el diámetro interno de cada tanque será de 3,76 m y la altura de 5,64 m.

$$Dt = \sqrt[3]{\frac{62,53 \text{ m}^3 \cdot 4}{1,5 \cdot \pi}} = 3,76 \text{ m}$$

$$Ht = 3,76 \text{ m} \cdot 1,5 = 5,64 \text{ m}$$

○ Presión de diseño

La presión de diseño se calcula mediante la suma de la presión de operación y la presión hidrostática para saber la presión total que soporta el tanque, **Ecuación 11.27**. Se ha realizado también un sobredimensionado para que en caso de sobrepresión el tanque tenga la resistencia suficiente para aguantar un 20% su presión de diseño.

$$P_d = 1,2 \cdot (P_{op} + P_h) \quad (\text{Ecuación 11.27})^{[2]}$$

$$\text{Con: } P_h = \rho_{fluido} \cdot g \cdot h$$

Dónde:

- P_d es la presión de diseño [atm].
- P_{op} es la presión de operación [atm].
- P_h es la presión hidrostática [atm].
- ρ_{fluido} es la densidad del fluido [kg/m^3]
- g es la gravedad [m/s^2].
- h es la altura [m].

La presión de operación de cada tanque es atmosférica y la altura que se ha tenido en cuenta para el cálculo de la presión hidrostática es la altura calculada anteriormente.

Siguiendo la **Ecuación 11.27**, y conociendo las propiedades y características del almacenamiento del etilenglicol, se calcula la presión hidrostática de los tanques de etilenglicol.

$$P_h = 1111 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \cdot 5,64 \text{ m}$$

$$P_h = 61437,36 \text{ Pa}$$

Teniendo en cuenta que la presión de operación es de 1 atm se calcula la presión de diseño. En el caso del etilenglicol, es de 1,92 atm. Conociendo esta será posible calcular también los grosores de los tanques mediante el código ASME.

$$P_d = 1,20 \cdot (1 \text{ atm} + 0,61 \text{ atm})$$

$$P_d = 1,92 \text{ atm}$$

○ Temperatura de diseño

La temperatura de diseño se calcula teniendo en cuenta que el almacenamiento se realiza a temperatura ambiente. La temperatura máxima de diseño se realiza mediante la suma de la temperatura de operación y un intervalo de temperatura.

$$T_d = T_{op} + 20^\circ\text{C} \quad (\text{Ecuación 9.28})$$

Dónde:

- T_d es la temperatura de diseño [atm].
- T_{op} es la temperatura de operación [atm].

Para el etilenglicol, la temperatura de diseño es de 45°C debido a que cada tanque se encuentra operando a 25°C.

○ El espesor del tanque

El cálculo del espesor del tanque se realiza mediante las fórmulas del código ASME División I (ASME boiler & pressure vessel code)^{[2][25]}. Se han utilizado dos fórmulas distintas para el cálculo del espesor en el cuerpo cilíndrico del tanque y para la tapa torisférica.

La **Figura 11.18** muestra el espesor del cuerpo cilíndrico. Este espesor se calcula mediante el esfuerzo tangencial que ejerce el fluido sobre la pared del tanque. El cálculo del espesor se refleja en la **Ecuación 11.29**.

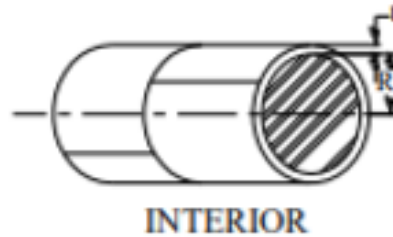


Figura 11.18. Espesor del cuerpo cilíndrico.

http://olimpia.cuautitlan2.unam.mx/pagina_ingenieria/mecanica/mat/mat_mec/m5/Recipientes%20a%20presion.pdf

$$tr = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} + C1 \quad (\text{Ecuación 11.29})^{[28]}$$

Dónde:

- tr es el espesor del cuerpo cilíndrico [mm].
- P es la presión de diseño [atm].
- R es el radio interno [mm].
- S es la tensión máxima admisible [atm].
- E es el factor de soldadura [-].
- C1 es el sobreespesor de corrosión [mm].

Para el cálculo correspondiente del espesor del cuerpo cilíndrico, se ha utilizado un factor de soldadura de 0,85, haciendo referencia a una soldadura examinada por zonas. El sobreespesor de corrosión escogido para el cálculo es de 2 mm debido al tipo de material del tanque ^[18].

El grosor del tanque en el cuerpo cilíndrico es de 4,20 mm en el caso de los tanques de etilenglicol. El cálculo se muestra a continuación.

$$tr = \frac{1,92 \text{ atm} \cdot 1879 \text{ mm}}{1934,37 \text{ atm} \cdot 0,85 - 0,60 \cdot 1,92 \text{ atm}} + 2 \text{ mm} = 4,20 \text{ mm}$$

Para el cálculo el espesor del cabezal toriesférico se ha utilizado la **Ecuación 11.30** y la **Figura 11.19** muestra las dimensiones de este tipo de cabezal.

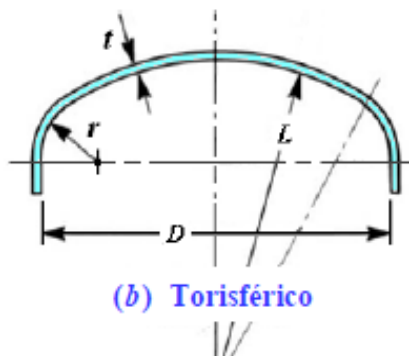


Figura 11.19. Espesor del cabezal torisférico.

http://www.cat.calc_est_2_im.efn.uncor.edu/wp-content/uploads/2013/10/Cap-16_RECIPIENTES_Parte-1.pdf

$$t = \frac{P \cdot L \cdot M}{2 * S * E - 0,2 \cdot P} + C1 \quad (\text{Ecuación 11.30})^{[29]}$$

Dónde:

- t es el espesor del cabezal [mm].
- P es la presión de diseño [atm].
- L es la longitud [mm].
- S es la tensión máxima admisible [atm].
- E es el factor de soldadura [-].
- M es el factor característico [-].
- C1 es el sobreespesor de corrosión [mm].

Los valores del factor M y de L se escogen mediante la relación L/r, los valores de las relaciones se observan en la **Figura 11.20**.

TABLE 1-4.2
VALUES OF FACTOR M
(Use Nearest Value of L/r; Interpolation Unnecessary)

L/r	1.0	1.25	1.50	1.75	2.00	2.25	2.50	2.75	3.00	3.25	3.50
M	1.00	1.03	1.06	1.08	1.10	1.13	1.15	1.17	1.18	1.20	1.22
L/r	4.0	4.5	5.0	5.5	6.0	6.5	7.0	7.5	8.0	8.5	9.0
M	1.25	1.28	1.31	1.34	1.36	1.39	1.41	1.44	1.46	1.48	1.50
L/r	9.5	10.00	10.5	11.0	11.5	12.0	13.0	14.0	15.0	16.0	$16\frac{2}{3}^1$
M	1.52	1.54	1.56	1.58	1.60	1.62	1.65	1.69	1.72	1.75	1.77

Figura 11.20. Tabla de valores del factor M para diferentes valores de L/r.

<https://www.insst.es/-/recipiente-a-presion-simple>

El factor M escogido es el de 1,39 para una relación 6,5 de L/r, siendo el ultimo un valor medio que dará las dimensiones adecuadas.

$$t = \frac{1,92 \text{ atm} \cdot 3758 \text{ mm} \cdot 1.39}{2 \cdot 1934,37 \text{ atm} \cdot 0,85 - 0,2 \cdot 1,92 \text{ atm}} + 2 \text{ mm} = 5,06 \text{ mm}$$

La altura de cada tapa y fondo toriesférico, se ha realizado mediante la calculadora de fondos Klopper según DIN-28011 de la empresa HORFASA [19].

Teniendo los valores de la altura de cada cabezal y de los espesores de cada parte del tanque, se realiza la suma para calcular el diámetro externo y la altura total del tanque.

La altura de los cabezales de etilenglicol es de 0,75 m por lo que la altura total del tanque es de 7,14 m. El diámetro externo, teniendo en cuenta el espesor calculado, es de 3,77 m, tanto para la sección del cabezal como para el cuerpo cilíndrico.

○ Peso del tanque

En este subapartado, se procede a calcular el peso del tanque vacío. Primero se calcula el peso de la parte cilíndrica del tanque. El valor que se obtiene es de 2241 kg y se calcula mediante los radios externos e internos del cilindro.

$$P = \pi \cdot H_t \cdot (D_{ext} - D_{int})^2 \cdot \rho \quad (\text{Ecuación 11.31})$$

Dónde:

- P es el peso del tanque [kg].
- H_t es la altura del tanque [m].
- D_{ext} es el diámetro externo del tanque [m^2].
- D_{int} es el diámetro interno del tanque [m^2].
- ρ es la densidad del material del tanque [kg/m^3].

A partir de los valores obtenidos, se sabe que el peso del tanque de la sección cilíndrica es de 2241 kg.

$$P = \pi \cdot 5,64 \text{ m} \cdot (1,88^2 - 1,87^2)m^2 \cdot 8000 \frac{kg}{m^3}$$

$$P = 2241,00 \text{ kg}$$

Seguidamente, se calcula el peso de los cabezales mediante el cálculo del volumen de una semiesfera. Se acude a la **Ecuación 11.31 modificada**. El valor es de 1147 kg para cada cabezal.

$$P = \frac{2}{3} \cdot \pi \cdot (D_{ext} - D_{int})^3 \cdot \rho \quad (\text{Ecuación 11.31 modificada})$$

$$P = \frac{2}{3} \cdot \pi \cdot (1,88^3 - 1,87^3) m^3 \cdot 8000 \frac{kg}{m^3}$$

$$P = 900,83 kg$$

El peso del tanque vacío corresponde a la suma del peso de la sección cilíndrica y de los cabezales (superior e inferior), mostrando un total de 4043 kg.

$$2240,99 kg + 2 \cdot 900,83 kg = 4043,00 kg$$

Para saber el peso del tanque lleno, se ha realizado el cálculo para un volumen de 52,10 m³, sabiendo que la densidad del contenido del tanque en condiciones de operación normal es de 1111 kg/m³.

$$4043 kg + 52,10 m^3 \cdot 1111 \frac{kg}{m^3} = 61930,00 kg$$

El peso total que puede presentar el tanque totalmente lleno es de 61930 kg.

- Cubetos de retención

Para cada tanque se calcula el cubeto necesario en caso de derrame. El cubeto se diseña según las instrucciones que se fijan en la normativa de almacenamiento de productos químicos.

El volumen del cubeto ha de ser un 10% del volumen que se pretende almacenar en el tanque, por tanto, el correspondiente a cada tanque de etilenglicol tiene una capacidad mínima de 63,3 m³.

La distancia en proyección horizontal entre la pared del recipiente y el borde interior inferior del cubeto es de 1,5 metros, ya que el mínimo en estos cubetos es de 1 metro.

La altura del cubeto se define por las paredes de este. Este, para lograr una buena ventilación, cuenta con una altura de 1,5 metros debido a que la máxima altura en estos cubetos es de 1,8 metros.

Teniendo en cuenta que se tiene se debe de mantener una distancia de seguridad a cada lado del cubo, se multiplica por un factor doble la distancia de proyección horizontal. El cubeto tiene una longitud de 6,76 m de ancho y largo.

$$3,76 m + 2 \cdot 1,5 m = 6,76 m$$

Por tanto, el cubeto de etilenglicol presenta un volumen de 68.55 m^3 teniendo en cuenta que la altura de cada cubeto es de 1,5 metros.

$$6,76 \text{ m} \cdot 2 \cdot 1,5 \text{ m} = 68,55 \text{ m}$$

- **Almacenamiento de ácido nítrico TK-101A/B y TK-102**

El diseño de almacenamiento del ácido nítrico se lleva a cabo en 2 tipos de tanques de almacenamiento para concentraciones diferentes. El procedimiento seguido para el cálculo del almacenamiento de los tanques de ácido nítrico es el mismo que en el caso del almacenamiento de etilenglicol.

- Condiciones de operación TK-101A/B y TK-102

Los tanques de ácido nítrico trabajan a presión atmosférica y una temperatura de 25°C , en condiciones de operación normal de la planta. Estos cuentan con una agitación suave y constante durante el proceso debido a que no se trata de compuestos totalmente puros, y la agitación permitirá una homogeneidad completa de la mezcla, evitando así una diferenciación de sus distintos componentes.

En la siguiente **Tabla 11.8** se muestran todos los datos que se han utilizado para el cálculo de la totalidad de tanques y de los resultados del dimensionamiento de cada uno de ellos.

Tabla 11.8. Dimensiones de los tanques de ácido nítrico a diferentes concentraciones.

	Caudal [kg/s]	Densidad [kg/m ³]	Días	Recipientes	Vt [m ³]	Dt [m]	Ht [m]
Ácido nítrico < 65%	0,376	1310 ^[20]	4	2	59,52	3,70	5,55
Ácido nítrico al 65 %	3,376	1390 ^[21]	0,5	1	55,58	3,61	5,42

○ Tanque de ácido nítrico < 65% (TK-101A/B)

Teniendo las dimensiones del tanque, se procede al cálculo del espesor del tanque y su peso, el procedimiento a seguir es el mismo que en el caso del etilenglicol. Los datos que se han utilizado en las operaciones se encuentran resumidos en la **Tabla 11.9**.

Tabla 11.9. Datos del almacenamiento de ácido nítrico < 65%

Propiedad	Valor
Presión hidrostática [Pa]	71260,96
Presión de operación [Pa]	101325,00
Presión de diseño [atm]	2,04
Temperatura de operación [°C]	25
Temperatura de diseño [°C]	45
Espesor del cuerpo cilíndrico [mm]	4,73
Radio interno [mm]	1848,38
Factor de corrosión [mm]	2,00
Factor M	0,85
Espesor del cabezal	5,80
Diámetro externo [m]	3,71
Altura del cabezal [m]	0,74
Altura total [m]	7,02
Peso vacío [kg]	4437,40
Peso lleno [kg]	69410,19

○ Tanque de ácido nítrico 65% (TK-102)

Siguiendo los mismos pasos, se calcula el espesor del tanque y su peso. Los datos que se han utilizado en las operaciones se encuentran reflejados en la **Tabla 11.10**.

Tabla 11.10. Datos de almacenamiento de ácido nítrico 65%

Propiedad	Valor
Presión hidrostática [Pa]	73906,46
Presión de operación [Pa]	101325,00
Presión de diseño [atm]	2,08
Temperatura de operación [°C]	25
Temperatura de diseño [°C]	45
Espesor del cuerpo cilíndrico [mm]	4,71
Radio interno [mm]	1806,66
Factor de corrosión [mm]	2,00
Factor M	0,85
Espesor del cabezal	5,76
Diámetro externo [m]	3,62
Altura del cabezal [m]	0,73
Altura total [m]	6,87
Peso vacío [kg]	4219,88
Peso lleno [kg]	68597,78

● **Almacenamiento de oxígeno TK-103A/B**

Los tanques de almacenamiento de oxígeno son equipos de elevada capacidad, encargados de contener el gas resultante del área de generación de oxígeno. El equipo principal que suministra el oxígeno son los generadores, mientras que los tanques tienen la capacidad de resguardar el reactivo en caso de avería o reparación del equipo generador.

- Condiciones de operación TK-103A/B

Los tanques de oxígeno trabajan a una presión de 15 bares y temperatura de 25°C. Al tratarse de un gas el tanque no cuenta con agitadores. El oxígeno entrante es de elevada pureza y, además, se considera que la entrada constante de este gas permitirá obtener un medio suficiente homogéneo.

En el caso del almacenamiento del oxígeno, se han llevado a cabo unos cálculos diferentes para conocer las condiciones de almacenaje, debido a que no se trata de un recipiente cilíndrico vertical como los mostrados anteriormente; el almacenamiento de oxígeno se realiza mediante esferas a presión. Estas esferas cuentan con oxígeno para que, en caso de producirse un fallo en el sistema de generación de oxígeno, la planta tenga tiempo suficiente para arreglar dicho problema.

Se ha calculado el volumen de oxígeno suficiente para albergar el necesario para llevar a cabo la reacción durante 10 horas.

Las necesidades de los primeros reactores son de 0,29 kg/s y las de los segundos de 0,27 kg/s. Se ha considerado que, en dichas esferas, el oxígeno se encuentra a 15 bares, por lo que la densidad del oxígeno en el interior de estas esferas será de 19,36 kg/m³. El valor de la densidad se ha extraído del programa ASPEN Hysys. Con estos datos se ha calculado la cantidad de volumen de oxígeno necesario, resultando un valor de 1056,20 m³. Debido a que se trata de un volumen muy grande se han construido dos esferas de almacenamiento de oxígeno.

El volumen total para el cual se ha diseñado cada esfera cuenta con el sobredimensionamiento de 1,2. Por ese motivo cada una presenta un volumen interno de 633,79 m³.

El cálculo del diámetro de cada esfera se ha realizado de la siguiente manera.

$$Dt = 2 \cdot \sqrt[3]{\frac{\text{Volumen de cada esfera}[m^3] \cdot 3}{4 \cdot \pi}}$$

Por lo que cada esfera se ha construido con un diámetro interno de 10,7 m. Al tratarse de una esfera, la altura del equipo será equivalente al diámetro que esté presente.

$$Dt = 2 \cdot \sqrt[3]{\frac{633,79 m^3 \cdot 3}{4 \cdot \pi}} = 10,70 m$$

La presión de diseño de cada esfera se calcula mediante la **Ecuación 11.27**. En estas esferas la presión de operación es de 15 bares. Por lo que la presión de diseño sobredimensionada es de 17,77 atm.

$$P_h = 19,32 \frac{kg}{m^3} \cdot 9,81 \frac{m}{s^2} \cdot 10,7 m = 2023,98 Pa$$

$$P_d = 1,2 \cdot (14,8 atm + 0,01 atm) = 17,77 atm$$

El diseño se ha realizado observando las dimensiones de una esfera estándar parecida a la que se muestra en la **Figura 11.21** y mediante el código ASME [2][25].

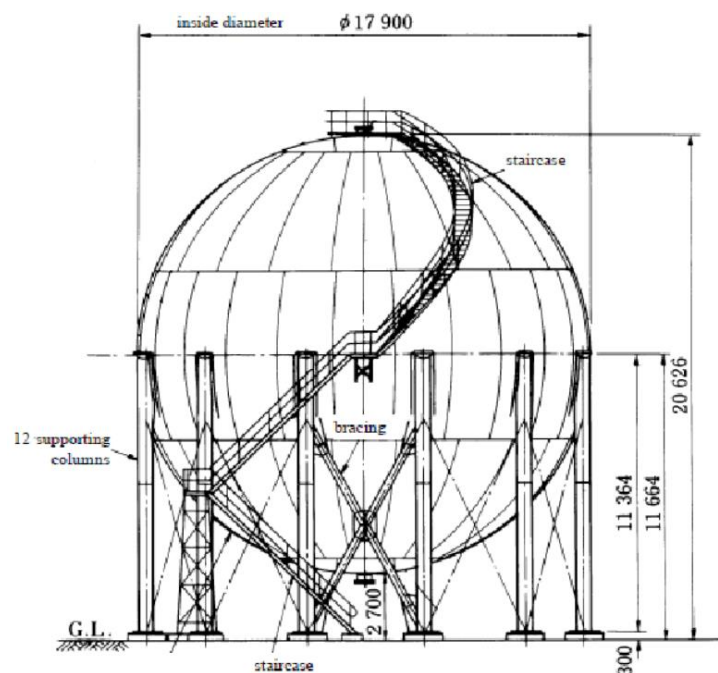


Figura 11.21. Recipiente esférico de almacenamiento de oxígeno.

https://www.researchgate.net/figure/Investigated-model-of-spherical-liquid-storage-tank-14_fig1_327401923

Una vez son conocidos los parámetros de presión de operación, se calcula el espesor del recipiente siguiendo la **Ecuación 11.32**, que se encuentra en el manual de fórmulas del ASME [2][25].

$$t = \frac{P \cdot R}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P} + C1 \quad (\text{Ecuación 11.32})$$

Dónde:

- T es el espesor de la esfera [mm].
- P es la presión de diseño [atm].

- R es el radio interno [mm].
- S es la tensión máxima admisible [atm].
- E es el factor de soldadura [-].
- C1 es el sobreespesor de corrosión [mm].

Por lo que el espesor de este tipo de tanque corresponde a 30,82 mm.

$$t = \frac{17,77 \text{ atm} \cdot 5328,47 \text{ mm}}{2 \cdot 1934,37 \text{ atm} \cdot 0,85 - 0,20 \text{ atm}} + 2 \text{ mm} = 30,82 \text{ mm}$$

Teniendo el valor del espesor, se calcula el diámetro externo de la esfera, que finalmente es de 10,73 m.

Teniendo en cuenta la **Figura 11.21**, se estima que la altura total de la esfera es de 13,42 metros, pero a esto se le suma la estructura superior de esta, lo que acaba proporcionando una altura de 14.32 m.

El peso del recipiente vacío se calcula multiplicando la densidad del material del recipiente por la diferencia de volúmenes calculada por el diámetro externo e interno.

$$P_{\text{vacío esfera}} = \frac{4}{3} \cdot \pi \cdot (10,73^3 - 10,7^3) \cdot 8000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 1543,79 \text{ kg}$$

Para conocer el peso del oxígeno existente dentro del equipo, se considera que el gas abarca la totalidad del volumen interno, y este se encuentra sobredimensionada un 20%. La densidad del oxígeno es de 19,36 kg/m³, para una presión de operación de 15 bares y una temperatura de 25°C.

$$P_{\text{oxígeno tanque}} = 528,10 \text{ m}^3 \cdot 19,36 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 10224,02 \text{ kg}$$

El peso total de las esferas cuando contienen oxígeno es la suma de los anteriores pesos.

$$P_{\text{esferas lleno}} = 10224,02 \text{ kg} + 21543,79 \text{ kg} = 1467,81 \text{ kg}$$

- **Silo de ácido oxálico dihidrato TK-400A/B**

El almacenamiento de ácido oxálico dihidrato se realiza en silos que resguardan el producto sólido obtenido a lo largo del proceso. Para el cálculo de este equipo se sigue el mismo procedimiento que en los anteriores apartados.

- Condiciones de operación TK-400A/B

En condiciones normales de trabajo, estos tanques están situados en el exterior de la planta a condiciones atmosféricas, tanto de presión como de temperatura, por lo que esta última fluirá en torno a los 25°C.

Debido a que se puede realizar una compactación del producto almacenado, se han dispuesto en el silo una serie de accesorios para realizar una fluidización en el interior. Esto se realiza mediante un sistema de fluidización de la empresa SiloTec^[22].

Se ha realizado un prediseño para conocer el tipo de silo necesario, además de la altura que este deberá tener.

El caudal que recibe este silo es de 1,25 kg/s y la densidad del ácido oxálico es de 1653 kg/m³. Por lo que, el volumen de ácido oxálico a almacenar en dos días es de 131 m³. Teniendo en cuenta que cada equipo se sobredimensiona un 20% por motivos de seguridad, el volumen total de los silos es de 157, 20 m³.

Se ha elegido almacenar todo el volumen en dos silos diferentes, como prevención de alguna posible rotura que se puede presentar en uno de los silos, y así mantener uno de ellos siempre en funcionamiento.

Las longitudes de cada silo se fijan dependiendo las dimensiones de silos estándar, el catálogo que se ha observado es el de la empresa Zeppelin ^[23]. Cada tanque ha de contar con un volumen mínimo de 78,6 m³, por lo que se ha escogido un diámetro de 4,2 m.

La altura se ha calculado mediante una relación de altura/diámetro de 1,5 igual que los tanques de almacenaje de líquidos, por lo que la altura de cada silo es de 6,3 m. Teniendo en cuenta la estructura inferior y superior que conforman los silos estándar se estima que la altura total del silo es de 11,31 m.

El espesor del silo viene marcado por el proveedor y es de 20 mm en este caso ^[23].

11.3.2. Diseño de generadores de oxígeno GO-100A/B

Los generadores de oxígeno surgen como una propuesta o alternativa al elevado consumo de oxígeno presente en la planta. Como consecuencia de esto, generar esta materia primera de forma propia se convierte en una vía factible o conveniente del proceso por tal de ahorrar unos costes elevados a largo termino.

Los siguientes cálculos se realizan considerando que la planta ya está trabajando como lo haría de forma regular, es decir, durante el ciclo normal de operación.

Se parte de las necesidades de oxígeno presentadas anteriormente, las cuales permiten obtener una capacidad volumétrica de producción suficiente para alcanzar el valor objetivo. Una vez es conocido este resultado, se procede a realizar una selección de un equipo generador de oxígeno.

Se necesita $16000 T O_2/año \approx 0,569 kg O_2/s \approx 17,78 mol O_2/s$.

Sabiendo que el generador trabajará a una presión de 5 bares y un rango de temperaturas de 5 – 45°C, se decide trabajar a una temperatura de 25°C (298 K) y 5 bares (4,49 atm). Para esta resolución se considera que el oxígeno se comporta como gas ideal.

$$P \cdot V = n \cdot R \cdot T$$

Si se habla de flujos:

$$P \cdot Q_{O_2} = F_{O_2} \cdot R \cdot T$$

$$4,49 atm \cdot Q_{O_2} = 17,78 \frac{mol}{s} \cdot 0,0821 \frac{atm L}{mol K} \cdot 298 K$$

$$V = 88,05 \frac{L}{s} O_2 \rightarrow 316,97 \frac{m^3}{h}$$

Con la cifra obtenida se hace una selección del equipo que mejor se ajuste a estas necesidades siguiendo el catálogo de generadores de la empresa Atlas CopCo [3]. A partir de este se extrae que la mejor opción será el uso de dos generadores del modelo OGP 200.

11.3.3. Diseño de los reactores, R-200A/B y R-201A/B

Los reactores de operación son equipos cilíndricos que trabajan a 3 bares y 80°C, y operan en continuo, debido a la elevada producción de ácido oxálico, y están agitados para conseguir un medio con suficiente homogeneidad. Los reactores contarán con una introducción de oxígeno en forma gas por la parte baja, a través de difusores, para llevar a cabo la reacción.

Estos están envueltos por una media caña DN-200, por la que circula agua proveniente del TR-800A/B, y permiten mantener constante la temperatura en los distintos reactores.

En la síntesis de ácido oxálico anhidro se utilizan 4 reactores en serie y paralelo, de los cuales dos están en serie respecto otros dos.

A la salida de estos reactores se consigue ácido oxálico anhidro, y harán falta etapas posteriores de cristalización para conseguir un producto en formato dihidrato.

Antes de estudiar el diseño final de los reactores, en diferentes apartados se mostrarán los análisis realizados a diversos aspectos de estos equipos (cinética y grado de conversión óptima) antes de concluir en su diseño y disposición final.

- **Estudio de la reacción cinética**

El estudio de la reacción cinética del ácido oxálico está basado en la patente *PROCESS FOR THE PRODUCTION OF OXALIC ACID* [1], en la cual se procede con un experimento, utilizando etilenglicol puro y ácido nítrico al 62,5%, a una temperatura de 80°C y a una presión de 3 bares.

Al principio del experimento se añade el ácido nítrico en el reactor, y posteriormente se empieza a bombear el etilenglicol, operando así en un reactor tipo fed-batch. Al cabo de 3 horas, se deja de bombear reactivo, y se deja reaccionar otras 3 horas. Después de las 6 horas totales de experimento, obtiene una conversión de etilenglicol del 88%.

- **Simulación del experimento**

En este subapartado se lleva a cabo la simulación del experimento de la patente con la finalidad de conocer los parámetros cinéticos de la reacción (la constante cinética, k, y el orden de reacción, m). Para ello, es necesario plantear las ecuaciones de reacción y los balances de materia correspondientes.

- Ecuación de velocidad de reacción

$$r = k \cdot C_{et}^m \cdot C_{O_2}^n$$

Dónde:

- r es la velocidad de reacción [mol/(L·h)].
- k es la constante de la reacción de oxidación [en función del orden de reacción].
- Cet es la concentración del etilenglicol [mol/L].

- C_{O_2} es la concentración de oxígeno [mol/L].
- m y n son los órdenes de reacción del etilenglicol y oxígeno, respectivamente.

Como la concentración de oxígeno se encuentra en exceso en comparación con la de etilenglicol, la variación dada por su consumo es muy pequeña y se desprecia, asumiendo entonces que la concentración de oxígeno no varía:

$$r = k' \cdot C_{et}^m$$

Donde $k' = k \cdot C_{O_2}^n$

Sabiendo que $r_{et} = v_{et} \cdot r$, y que $v_{et} = -1$:

$$r_{et} = -k' \cdot C_{et}^m$$

Dónde:

r_{et} = Velocidad de desaparición del etilenglicol

- Balace de materia del fed-batch

$$Q_{et,e} \cdot C_{et,e} + r_{et} \cdot V = \frac{d(C_{et} \cdot V)}{dt} = C_{et} \cdot \frac{dV}{dt} + V \cdot \frac{dC_{et}}{dt}$$

Dónde:

- $Q_{et,e}$ es el caudal volumétrico de entrada del etilenglicol (9,6 g/h).
- $C_{et,e}$ es la concentración de entrada del etilenglicol (1,1 g/cm³).
- V es el volumen de reacción (inicialmente 63 cm³).

Sabiendo que $\frac{dV}{dt} = Q_{et,e}$ y que $C_{et,e} \cdot (1 - X)$:

$$-C_{et,e} \cdot \frac{dX}{dt} = r_{et} + \frac{Q_{et,e}}{V} \cdot (C_{et,e} - C_{et})$$

Dónde:

- X es la conversión del etilenglicol.

○ Balance de materia de un reactor batch

El balance es el mismo que el del fed-batch, con la diferencia que en este caso no hay un influente, y además el volumen es constante:

$$r_{et} \cdot V = V \cdot \frac{dC_{et}}{dt}, \text{ y } \frac{dX}{dt} = \frac{r_{et}}{-C_{et,e}}$$

Estas ecuaciones son introducidas al programa MatLab, y se prosigue con un proceso de iteración, tanto de la k' como de la m , hasta dar con un perfil de conversiones en función del tiempo, en el que resulte la conversión de la patente en el tiempo de reacción total.

Como resultados, se obtiene que tanto para $m=1$ como para $m=2$, las constantes cinéticas necesarias para llegar a la conversión de la patente son muy parecidas. Se decide proseguir con el parámetro $m=2$, y con $k'=0,35 \frac{L}{mol \cdot h}$, ya que este presenta un perfil de conversiones a lo largo del tiempo más realista.

● **Condiciones preliminares al diseño de los reactores**

Con los datos cinéticos obtenidos anteriormente, se procede a estudiar la evolución de la conversión en función del volumen de reactor, obteniendo los siguientes resultados en la **Figura 11.2**.

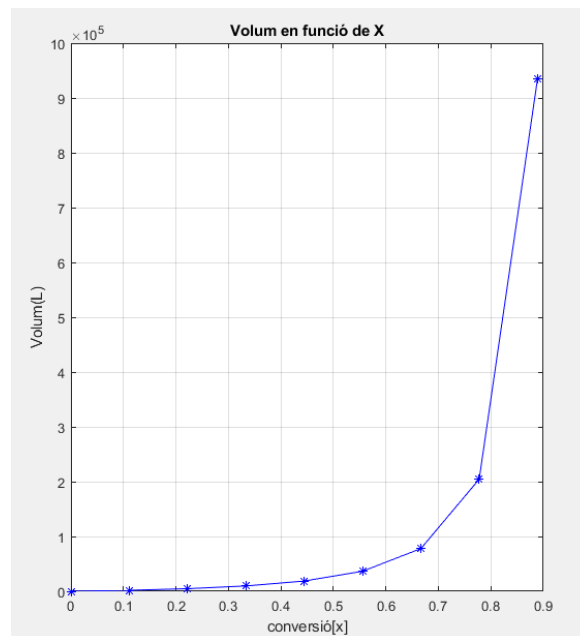


Figura 11.2. Representación de la variación del volumen del reactor continuo en función de la conversión del etilenglicol. Simulado a partir del programa informático Matlab.

Como se observa en el gráfico, a partir de una conversión de entre el 70 y el 80%, es necesario un aumento desmesurado del volumen de reacción para aumentar más la conversión. Por ello, se decide que la conversión global óptima de operación se encontrará alrededor del 70%.

El volumen de reacción simulado en este apartado es aproximado y su finalidad es orientativa puesto que para su determinación se realiza de forma más exacta a través de un balance de materia. Estos balances se ven reflejados a en la tabla de balances de la planta, **Tabla 11.2**.

A los volúmenes finales de operación de los reactores se le aplicará un factor de seguridad para el volumen total de reacción, por razones de seguridad operacional y a causa de la existencia de otros equipos que deben trabajar juntamente con los reactores.

- **Condiciones de operación R-200A/B y R-201A/B**

Cada uno de reactores, encargados de producir ácido oxálico, trabajan a una temperatura isoterma de 80°C y presión de 3 bares, con el mismo tiempo de resistencia de 2,6 horas. La temperatura de reacción tiene influencia en la velocidad de reacción y también en la selectividad del producto deseado. Siguiendo las recomendaciones de la patente ^[1], la reacción puede ser llevada a cabo en el rango de temperaturas de 30-100°C, pero preferentemente dentro de un rango de temperatura entre 60-100°C. Teniendo en cuenta que la temperatura que contenga la mezcla ha de ser inferior a los 100°C, en cualquier caso, debido a que a esta temperatura se produce la descomposición del ácido oxálico a monóxido y dióxido de carbono y agua como intermediarios, se escoge una temperatura de 60°C, que con un sobredimensionamiento del 30%, se decide trabajar a una temperatura de 80°C.

Por otro lado, la presión de operación es un factor que puede variar en función de los promotores, aditivos o iniciadores utilizados en el sistema, con el medio en el cual se trabaja únicamente presenta ácido nítrico, además de las materias primas necesarias para la reacción, las condiciones de presión deberán ser mayores para generar un medio más favorable para la reacción, por lo que se decide trabajar a una presión de 2 bares, que sobredimensionada en un 30%, se procede a trabajar a una presión de 3 bares, que en unidades de presión atmosférica corresponde a 2,96 atm.

Las materias primas del proceso se introducirán en las siguientes condiciones: Etilenglicol puro al 99%, ácido nítrico al 65% y oxígeno superior al 99% de pureza. A lo largo del proceso, debido a las diversas recirculaciones existentes en la planta, será posible reducir la pureza necesaria de ácido nítrico al 55%, como consecuencia de que

gran parte de este no se consume ni se pierde. Este hecho tendrá un aspecto positivo a nivel económico que será debatido en el **Capítulo 7: Evaluación Económica**.

- **Disposición de los reactores**

La disposición de los reactores, **Figura 11.3**, surge a raíz de cumplir las necesidades de producción de ácido oxálico, $32000 \frac{T}{año} (COOH)_2$, y minimizar el volumen de reacción. Los cálculos iniciales y finales para la zona de reacción parten de esta necesidad de ajustarse a la demanda.

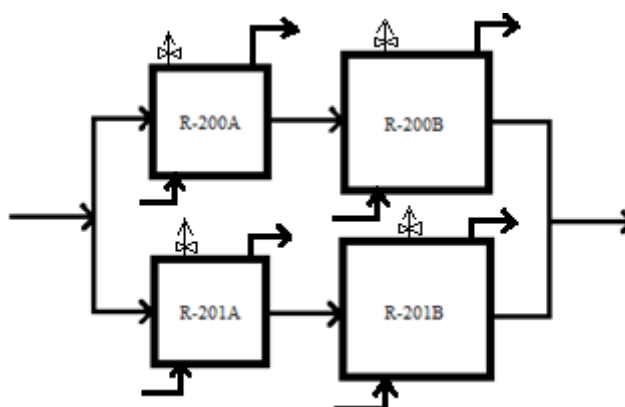


Figura 11.3. Diagrama de disposición de los reactores en la producción de ácido oxálico, en serie y paralelo.

Durante la primera etapa de los cálculos se propone la utilización de un único reactor para llevar a cabo la producción, que para una conversión del 70% necesita un volumen alrededor de los 190 m^3 . Ante este resultado, al tratarse de un volumen significativo, en la segunda etapa de cálculos se propone la utilización de dos reactores en serie o de cuatro reactores en serie y paralelo, dos en serie respecto otros dos también en serie. Del primer caso, colocando dos reactores en serie, se consigue extraer que, aun pudiendo reducir su volumen, la variación no es muy significativa y el volumen sigue siendo grande, por lo que procede a plantear el segundo caso, del cual sí permite conseguir una diferencia más notoria en la variación de este volumen, necesitando unos 152 m^3 totales de estos cuatro equipos. Esta distinción es notoria como consecuencia de aprovechar al máximo la capacidad de los primeros reactores que reciben la materia primera al estar colocados en serie, consiguiendo un buen rendimiento con un volumen pequeño. Además, al colocarlos en paralelo, permite distribuir y reducir la entrada de reactivos en cada uno de ellos e implicará que el volumen útil de cada tanque no requiera dimensiones muy grandes.

- **Cálculo del volumen de los reactores**

El volumen de los diferentes reactores se calcula en condiciones normales de operación de la planta. Para el análisis numérico se utilizan los datos recopilados en la tabla de balances de materia de la planta, **Tabla 11.2**. Los cálculos son realizados para una de la línea de reactores, los resultados que presente esta serán los mismos para la otra serie de reactores que están en paralelo.

El par de reactores colocados en serie deberán conseguir una conversión global del 70%. Así, para operar, se propone que el primer reactor de la serie permita obtener una conversión del 30%, y el 40% restante es ejecutado por el segundo reactor, hasta llegar así a la conversión deseada. Para ello, se decide que ambos reactores operen durante 2,60 horas, lo que corresponde a dos horas y media aproximadamente.

Corriente líquida de entrada al primer reactor, R – 200A:

$$F_{L, \text{total}, e} = 74,88 \text{ mol/s}$$

$$m_{L, \text{total}, e} = 2,79 \text{ kg/s}$$

$$Q_{L, \text{total}, e} = 2,35 \text{ L/s}$$

A partir de los datos extraídos de la tabla de balances, **Tabla 11.2**, se calcula el volumen.

$$\tau = \frac{V_{L,R-200A}}{Q_{L,e}} \rightarrow V_{L,R-200A} = \tau \cdot Q_{L,e} = 2,60 \text{ h} \cdot 2,35 \frac{\text{L}}{\text{s}} \cdot \left(\frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}} \cdot \frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ L}} \right) = 22 \text{ m}^3$$

Por lo tanto, se necesitarían 22 m³, los cuales serán ocupados por el líquido en las condiciones de operación, 3 bares y 80°C. Sin embargo, aplicando el valor de sobredimensionamiento, este volumen se incrementa en un 30%, de tal manera que se obtiene un volumen de 29 m³.

En estos reactores también se introduce oxígeno como materia prima para llevar a cabo la reacción de oxidación. Esta entrada de gas se produce por la parte baja del tanque a través de unos difusores o burbujeadores, consiguiendo así una mayor superficie de contacto entre líquido y gas, y por consiguiente una mayor transferencia de materia.

Corriente gas de entrada al primer reactor, R – 200A:

$$F_{G, \text{total}, e} = 30,66 \text{ mol/s}$$

$$m_{G, \text{total}, e} = 980,94 \text{ kg/s}$$

$$Q_{G, \text{total}, e} = 301 \text{ L/s}$$

A raíz de estos datos, para el cálculo del volumen gaseoso, se tiene en cuenta la velocidad puntual a la que los difusores impulsan el oxígeno a través de la fase líquida, y que tiene un valor de $13,6 \text{ ft/s} \approx 4,15 \text{ m/s}$. La obtención de este dato se podrá observar en uno de los siguientes apartados, perteneciente al subapartado “**Diseño de difusores**”.

Conociendo la velocidad a la que fluirá el gas a través del reactor, y sabiendo cuanto es el recorrido (altura del equipo) que deberá de hacer este hasta su salida en la parte superior del tanque, es posible calcular de forma aproximada cual es el tiempo que este está dentro del equipo, considerando que la velocidad puntual a la que sale es a la misma a la que entra por los difusores. Debido a la expansión a la que sufrirá el gas al ser introducido en el reactor, se considera que la velocidad puntual del fluido se puede ver reducido en un 20%, con un valor de $3,50 \text{ m/s}$.

Dimensiones del primer reactor, R – 200A:

$$\text{Si, } V_{R-200A} = 29 \text{ m}^3 = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot h$$

Sabiendo que la relación altura/diámetro es $h/D = 1,5$.

$$29 \text{ m}^3 = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot 1,5 D$$

$$D = 2,90 \text{ m}$$

$$\text{Por tanto, } h = 1,5 \cdot 2,90 \text{ m} = 4,40 \text{ m}$$

Al conocer la altura y la velocidad del gas del primer reactor, se sabe que el tiempo que tardará en recorrerlo irá alrededor $1,25 \text{ s}$.

$$t = \frac{4,40 \text{ m}}{3,50 \text{ m/s}} = 1,25 \text{ s}$$

Así, el volumen ocupado por el gas será:

$$V_{G,R-200A} = 300 \text{ L/s} \cdot 1,25 \text{ s} = 375 \text{ L} \approx 0,38 \text{ m}^3$$

El volumen de gas introducido no presenta un valor significativo en el dimensionamiento del tanque, que en otras palabras implica que este no expandirá de forma importante el líquido. Se considera que con el sobredimensionamiento del 30% ya establecido en el reactor, 29 m^3 , es capaz de trabajar de forma correcta para estas condiciones de operación normal.

Una vez definido el volumen del primer reactor, se pasa a calcular las dimensiones del segundo R – 201A.

Corriente líquido de entrada al segundo reactor, R – 201A:

$$F_{L, \text{total}, e} = 78,51 \text{ mol/s}$$

$$M_{L, \text{total}, e} = 2,90 \text{ kg/s}$$

$$Q_{L, \text{total}, e} = 3,88 \text{ L/s}$$

Con los datos de la tabla de balances, **Tabla 11.2**, se calcula el volumen.

$$\tau = \frac{V_{L,R-200B}}{Q_{L,e}} \rightarrow V_{L,R-200B} = \tau \cdot Q_{L,e} = 2,60 \text{ h} \cdot 3,88 \frac{\text{L}}{\text{s}} \cdot \left(\frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}} \cdot \frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ L}} \right) = 36 \text{ m}^3$$

Será necesario $36,5 \text{ m}^3$ de líquido operando a 3 bares y 80°C . Sin embargo, aplicando el 30% de sobredimensionamiento, este volumen se incrementa a 47 m^3 .

Igual que el reactor anterior, este cuenta con una entrada de oxígeno a través de unos difusores integrados en la parte baja del equipo para llevar a cabo la reacción de oxidación.

Corriente gas de entrada al segundo reactor, R – 201A:

$$F_{G, \text{total}, e} = 21,50 \text{ mol/s}$$

$$M_{G, \text{total}, e} = 686,51 \text{ kg/s}$$

$$Q_{G, \text{total}, e} = 210 \text{ L/s}$$

La velocidad a la que entra el gas a través de los difusores es de $9,90 \text{ ft/s} \approx 3,02 \text{ m/s}$. La obtención de este dato se podrá observar en uno de los siguientes apartados, perteneciente a **“Diseño de difusores”**.

Debido a la expansión a la que sufrirá el gas al ser introducido en el reactor, se considera que la velocidad puntual del fluido se puede ver reducido en un 20%, con un valor de $2,40 \text{ m/s}$.

Dimensiones del segundo reactor, R – 201A:

$$\text{Si, } V_{R-200B} = 47 \text{ m}^3 = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot h$$

Sabiendo que la relación altura/diámetro es $h/D = 1,5$.

$$47 \text{ m}^3 = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot 1,5 D$$

$$D = 3,40 \text{ m}$$

$$\text{Por tanto, } h = 1,5 \cdot 3,40 \text{ m} = 5,10 \text{ m}$$

Al conocer la altura y la velocidad del gas del primer reactor, se sabe que el tiempo que tardará en recorrerlo irá alrededor $1,46 \text{ s}$.

$$t = \frac{5,10 \text{ m}}{2,40 \text{ m/s}} = 2,13 \text{ s}$$

Así, el volumen ocupado por el gas será:

$$V_{G,R-200B} = 210 \text{ L/s} \cdot 2,13 \text{ s} = 447 \text{ L} \approx 0,45 \text{ m}^3$$

El volumen de gas introducido no generará una expansión importante en el líquido del reactor. Se considera que con el sobredimensionamiento del 30% ya establecido en el reactor, 47 m^3 , es capaz de trabajar de forma correcta para estas condiciones de operación.

El mismo procedimiento de cálculo se seguiría para los otros reactores colocados en serie, R-200B i R-201B. Como estos equipos trabajan en las mismas condiciones a los mencionados, los resultados serán idénticos, por lo que el volumen de R-200B es 29 m^3 y en el R-201B de 47 m^3 .

- **Espesor de los reactores**

El cálculo de los espesores en el reactor se ha realizado siguiendo el código ASME ^{[21][25]} para los 4 reactores, debido a que se trata de equipos a presión.

La presión de diseño que se ha tenido en cuenta en el cálculo del espesor es de 9,47 atm, debido a que la presión de operación es en torno a las 3 atm y se estima que el contenido de este reactor puede alcanzar las 5 atm.

La temperatura de operación es de 80°C , estimando que el reactor puede soportar un intervalo de 20°C , por lo que la temperatura máxima de operación es de 100°C .

A partir de estas características, se decide trabajar con reactores de límite elástico del material construido de 1549,47 atm ^[27]. Este valor se ha utilizado en el cálculo de los espesores.

El factor de soldadura en estos equipos es de 1, debido a que se trata de juntas radiografiadas totalmente. El tipo de cabezal y el fondo son toriesféricos. Para cada uno se ha estimado un factor M de 1,39.

El cálculo del espesor y el cabezal se realiza mediante las ecuaciones que se han explicado en el caso del tanque de almacenamiento de etilenglicol, **Ecuación 11.29 y 11.30**.

Aplicadas las ecuaciones se obtiene un espesor del cuerpo cilíndrico de 11 mm para los primeros reactores R-200A/B, y 14,3 mm del cabezal.

$$tr = \frac{9,47 \text{ atm} \cdot 1450 \text{ mm}}{1549,47 \text{ atm} \cdot 1 - 0,6 \cdot 9,47 \text{ atm}} + 2 \text{ mm} = 11,00 \text{ mm}$$

$$t = \frac{9,47 \text{ atm} \cdot 2900 \text{ mm} \cdot 1,39}{2 \cdot 1549,47 \text{ atm} \cdot 1 - 0,2 \cdot 9,47 \text{ atm}} + 2 \text{ mm} = 14,33 \text{ mm}$$

Por otro lado, el espesor del cuerpo cilíndrico de los segundos reactores R-201A/B es de 12,43 mm, y el espesor del cabezal de 16,5 mm.

$$tr = \frac{9,47 \text{ atm} \cdot 1700 \text{ mm}}{1549,47 \text{ atm} \cdot 1 - 0,6 \cdot 9,47 \text{ atm}} + 2 \text{ mm} = 12,43 \text{ mm}$$

$$t = \frac{9,47 \text{ atm} \cdot 3400 \text{ mm} \cdot 1,39}{2 \cdot 1549,47 \text{ atm} \cdot 1 - 0,2 \cdot 9,47 \text{ atm}} + 2 \text{ mm} = 16,5 \text{ mm}$$

La altura de cada tapa y fondo tori esférico, se ha realizado mediante la calculadora de fondos Klopper según DIN-28011 de la empresa HORFASA ^[19]. La altura de los cabezales de los reactores de R-200A/B es de 0,62 m y la de los reactores R-201A/B es de 0,73 m.

Conociendo el grosor del equipo es posible conocer el volumen total del equipo vacío, y con la densidad del material del equipo calcular el peso del recipiente, también vacío. Calculado este último parámetro, los reactores R-200A/B presentan un valor de 49607,40 kg, y en el caso de los reactores R-201A/B el peso del recipiente vacío es de 79626,82 kg. Este cálculo se ha realizado mediante el mismo procedimiento que en los tanques verticales de almacenamiento.

Establecidos los distintos parámetros de dimensionamiento se elige el modelo de agitador que permita mantener el medio suficientemente homogéneo a partir de las dimensiones y condiciones de operación en las que trabaja. Para los primeros reactores, R-200A/B, el tipo de agitador escogido es PA-08 13 C 08, mientras que para los segundos, R-201A/B, el correspondiente al modelo PA-04 13 C 05. Ambos modelos se han escogido siguiendo el catálogo de proveedor ^[11].

- **Sistema de refrigeración de los reactores**

Los reactores operan de forma isoterma a 80°C. Para saber las necesidades de refrigeración, primero se debe calcular el calor de reacción, y en función a ello se decide

qué tipo de refrigerante es usado, el sistema de refrigeración, entre otros parámetros de diseño.

○ Cálculo del calor de reacción

Para el cálculo del calor de reacción, se han utilizado las energías de los enlaces. Este método consiste en calcular la diferencia de energía entre los enlaces formados en los productos, y los rotos en los reactivos [4]. En la reacción producida, para los productos se forman dos enlaces C=O y otros dos enlaces O-H, que corresponden al ácido oxálico y, mientras tanto, para el agua se forman dos enlaces O-H.

Para los reactivos, se rompen cuatro enlaces C-H y un enlace O=O, que pertenecen al etilenglicol, y otro enlace O=O para el oxígeno. Sabiendo que la energía de cada enlace es:

$$\Delta H_{C=O} = -743 \frac{kJ}{mol}, \quad \Delta H_{O-H} = -463 \frac{kJ}{mol}, \quad \Delta H_{C-H} = -412 \frac{kJ}{mol}$$

$$, \Delta H_{O=O} = -496 \frac{kJ}{mol}. [4]$$

El calor de reacción se calcula a partir de la siguiente **Ecuación 11.2**, como:

$$\Delta H_f = \sum \Delta H \text{ de enlaces formados} - \sum \Delta H \text{ de enlaces rotos} \quad (\text{Ecuación 11.2})$$

$$\Delta H_f = (2 \cdot (-743) + 2 \cdot (-463) + 2 \cdot (-463)) - (4 \cdot (-412) + (-496) + (-496)) = -698 \text{ kJ/mol}$$

○ Balance de energía en los reactores

Una vez se conoce el calor de reacción, se realiza un balance energético, con tal de saber todo el calor que se genera debido a la reacción.

Este calor se calcula de la siguiente manera:

$$Q_{gen} = \Delta H_f \cdot F_{et,e} \cdot X$$

Dónde:

- Q_{gen} es el calor generado [kW]
- $F_{et,e}$ es el caudal molar de etilenglicol en la entrada del reactor [mol/s]
- X es la conversión en el reactor

En los dos primeros reactores que se encuentran en paralelo, se introducen 7,7 mol/s a cada uno de etilenglicol, y se produce una conversión del 30%:

$$Q_{gen,1} = -698 \cdot 7,7 \cdot 0,3 = -1612 \text{ kW}$$

En los dos siguientes reactores, les entra 5,4 mol/s que no han reaccionado, y se produce una conversión del 40%

$$Q_{gen,2} = -698 \cdot 5,4 \cdot 0,4 = -1508 \text{ kW}$$

Sabiendo el calor que se debe absorber, se calcula el caudal de refrigerante, el cual es agua procedente de la torre de refrigeración TR-900, con un salto térmico de 25 a 40°C.

$$\text{Para el R-200A/B: } M_1 = \frac{Q_{gen,1}}{c_p \cdot \Delta T} = \frac{1612}{4,18 \cdot (40-25)} = 25,71 \text{ kg/s} = 0,026 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\text{Para el R-201A/B: } M_2 = \frac{Q_{gen,2}}{c_p \cdot \Delta T} = \frac{1508}{4,18 \cdot (40-25)} = 24,05 \text{ kg/s} = 0,024 \text{ m}^3/\text{s}$$

Estos caudales de agua circulan por una media caña DN-200, por lo tanto, las velocidades a las que fluyen son:

$$\text{Para el R-200A/B: } v_1 = \frac{M_1}{\frac{\pi}{8} \cdot D_i^2} = \frac{0,026}{\frac{\pi}{8} \cdot 0,2^2} = 1,66 \text{ m/s}$$

$$\text{Para el R-201A/B: } v_2 = \frac{M_2}{\frac{\pi}{8} \cdot D_i^2} = \frac{0,024}{\frac{\pi}{8} \cdot 0,2^2} = 1,53 \text{ m/s}$$

○ Área de intercambio necesaria de los reactores

Para calcular el área de intercambio necesaria para los reactores R-200A/B y R-201A/B, primero se debe calcular el coeficiente global de transferencia de calor. Este coeficiente se calcula a partir de los coeficientes individuales de transmisión de calor.

Para el coeficiente individual exterior, se ha utilizado la **Ecuación 11.3** correlación de Coulson^[5], que expresa la transferencia de calor por circulación forzada, específicamente para el agua.

$$h_{ext} = 4200 \cdot (1,35 + 0,02 \cdot T) \cdot \frac{V^{0,8}}{D_i^{0,2}} \quad (\text{Ecuación 11.3})^{[5]}$$

Dónde:

- T es la temperatura [°C].
- Di es el diámetro interno [m].
- V es el volumen [m³].

Para el R-200A/B:

$$h_{ext,1} = 4200 \cdot \left[1,35 + 0,02 \cdot \left(\frac{40 + 25}{2} \right) \right] \cdot \frac{1,66^{0,8}}{0,2^{0,2}} = 17384 \frac{W}{m^2} \cdot K$$

Para el R-201A/B:

$$h_{ext,2} = 4200 \cdot \left[1,35 + 0,02 \cdot \left(\frac{40 + 25}{2} \right) \right] \cdot \frac{1,53^{0,8}}{0,2^{0,2}} = 16286 \frac{W}{m^2} \cdot K$$

Para el coeficiente individual interior, se ha utilizado la **Ecuación 11.4** de la correlación de *Perry*^[5], que expresa la transferencia de calor para recipientes encamisados y agitados:

$$Nu = a \cdot \left(\frac{L^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \right)^b \cdot \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^m \quad (\text{Ecuación 11.4})^{[5]}$$

$$Nu = \frac{h_{int} \cdot D}{k}$$

Dónde:

- Nu es el coeficiente adimensional de Nusselt [-].
- a,b y m son parámetros tabulados que cambian según el tipo de agitación [-].
- L es el diámetro del agitador [m].
- N es la velocidad del agitador [RPS].
- ρ es la densidad del líquido [kg/m³].
- μ y μ_w son las viscosidades del líquido en el seno del líquido y en la pared [Pa/s].
- Cp es el calor específico del líquido [J/kg]
- k es la conductividad térmica del líquido [W/m·K].
- D es el diámetro del cristalizador [m].
- h_{int} es el coeficiente individual de transmisión de calor interior [W/m²·K].

Para simplificar el cálculo, se considera que la temperatura en el seno del líquido y en la pared son prácticamente iguales, por lo que la viscosidad no varía.

Para el R-200A/B:

$$Nu_1 = 0,87 \cdot \left(\frac{1^2 \cdot 1,2 \cdot 1204}{2,45 \cdot 10^{-3}} \right)^{0,62} \cdot \left(\frac{3000 \cdot 2,45 \cdot 10^{-3}}{0,28} \right)^{1/3} = 9780,5$$

$$h_{int,1} = \frac{9780,5 \cdot 0,28}{2,9} = 944 \frac{W}{m^2} \cdot K$$

Para el R-201A/B:

$$Nu_2 = 0,87 \cdot \left(\frac{0,8^2 \cdot 1,2 \cdot 1235}{2,38 \cdot 10^{-3}} \right)^{0,62} \cdot \left(\frac{2950 \cdot 2,38 \cdot 10^{-3}}{0,29} \right)^{1/3} = 7467$$

$$h_{int,2} = \frac{7467 \cdot 0,29}{3,4} = 637 \frac{W}{m^2} \cdot K$$

Respecto a la conductividad térmica del material, el coeficiente de transmisión de calor del acero al carbón es de 43 W/m²·K, a la temperatura de operación.

Finalmente, los coeficientes de ensuciamiento se han escogido intervalos típicos que siguen:

$$h_{int}' = 5000 \text{ W}/(m^2 \cdot K); \quad h_{ext}' = 3000 \text{ W}/m^2$$

Una vez obtenidos todos los coeficientes individuales, se procede a calcular el coeficiente global:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_{ext}} + \frac{1}{h_{ext}'} + \frac{D_{ext} \cdot \ln\left(\frac{D_{ext}}{D_{in}}\right)}{2 \cdot K} + \frac{D_{ext}}{D_{in} \cdot h_{intt}} + \frac{D_{ext}}{D_{in} \cdot h_{int}'}$$

Para el R-200A/B:

$$\begin{aligned} \frac{1}{U_1} &= \frac{1}{17384} + \frac{1}{3000} + \frac{0,219 \cdot \ln\left(\frac{0,219}{0,2}\right)}{2 \cdot 43} + \frac{0,219}{0,2 \cdot 944} + \frac{0,219}{0,2 \cdot 5000} \\ &= 2 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2 \cdot K/W \end{aligned}$$

$$U_1 = \frac{1}{2 \cdot 10^{-3}} = 500 \frac{W}{m^2} \cdot K$$

Para el R-201A/B:

$$\begin{aligned} \frac{1}{U_2} &= \frac{1}{16286} + \frac{1}{3000} + \frac{0,219 \cdot \ln\left(\frac{0,219}{0,2}\right)}{2 \cdot 43} + \frac{0,219}{0,2 \cdot 637} + \frac{0,219}{0,2 \cdot 5000} \\ &= 2,56 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2 \cdot K/W \end{aligned}$$

$$U_2 = \frac{1}{2,56 \cdot 10^{-3}} = 391 \frac{W}{m^2} \cdot K$$

Conociendo el coeficiente global de transferencia de calor, es posible calcular el área de intercambio necesaria:

$$A = \frac{Q'}{U \cdot DTML}; DTML = \frac{(60-5)-(25-15)}{\ln\left(\frac{60-5}{25-15}\right)} = 47 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Para el R-200A/B:

$$A_{\min,1} = \frac{1612000}{500 \cdot 47} = 69 \text{ m}^2, \text{ y sobredimensionando un 20\%: } A_1 = 83 \text{ m}^2$$

El área que ofrecen los R-200A/B es:

$$A_{\text{tot},1} = \pi \cdot D \cdot h = \pi \cdot 2,9 \cdot 4,4 = 40 \text{ m}^2$$

Para el R-201A/B:

$$A_{\min,2} = \frac{1508000}{391 \cdot 47} = 82 \text{ m}^2, \text{ y sobredimensionando un 20\%: } A_2 = 98,5 \text{ m}^2$$

El área que ofrecen los R-201A/B es:

$$A_{\text{tot},2} = \pi \cdot D \cdot h = \pi \cdot 3,4 \cdot 5,1 = 54 \text{ m}^2$$

El área que ofrecen los reactores es insuficiente para hacer la refrigeración en los dos casos. Por lo tanto, se instalan una serie de baffles, los cuales ofrecen el área necesaria para llevar a cabo la correcta refrigeración, además de proporcionar una mayor homogeneidad de la mezcla en los equipos; en el caso de los R-200A/B, 43m², y para los R-201A/B, 44,5 m².

- **Dimensionamiento de los baffles**

Para el dimensionamiento de los baffles de los reactores, se han tenido en cuenta el área necesaria adicional de intercambio de calor, así como las dimensiones de cada uno de estos.

La forma de estos baffles es rectangular, y su función principal es ofrecer más área de intercambio de calor, para así cumplir con las necesidades de refrigeración. En su diseño se ha tomado como referencia unos baffles de la empresa GIVAUDAN MÉXICO, de dimensiones 466 x 20 x 3006 mm ^[6]. Sabiendo las dimensiones, se procede a calcular el área que ofrece cada uno:

$$A_{1b} = 2 \cdot L \cdot h = 2 \cdot 3,006 \cdot 0,466 = 2,8 \text{ m}^2$$

Estando al corriente del área que ofrece cada baffle, es posible calcular el número de baffles necesarios para cada reactor.

- R-200A/B: $N = \frac{\text{Área necesaria}}{A_{1b}} = \frac{43}{2,8} = 15,4 \approx 16 \text{ baffles}$
- R-201A/B: $N = \frac{44,5}{2,8} = 15,9 \approx 16 \text{ baffles}$

- **Dimensionamiento de la media caña**

En este subapartado se procede a calcular el número de vueltas necesario para refrigerar los reactores R-200A/B y R-201A/B. Para ello, primero será necesario calcular el área que ofrece una vuelta de la media caña:

- Para el R-200A/B:

$$A_{1 \text{ vuelta},1} = D_{int} \cdot \pi \cdot D_1 = 0,2 \cdot \pi \cdot 2,9 = 1,8 \text{ m}$$

- Para el R-201A/B:

$$A_{1 \text{ vuelta},2} = D_{int} \cdot \pi \cdot D_2 = 0,2 \cdot \pi \cdot 3,4 = 2,1 \text{ m}$$

Dividiendo el área de intercambio de los reactores por el área de una vuelta, se calcula el número de vueltas necesarias de la media caña:

- Para el R-200A/B:

$$N^{\circ} \text{ Vueltas} = \frac{40}{1,8} = 22 \text{ vueltas}$$

- Para el R-201A/B:

$$N^{\circ} \text{ Vueltas} = \frac{54}{2,1} = 25,7 \approx 26 \text{ vueltas}$$

- **Diseño de los difusores**

Los reactores necesitan la presencia de oxígeno en exceso en el ambiente, con tal de asegurar la reacción deseada. Además, con la cantidad de oxígeno en el reactor también se puede controlar la presión en su interior. Por ello, se utilizan unos difusores o burbujeadores en el fondo de cada reactor, los cuales distribuyen todo el oxígeno necesario a la presión deseada en el reactor, y en pequeñas burbujas con tal de favorecer el intercambio de materia.

Para el diseño de estos, se ha utilizado una guía de la empresa MOTT [7], la cual permite calcular el área de difusor necesaria, y con ella seleccionar la cantidad y el modelo de burbujeadores.

Se realiza la selección del difusor para el primer par de reactores en paralelo, R-200A/B

Primero se calcula el caudal de oxígeno necesario en ft^3/min (SCFM)

$$SCFM = 301 \frac{L}{s} \cdot \frac{60 s}{1 \text{ min}} \cdot \frac{0,035 \text{ ft}^3}{1 L} = 632 \text{ ft}^3/\text{min}$$

El siguiente paso es calcular la presión del líquido, en PSIG, con la siguiente ecuación:

$$P_h = h \cdot 0,433 \cdot g_s$$

Dónde:

- h es la altura del reactor [ft].
- g_s es la gravedad específica del líquido de proceso [m/s^2].

La gravedad específica se calcula haciendo el cociente entre la densidad del líquido de proceso y la del agua.

Sabiendo que en el primer reactor $h = 4,4 \text{ m} = 14,4 \text{ ft}$.

$$P_h = 14,4 \cdot 0,433 \cdot \frac{1113}{990} = 7 \text{ PSIG}$$

Una vez calculada la presión del líquido en el reactor, se prosigue con el cálculo del parámetro ACFM, el cual depende de la presión del líquido y de la temperatura de operación:

$$ACFM = SCFM \cdot \frac{14,7}{(14,7 + P_h)} \cdot \frac{(460 + T)}{520}$$

Dónde:

- T es la temperatura dentro del reactor [$^{\circ}\text{F}$].

La temperatura de operación en el reactor son 80°C , que corresponden a 176°F :

$$ACFM = 632 \cdot \frac{14,7}{(14,7 + 7)} \cdot \frac{(460 + 176)}{520} = 523,6$$

Después, se calcula la velocidad del oxígeno, en ft/min . Para ello, MOTT ofrece una tabla en la que, según el diámetro y las revoluciones por minuto del agitador, se puede calcular la velocidad de giro del agitador, en ft/s , y según esta, se selecciona una velocidad de oxígeno de diseño:

$$FPS = \frac{D_a \cdot RPM}{229}$$

Dónde:

- D_a es el diámetro del agitador [in]
- RPM son las revoluciones por minuto del agitador [rpm].

$$FPS = \frac{43,3 \cdot 72}{229} = 13,6 \text{ ft/s}$$

Según la guía MOTT, para una FPS de 13,6 ft/s, corresponde un FPM de diseño de 50 ft/min.

Por último, se calcula el área necesaria con la siguiente ecuación:

$$A = \frac{ACFM}{FPM} = \frac{523,6}{50} = 10,5 \text{ ft}^2$$

Siguiendo el mismo procedimiento de cálculo, se realiza la selección del difusor para el segundo par de reactores, R-201A/B. Como la secuencia de cálculo es la misma, se enumeran los diferentes resultados para la elección del accesorio.

$$SCFM = 441 \text{ ft}^3/\text{min}$$

$$P_h = 8,14 \text{ PSIG}$$

$$ACFM = 347,15$$

$$FPS = 9,90 \text{ ft/s}$$

$$A = 6,94 \text{ ft}^2$$

- **Recirculaciones en los reactores**

A lo largo de la fabricación del producto, con el fin de mejorar el rendimiento de la producción, reaprovechar las materias primas utilizadas y reducir costes, se presentan una serie de propuestas de recirculación, de las cuales algunas de estas intervienen en los reactores. Las líneas recirculadas entran en contacto directamente con la línea de entra a los primeros reactores, R200A/B. Estas líneas de recirculación procederán de la corriente de vapores de salida por cabezas del FLASH F-700, de la corriente de líquidos de salida por colas del separador FLASH F-701, de la corriente de vapores de salida por cabezas del FLASH, F-300, de la corriente de purga de recirculación del redissolver, de la corriente de gases a la salida. La recirculación de estas afecta de forma positiva a las necesidades del sistema, y consiguiendo los resultados mostrados en la tabla de balances, **Tabla 11.2**.

- **Aliviamiento de los reactores**

Los reactores de producción de ácido oxálico cuentan con diversas entradas, entre las cuales se encuentra la entrada de oxígeno a través de los difusores. El oxígeno que entra a este equipo cuenta con una pureza superior al 95%. No obstante, es muy probable que un tanto por ciento de lo que resta a la pureza de este gas de entrada sea nitrógeno. A causa de que los reactores cuentan con diversas recirculaciones, esto produce que la pequeña cantidad de nitrógeno que pueda entrar se vea acumulado en el sistema a lo largo del proceso. Por ello, se propone la implementación de una válvula de aliviamiento en los reactores, las cuales permiten purgar una cierta cantidad de gas en el reactor cuando la presencia de este llegue a ser considerable o notoria. Sin embargo, esta purga del gas se realizará de forma periódica por precaución, dejando salir un caudal de gas correspondiente al 10% del efluente de gas de salida de cada reactor. Este flujo de gas, una vez es liberado de los reactores pasará a tratamiento de gases, en el cual será tratado a través de un scrubber, **Capítulo 6: Medio Ambiente**.

11.3.4. Diseño de los cristalizadores, CR-300 y CR-301

Los cristalizadores son unos equipos, los cuales están destinados a cristalizar un compuesto, que se encuentre diluido en un disolvente, a sólido. Para ello, existen dos opciones: la cristalización por evaporación del disolvente y la cristalización por enfriamiento. En el primer caso, se evapora todo el disolvente posible; de esta manera, el sólido ya no tiene disolvente para disolverse, y por lo tanto precipita. En el segundo caso, se aprovecha la diferencia de solubilidad del sólido en el disolvente caliente y frío; si hay una diferencia significativa, la diferencia entre la solubilidad a alta y baja temperatura es la que cristaliza. Para este proyecto, se decide utilizar la cristalización por enfriamiento bajando la temperatura hasta los 25°C. La planta utilizará este método de cristalización debido a que el sólido de interés, que es el ácido oxálico, puede degradarse a CO₂ a temperaturas cercanas a 100°C, y de esta manera se evitan posibles complicaciones.

A lo largo del proceso se observarán dos tanques de cristalización CR-300 y CR-301 con la finalidad de obtener ácido oxálico dihidrato de forma sólida. Existen dos de estos equipos en la planta con el objetivo de conseguir un producto sólido de mayor pureza.

El cristizador CR-300 es un cristizador de forma cilíndrica en su parte superior y parte cónica en la parte más baja del tanque para favorecer la extracción del sólido por gravedad y evitar posibles acumulaciones. Este se encuentra envuelto por una media caña DN-200, por la que circula agua proveniente del CH-800, que hace un salto térmico de 5°C a 15°C, el cual permite conseguir una temperatura de 25°C en la mezcla del tanque. Este

equipo, también lleva instalado un agitador para homogeneizar la temperatura en su interior.

El diseño para el cristalizador CR-301 presenta unas condiciones similares al CR-300. Este envuelto por una media caña DN-200, por la que circula agua proveniente del CH-800, que presentará un salto térmico capaz de conseguir una temperatura de 25°C en la fase líquida y un agitador que permita homogeneidad en la temperatura.

Se deberá de asegurar que la agitación presente en los cristalizadores sea suave y moderada, para evitar que se produzca rotura en los sólidos cristalizados formados en la bajada de temperatura.

- **Cristalización**

Como anteriormente se ha comentado, en la cristalización por enfriamiento, se aprovecha la diferencia de solubilidad del compuesto a cristalizar en el disolvente; aprovechando esta variación se consigue cristalizar el componente de interés, como es en este caso, el ácido oxálico. Para poder llevar a cabo una buena cristalización el medio tiene que encontrarse saturado y homogéneo.

- Estudio de la solubilidad

Para llevar a cabo este estudio se analiza la variación de la solubilidad del ácido oxálico con la temperatura ^[8]. La solubilidad del ácido es estudiada a partir de un sistema de ácido oxálico en agua, un medio similar al de la etapa de cristalización teniendo en cuenta que el agua es gran parte de la composición de la mezcla entrante a ambos cristalizadores, **Tabla 11.3**.

Tabla 11.3. Variación de la solubilidad del ácido oxálico en agua a diferentes temperaturas. ^[8]

Temperatura [°C]	g ácido oxálico/ 100 g de agua
0	3,0
10	6,0
20	9,5
30	14,5
40	21,6
60	44,3
80	84,4

En la etapa de cristalización, se desea reducir la temperatura a la que sale del equipo anterior hasta a los 25°C, temperatura a la salida del cristalizador y se obtendrá ácido oxálico dihidrato en forma de sólido cristalino. En el caso del primer cristalizador CR-300, la temperatura de partida es 80°C, temperatura a la salida de los reactores, mientras que para el segundo cristalizador CR-301, comenzando por los 75-70°C, temperatura a la salida del redissolver.

○ Formación del cristal

Cada cristalizador cuenta con una entrada de agua distinta. En el CR-300, la cantidad de agua es de 9388,12 kg/h, y el CR-301 de 10379,16 kg/h. Al conocer la solubilidad de ácido oxálico en agua a la temperatura de entrada de cristalizador, se puede calcular cual es la cantidad de ácido oxálico que deja de ser soluble al bajar la temperatura y se solidificará como cristal, a los 25°C.

Se cambian las unidades para seguir un cálculo más comprensible y ajustable con los datos de la **Tabla 9.3**.

$$CR - 300: 9388,12 \text{ kg agua/h} \rightarrow 2607,81 \text{ g agua/s}$$

$$CR - 301: 10379,16 \text{ kg agua/h} \rightarrow 2883,10 \text{ g agua/s}$$

A partir de la solubilidad, será posible conocer la cantidad de ácido oxálico que necesita el agua para obtener un medio saturado de ácido oxálico y llevar a cabo la cristalización.

CR-300:

$$\text{A } 80^{\circ}\text{C: } 0,84 \frac{\text{g ácido oxálico}}{\text{g agua}} \cdot 2607,81 \frac{\text{g agua}}{\text{s}} = 2190,60 \frac{\text{g ácido oxálico}}{\text{s}}$$

$$\text{A } 25^{\circ}\text{C: } 0,12 \frac{\text{g ácido oxálico}}{\text{g agua}} \cdot 2607,00 \frac{\text{g agua}}{\text{s}} = 312,84 \frac{\text{g ácido oxálico}}{\text{s}}$$

A la entrada del cristizador se cuenta con 1319,50 g ácido oxálico/s. Esto produce que el medio no esté totalmente saturado, por lo que hará falta bajar un poco la temperatura. Para reducirla se pone en contacto la mezcla de salida de los reactores con la entrada de estos a partir de un intercambiador de calor E-200, consiguiendo así reducir la temperatura en torno a los 55-60°C, y a su vez calentar la mezcla de entrada a los reactores. De esta manera, la solubilidad bajará 0,39 g ácido oxálico/g agua:

$$\text{A } 60^{\circ}\text{C: } 0,44 \frac{\text{g ácido oxálico}}{\text{g agua}} \cdot 2607,81 \frac{\text{g agua}}{\text{s}} = 1147,44 \frac{\text{g ácido oxálico}}{\text{s}}$$

Integrando este equipo de intercambio de calor al equipo de cristalización, se consigue un medio sobresaturado. Por tanto, es coherente considerar que se cristaliza el ácido oxálico desde los 80°C hasta los 25°C aunque este no esté saturado inicialmente, pero sí lo esté en la etapa de transición de bajada de temperatura y empiece a cristalizar. En esta incorporación se debe tener en cuenta la posible formación de cristal en las tuberías del intercambiador y las que conectan este equipo con cristizador, por lo cual se recomienda unas tuberías tratadas con un pulido tipo espejo y un control/mantenimiento periódico ante la posible presencia de incrustaciones.

De esta manera:

$$\begin{aligned} &1319,50 \text{ g ácido oxálico/s} - 312,84 \text{ g ácido oxálico/s} \\ &= 1006,53 \text{ g ácido oxálico/s} \end{aligned}$$

Siendo 0,10 kg/s de ácido oxálico la cantidad que cristalizará respecto la entrada, obteniendo un rendimiento de cristalización en torno al 80%.

CR-301:

$$\text{A } 70^{\circ}\text{C: } 0,64 \frac{\text{g ácido oxálico}}{\text{g agua}} \cdot 2883,10 \frac{\text{g agua}}{\text{s}} = 1845,18 \frac{\text{g ácido oxálico}}{\text{s}}$$

$$\text{A } 25^{\circ}\text{C: } 0,12 \frac{\text{g ácido oxálico}}{\text{g agua}} \cdot 2883,10 \frac{\text{g agua}}{\text{s}} = 345,97 \frac{\text{g ácido oxálico}}{\text{s}}$$

En el cristalizador se produce una entrada de 1344,71 g ácido oxálico/s, consiguiendo un medio prácticamente saturado, además de contar con diversas recirculaciones aseguraran un medio homogéneo y totalmente saturado.

De esta manera:

$$\begin{aligned} 1344,71 \text{ g ácido oxálico/s} - 345,97 \text{ g ácido oxálico/s} \\ = 998,73 \text{ g ácido oxálico/s} \end{aligned}$$

Siendo 0,1 kg/s de ácido oxálico la cantidad aproximada que cristalizará respecto la entrada, obteniendo un rendimiento de cristalización en torno al 75%.

- **Condiciones de operación CR-300 y CR-301**

Los cristalizadores presentes en la planta trabajan a presión atmosférica y 25°C de temperatura de enfriamiento. El tiempo dedicado al crecimiento del grano del cristal está en torno a 1,8 horas para el primer cristalizador (CR-300) y de 2,3 horas para el segundo cristalizador (CR-301). Para el primer equipo de enfriamiento se deseará obtener una medida de grano sobre las 400 micras y en el segundo de 500 micras, con el objetivo de conseguir una mejor separación en la centrifuga, aprovechar la cantidad de materia cristalizada y asegurar que la medida del cristal se ajuste a la esperada. Para mejorar la cristalización inicial en los cristalizadores se introducen semillas de cristal de una medida aproximada a las 50 micras.

Los equipos cuentan con un agitador que girará a ligeras revoluciones para homogenizar mezcla y conseguir una temperatura uniforme. La agitación suave permite evitar la presencia de esfuerzos cortantes elevados que puedan dañar el producto sólido. Se utiliza la agitación como primer método de homogenización, en caso de que este método no funcione, ante pruebas de fallo y error, como alternativa se propone utilizar una recirculación interna.

- **Cálculo del volumen de los cristalizadores CR-300 y CR-301**

Para el cálculo del volumen necesario, se tiene en cuenta el tiempo de residencia τ necesario que deben tener los cristales, para que se hagan lo suficientemente grandes y de una forma adecuada.

Para ello, se han recogido datos típicos de otros procesos de crecimiento cristalización^[9], siendo 198 $\mu\text{m/h}$ el coeficiente de crecimiento del cristal, a 25°C. A partir de este dato, y siguiendo la **Ecuación 11.5**, se obtienen los tiempos de residencia de cada equipo. Para

iniciar la cristalización, se utilizarán semillas de cristal, sólidos cristalinos provenientes del mismo ácido oxálicos para favorecer la su cristalización a lo largo del proceso. La medida de la semilla estará alrededor de las 50 micras. Estas semillas pueden ser extraídas del molino o tamizadora si es el caso.

$$\Delta L = D_2 - D_1 = G \cdot (t_2 - t_1) \quad (\text{Ecuación 11.5})^{[10]}$$

Dónde:

- D_2 es el tamaño final del cristal [μm], a tiempo t_2 [h].
- D_1 es el tamaño inicial del cristal [μm], a tiempo t_1 [h].
- G coeficiente de crecimiento del cristal [$\mu\text{m}/\text{h}$].

Una vez se conoce el tiempo de residencia que le corresponde a cada equipo de la línea, se calcula el volumen a partir de su caudal volumétrico de entrada de la mezcla. Estos valores se observan en la tabla de balances, **Tabla 11.2**.

Para CR-300:

$$400 \mu\text{m} - 50 \mu\text{m} = 198 \mu\text{m}/\text{h} \cdot (t_2 - 0)$$

$$\tau_{CR-300} = t_2 = \frac{400 - 50}{198} = 1,8 \text{ h}$$

Si, $Q_{CR-300, e} = 44,40 \text{ m}^3/\text{h}$:

$$\tau_{CR-300} = \frac{V_{CR-300}}{Q_{CR-300, e}}$$

$$V_{CR-300} = \tau_{CR-300} \cdot Q_{CR-300, e} = 1,8 \text{ h} \cdot 44,40 \text{ m}^3/\text{h} = 78,48 \text{ m}^3$$

Sobredimensionado el volumen en un 20%, el valor final del volumen es de 94 m^3 .

Para CR-301:

$$500 \mu\text{m} - 50 \mu\text{m} = 198 \mu\text{m}/\text{h} \cdot (t_2 - 0)$$

$$\tau_{CR-301} = t_2 = \frac{500 - 50}{198} = 2,27 \text{ h}$$

Si, $Q_{CR-301, e} = 14,01 \text{ m}^3/\text{h}$:

$$\tau_{CR-301} = \frac{V_{CR-301}}{Q_{CR-301, e}}$$

$$V_{CR-301} = \tau_{CR-301} \cdot Q_{CR-301, e} = 1,8 \text{ h} \cdot 14,01 \text{ m}^3/\text{h} = 31,84 \text{ m}^3$$

Sobredimensionado su volumen en un 20%, el resultado de volumen final es de 38 m³.

- **Dimensionamiento de los cristalizadores**

En este apartado se procede a estudiar las dimensiones y características de los tanques de cristalización. Se realizarán los cálculos pertinentes para cada uno de los cristalizadores.

- Dimensionamiento de CR-300

El volumen del primer cristizador CR-300 es de 94 m³. La forma de dicho cristizador presenta una configuración de cuerpo cilíndrico, una base cónica y un cabezal semiesférico.

Para la determinación de los valores de la altura del cono y del cilindro, se ha iterado hasta obtener unas dimensiones adecuadas para la planta. El diámetro interno obtenido es de 5,00 m.

El volumen del cono final pertenece a 9,81 m³, siendo la altura del cono de 1,50 m.

$$V_{cono} = \frac{1}{3} \cdot \pi \cdot \left(\frac{5}{2}\right)^2 m^2 \cdot 1,5 m = 9,81 m^3$$

El volumen del cuerpo cilíndrico obtenido corresponde a 84,43 m³, siendo la altura del cilindro 4,30 m.

$$V_{cuerpo} = \pi \cdot \left(\frac{5}{2}\right)^2 m^2 \cdot 4,30 m = 84,43 m^3$$

Sumando las diferentes alturas de las secciones que forman el equipo, la altura aproximada es de 4,7 m, con la altura del cono de 1,50 m y la del cilindro de 4,30 m. A partir de la altura obtenida, se calcula la presión hidrostática que soportará el equipo, **Ecuación 11.27**.

$$P_h = 1334,62 \frac{kg}{m^3} \cdot 9,81 \frac{m}{s^2} \cdot 5,80 m = 75937,21 Pa$$

Teniendo en cuenta que la presión de operación es de 1 atm se calcula la presión de diseño:

$$P_d = 1,2 \cdot (1 atm + 0,75 atm) = 2,10 atm$$

La temperatura de operación es de 25 °C. Se estima que el intervalo de temperatura de que resiste el recipiente es de 20°C, por lo que la temperatura de diseño corresponde a un valor de 45°C.

Para llevar a cabo el cálculo de los espesores, se ha realizado mediante las **Ecuaciones 11.29 y 11.30**.

$$tr = \frac{2,10 \text{ atm} \cdot 5000 \text{ mm}}{1549,47 \text{ atm} \cdot 1 - 0,6 \cdot 2,10 \text{ atm}} + 2 \text{ mm} = 5,39 \text{ mm}$$

$$t = \frac{2,10 \text{ atm} \cdot 3500 \text{ mm} \cdot 1,39}{2 \cdot 1549,47 \text{ atm} \cdot 1 - 0,2 \cdot 2,10 \text{ atm}} + 2 \text{ mm} = 6,71 \text{ mm}$$

Obtenido para el presente equipo un espesor del cuerpo cilíndrico de 4,05 mm y de 4,85 mm para el cabezal. Para la parte cónica del equipo se considera que el grosor de esta sección será la misma a la correspondiente del cuerpo cilíndrico del tanque. 4,05 mm.

El cálculo de la altura de cada tapa y fondo cónico se ha realizado mediante la calculadora de fondos Klopper según DIN-28011 de la empresa HORFASA [19]. La altura del cabezal es de 0,60 m por lo que la altura total resultante del equipo es de 7 m. Mientras que el diámetro externo del cuerpo cilíndrico corresponde a 5,01 m.

Conocidos los anteriores parámetros, se procede a analizar el peso del tanque vacío, primero se calcula el peso de la parte cilíndrica del tanque. El valor que se obtiene es de 2915,61 kg.

$$P_{vacío \text{ cilindro}} = \pi \cdot 4,30 \text{ m} \cdot (2,51^2 - 2,5^2) \text{ m}^2 \cdot 8000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 2915,61 \text{ kg}$$

Seguidamente se calcula el peso del cabezal mediante el cálculo del volumen de una semiesfera. El valor conseguido es de 2113,30 kg.

$$P_{vacío \text{ semiesfera}} = \frac{2}{3} \cdot \pi \cdot (2,51^3 - 2,50^3) \text{ m}^3 \cdot 8000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 2113,30 \text{ kg}$$

El volumen del fondo cónico se calcula mediante la fórmula del volumen de un cono y la diferencia entre los radios del cuerpo cilíndrico.

$$P_{vacío \text{ cono}} = \frac{\pi}{3} \cdot 1,5 \cdot (2,51^3 - 2,50^3) \text{ m}^3 \cdot 8000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 422,10 \text{ kg}$$

Conociendo los pesos de cada una de las secciones del equipo y sumándolas, el peso resultante del tanque vacío es del valor de 5451,00 kg.

$$P_{vacío} = 2915,61 \text{ kg} + 2113,30 \text{ kg} + 422,10 \text{ kg} = 5451,00 \text{ kg}$$

Para saber el peso del equipo lleno, se realiza el cálculo para un volumen de 94 m³. Sabiendo que la densidad del contenido del tanque es de 1334,62 kg/m³.

$$P_{CR-300 \text{ lleno}} = 5451,00 \text{ kg} + 94 \text{ m}^3 \cdot 1334,62 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 130905,30 \text{ kg}$$

El peso total que puede presentar el equipo totalmente lleno es de 130905,30 kg, próximo a 131 toneladas.

Una vez son conocidas las dimensiones del equipo, se instala un agitador con la capacidad de proporcionar la máxima homogeneidad en el medio. En la selección de este complemento de equipo se escoge, para el cristalizador CR-300, un agitador la marca TIMSA, el modelo PA-10 13 C 09 de la serie PA ^[11], que están destinados a agitaciones de velocidad lenta, para grandes volúmenes ligeramente viscosos.

- Dimensionamiento de CR-301

El volumen del segundo cristalizador CR-301 corresponde a 38 m³. La forma de este cristalizador es la misma a la configuración presente para CR-300 (cuerpo cilíndrico, base cónica y cabezal semiesférico). El procedimiento de dimensionamiento seguido es el mismo que para el anterior equipo.

Siguiendo una serie de iteraciones se determina los valores de la altura del cono y del cilindro, resultando el diámetro interno de 3,50 m.

El volumen del cono final es de 3,21 m³, siendo la altura del cono 1,00 m.

$$V_{cono} = \frac{1}{3} \cdot \pi \cdot \left(\frac{3,5}{2}\right)^2 \text{ m}^2 \cdot 1 \text{ m} = 3,21 \text{ m}^3$$

El volumen del cuerpo cilíndrico es de 35,26 m³, siendo la altura del cilindro 4,3 m.

$$V_{cuerpo} = \pi \cdot \left(\frac{3,5}{2}\right)^2 \text{ m}^2 \cdot 3,7 \text{ m} = 35,60 \text{ m}^3$$

La altura aproximada será de 4,70 m si se suma la altura del cono que corresponde a 1,00 m y la del cilindro que es de 3,70 m. A partir de la altura obtenida, se calcula la presión hidrostática que soportará el equipo, **Ecuación 11.27**.

$$P_h = 1137,66 \cdot 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \cdot 4,7 \text{ m} = 52454,10 \text{ Pa}$$

Sabiendo que la presión de operación es de 1 atm, se calcula la presión de diseño:

$$P_d = 1,2 \cdot (1 \text{ atm} + 0,52 \text{ atm}) = 1,82 \text{ atm}$$

La temperatura de operación es de 25°C. Se considera que el intervalo de temperatura de que resiste el recipiente es de 20°C, por lo que la temperatura de diseño es de 45°C.

El cálculo de los espesores se ha realizado mediante las fórmulas **Ecuaciones 11.29 y 11.30**.

$$tr = \frac{1,82 \text{ atm} \cdot 1750 \text{ mm}}{1549,47 \text{ atm} \cdot 1 - 0,6 \cdot 1,82 \text{ atm}} + 2 \text{ mm} = 4,05 \text{ mm}$$

$$t = \frac{1,82 \text{ atm} \cdot 3500 \text{ mm} \cdot 1,39}{2 \cdot 1549,47 \text{ atm} \cdot 1 - 0,2 \cdot 1,82 \text{ atm}} + 2 \text{ mm} = 4,85 \text{ mm}$$

Se obtiene un espesor del cuerpo cilíndrico de 5,39 mm y de 6,70 mm de cabezal.

La altura de cada tapa y fondo toriesférico fondo cónico, se ha realizado mediante la calculadora de fondos Klopper según DIN-28011 de la empresa HORFASA ^[19]. La altura del cabezal es de 0,64 m por lo que la altura total del equipo es de 6 m, y el diámetro externo del cuerpo cilíndrico de 3,51 m.

A continuación, se realiza el cálculo del tanque vacío. Primero se calcula el peso de la parte cilíndrica del tanque. El valor resultante es de 1322,41 kg.

$$P_{\text{vacío cilindro}} = \pi \cdot 3,70 \text{ m} \cdot (1,76^2 - 1,75^2) \text{ m}^2 \cdot 8000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 1322,41 \text{ kg}$$

De forma seguida se calcula el peso del cabezal mediante el cálculo del volumen de una semiesfera. El valor obtenido es de 750,13 kg.

$$P_{\text{vacío semiesfera}} = \frac{2}{3} \cdot \pi \cdot (1,76^3 - 1,75^3) \text{ m}^3 \cdot 8000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 750,13 \text{ kg}$$

El volumen del fondo cónico se calcula mediante la fórmula del volumen de un cono y la diferencia entre los radios del cuerpo cilíndrico.

$$P_{\text{vacío cono}} = \frac{\pi}{3} \cdot 1 \cdot (1,76^3 - 1,75^3) \text{ m}^3 \cdot 8000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 142,68 \text{ Kg}$$

A partir de los anteriores resultados, se realiza una suma de los pesos vacíos, obteniendo un peso del tanque vacío total de 2215,22 kg.

$$P_{\text{vacío}} = 1322,41 \text{ kg} + 750,13 \text{ kg} + 142,68 \text{ kg} = 2215,22 \text{ kg}$$

Para saber el peso del equipo lleno, se ha realizado el cálculo para un volumen de 38 m³, sabiendo que la densidad del contenido del tanque es de 45446,30 kg/m³.

$$P_{CR-301 \text{ lleno}} = 2215,22 \text{ kg} + 94 \text{ m}^3 \cdot 1137,66 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 45446,30 \text{ kg}$$

El peso total que puede presentar el equipo totalmente lleno es de 45446,30 kg.

Una vez son conocidas las dimensiones del equipo, se instala un agitador capaz de poder suministrar la máxima homogeneidad en el medio. La selección de este elemento se escoge, para el cristalizador CR-301, un agitador la marca TIMSA, el modelo PA-06 13 C 07 de la serie PA ^[11], que están destinados a agitaciones de velocidad lenta, para grandes volúmenes ligeramente viscosos.

- **Balance de energía en los cristalizadores, cálculo del área de intercambio y dimensionamiento de la media caña.**

En los siguientes subapartados se procede a calcular las necesidades energéticas y características de refrigeración, por separado, de cada uno de los cristalizadores.

Empezando por los cálculos para el primer cristalizador, CR-300:

- Balance de energía en el cristalizador CR-300

Para empezar, se procede a calcular la energía térmica que contiene el caudal de entrada del cristalizador CR-300:

$$Q' = M' \cdot Cp' \cdot \Delta T = 7447,9 \text{ g/s} \cdot 2,8 \text{ J/g} \cdot (60 - 25) \text{ }^\circ\text{C} = 7,30 \cdot 10^5 \text{ W}$$

Sabiendo el calor que se debe absorber para que el CR-300 se encuentre a 25°C, se calcula el caudal de agua necesaria.

$$M'' = \frac{Q'}{Cp'' \cdot \Delta T} = \frac{7,30 \cdot 10^5 \text{ W}}{4,18 \text{ J/g} \cdot (15 - 5) \text{ }^\circ\text{C}} = 17464 \text{ g/s} = 1,76 \cdot 10^{-2} \text{ m}^3/\text{s}$$

Para refrigerar el CR-300, son necesarios $1,76 \cdot 10^{-2} \text{ m}^3/\text{s}$ de agua refrigerada hasta 5°C por el chiller CH-800.

El diámetro interior de la media caña es de 0,2 metros. Por lo tanto, la velocidad que el refrigerante circule por la media caña es de:

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{1,76 \cdot 10^{-2} \text{ m}^3/\text{s}}{\frac{\pi}{8} \cdot 0,2^2 \text{ m}^2} = 1,12 \text{ m/s}$$

○ Área de intercambio necesaria CR-300

Se calcula el área de intercambio necesaria para la refrigeración del CR-300, y comprobar de esta manera si el área total que ofrece el cristalizador es menor o se ajusta a la requerida.

Para ello, primero se procede a calcular el coeficiente global de transmisión de calor, en función de los coeficientes individuales. El coeficiente individual exterior, se ha utilizado la **Ecuación 11.3**, que expresa la transferencia de calor por circulación forzada, específicamente para el agua:

$$h_{ext} = 4200 \cdot (1,35 + 0,02 \cdot T) \cdot \frac{V^{0,8}}{D_i^{0,2}} \quad (\text{Ecuación 11.3})^{[5]}$$

$$h_{ext} = 4200 \cdot (1,35 + 0,02 \cdot T) \cdot \frac{V^{0,8}}{D_i^{0,2}}$$

$$h_{ext} = 4200 \cdot \left[1,35 + 0,02 \cdot \left(\frac{15 + 5}{2} \right) \right] \cdot \frac{1,12^{0,8}}{0,2^{0,2}} = 9834 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

Para el coeficiente individual interior, se ha utilizado la **Ecuación 11.4**, que expresa la transferencia de calor para recipientes encamisados y agitados.

$$Nu = a \cdot \left(\frac{L^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \right)^b \cdot \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^m \quad (\text{Ecuación 11.4})^{[5]}$$

Para brevedad de cálculo, se considera que la temperatura en el seno del líquido y en la pared son prácticamente iguales, por lo que la viscosidad no varía:

$$Nu = 0,87 \cdot \left(\frac{1,4^2 \cdot 1,2 \cdot 1240}{7,4 \cdot 10^{-4}} \right)^{0,62} \cdot \left(\frac{2800 \cdot 7,4 \cdot 10^{-4}}{0,4} \right)^{1/3} = 18489$$

$$h_{int} = \frac{Nu \cdot k}{D} = \frac{18489 \cdot 0,4}{4,3} = 1720 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

Respecto a la conductividad térmica del material, el coeficiente de transmisión de calor del AISI-316L es de 15 W/m²·K.

Finalmente, los coeficientes de ensuciamiento se han escogido a partir de unos intervalos típicos:

$$h_{int}' = 5000 \text{ W/(m}^2 \cdot \text{K)} ; \quad h_{ext}' = 3000 \text{ W/m}^2$$

Una vez obtenidos todos los coeficientes individuales, se procede a calcular el coeficiente global:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_{ext}} + \frac{1}{h_{ext'}} + \frac{D_{ext} \cdot \ln\left(\frac{D_{ext}}{D_{in}}\right)}{2 \cdot K} + \frac{D_{ext}}{D_{in} \cdot h_{int}} + \frac{D_{ext}}{D_{in} \cdot h_{int'}}$$

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{9834} + \frac{1}{3000} + \frac{0,219 \cdot \ln\left(\frac{0,219}{0,2}\right)}{2 \cdot 15} + \frac{0,219}{0,2 \cdot 1720} + \frac{0,219}{0,2 \cdot 5000}$$

$$= 1,95 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2 \cdot \text{K}/\text{W}$$

$$U = \frac{1}{1,95 \cdot 10^{-3}} = 513 \text{ W}/\text{m}^2 \cdot \text{K}$$

Ahora que se conoce el coeficiente global de transferencia de calor, es posible calcular el área de intercambio necesaria:

$$A = \frac{Q'}{U \cdot DTML}; DTML = \frac{(60-5)-(25-15)}{\ln\left(\frac{60-5}{25-15}\right)} = 26 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$A_{\min} = \frac{7,32 \cdot 10^5}{512 \cdot 26} = 55 \text{ m}^2, \text{ y sobredimensionando un 20\%: } A = 66 \text{ m}^2$$

El área que ofrece el cristalizador es:

$$A_{tot} = \pi \cdot D \cdot L = \pi \cdot 4,3 \cdot 6,5 = 87,8 \text{ m}^2$$

Este ofrece un área mayor que el área necesaria sobredimensionada, por lo tanto, es posible realizar la refrigeración con la media caña.

○ Dimensionamiento de la media caña de CR-300

En este apartado se procede a calcular el número de vueltas necesario para refrigerar el cristalizador CR-300. Para ello, primero se debe calcular el área que ofrece una vuelta de la media caña:

$$A_{1vuelta} = D_{int} \cdot \pi \cdot D = 0,2 \cdot \pi \cdot 4,3 = 2,7 \text{ m}$$

Dividiendo el área de intercambio necesaria por el área de una vuelta, se calcula el número de vueltas necesarias:

$$N^{\circ} \text{ Vueltas} = \frac{65}{2,7} = 24$$

Finalmente, sabiendo el número de vueltas, se calcula la longitud total necesaria de la media caña:

$$L_{tot} = N^{\circ} Vueltas \cdot \pi \cdot D = 24 \cdot \pi \cdot 4,3 = 325 \text{ m}$$

Siguiendo con los cálculos para el segundo cristalizador, CR-301:

- Balace de energía en el cristalizador CR-301

Para el segundo cristalizador, se procede a calcular la energía térmica que contiene el caudal de entrada:

$$Q' = M' \cdot Cp' \cdot \Delta T = 4378,9 \frac{g}{s} \cdot 3,14 \frac{J}{g} \cdot (75 - 25)^{\circ}C = 6,88 \cdot 10^5 W$$

Sabiendo el calor que se debe absorber para que el CR-301 se encuentre a 25°C, se calcula el caudal de agua necesaria:

$$M'' = \frac{Q'}{Cp'' \cdot \Delta T} = \frac{4,81 \cdot 10^5 W}{4,18 J/g \cdot (13 - 5)^{\circ}C} = 14384 \text{ g/s} = 1,45 \cdot 10^{-2} \text{ m}^3/\text{s}$$

Para refrigerar el CR-300, son necesarios $1,45 \cdot 10^{-2} \text{ m}^3/\text{s}$ de agua refrigerada hasta 5 °C por el chiller CH-800.

El diámetro interior de la media caña es de 0,2 metros. Por lo tanto, la velocidad que el refrigerante circule por la media caña es de:

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{1,45 \cdot 10^{-2} \text{ m}^3/\text{s}}{\frac{\pi}{8} \cdot 0,2^2 \text{ m}^2} = 0,92 \text{ m/s}$$

- Área de intercambio necesaria CR-301

Nuevamente se calcula el área de intercambio necesaria para la refrigeración del CR-301, y comprobar si esta es menor al área total que ofrece el cristalizador.

Primero se procede a calcular el coeficiente global de transmisión de calor, en función de los coeficientes individuales. Para el coeficiente individual exterior, se ha utilizado la **Ecuación 11.3**.

$$h_{ext} = 4200 \cdot (1,35 + 0,02 \cdot T) \cdot \frac{V^{0,8}}{D_i^{0,2}} \quad (\text{Ecuación 11.3})^{[5]}$$

$$h_{ext} = 4200 \cdot (1,35 + 0,02 \cdot T) \cdot \frac{V^{0,8}}{D_i^{0,2}}$$

$$h_{ext} = 4200 \cdot \left[1,35 + 0,02 \cdot \left(\frac{13 + 5}{2} \right) \right] \cdot \frac{0,92^{0,8}}{0,2^{0,2}} = 8294 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

En el coeficiente individual interior, se utiliza la **Ecuación 11.4**.

$$Nu = a \cdot \left(\frac{L^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \right)^b \cdot \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^m \quad (\text{Ecuación 11.4})^{[5]}$$

En la simplificación del cálculo, se considera que la temperatura en el seno del líquido y en la pared son prácticamente iguales, por lo que la viscosidad no varía:

$$Nu = 0,87 * \left(\frac{1,2^2 \cdot 1,2 \cdot 1153}{6,3 \cdot 10^{-4}} \right)^{0,62} \cdot \left(\frac{3142 \cdot 6,3 \cdot 10^{-4}}{0,41} \right)^{1/3} = 15757$$

$$h_{int} = \frac{Nu \cdot k}{D} = \frac{15757 \cdot 0,41}{3,4} = 1900 \text{ W/(m}^2 \cdot \text{K)}$$

En referencia a la conductividad térmica del material, el coeficiente de transmisión de calor del AISI-316L corresponde a 15 W/(m²·K).

Finalmente, los coeficientes de ensuciamiento escogidos son los mismos, a partir de intervalos típicos:

$$h_{int}' = 5000 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K} ; h_{ext}' = 3000 \text{ W/m}^2$$

Obtenidos todos los coeficientes individuales, se calcula el coeficiente global:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_{ext}} + \frac{1}{h_{ext}'} + \frac{D_{ext} \cdot \ln\left(\frac{D_{ext}}{D_{in}}\right)}{2 \cdot K} + \frac{D_{ext}}{D_{in} \cdot h_{int}} + \frac{D_{ext}}{D_{in} \cdot h_{int}'}$$

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{8294} + \frac{1}{3000} + \frac{0,219 \cdot \ln\left(\frac{0,219}{0,2}\right)}{2 \cdot 15} + \frac{0,219}{0,2 \cdot 1900} + \frac{0,219}{0,2 \cdot 5000}$$

$$\frac{1}{U} = 1,91 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2 \cdot \text{K/W}$$

$$U = \frac{1}{1,89 \cdot 10^{-3}} = 529 \text{ W/m} \cdot \text{K}$$

Conociendo el coeficiente global de transferencia de calor, es posible calcular el área de intercambio necesaria:

$$A = \frac{Q'}{U \cdot DTML} ; DTML = \frac{(75-5)-(25-13)}{\ln\left(\frac{60-5}{25-13}\right)} = 33 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$A_{\min} = \frac{6,88 \cdot 10^5}{529 \cdot 33} = 39 \text{ m}^2, \text{ y sobredimensionando un 20\%: } A = 47 \text{ m}^2$$

El área que ofrece el cristalizador es:

$$A_{\text{tot}} = \pi \cdot D \cdot L = \pi \cdot 3,2 \cdot 4,8 = 48 \text{ m}^2$$

Se observa que el equipo ofrece un área mayor que el área necesaria sobredimensionada, por lo tanto, es posible realizar la refrigeración con la media caña.

- Dimensionamiento de la media caña de CR-301

Como siguiente paso, se procede a calcular el número de vueltas necesario para refrigerar el cristalizador CR-301. Para ello, primero se debe calcular el área que ofrece una vuelta de la media caña:

$$A_{1\text{vuelta}} = D_{\text{int}} \cdot \pi \cdot D = 0,2 \cdot \pi \cdot 3,2 = 2 \text{ m}$$

Se calcula el número de vueltas necesarias dividiendo el área de intercambio necesaria por el área de una vuelta:

$$N^{\circ} \text{ Vueltas} = \frac{47}{2} = 24$$

Para terminar, conociendo el número de vueltas, se calcula la longitud total necesaria de la media caña:

$$L_{\text{tot}} = N^{\circ} \text{ Vueltas} \cdot \pi \cdot D = 24 \cdot \pi \cdot 3,2 = 241 \text{ m}$$

11.3.5. Diseño del redissolver RD-300

El redissolver RD-300 es un equipo que corresponde a la segunda fase de cristalización, encargado de proporcionar al cristalizador CR-301 un medio homogéneo y en condiciones saturadas, y con la capacidad de aumentar la temperatura de la mezcla. El redissolver es un tanque cilíndrico, con diversas entradas y una única salida, que cuenta con un agitador en su interior para proporcionar la máxima homogeneidad al sistema. En este equipo hay un total de tres corrientes de entrada, la primera corresponde a la salida de sólidos de la centrífuga que es transportada a través un elevador, la segunda pertenece a la entrada de vapor de agua para calentar la mezcla en contacto directo, y por último, la corriente de recirculados. Por otro lado, las salidas son principalmente una, la correspondiente a la

mezcla ya calentada y homogeneizada que va a parar al siguiente equipo. En la **Figura 11.4** se muestra la disposición del equipo.

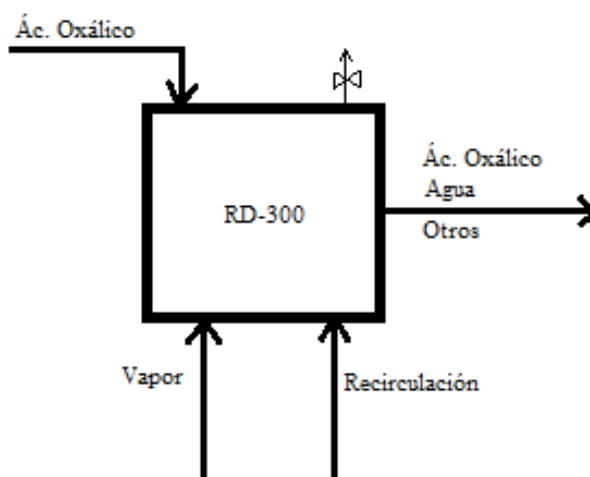


Figura 11.4. Diagrama de disposición del redissolver en la producción de ácido oxálico.

Debido a que el tanque trabaja a altas temperaturas se instala una válvula de venteo o aliviamiento ante la posible formación de dióxido de carbono o monóxido de carbono provenientes del ácido oxálico, o en caso de un incremento de la presión.

- **Condiciones de operación RD-300**

El redissolver es un equipo con configuración cilíndrica el cual, a lo largo del proceso, opera en continuo con un tiempo de residencia de 1 hora a presión atmosférica y 75°C de temperatura, además de contar con una agitación para proporcionar un medio uniforme y homogéneo.

- **Balances de energía al redissolver RD-300**

El equipo cuenta con distintas entradas de materia, distinguida en diferentes corrientes, la cual se deberán calentar para poder alcanzar la temperatura deseada de salida. Por la parte superior se realiza una entrada de ácido oxálico de textura pastosa que proviene de la centrifuga separadora de la etapa anterior. La entrada de esta corriente se realiza a través de una elevadora que transporta el sólido a 25°C. Al mismo tiempo, por arriba también entra en el redissolver una corriente de recirculados a 25°C, que proviene del cristalizador CR-301 y la centrífuga CT-301. Para poder calentar la mezcla se utiliza una entrada de vapor de agua por la parte inferior del equipo, a una temperatura aproximada

de 100°C, en el caso más desfavorable, considerando pérdidas de calor a lo largo de las tuberías o poca eficiencia en la caldera.

La cantidad de vapor necesario para calentar la mezcla será función de la temperatura a la que entre cada corriente y la composición que presenten. A partir de estas características, se calcula la necesidad energética para seguidamente estudiar las necesidades de vapor. En este cálculo inicial se acude a la **Ecuación 9.6**, que calcula el calor necesario en kJ/s.

$$q = n \cdot C_p \cdot (T_s - T_e) \text{ (Ecuación 9.6)}$$

Dónde:

- q es el calor necesario [kJ/s].
- n es el flujo molar [kmols/s].
- C_p es la capacidad calorífica a T_e [kJ/(kmol·°C)].
- T_s es la temperatura de salida [°C].
- T_e es la temperatura de entrada [°C].

Se realiza un cálculo demostrativo para conocer el calor necesario a aportar para calentar el ácido oxálico existente en la mezcla. Para conocer los otros valores el procedimiento a seguir es el mismo, los resultados finales se muestran en la **Tabla 11.4**.

Sabiendo que la cantidad total de ácido oxálico entrante en el redissolver, a 25°C, es 0,97 kg/s = 0,011 kmol/s y presenta una C_p (25°C) de 135,4 kJ/(kmol · °C):

$$q_{\text{Ác.Oxálic}} = 0,011 \text{ kmol/s} \cdot 135,4 \text{ kJ/(kmol} \cdot \text{°C)} \cdot (75 - 25)^\circ\text{C} = 51,00 \text{ kJ/s}$$

Obteniendo así los siguientes datos de la tabla:

Tabla 11.4. Recopilación de datos de las necesidades de energía calorífica para calentar la mezcla entrante del Redissolver.

Corriente	Compuesto	m_i [kg/s]	n_i [kmol/s]	T_e [°C]	T_s [°C]	$C_p^{**} (T_e)$ [kJ/kmol·°C]	q [kJ/s]
E1*	EG	$2,90 \cdot 10^{-4}$	$4,68 \cdot 10^{-6}$	25	75	159,60	0,03
	AO	0,97	$1,08 \cdot 10^{-2}$	25	75	135,40	51,00
	Agua	0,78	$4,33 \cdot 10^{-2}$	25	75	75,70	114,78
	AN	0,15	$2,35 \cdot 10^{-3}$	25	75	155,70	12,82
E2*	Agua recir.	2,04	$1,13 \cdot 10^{-1}$	25	75	75,70	429,15
	AO	0,38	$4,18 \cdot 10^{-3}$	25	75	135,40	28,30
	AN	0,15	$2,00 \cdot 10^{-3}$	25	75	155,70	18,29

* E1: corriente de salida de la centrifuga CT-300; E2: corriente de recirculados.

** Los datos de C_p a temperatura de entrada son extraídos de la base de datos del programa ASPEN Hysys.

La suma total de las necesidades caloríficas presenta un valor de 511,65 kJ/s.

- **Necesidades de vapor**

Una vez conocida la cantidad total de energía calorífica a aportar, se procede a calcular la cantidad de vapor proporcional para abastecer estas necesidades. El cálculo se lleva a cabo en condiciones de operación normal de la planta. Para ello, se sigue la **Ecuación 11.7**, que permite conocer la cantidad de vapor para un intercambio de calor por contacto directo, donde existe transferencia de calor sensible y latente.

$$q_{total} = n(vap) \cdot (\lambda - C_p \cdot (T_s - T_e)) \quad (\text{Ecuación 11.7})$$

Dónde:

- q_{total} es la cantidad total de calor [kJ/s].
- λ es el calor latente del vapor de agua [kJ/kmol] (40670 kJ/(kmol)).
- C_p es la capacidad calorífica del vapor de agua (75,70 kJ/(kmol·°C)).
- T_s , temperatura de salida [°C] (75°C).
- T_e , temperatura de entrada [°C] (100°C).

A partir de los datos ya mostrados, se obtienen unas necesidades de vapor de 778,92 kg/h.

$$511,65 \text{ kJ/s} = n(\text{vap}) \cdot (40670 \text{ kJ/kmol} - 75,70 \text{ kJ}/(\text{kmol} \cdot ^\circ\text{C}) \cdot (75 - 100)^\circ\text{C})$$

$$n(\text{vap}) = 1,20 \cdot 10^{-2} \text{ kmol/s} = 778,92 \text{ kg/h}$$

- **Necesidades de agua mínima requerida**

Establecidas las necesidades de vapor, se estima las necesidades de agua para conseguir un medio saturado a partir del ácido oxálico de entrada.

Conociendo la solubilidad del ácido en agua a 75°C se obtiene que, en condiciones de operación normal, se cuenta con la cantidad suficiente de agua para proporcionar un medio saturado. No obstante, la cantidad de vapor introducida supone un incremento en la entrada de agua al sistema, por lo que hará falta una purga para prevenir este sobreexceso. Una parte importante de las entradas del redissolver corresponde al corriente recirculado, en este se sitúa una válvula que permita aliviar de forma continua el agua existente y actúe como purga. Esta siempre podrá ser regulable con tal de proporcionar al cristizador las mejores condiciones de saturación.

La cantidad de agua mínima requerida es, por tanto, la cantidad de agua a la salida del redissolver que dé lugar a un medio saturado de ácido oxálico, y que calculado presenta el valor de 10933,20 kg agua/h.

La corriente de purga debe de presentar un flujo de corriente mínimo de 89,60 kg/h.

- **Cálculo del volumen del redissolver**

El cálculo del volumen del redissolver se realiza a partir de las corrientes de entrada en el equipo, reflejados en la tabla de balance, **Tabla 11.2**. En el desarrollo numérico se considera que la corriente de vapores de entrada condensa a la entrada del equipo, por lo que la densidad del vapor será igual al agua en la fase líquida. Siguiendo esto, el caudal volumétrico de entrada será de 3,98 L/s, o igual a 14,33 m³/h. Teniendo en cuenta que este opera con un tiempo de residencia de 1 h, el volumen de la mezcla ocupará 14,33 m³, que sobredimensionado en un 20% el volumen final resulta en 17 m³.

- **Dimensionamiento del redissolver**

En el presente subapartado se procede a calcular las dimensiones del redissolver, conociendo su altura, diámetro, espesor y peso del tanque. Una vez conocido el volumen del redissolver, de 17 m^3 ya sobredimensionado, se calcula el diámetro y la altura del equipo teniendo en cuenta que se trata de un tanque vertical agitado.

Para el cálculo del diámetro se ha tenido en cuenta el volumen del cilindro y se ha elegido una relación entre altura y diámetro de 1,5.

$$D = \sqrt[3]{\frac{17 \text{ m}^3 \cdot 4}{1.5 \cdot \pi}} = 2.43 \text{ m}$$

Por tanto, la altura aproximada será de 3,65 m teniendo en cuenta la relación de 1,5 anterior. Mediante esta altura se calcula la presión hidrostática que soportará el equipo, **Ecuación 11.27.**

$$P_h = 1188 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \cdot 3,65 \text{ m} = 42561,12 \text{ Pa}$$

Teniendo en cuenta que la presión de operación es de 1 atm se calcula la presión de diseño.

$$P_d = 1,2 \cdot (1 \text{ atm} + 0,42 \text{ atm}) = 1,92 \text{ atm}$$

La temperatura de operación es de 75°C , se estima que el intervalo de temperatura de que resiste el recipiente es de 20°C , por lo que la temperatura de diseño es de 95°C .

El cálculo de los espesores se ha realizado mediante la **Ecuación 11.29.**

$$tr = \frac{1,70 \text{ atm} \cdot 374,55 \text{ mm}}{4835,92 \text{ atm} \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 1,70 \text{ atm}} + 2 \text{ mm} = 2,20 \text{ mm}$$

$$t = \frac{1,70 \text{ atm} \cdot 2434,57 \text{ mm} \cdot 1,39}{2 \cdot 4835,92 \text{ atm} \cdot 0,85 - 0,2 \cdot 9,47 \text{ atm}} + 2 \text{ mm} = 2,70 \text{ mm}$$

El espesor del cuerpo cilíndrico es de 2,20 mm y el de el cabezal de 2,70 mm. A este grosor se le suma 3 mm para reforzar debido a que se trata de un equipo que puede llegar a sufrir una explosión como consecuencia de accidente. Por lo que el diámetro externo del cabezal es de 2,44 m y el del cuerpo cilíndrico a 2,45 m.

La altura de cada tapa y fondo toriesférico, se ha realizado mediante la calculadora de fondos Klopper según DIN-28011 de la empresa HORFASA ^[19]. La altura de cada cabezal es de 0,44 m, lo que consecuentemente implica una altura total del equipo de 4,62 m.

A continuación, se realiza el cálculo del redissolver vacío. Primeramente, se calcula el peso de la parte cilíndrica del tanque, obteniendo un valor de 1116,78 kg.

$$P_{vacío\ cilindro} = \pi \cdot 3,65\ m \cdot (1,22^2 - 1,21^2)m^2 \cdot 8000 \frac{kg}{m^3} = 1116,87\ kg$$

Luego se calcula el peso de los cabezales mediante el cálculo del volumen de una semiesfera. El valor es de 426,65 para cada cabezal.

$$P_{vacío\ semiesfera} = \frac{2}{3} \cdot \pi \cdot (1,22^3 - 1,21^3)m^3 \cdot 8000 \frac{kg}{m^3} = 426,65\ kg$$

Sumando las distintas partes, el peso del redissolver vacío es de 1970,17 kg.

$$P_{vacío} = 1116,87\ kg + 2 \cdot 426,65\ kg = 1970,17\ kg$$

Para saber el peso del equipo lleno, se realiza el cálculo para un volumen de 17 m³, sabiendo que la densidad del contenido del redissolver es de 1188,04 kg/m³.

$$P_{RD-300\ lleno} = 1970,17\ Kg + 17\ m^3 \cdot 1188,04 \frac{kg}{m^3} = 22166,81\ kg$$

El peso total que puede presentar el equipo totalmente lleno es de 22166,81 kg.

Establecidos los distintos parámetros de dimensionamiento se elige el modelo de agitador que permita mantener el medio suficientemente homogéneo a partir de las dimensiones y condiciones de operación en las que trabaja el equipo. Para el redissolver RD-300 el agitador que se ajusta a este equipo corresponde al modelo PA-04 13 C 05. Modelo escogido siguiendo el catálogo de proveedor [11].

11.3.6. Diseño de las centrífugas CT-300/301

Los equipos centrífugos existentes en la planta hacen un total de dos. Estos tienen la finalidad de separar la fase líquida y sólida de la corriente de entrada. Los equipos centrífugos son el CT-300 y CT-301, los cuales reciben, en ambos casos, los cristales resultantes de los equipos cristalizadores CR-300 y CR-301, respectivamente. Las corrientes de entrada se incorporan a los separadores a condiciones atmosféricas.

El diseño de la centrifuga se lleva a cabo a raíz de investigar y analizar proveedores que suministren un equipo de separación centrifugo, con configuración que permita sujetarse a las condiciones de trabajo. La selección del equipo centrifugo se ha realizado según el tipo de sustancia presente en la corriente de entrada, el cual presenta una textura pastosa o de slurry en base a su composición, tal y como se puede observar en la tabla de balances, **Tabla 11.2.** El modelo elegido corresponde al DRY MASTER DECANTER de la compañía GEA [31].

11.3.7. Diseño del separador FLASH F-300

Los separadores FLASH presentes en la instalación son unos equipos destinados a la separación de dos o más líquidos, basándose en el equilibrio vapor-líquido de una mezcla que es expuesta a una presión y temperatura determinadas. En esta el componente más volátil de la mezcla es la que más se evapora, y por lo tanto pasa a la fase gas, mientras que los componentes menos volátiles se quedan en la fase líquida. Utilizando este principio, es posible jugar con la presión y temperatura, a fin de obtener la composición de los efluentes deseada, siempre teniendo presente la restricción del equilibrio que se forme entre la fase gas y líquida.

El destilador F-300 es la única existente en la línea de proceso, la otra parte estos equipos va dirigida a la línea de tratamiento de líquidos. La funcionalidad principal del equipo F-300 es la eliminación o separación de gran parte del ácido nítrico proveniente de la solución resultante del redissolver RD-300. Esto se realiza con el objetivo de poder facilitar la extracción y secado de este ácido en etapas posteriores a la cristalización, y conseguir de esta manera un producto de mayor pureza.

- **Condiciones de operación F-300**

En el presente proyecto, como se ha explicado en la introducción del apartado, el equipo F-300 está pensado para recibir el efluente del redissolver RD-300, una corriente compuesta principalmente por agua y ácido oxálico diluido, acompañados de ácido nítrico y trazas de etilenglicol. Al mismo tiempo da lugar a dos corrientes: uno por la parte superior del equipo, que consiste en ácido nítrico al 49% másico, y otro por la parte inferior, compuesto de agua y ácido oxálico diluido, con trazas de ácido nítrico y etilenglicol. Para no sobrepasar los 100°C, y producir una degradación del producto de interés, el equipo F-300 trabaja al vacío, a 0,5 bar.

La corriente que se obtiene por cabezas es gaseosa, y es condensada por el condensador CD-300 y recirculada a la zona 200, mientras que la corriente que se obtiene por colas es líquida y enviada al cristalizador CR-301.

- **Simulación del separador FLASH F-300**

El separador FLASH F-300 es un recipiente que, para su diseño, se ha utilizado el programa de simulación ASPEN Hysys, el cual es capaz de recrear un equipo separador flash, en el que, en función de varios parámetros de operación y condiciones de entra, se obtienen unas composiciones distintas en los caudales de salida.

Para dar lugar a la simulación, primeramente, se introducen todas las condiciones iniciales en el programa. Estas condiciones son: temperatura de entrada de 75°C, presión de 0,5 bar, 188,4 mol/s de caudal de entrada y las composiciones molares, que son de 2,5% para el ácido nítrico, 90% para el agua, >0,1% para el etilenglicol, y 7,5% para el ácido oxálico. Se impone también la restricción que la composición de la salida de los vapores del separador tenga una composición del 49% másico en ácido nítrico.

Una vez puestas todas estas condiciones, el programa simula el proceso. Según las condiciones introducidas, se obtienen 10,90 mol/s de ácido nítrico al 49% en estado gaseoso, y 177,50 mol/s de corriente líquido con unas composiciones molares del 1,3% para el ácido nítrico, 90% para el agua, >0,1% para el etilenglicol y 8,7% para el ácido oxálico.

- **Dimensiones del separador FLASH F-300**

A raíz de la simulación realizada para el equipo, el programa permite dimensionar la altura y diámetro del FLASH. Para este separador se obtiene un diámetro de 1,50 m y una altura de 2,25 m.

- **Espesor del separador FLASH F-300**

Continuando con los cálculos y una vez conocidos los parámetros de dimensionamiento, se procede calcular el espesor perteneciente al presente equipo. Este parámetro se calcula mediante la fórmula del espesor de un cilindro, teniendo en cuenta a su vez el esfuerzo tangencial que se ejerce sobre el cuerpo cilindro.

El límite de elasticidad del material del que se ha construido cada FLASH es de σ_m [26], el cálculo del espesor se realiza mediante el código ASME [2][25] y se aplica un factor de soldadura del 0,85 referente a juntas examinadas por zonas.

Iniciando con el cálculo, se contabiliza la presión de diseño que tendrá que soportar el grosor del cilindro para una presión de operación de 0,5 bares. Para ello primero se calcula la presión hidrostática, siguiendo la **Ecuación 11.27**.

$$P_h = 1293 \frac{kg}{m^3} \cdot 9,81 \frac{m}{s^2} \cdot 2,12 m = 26890,78 Pa$$

Seguidamente, se calcula la presión de diseño.

$$P_d = 1,2 \cdot (0,49 atm + 0,27 atm) = 0,91 atm$$

La temperatura de operación es de 75 °C, se estima que el intervalo de temperatura que resiste el recipiente es de 20°C, por lo que la temperatura de diseño es de 95°C.

El cálculo de los espesores se ha realizado mediante la **Ecuación 11.29**, presentando un valor de 2,25 mm de grosor.

$$tr = \frac{0,91 atm \cdot 705 mm}{2960,77 atm \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 0,91 atm} + 2 mm = 2,25 mm$$

11.3.8. Diseño del secador D-400

El secador D-400 es un equipo presente en la parte final del proceso, diseñado con el objetivo de extraer gran parte del líquido que puede contener la solución procedente de la centrífuga CT-301. Después de haber pasado por este equipo se desea obtener un sólido totalmente seco.

El equipo es un modelo de secador rotatorio por el cual el sólido es transportado en un tambor giratorio localizado en el interior. Este sólido, a medida que se desplaza circula aire caliente, generando un equilibrio entre fases de líquido y gas, arrastrando la humedad del sólido. Se utiliza aire recolectado del exterior y filtrado para secar la mezcla.

- **Condiciones de operación D-400**

En condiciones de operación normal de la planta el equipo trabaja a presión atmosférica con un salto térmico del aire de 25°C y 45°C para el sólido. El gas será introducido en elevadas cantidades para conseguir un sólido de mayor pureza.

- **Balances de energía al secador D-400**

El equipo cuenta con dos entradas y dos salidas en su configuración, una de cada para el gas y sólido. La entrada de la corriente sólida se realiza a través de un tornillo de Arquímedes a 25°C, mientras que la corriente de aire se introduce a través de unos compresores a 85°C.

La cantidad de aire necesario para secar el sólido será función de la temperatura a la que entra a mezcla sólida y la composición que presente. A partir de estas características, previamente se calcula la necesidad energética para después estudiar dichas necesidades. En este cálculo inicial se acude a la **Ecuación 11.6** que calcula el calor necesario, en kJ/s, a aportar para calentar el medio.

$$q = n \cdot C_p \cdot (T_s - T_e) \quad (\text{Ecuación 11.6})$$

Se lleva a cabo un cálculo de demostración para conocer el calor necesario. Para determinar los otros valores el procedimiento a seguir es el mismo, los resultados finales se muestran en la **Tabla 11.6**.

Para esta demostración se partirá de la cantidad de ácido oxálico dihidrato en la mezcla, el cual presenta una peculiaridad en este equipo, puesto que una parte de este compuesto no se encontrará cristalizado. A partir de una serie de cálculos preliminares realizados por el equipo de trabajo, parte del ácido oxálico que no ha cristalizado corresponde alrededor del 5% del total de ácido oxálico dihidrato, lo que equivale a una cantidad de flujo entrante, aproximada, de 249 kg/h. Por tanto, la cantidad de energía calorífica a aportar para el ácido oxálico será la correspondiente a esta fracción.

Sabiendo que la cantidad a secar de ácido oxálico dihidrato en el equipo, a 25°C, es próximo a 0,07 kg/s = $8 \cdot 10^{-4}$ kmol/s y presenta una C_p (25°C) de 135,4 kJ/(kmol · °C):

$$q_{\text{Ac.Oxálico}} = 8 \cdot 10^{-4} \text{ kmol/s} \cdot 135,4 \text{ kJ}/(\text{kmol} \cdot ^\circ\text{C}) \cdot (70 - 25)^\circ\text{C} = 4,68 \text{ kJ/s}$$

Obteniendo así los siguientes datos de la tabla:

Tabla 11.6. Recopilación de datos de las necesidades de energía calorífica para calentar la mezcla entrante del Secador D-400.

Corriente	Compuesto	m_i [kg/s]	n_i [kmol/s]	T_e [°C]	T_s [°C]	$C_p^{**} (T_e)$ [kJ/kmol·°C]	q [kJ/s]
E1*	EG	$2,89 \cdot 10^{-7}$	$4,65 \cdot 10^{-9}$	25	70	159,60	0,00
	AO (no crist.)	0,07	$7,69 \cdot 10^{-4}$	25	70	135,40	4,68
	Agua	0,46	$2,56 \cdot 10^{-2}$	25	70	75,70	87,30
	AN	0,00	$7,18 \cdot 10^{-5}$	25	70	155,70	0,50

* E1: corriente de sólidos de la salida de la centrifuga CT-301.

** Los datos de C_p a temperatura de entrada son extraídos de la base de datos del programa ASPEN Hysys.

La suma total de las necesidades caloríficas presenta un valor de 92,49 kJ/s.

- **Necesidades de aire**

Conocida la cantidad total de energía calorífica a aportar, se calcula la cantidad de aire proporcional para abastecer las necesidades. El cálculo se lleva a cabo en condiciones de operación normal de la planta. Para ello, se recoge la **Ecuación 11.7 modificada**, que permite conocer la cantidad de aire para un intercambio de calor por contacto directo, donde existe únicamente transferencia de calor sensible.

$$q_{total} = n(vap) \cdot (\lambda - Cp \cdot (Ts - Te)) \quad (\text{Ecuación 11.7})$$

Como no existe una transferencia de calor latente por parte del aire, el término λ se ve reducido a cero.

$$q_{total} = n(aire) \cdot (0 - Cp \cdot (Ts - Te)) \quad (\text{Ecuación 11.7 modificada})$$

A partir de los datos obtenidos, se observa que las necesidades de aire corresponden a 13209,33 kg/h.

$$94,49 \text{ kJ/s} = n(aire) \cdot (0 - 75,70 \text{ kJ}/(\text{kmol} \cdot ^\circ\text{C}) \cdot (65 - 85)^\circ\text{C})$$

$$n(aire) = 0,13 \text{ kmol/s} = 13209,33 \text{ kg/h}$$

Es importante recalcar el hecho de que eliminar el agua del medio producirá que parte del ácido oxálico que estaba disuelto en este medio precipite y se obtenga ácido oxálico dihidrato en formato sólido. De esta manera se sumará la cantidad de ácido oxálico dihidrato obtenido al final del equipo de secado.

- **Método de selección**

La selección del secador se lleva a cabo teniendo en cuenta el tipo de producto y proceso. Para cumplir estas características se requiere un secador continuo de gran caudal por lo que se escoge un secador de tipo tambor rotatorio. Anterior a su elección se estudiaron diversos modelos de secado, hasta elegir uno que admitiera el caudal de aire necesario para secar el caudal de proceso ^[32].

11.3.9. Diseño del molino M-400 y tamices TM-400A/B

En las instalaciones de Oxatech se encuentran instalados un molino y dos tamices que trabajan de manera conjunta para producir el sólido de ácido oxálico ajustándose a los objetivos en la etapa final de producción.

El molino M-400 es un equipo incorporado con la finalidad de triturar y reducir la medida del sólido cristalino conseguido en el proceso para llegar a la medida deseada. Después del sólido ser molido, pasa por dos tamices, TM-400A/B, donde se distribuye la cantidad de sólido de salida del molino, y pasa a ser clasificado por medidas. El tamiz realiza la separación a través pantallas vibratorias con las que cuenta en su configuración. La medida de sólido que atraviesa las distintas membranas o pantallas corresponden a las de medida deseada. Las que no atraviesen pasan a ser extraída por los laterales de este equipo y son recirculados nuevamente al molino para conseguir la medida de cristal objetivo.

El diseño de los equipos se lleva a cabo investigando y analizando proveedores que suministren un equipo ajustarse a las condiciones de trabajo. La selección de estos equipos se ha realizado según el tipo de sustancia presente en la corriente de entrada, en base a su composición química, física y la medida de la partícula a obtener (<400 micras), tal y como se puede observar en la tabla de balances de la planta, **Tabla 11.2**. El modelo elegido correspondiente al molino es MOLINO MS 400 PSR -11 de la compañía Lleal S.A.^[12] y respecto a los tamices Tamizadora Circular ZEUS FT-1500 de la compañía FILTRA^[33].

11.3.10. Diseño de intercambiadores de calor E-200/201/400/700/701/702

A lo largo de la planta, en diferentes áreas de operación, se cuenta con una gran variedad de intercambiadores que trabajan a diferentes condiciones. Todos estos equipos de calor utilizados en este proyecto son de carcasa y tubos, debido a que es un tipo de intercambio de calor que se amolda perfectamente a las necesidades de la planta. Para su diseño, se ha utilizado un programa de simulación, ASPEN exchanger design and rating V10, el cual permite diseñar el equipo a partir de una preselección de todas las condiciones iniciales, como el caudal del fluido frío y caliente, sus composiciones, temperatura, presión, estado físico, etc. e introduciendo las condiciones de entrada de los fluidos y de las restricciones deseadas a la salida de estos. El programa es capaz de diseñar el intercambiador óptimo para cumplir estas funciones.

El simulador también permite seleccionar la configuración del intercambiador de calor según las normas TEMA, que es la asociación de fabricantes de intercambiadores de calor. Para este proyecto, se ha decidido utilizar la configuración AES, ya que el diseño de los

cabezales flotantes permite una buena expansión térmica, además de ofrecer un área mayor de intercambio de calor, y admite múltiples pasos por carcasa.

- **Ejemplo de diseño del intercambiador E-200**

En este apartado, se procede al diseño de uno de los intercambiadores de calor, en concreto el E-200, utilizando el programa de simulación comentado.

En este intercambiador, el fluido frío corresponde al alimento fresco de los reactores que va por carcasa, mientras que el fluido caliente corresponde a los productos de salida de los reactores y es transportado por tubos. Por ello, primero se introducen las condiciones especiales de cada corriente: caudal, composiciones, presiones, temperaturas de entrada y salida deseadas, y los coeficientes de ensuciamiento. Estas condiciones se pueden observar en la **Figura 11.5, 11.6 y 11.7**.

	Hotside	ColdSide
Calculation mode	Design (Sizing)	
Process Conditions		
Mass flow rate	kg/s 5,99	1,38
Inlet pressure	bar 3	3
Outlet pressure	bar 2,87	2,87
Pressure at liquid surface in column	bar	
Inlet Temperature	°C 80	25
Outlet Temperature	°C	65
Inlet vapor mass fraction	0	0
Outlet vapor mass fraction	0	
Heat exchanged	kW	
Process Input		
Allowable pressure drop	bar 0,25855	0,49987
Fouling resistance	m ² -K/W 0,0002	0,0002

Figura 11.5. Simulador ASPEN exchanger design and rating V10. Condiciones especiales de las corrientes de entrada y salida del intercambiador de calor.

BJAC Components	BJAC Composition	Component type
Water	0,33	Program
Ethylene glycol	0,05	Program
Nitric acid	0,46	Program
Oxalic acid	0,16	Program

Figura 11.6. Simulador ASPEN exchanger design and rating V10. Composición másica de la corriente de entrada de tubos del intercambiador de calor.

BJAC Components	BJAC Composition	Component type
Water	0,29	Program
Ethylene glycol	0,18	Program
Nitric acid	0,46	Program

Figura 11.7. Simulador ASPEN exchanger design and rating V10. Composición másica de la corriente de salida de carcasa del intercambiador de calor.

Una vez se introducen estas condiciones, se procede a elegir el tipo de intercambiador de calor. En el proyecto, tanto este intercambiador, como todos los presentes en la planta, son TEMA AES, de pitch cuadrado, y el fluido caliente es el que circula por los tubos. Concretamente para el intercambiador de calor E-200, los tubos están hechos de Hastelloy C22, y una carcasa está fabricada de tipo AISI-316L, **Figura 11.8**.

Configuration

TEMA Type: A - E - S -

Tube layout option: New (optimum) layout

Location of hot fluid: Tube side

Tube OD / Pitch: mm 19,05 / 25,4

Tube pattern: 90-Square

Tubes are in baffle window: Yes

Baffle type: Single segmental

Baffle cut orientation: Vertical

Default exchanger material: SS 316L 9

Figura 11.8. Simulador ASPEN exchanger design and rating V10. Configuración del intercambiador de calor.

Definidos todos los parámetros, el programa ya puede proseguir con la simulación, indicando todas las características físicas del intercambiador de calor idóneo, como el número de tubos, las velocidades de los fluidos, los diámetros de la carcasa y tubos, entre otros muchos parámetros. En el **Capítulo 2: Listado de equipos**, se muestran las hojas de especificaciones resultantes de las simulaciones.

11.3.11. Diseño de Ensacadoras B-700 y B-400

Las ensacadoras son los últimos equipos del proceso encargados de embolsar el producto en big bags de 1000 kg, y seguidamente estos pasan a ser almacenados en sus correspondientes estanterías.

Considerando que la cantidad de producto expedido durante el día se ajusta a la cantidad de producción en la planta, el número de big bags que se produce en la empresa por hora, es de 5 big bags/hora.

La elección de la ensacadora se realiza a través de la empresa Timpal ^[24], debido a que su equipo presenta una capacidad de 10 big bags cada hora y es utilizado para productos granulados o de polvo. El ácido oxálico dihidrato presenta una granulometría comparable al de leche en polvo, por lo que este equipo es una buena opción para esta última etapa de la planta.

En la zona de tratamiento de líquidos, en la generación del subproducto se instala otro equipo de ensacado B-400 de igual configuración y funcionalidad, con la diferencia que este se encargará de embolsar el nitrato de potasio para su posterior expedición.

11.3. DISEÑO DE EQUIPOS DE LÍNEA DE SERVICIOS

En el presente apartado se procede a reflejar el diseño realizado para los equipos de línea de servicios. Estos equipos son los responsables de suministrar las necesidades presentes en forma de energía de la instalación. Estos cálculos se realizan con el fin de diseñar y dimensionarlos según sus necesidades operativas.

11.4.1. Diseño de la caldera C-800

La caldera C-800 es un equipo muy importante en el proceso, puesto que este es el encargado de suministrar energía en forma de calor. Esta aportación de energía se realiza abasteciendo vapor caliente a otros equipos, que es transportado por tuberías hasta llegar a equipos de intercambio de calor.

Para la selección del modelo de caldera de vapor adecuada, se deben tener en cuenta todas las secciones donde es necesario el aporte de calor: en el área 200 (E-201), en el área 300 (RD-300), en el área 400 (E-400) y en el área 700 (E-700, E-701, EV-700, E-702). Teniendo en cuenta todas las secciones, es necesario un caudal de 2697 kg/h, y sobredimensionándolo un 30%, corresponde a 3506 kg/h. Teniendo en cuenta estas necesidades de energía calorífica, se decide instalar la caldera de vapor HTP-4000, de la

marca VYC Industries ^[13], capaz de producir un pico de 4000 kg/h de vapor sobrecalentado.

11.4.2. Diseño de las torres de refrigeración TR-800A/B

Las torres de refrigeración TR-800A/B son unos equipos con la capacidad de refrigerar el agua utilizada en los procesos de enfriamiento de otros equipos, reutilizándola. Estas torres usan el aire para enfriar el agua en su interior; el gas absorbe tanto el calor sensible del agua caliente como el calor latente, humidificándose. Debido a la humectación que sufre este aire, a la salida se obtiene un aire más húmedo, arrastrando y perdiendo parte del agua de entrada.

En este proyecto, se ha decidido utilizar torres de refrigeración de tiro inducido, debido a que la configuración de este equipo es capaz de forzar el aire a circular a través de la torre, favoreciendo la transmisión de calor y materia.

Las torres reciben el agua aproximadamente a 40°C del conjunto de la salida de los equipos refrigerados, y son capaces de refrigerar esta agua hasta los 25°C, es decir, son capaces de producir un salto térmico de 15°C.

- **Balance de energía en las torres de refrigeración TR-900**

Para saber los requerimientos necesarios para refrigerar toda el agua utilizada en los distintos equipos, primero se debe calcular el agua total utilizada para la refrigeración.

Para ello, se suma el agua refrigerante utilizada en cada equipo, dando un total de 464400 kg/h que es igual a 129 kg/s. Sabiendo el caudal total, se puede calcular los requerimientos energéticos utilizando la **Ecuación 11.6**.

Sabiendo que la C_p del agua es de 4,18 kJ/(kg·°C):

$$q = m \cdot C_p \cdot \Delta T \quad (\text{Ecuación 11.6})$$

$$q = 129 \cdot 4,18 \cdot (40 - 25) = 8088,3 \text{ kW}$$

y sobredimensionando un 20%:

$$q_{tot} = 1,2 \cdot 7619,3 = 9706 \text{ kW}$$

Las torres de refrigeración deben ser capaces de disipar 9706 kW. Sabiendo esto, se ha decidido instalar 2 unidades de las torres de refrigeración de tiro inducido de la marca TEVA, modelo TPACS 89 ^[14], las cuales son capaces de disipar 4893 kW cada una, cubriendo así las necesidades de la planta.

- **Reposición de las pérdidas de agua**

Gracias a la gran experiencia adquirida en el funcionamiento de estos equipos, se sabe que las pérdidas de agua que se producen son del 2% de agua de entrada por cada 10°C de salto térmico. Por ello, las pérdidas de agua producidas para este proyecto son del 2,5%, lo que corresponde a 116 610 kg/h.

11.4.3. Diseño de condensadores CD-300, CD-700 y CD-701

En la instalación, se cuenta con dos condensadores que trabajan a diferentes condiciones. Todos estos equipos de calor utilizados son de carcasa y tubos, debido a que se amolda de forma precisa a las necesidades de la planta. En su diseño, se ha utilizado el mismo programa de simulación que en los intercambiadores de calor, ASPEN exchanger design and rating V10, el cual permite diseñar el equipo a partir de una preselección de todas las condiciones iniciales, como el caudal del fluido frío y caliente, sus composiciones, temperatura, presión, estado físico, etc. Además de introducir las condiciones de entrada de los fluidos y de las restricciones deseadas a la salida de estos.

El simulador también permite seleccionar la configuración del intercambiador de calor según las normas TEMA, que es la asociación de fabricantes de intercambiadores de calor. Para este proyecto, se ha decidido utilizar la configuración AES, ya que el diseño de los cabezales flotantes permite una buena expansión térmica, además de ofrecer un área mayor de intercambio de calor, y admite múltiples pasos por carcasa.

- **Ejemplo de diseño del condensador CD-300**

En este apartado, se procede al diseño del condensador CD-300, utilizando el simulador ASPEN.

En este intercambiador, el fluido frío corresponde al de agua fresca proveniente de los equipos de enfriamiento y circula por carcasa, mientras que el fluido caliente corresponde a los productos de la corriente de cabezas de salida del separador FLASH F-300 y circula por tubos. Por ello, primero se introducen las condiciones especiales de cada corriente: Caudal, composiciones, presiones, temperaturas de entrada y salida deseadas, y los coeficientes de ensuciamiento. Las composiciones de entrada de carcasa y tubos pueden ser observadas en la **Figura 11.9 y 11.10**.

BJAC Components	BJAC Composition	Component type
Water	0,51	Program ▼
Nitric acid	0,49	<i>Program</i> ▼

Figura 11.9. Simulador ASPEN exchanger design and rating V10. Composición másica de la corriente de entrada de tubos del intercambiador de calor.

BJAC Components	BJAC Composition	Component type
water	<i>1</i>	<i>Program</i> ▼

Figura 11.10. Simulador ASPEN exchanger design and rating V10. Composición másica de la corriente de salida de carcasa del intercambiador de calor.

Introducidas estas condiciones, se procede a elegir el tipo de condensador. En el proyecto, tanto este condensador, como todos los presentes en la planta, son TEMA AES, de pitch cuadrado, y el fluido caliente es el que circula por los tubos. Para el condensador CD-300, los tubos están hechos de Hastelloy C22, y una carcasa está fabricada de tipo AISI-316L.

Una vez son definidos los parámetros, el programa prosigue con la simulación, indicando todas las características físicas del equipo idóneo, entre estas el número de tubos, las velocidades de los fluidos, los diámetros de la carcasa y tubos, entre otros. En el **Capítulo 2: Listado de equipos**, se muestran las hojas de especificaciones resultantes de las simulaciones.

11.4.4. Diseño de chillers CH-800A/B/C

Los chillers son un tipo de equipo de refrigeración, los cuales son capaces de enfriar el líquido refrigerante, en el caso de este proyecto, el agua, a bajas temperaturas. Su funcionamiento se basa en la transmisión del calor latente de otro refrigerante, tabulados con una denominación estándar según el tipo de sustancia. Algunos ejemplos de refrigerantes son el R-410, que es una mezcla azeotrópica de diflorometano y pentafluoroetano, o el R-717, que es amoníaco puro.

El funcionamiento es el siguiente: el agua caliente llega a una cámara, en la que, por la parte exterior, circula el refrigerante en estado líquido y a alta presión.

A la salida de esta cámara, el refrigerante ha absorbido todo el calor del agua cambiando de fase, y por tanto se encuentra en estado gaseoso a alta presión.

El refrigerante se expande en una válvula de expansión, y se hace circular a través de unos condensadores de aire, los cuales absorben el calor latente del refrigerante gaseoso, para condensarlo.

Una vez condensado, se pasa por una bomba, para aumentar su presión, y finalmente se vuelve a introducir en la cámara para volver a refrigerar el agua.

En este proyecto, se desea que el chiller enfríe agua, de 15 a 5°C, es decir, debe ser capaz de realizar un salto térmico de 10°C.

- **Ejemplo de diseño del chiller CH-800**

En este apartado, se diseña el chiller CH-800 como ejemplo o demostración de cálculo para el diseño.

Para saber los requerimientos necesarios para refrigerar toda el agua necesaria, primero se debe calcular el agua total utilizada para la refrigeración. Para ello, se suma el agua refrigerante utilizada en cada equipo, dando un total de 44,4 kg/s. Sabiendo el caudal total, se puede calcular los requerimientos energéticos acudiendo a la **Ecuación 11.6**.

Sabiendo que la C_p del agua es de 4,18 kJ/(kg·°C):

$$q = m \cdot C_p \cdot \Delta T \quad (\text{Ecuación 11.6})$$

$$q = 44,4 \cdot 4,18 \cdot (15 - 5) = 1855,92 \text{ kW}$$

y sobredimensionando un 20%: $q_{tot} = 1,2 \cdot 1855,92 = 2227 \text{ kW}$

El chiller debe ser capaz de disipar 2227 kW. Sabiendo esto, se ha decidido instalar 3 unidades de los chiller de la marca Mecalor, modelo RLA-620 ^[15], los cuales son capaces de disipar 742 kW cada una, cubriendo así las necesidades de la planta.

11.4.5. Diseño del grupo electrógeno

Los equipos electrógenos serán los encargados de suministrar la cantidad de energía suficiente a la instalación de Oxatech, con la finalidad de resguardar la continuidad de la planta en caso de parada energética.

Para elegir el grupo electrógeno idóneo y producir electricidad de forma auxiliar, es necesario conocer las necesidades eléctricas de la planta. En la siguiente **Tabla 11.11**, se recogen todos los consumos eléctricos, divididos por áreas.

Taula 11.11. Consumos energéticos de electricidad en las distintas áreas de la planta.

Área	Consumo [kWh]
A-100	1109
A-200	52
A-300	278
A-400	123,5
A-700	435,5
A-800	706
A-1200	100
Otras áreas	420,5
TOTAL	3224,5

Para el A-1200, que corresponde al área de control, se ha considerado como consumo energético el 5% del consumo total de las áreas donde hay control automatizado, que corresponden al A-100, A-200, A-300, A-400 y A-700. Para las demás áreas, como por ejemplo los laboratorios u oficinas, se ha supuesto un consumo del 15% del consumo total de las demás áreas.

Como se observa, el consumo punta total de la planta es de 3224,5 kWh. Es necesario buscar en el mercado un grupo electrógeno capaz de producir esta cantidad de energía eléctrica en momentos en los que la conexión a la red pública falle. El modelo recomendado es el GSW3365M, de la marca Pramac ^[35], que consume gas natural para producir hasta 3300 kW.

11.4.6. Consumo de gas natural

El gas natural es otra de las fuentes de energías existentes y necesarias en la instalación para poder proporcionar un suministro energético suficiente. El consumo del gas natural proviene en mayor parte de la caldera de vapor, que utiliza el calor que produce su combustión para producir vapor de agua. Para el cálculo del consumo de gas natural, es necesario hacer el estudio en base al consumo punta de vapor de agua, que es de 0,98 kg/s, para ello se utiliza la **Ecuación 11.34**.

$$q = M \cdot \lambda_{H_2O} \quad (\text{Ecuación 11.34})$$

Dónde:

- q es el consumo de gas natural [kW]
- M es el caudal de vapor punta [kg/s]
- λ_{H_2O} es el calor de combustión del agua [kJ/kg]

Aplicando la ecuación se obtiene un consumo de 2212 kW:

$$q = 0,98 \text{ kg/s} \cdot 2257,2 \text{ kJ/kg} = 2212 \text{ kW}$$

11.4. DISEÑO DE EQUIPOS DE LÍNEA DE TRATAMIENTO

En este apartado se lleva a cabo el diseño para los equipos de línea de tratamiento. Estos equipos son los encargados de asegurar unas emisiones seguras de los residuos gaseosos y líquidos obtenidos en la planta. El diseño y dimensionamiento de estos se realiza según las necesidades y cumplimiento de las restricciones medioambientales.

11.5.1. Diseño scrubber SC-600

En el área 600 se encuentra el scrubber o lavador de gases, SC-600. Este equipo corresponde a la zona de tratamiento de gases y tiene la finalidad de purificar el efluente gaseoso compuesto por sustancias de carácter contaminante atmosférico. Se decide lavar o purificar este corriente gas para cumplir el reglamento de emisiones atmosféricas siendo el scrubber el equipo más adecuado.

Se elige esta técnica de lavado de gases principalmente porque con ella se llega al valor de emisiones límite permitido, pudiendo liberar una corriente descontaminante a la atmósfera. Además, es el método más económico para tratar en cierto modo los NO_x, aunque no se trate de un equipo que adquiriera rendimientos elevados.

Se escoge el SC-600 single-stage static scrubber del proveedor HE FILTRATION ENGINEERING SL ^[34], por la capacidad de lavado y por su eficiencia. Limpia 500 m³/h y con un porcentaje de eliminación de los NO_x en torno el 60%.

11.5.2. Diseño de separadores FLASH F-700 y F-701

En el área de la planta referida a la línea de tratamiento se localizan dos separadores FLASH, F-700 y F-701. Ambos equipos de separación están diseñados a partir del programa de simulación ASPEN HYSYS, ajustándose a las características propias que le rodean.

- **Diseño del separador FLASH F-700**

Este equipo está pensado para recibir la corriente líquida de ácido nítrico diluido en agua, etilenglicol y trazas de ácido oxálico y oxígeno, procedente del cristalizador CR-300, y producir dos corrientes: uno por la parte superior, que consiste en ácido nítrico al 65% másico, y otro por la parte inferior, compuesto por etilenglicol, agua, ácido nítrico y ácido oxálico. El efluente superior es gaseoso, y se condensa por a través del equipo CD-700 y recirculado a la zona 200, mientras que la corriente inferior es líquida, y es enviado a la siguiente FLASH F-701.

El separador FLASH F-700 es un recipiente cilíndrico, y va acompañado de un intercambiador de calor E-700, en el cual se produce un intercambio de calor entre el líquido que entrar al equipo de separación y el vapor que calentará este corriente entrante.

Para el diseño del F-700, se ha utilizado el programa de simulación ASPEN HYSYS, el cual es capaz de recrear un separador, en el que, en función de varios parámetros de operación, se obtienen unas composiciones distintas en los caudales de salida.

- Condiciones de operación F-700

El efluente que recibe el equipo es un corriente compuesto de diversos componentes. Para poder conseguir una separación óptima, el destilador trabaja a presión atmosférica y 85°C.

- Simulación del separador FLASH F-700

Se introducen todas las condiciones iniciales en el programa, las cuales son: temperatura de entrada de 25°C, presión de 1 bar, 109,8 mol/s de caudal de entrada y las composiciones molares, que son de 36% para el ácido nítrico, 58% para el agua, 4% para el etilenglicol, 2% para el ácido oxálico y menos de un 0,1% para el oxígeno diluido. Se impone también la restricción que la composición de la

salida de los vapores del separador tenga una composición del 65% másico en ácido nítrico.

Una vez puestas todas estas condiciones, el programa simula el proceso. Según este, para cumplir todas las condiciones, es necesario aportar 4671 kW de calor para calentar la corriente de entrada entre 86 y 87°C, para obtener 95,3 mol/s de ácido nítrico al 65% y trazas de etilenglicol y ácido oxálico, todo en estado gaseoso. Por otra parte, se obtiene 14,5 mol/s de corriente líquido, con unas composiciones molares del 21% para el ácido nítrico, 35% para el agua, 30% para el etilenglicol y 13% para el ácido oxálico.

- Dimensiones del separador FLASH F-700

A partir de la simulación llevada a cabo para el equipo, el programa permite dimensionar la altura y diámetro del FLASH. En este destilador se obtiene un diámetro de 2,70 m y una altura de 4,10 m.

- Espesor del separador FLASH F-700

Continuando con los cálculos y una vez conocidos los parámetros de dimensionamiento, se procede calcular el espesor perteneciente al presente equipo. Este parámetro se calcula mediante la fórmula del espesor de un cilindro, teniendo en cuenta a su vez el esfuerzo tangencial que se ejerce sobre el cuerpo cilindro.

El límite de elasticidad del material del que se ha construido cada FLASH es de $\text{catm}^{[26]}$, el cálculo del espesor se realiza mediante el código ASME ^{[2][25]} y se aplica un factor de soldadura del 0,85 referente a juntas examinadas por zonas.

Iniciando con el cálculo, se contabiliza la presión de diseño que tendrá que soportar el grosor del cilindro para una presión de operación de atmosférica. Primero se calcula la presión hidrostática, siguiendo la **Ecuación 11.27**.

$$P_h = 1227 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \cdot 3,95 \text{ m} = 47545,63 \text{ Pa}$$

De forma seguida, se calcula la presión de diseño.

$$P_d = 1,2 \cdot (1 \text{ atm} + 0,47 \text{ atm}) = 1,75 \text{ atm}$$

La temperatura de operación es de 86°C, se estima que el intervalo de temperatura de que resiste el recipiente es de 20°C, por lo que la temperatura de diseño es de 111°C.

El cálculo de los espesores se ha realizado a través de la **Ecuación 11.29**, obteniendo un espesor de equipo de 2,91 mm.

$$tr = \frac{1,75 \text{ atm} \cdot 1315 \text{ mm}}{2960,77 \text{ atm} \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 1,75 \text{ atm}} + 2 \text{ mm} = 2,91 \text{ mm}$$

- **Diseño del separador FLASH F-701**

Este equipo está diseñado para recibir la corriente líquida proveniente del separador FLASH F-700, con el objetivo de recuperar el etilenglicol no reaccionado y el ácido oxálico, para así recircularlos en la zona 200. Utilizando el mismo principio que el F-700, se separan estos compuestos de interés de los demás, que son ácido nítrico y agua. Este separador, análogamente al F-700, es un recipiente cilíndrico, y va acompañado también de un intercambiador de calor, el E-701, que calienta la corriente de entrada.

Para su diseño, también se ha utilizado el programa ASPEN HYSYS, introduciendo sus parámetros operacionales.

- Condiciones de operación F-701

Para la separación de los componentes el equipo separador actúa a presión atmosférica y 100°C. La temperatura de trabajo es superior, en comparación al anterior equipo, como consecuencia de separar la mayor cantidad de agua del medio.

- Simulación del separador FLASH F-701

Los parámetros de operación del equipo requerido para la simulación son: temperatura de entrada de 87°C, presión de 1 bar, 14,5 mol/s de caudal de entrada, y composiciones molares del 20% para el ácido nítrico, 40% para el agua, 28% para el etilenglicol y 12% para el ácido oxálico. Esta vez, la restricción aplicada es la recuperación del 99% del etilenglicol que entra al separador, por el efluente líquido.

Una vez simulado el proceso, se requiere un calor de 326 kW para calentar la corriente de entrada entre 99 y 100°C, y así obtener 7,3 mol/s de corriente líquida, con una recuperación del 99% del etilenglicol entrante. La corriente gaseosa obtenida son 7,2 mol/s, la cual está compuesta por ácido nítrico, agua y pequeñas trazas de etilenglicol. Esta corriente gaseosa es condensada y tratada en el neutralizador N-700.

- Dimensiones del separador FLASH F-701

Una vez es llevada a cabo la simulación para el equipo de destilación, el programa permite dimensionar la altura y diámetro del FLASH. En este destilador se obtiene un diámetro de 0,95 m y una altura de 1,43 m.

- Espesor del separador FLASH F-701

Siguiendo con los cálculos y a partir de los parámetros de dimensionamiento, se procede calcular el espesor del equipo. Este parámetro se calcula mediante la fórmula del espesor de un cilindro, teniendo en cuenta a su vez el esfuerzo tangencial que se ejerce sobre el cuerpo cilindro.

El límite de elasticidad del material del que se ha construido cada FLASH es de $catm$ ^[26], el cálculo del espesor se realiza mediante el código ASME ^{[2][25]} y se aplica un factor de soldadura del 0,85 referente a juntas examinadas por zonas.

Para dar inicio al cálculo se estudia la presión de diseño que tendrá que soportar el grosor del cilindro para una presión de operación de 0,5 bar. En primer lugar, se calcula la presión hidrostática, siguiendo la **Ecuación 11.27**.

$$P_h = 1187 \frac{kg}{m^3} \cdot 9,81 \frac{m}{s^2} \cdot 3,95 m = 45995,66 Pa$$

Seguidamente, se calcula la presión de diseño.

$$P_d = 1,2 \cdot (1 atm + 0,45 atm) = 1,73 atm$$

La temperatura de operación es de 100°C, se estima que el intervalo de temperatura de que resiste el recipiente es de 20°C, por lo que la temperatura de diseño es de 125°C.

El cálculo de los espesores se ha realizado mediante la **Ecuación 11.29**, consiguiendo un resultado de espesor correspondiente a 2,32 mm.

$$tr = \frac{1,73 \text{ atm} \cdot 470 \text{ mm}}{2960,77 \text{ atm} \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 1,73 \text{ atm}} + 2 \text{ mm} = 2,32 \text{ mm}$$

11.5.3. Diseño del tanque de condensados TK-700

El tanque de condensados es equipo recolector de la corriente de salida de los condensados, proveniente del FLASH F-700 pasado por el CD-700. Estos tendrán la finalidad de separar la fase líquida de la gaseosa existente en la corriente.

El cálculo de diseño del tanque de condensados sigue el mismo procedimiento llevado a cabo en los distintos tanques de almacenamiento.

- **Condiciones de operación TK-700**

Este equipo opera a condiciones atmosféricas y una temperatura de 65°C. No cuenta con una agitación debido a que la separación de las fases ya es homogénea y se ve muy favorecida por la diferencia de volatilidades y densidades de los compuestos existentes en la mezcla de entrada.

- **Dimensionamiento del tanque de condensados**

El volumen del tanque de condensados es de 5 m³ una vez sobredimensionado. Se calcula el diámetro y la altura teniendo en cuenta que se trata de un tanque vertical agitado.

Para el cálculo del diámetro se ha tenido en cuenta el volumen del cilindro y se ha elegido una relación entre altura y diámetro de 1,5.

$$D = \sqrt[3]{\frac{5 \text{ m}^3 \cdot 4}{1,5 \cdot \pi}} = 1,72 \text{ m}$$

La altura aproximada será de 2,58 m teniendo en cuenta la relación anterior. Mediante esta altura se calcula la presión hidrostática que soportará el equipo, correspondiente a 30127,56 Pa. La densidad del fluido utilizado que se encuentra en el tanque se ha calculado mediante el programa ASPEN Hysys.

Teniendo en cuenta que la presión de operación es de 1 atm y la hidrostática es de 0,30 atm, se calcula la presión de diseño, y se obtiene un resultado de 1,92 atm.

Conociendo la temperatura de operación de 75°C, se estima que el intervalo de temperatura de que resiste el recipiente es de 20°C, por lo que la temperatura de diseño es de 95°C.

El cálculo de los espesores se ha realizado mediante las **Ecuaciones 11.29 y 11.30**.

$$tr = \frac{1,92 \text{ atm} \cdot 860 \text{ mm}}{4835,92 \text{ atm} \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 1,92 \text{ atm}} + 2 \text{ mm} = 2,3 \text{ mm}$$
$$t = \frac{1,92 \text{ atm} \cdot 1720,5 \text{ mm} \cdot 1,39}{2 \cdot 4835,92 \text{ atm} \cdot 0,85 - 0,2 \cdot 1,92 \text{ atm}} + 2 \text{ mm} = 2,45 \text{ mm}$$

El espesor del cuerpo cilíndrico es de 2,3 mm y el de el cabezal de 2,45 mm, los cuales sobredimensionados frente a posibles accidentes, se obtiene un espesor del cuerpo cilíndrico final de 4,3 mm y el del cabezal de 4,45 mm.

Las cúpulas presentan una configuración toriesférica, la altura de cada tapa (superior y fondo) se ha realizado mediante la calculadora de fondos Klopper según DIN-28011 de la empresa HORFASA ^[19]. La altura de cada cabezal es de 0,35 m por lo que la altura total del equipo es de 3,27 m. El diámetro externo del cuerpo cilíndrico corresponde a 1,73 m.

El cálculo del tanque vacío se realiza a continuación, primero se calcula el peso de la parte cilíndrica del tanque. El valor resultante es de 483,96 kg. Seguido se calcula el peso de los cabezales mediante el cálculo del volumen de una semiesfera. El valor es de 166,50 kg para cada cabezal. Por lo que finalmente, el peso del tanque vacío es de 816,96 kg.

Para saber el peso del equipo lleno, se ha realizado el cálculo para un volumen de 5 m³, sabiendo que la densidad del contenido del tanque es de 1190 kg/m³. Siendo el peso total que puede presentar el equipo totalmente lleno de 6755,96 kg.

11.5.4. Almacenamiento de hidróxido de potasio TK-701

El almacenamiento de hidróxido de potasio, al igual que el almacenamiento de producto y subproducto de la planta, se realiza en silos que resguardan el reactivo sólido que se utiliza en el proceso de tratamiento de líquidos.

- **Condiciones de operación TK-701**

Las condiciones normales de trabajo son 25 °C y presión atmosférica. Se trata de un silo que está ubicado en el interior de la zona de proceso. Como consecuencia de una posible compactación del sólido almacenado, el silo dispone de una serie de accesorios que realizan una fluidización interior. La fluidización se realiza mediante un sistema de fluidización de la empresa SiloTec^[22].

- **Dimensionamiento**

El almacenamiento de hidróxido de potasio se realiza para un total de 4 días, obteniendo un volumen de almacenaje de 7,60 m³, el cual sobredimensionado un 20 %, el silo presenta un volumen de 9,10 m³.

El diámetro del silo se ha fijado mediante la guía de silos estándar de la empresa Zeppelin^[23] por lo que las dimensiones del silo son 2,00 m de diámetro y de 3,00 m de altura. La altura total final del equipo, teniendo en cuenta la estructura inferior y superior, es de 8,00 m. El espesor del silo viene marcado por el proveedor y corresponde a un espesor de 20 mm en este caso ^[23].

11.5.5. Diseño del neutralizador N-700

Este equipo está pensado para tratar la corriente procedente del separador FLASH F-701 obtenida por la parte superior del equipo, la cual es previamente condensada por el condensador CD-701.

La composición de esta corriente tratada es principalmente agua y ácido nítrico al 21% molar, acompañados de pequeñas trazas de etilenglicol y ácido oxálico. El tratamiento consiste en una neutralización con hidróxido de potasio, o comúnmente denominado potasa cáustica, de tal manera que se consigue un pH de 7 a la salida del neutralizador, además de la formación de sales de nitrato de potasio, un producto que se deseara obtener y posteriormente aislar. Dicho sólido, debido a su gran solubilidad en agua caliente, se encuentra totalmente diluido en el efluente.

- **Condiciones de operación N-700**

Este equipo opera a presión atmosférica y 70°C de forma isoterma. Está agitado y refrigerado con una media caña por la que circula agua procedente del chiller CH-800. El tiempo de residencia que presenta el neutralizador es de 1,2 horas.

- **Necesidades de potasa cáustica**

Para saber la cantidad necesaria de potasa cáustica para neutralizar la corriente a tratar, es necesario calcular tanto la concentración molar del ácido nítrico en el influente, como la concentración molar de la potasa cáustica.

Para conocer la concentración molar de ácido nítrico, se utiliza la **Ecuación 11.8**:

$$[HNO_3] = X_m \cdot \rho_m \quad (\text{Ecuación 11.8})$$

Dónde:

- X_m es la fracción molar de ácido nítrico [-].
- ρ_m es la densidad molar del influente [mol/L].

$$[HNO_3] = 0,21 \cdot 41,31 = 8,68 \text{ mol/L}$$

Para la concentración molar de potasa cáustica, al tratarse de un sólido, la concentración molar viene dada por su densidad, **Ecuación 11.9**:

$$[KOH] = \frac{\rho_k}{PM_{KOH}} \quad (\text{Ecuación 11.9})$$

Dónde:

- ρ_k es la densidad de la potasa cáustica sólida [g/L].
- PM_{KOH} es el peso molar de la potasa cáustica [g/mol].

$$[KOH] = \frac{2120}{56,1} = 37,8 \text{ mol/L}$$

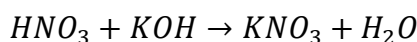
Una vez son conocidas las concentraciones del ácido y de la base, se prosigue con el cálculo de las necesidades de potasa cáustica para la neutralización total.

$$n_{HNO_3} \cdot [HNO_3] = n_{KOH} \cdot [KOH] \rightarrow n_{KOH} = \frac{n_{HNO_3} \cdot [HNO_3]}{[KOH]}$$

$$n_{KOH} = \frac{7,2 \cdot 8,68}{37,8} = 1,65 \text{ mol KOH/s}$$

$$1,65 \text{ mol KOH/s} \cdot \frac{56,1 \text{ g KOH}}{1 \text{ mol KOH}} \cdot \frac{1 \text{ kg KOH}}{1000 \text{ g KOH}} \cdot \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}} = 333,2 \text{ kg KOH/h}$$

La reacción que se produce es:



Por lo tanto, con la adición de este caudal de KOH, se obtienen las siguientes cantidades de nitrato de potasio, KNO_3 , y agua, H_2O :

$$1,65 \text{ mol KOH/s} \cdot \frac{1 \text{ mol } KNO_3}{1 \text{ mol KOH}} \cdot \frac{101,1 \text{ g } KNO_3}{1 \text{ mol } KNO_3} \cdot \frac{1 \text{ kg } KNO_3}{1000 \text{ g } KNO_3} \cdot \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}}$$

$$= 600,5 \text{ Kg } KNO_3/h$$

$$1,65 \text{ mol KOH/s} \cdot \frac{1 \text{ mol } H_2O}{1 \text{ mol KOH}} \cdot \frac{18 \text{ g } H_2O}{1 \text{ mol } H_2O} \cdot \frac{1 \text{ kg } H_2O}{1000 \text{ g } H_2O} \cdot \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}} = 106,9 \text{ kg } H_2O/h$$

- **Cálculo del volumen, diámetro y altura del neutralizador N-700**

Conocidas las necesidades del equipo, se procede al cálculo del volumen y dimensionamiento del equipo.

Antes de calcular el volumen, primero se estudia el caudal volumétrico del influente.

$$Q_e = 7,23 \frac{\text{mol}}{\text{s}} \cdot \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}} \cdot \frac{1 \text{ kmol}}{1000 \text{ mol}} \cdot \frac{1 \text{ m}^3}{44,31 \text{ kmol}} = 0,59 \text{ m}^3/h$$

Una vez es conocido el caudal volumétrico del influente y sabido el tiempo de residencia, se procede a calcular el volumen del neutralizador:

$$V = Q_e \cdot \tau = 0,59 \cdot 1,2 = 0,71 \text{ m}^3$$

y sobredimensionando un 30%: $V_f = 1,3 \cdot 0,7 = 0,92 \text{ m}^3 \approx 1 \text{ m}^3$

Aplicando la relación $h/D=1,5$, se obtiene:

$$V_f = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot h = \frac{\pi}{4} \cdot 1,5 \cdot D^3 = 1; \quad D = 0,95 \text{ m}, \quad h = 1,43 \text{ m}$$

A partir de los diversos parámetros de dimensionamiento se elige el modelo de agitador que permita mantener el medio suficientemente homogéneo a partir de las dimensiones y condiciones de operación en las que trabaja el equipo. Para el neutralizador N-700 el agitador que se ajusta a este equipo corresponde al modelo HAS-05 03 R 02. Modelo escogido siguiendo el catálogo de proveedor [11].

- **Sistema de refrigeración del neutralizador**

El neutralizador opera de forma isoterma a 70°C . Para saber las necesidades de refrigeración, primero se debe calcular el calor de reacción, y en función a ello se decide qué tipo de refrigerante es usado, el sistema de refrigeración, entre otros parámetros de diseño.

○ **Cálculo del calor de reacción**

En el cálculo del calor de reacción, se ha utiliza una tabla bibliográfica de entalpías de formación de varios compuestos ^[4], entre los que se encuentran los reactivos y los productos de la reacción:

$$\Delta H_{HNO_3} = -49,37 \frac{Kcal}{mol}, \Delta H_{KOH} = -102,02 \frac{Kcal}{mol}, \Delta H_{H_2O} = -68,31 \frac{Kcal}{mol}$$

$$\Delta H_{KNO_3} = -102,41 \frac{Kcal}{mol}$$

Siguiendo la **Ecuación 11.10**, se calcula el calor de reacción.

$$\Delta H = \sum \Delta H \text{ productos} - \sum \Delta H \text{ reactivos} \quad (\text{Ecuación 11.10})$$

$$\Delta H_f = (-102,41 - 68,31) - (-49,37 - 102,41) = -18,94 \frac{kcal}{mol} \cdot \frac{4,18 \text{ kJ}}{1 \text{ kcal}}$$

$$= -79,17 \frac{kJ}{mol}$$

○ **Balance de energía en el neutralizador**

Una vez se conoce el calor de reacción, se debe hacer un balance energético, con tal de saber todo el calor que se genera debido a la reacción.

Este calor se calcula aplicando la **Ecuación 11.11**, de la siguiente manera:

$$q = \Delta H \cdot F_{et,e} \cdot X \quad (\text{Ecuación 11.11})$$

Dónde:

- q es el calor generado [kW]
- $F_{et,e}$ es el caudal molar de ácido nítrico en la entrada del reactor [mol/s]
- X es la conversión en el reactor

En el neutralizador se introducen 7,23 mol/s del caudal a tratar, con un 21% molar de ácido nítrico, y se produce una conversión del 100%, por tanto:

$$q = -79,17 \cdot 7,23 \cdot 0,21 \cdot 1 = -120,20 \text{ kW}$$

Sabiendo el calor que se debe absorber, se calcula el caudal de refrigerante, el cual es agua procedente de la torre del chiller CH-800, con un salto térmico de 5 a 10°C.

$$m = \frac{q}{C_p \cdot \Delta T} = \frac{120,20}{4,18 \cdot (10 - 5)} = 5,75 \frac{Kg}{s} = 5,81 \cdot 10^{-3} m^3/s$$

Este caudal de agua circula por una media caña DN-100, por lo tanto, la velocidad a la que fluye ES:

$$v = \frac{m}{\frac{\pi}{8} \cdot D_i^2} = \frac{5,81 \cdot 10^{-3}}{\frac{\pi}{8} \cdot 0,1^2} = 1,48 m/s$$

- **Área de intercambio necesaria en el neutralizador**

Para calcular el área de intercambio necesaria para el neutralizador, primero se debe calcular el coeficiente global de transferencia de calor. Este coeficiente se calcula a partir de los coeficientes individuales de transmisión de calor.

Para el coeficiente individual exterior, se ha utilizado la **Ecuación 11.3**, que expresa la transferencia de calor por circulación forzada, específicamente para el agua.

$$h_{ext} = 4200 \cdot (1,35 + 0,02 \cdot T) \cdot \frac{V^{0,8}}{D_i^{0,2}} \quad (\text{Ecuación 11.3})^{[5]}$$

$$h_{ext} = 4200 \cdot (1,35 + 0,02 \cdot T) \cdot \frac{V^{0,8}}{D_i^{0,2}}$$

$$h_{ext} = 4200 \cdot \left[1,35 + 0,02 \cdot \left(\frac{10 + 5}{2} \right) \right] \cdot \frac{1,48^{0,8}}{0,1^{0,2}} = 13663 W/m^2 \cdot K$$

Para el coeficiente individual interior, se ha utilizado la **Ecuación 11.4**, que expresa la transferencia de calor para recipientes encamisados y agitados:

$$Nu = a \cdot \left(\frac{L^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \right)^b \cdot \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^m \quad (\text{Ecuación 11.4})^{[5]}$$

$$Nu = \frac{h_{int} \cdot D}{k}$$

Para simplificar el cálculo, se supone que la temperatura en el seno del líquido y en la pared son prácticamente iguales, por lo que la viscosidad no varía.

$$Nu = 0,87 \cdot \left(\frac{0,3^2 \cdot 2 \cdot 990}{0,001} \right)^{0,62} \cdot \left(\frac{4180 \cdot 0,001}{0,59} \right)^{1/3} = 3010$$

$$h_{int} = \frac{3010 \cdot 0,59}{0,95} = 1869 W/m^2 \cdot K$$

Respecto a la conductividad térmica del material, el coeficiente de transmisión de calor del acero al carbón es de $43 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$, a la temperatura de operación.

Finalmente, los coeficientes de ensuciamiento se han escogido a partir de unos intervalos típicos:

$$h_{int}' = 5000 \text{ W/(m}^2 \cdot \text{K)}; \quad h_{ext}' = 3000 \text{ W/m}^2$$

Una vez obtenidos todos los coeficientes individuales, se procede a calcular el coeficiente global:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_{ext}} + \frac{1}{h_{ext}'} + \frac{D_{ext} \cdot \text{Ln}\left(\frac{D_{ext}}{D_{in}}\right)}{2 \cdot K} + \frac{D_{ext}}{D_{in} \cdot h_{int}} + \frac{D_{ext}}{D_{in} \cdot h_{int}'}$$

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{13663} + \frac{1}{3000} + \frac{0,109 \cdot \text{Ln}\left(\frac{0,109}{0,1}\right)}{2 \cdot 43} + \frac{0,109}{0,1 \cdot 1869} + \frac{0,109}{0,1 \cdot 5000}$$

$$= 1,317 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2 \cdot \text{K/W}$$

$$U = \frac{1}{1,317 \cdot 10^{-3}} = 759,3 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

Ahora que se conoce el coeficiente global de transferencia de calor, es posible calcular el área de intercambio necesaria:

$$A = \frac{Q'}{U \cdot DTML}; \quad DTML = \frac{(70-5)-(70-10)}{\text{Ln}\left(\frac{70-5}{70-10}\right)} = 62,5 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$A_{\min} = \frac{120200}{759,3 \cdot 62,5} = 2,5 \text{ m}^2, \text{ y sobredimensionando un 20\%: } A = 3 \text{ m}^2$$

El área que ofrece el neutralizador N-700 es:

$$A_{tot,1} = \pi \cdot D \cdot h = \pi \cdot 0,95 \cdot 1,43 = 4,27 \text{ m}^2$$

En conclusión, el área que ofrece el neutralizador es suficiente para hacer la refrigeración.

- **Dimensionamiento de la media caña**

En este apartado se procede a calcular el número de vueltas necesario para refrigerar el neutralizador N-700.

Para ello, primero se debe calcular el área que ofrece una vuelta de la media caña:

$$A_{1vuelta} = D_{int} \cdot \pi \cdot D = 0,2 \cdot \pi \cdot 0,9 = 0,57 \text{ m}$$

Dividiendo el área de intercambio necesaria por el área de una vuelta, se calcula el número de vueltas necesarias.

$$N^{\circ} \text{ Vueltas} = \frac{4,27}{0,57} = 7,5 \approx 8$$

11.5.6. Diseño del evaporador EV-700

Este equipo está diseñado para recibir el efluente del neutralizador, una corriente compuesta de agua y nitrato de potasio diluido, y evaporar el agua para que esta sal precipite, obteniendo así un sólido pastoso.

Su funcionamiento es el siguiente: El líquido a tratar se inyecta en un recipiente, el cual se encuentra al vacío, con tal de rebajar la temperatura de ebullición del agua hasta los 70°C. Este recipiente posee un serpentín en la parte inferior, por el cual circula vapor de agua sobrecalentado, transmitiendo la energía necesaria para evaporar el agua.

El agua evaporada es recogida con un compresor, y enviada a un condensador, con tal de obtener agua líquida limpia, mientras que el otro efluente consta del sólido pastoso y húmedo.

- **Condiciones de operación EV-700**

El evaporador trabaja en continuo al vacío, a 0,5 bar, y una temperatura de 70°C. Por la parte superior del equipo se obtiene vapor de agua y por el parte inferior sólido precipitado recolectado para su posterior tratamiento.

Se ha tenido en cuenta un tiempo de residencia lo suficientemente grande como para que el caudal de agua del influente se evapore hasta el % de humedad deseado en el efluente, el cual es del 31%. Se establece un tiempo de residencia de 1 hora.

- **Diseño del volumen, diámetro y altura del evaporador EV-700**

En este subapartado se calcula el volumen y dimensiones del equipo. Para obtener estos parámetros, primero se calcula el caudal volumétrico del influente:

$$Q_{e,H_2O} = 7,37 \frac{\text{mol}}{\text{s}} \cdot \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}} \cdot \frac{18 \text{ g}}{1 \text{ mol}} \cdot \frac{1 \text{ kg}}{1000 \text{ g}} \cdot \frac{1 \text{ m}^3}{990 \text{ kg}} = 0,48 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$Q_{e,KNO_3} = 1,66 \frac{\text{mol}}{\text{s}} \cdot \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}} \cdot \frac{101,1 \text{ g}}{1 \text{ mol}} \cdot \frac{1 \text{ kg}}{1000 \text{ g}} \cdot \frac{1 \text{ m}^3}{2110 \text{ kg}} = 0,29 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$Q_{e,total} = 0,48 + 0,29 = 0,77 \text{ m}^3/\text{h}$$

Una vez es conocido el caudal volumétrico del influente y el tiempo de residencia, se procede a calcular el volumen del neutralizador.

$$V = Q_e \cdot \tau = 0,77 \cdot 1 = 0,77 \text{ m}^3,$$

y sobredimensionando un 30%: $V_f = 1,3 \cdot 0,77 = 1 \text{ m}^3$

Aplicando una relación $h/D = 2$, se obtiene:

$$V_f = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot h = \frac{\pi}{4} \cdot 2 \cdot D^3 = 1: \quad D = 0,86 \text{ m}, \quad h = 1,72 \text{ m}$$

- **Balance de energía en el evaporador**

Para calcular el caudal de vapor necesario, primero se debe calcular la energía necesaria para evaporar agua hasta el porcentaje de humedad deseado.

Para obtener un 31% de humedad en el efluente, es necesario evaporar el 50% de agua del influente, es decir, 3,68 mol/s de agua.

$$3,68 \frac{\text{mol}}{\text{s}} \cdot \frac{18 \text{ g}}{1 \text{ mol}} \cdot \frac{1 \text{ kg}}{1000 \text{ g}} = 0,066 \text{ kg/s de } H_2O$$

Conociendo el caudal de agua a evaporar, se procede a calcular la energía requerida a partir de la **Ecuación 11.12**.

$$q = m \cdot \lambda \quad (\text{Ecuación 11.12})$$

Dónde:

- λ es el calor latente de evaporación del agua [-].
- m es el caudal de agua a evaporar [-].
- q es la energía requerida [-].

Obteniendo:

$$q = 0,066 \text{ kg/s} * 2257 \text{ kJ/kg} = 149 \text{ kW}$$

Finalmente, sabiendo la energía requerida, es posible calcular el caudal de vapor de agua que se ajusta a las necesidades:

$$m' = \frac{q}{\lambda} = \frac{149}{2257} = 0,066 \text{ kg/s} = 237,6 \text{ kg/h de vapor de agua}$$

11.5.7. Diseño del secador D-700

El secador D-700 es un equipo presente en la parte final del proceso, diseñado con el objetivo de recibir el nitrato de potasio húmedo procedente del evaporador EV-700, y deshidratarlo, de tal manera de obtener el sólido totalmente seco. Se trata de un secador de bandeja al vacío ^[30], estos secadores también pueden trabajar en continuo y se adaptan a esta sustancia y a los caudales que se obtienen del producto secundario.

- **Condiciones de operación D-700**

En condiciones de operación normal de la planta el equipo trabaja a presión atmosférica con un salto térmico del aire de 25°C y 45°C para el sólido.

- **Balances de energía al Secador D-700**

El equipo presenta dos entradas y salidas de gas y sólido. La entrada del sólido se realiza a través de un tornillo de Arquímedes a 25°C, mientras que el aire se introduce a través de unos compresores a 85°C.

La cantidad de aire necesario para secar el sólido es función de la temperatura a la que entra a mezcla sólida y su composición. A partir de estas características, previamente se calcula la necesidad energética para después estudiar dichas necesidades. En este cálculo inicial se acude a la **Ecuación 11.6** que calcula el calor necesario, en kJ/s, a aportar para calentar el medio.

$$q = n \cdot Cp \cdot (T_s - T_e) \text{ (Ecuación 11.6)}$$

Los siguientes cálculos se realizan siguiendo la demostración de cálculo del secador D-400. Los resultados finales se muestran en la **Tabla 11.7**.

Tabla 11.7. Recopilación de datos de las necesidades de energía calorífica para calentar la mezcla entrante del Secador D-700.

Corriente	Compuesto	m_i [kg/s]	n_i [kmol/s]	T_e [°C]	T_s [°C]	$Cp^{**} (T_e)$ [kJ/kmol·°C]	q [kJ/s]
E1*	EG	-	-	25	100	159,60	-
	AO (no crist.)	-	-	25	100	135,40	-
	Agua	0,07	$3,7 \cdot 10^{-3}$	25	100	75,70	8,36
	AN	-	-	25	100	155,70	-

* E1: corriente de sólidos de la salida del evaporador EV-700.

** Los datos de C_p a temperatura de entrada son extraídos de la base de datos del programa APSEN Hysys.

La suma total de las necesidades caloríficas presenta un valor de 8,36 kJ/s.

- **Necesidades de aire**

Conocida la cantidad total de energía calorífica, se calcula las necesidades de aire. El cálculo se lleva a cabo en condiciones de operación normal de la planta. Para ello, se recoge la **Ecuación 11.7 modificada**, que permite conocer la cantidad de aire para un intercambio de calor por contacto directo, donde existe únicamente transferencia de calor sensible.

$$q_{total} = n(vap) \cdot (\lambda - C_p \cdot (T_s - T_e)) \quad (\text{Ecuación 11.7})$$

Como no existe una transferencia de calor latente por parte del aire, el término λ se ve reducido a cero.

$$q_{total} = n(vap) \cdot (0 - C_p \cdot (T_s - T_e)) \quad (\text{Ecuación 11.7 modificada})$$

A partir de los datos obtenidos, se observa que las necesidades de aire corresponden a 750,54 kg/h.

$$8,36 \text{ kJ/s} = n(\text{aire}) \cdot (0 - 29,04 \text{ kJ}/(\text{kmol} \cdot ^\circ\text{C}) \cdot (60 - 100)^\circ\text{C})$$

$$n(\text{aire}) = 0,007 \text{ kmol/s} = 750,54 \text{ kg/h}$$

11.5.8. Diseño del silo de nitrato de potasio TK-702

El almacenamiento de nitrato de potasio se realiza en silos que recolectan el subproducto sólido obtenido en la línea de tratamiento de líquidos. Para el cálculo de este equipo se sigue el mismo procedimiento que en los anteriores apartados de almacenamiento.

- **Condiciones de operación TK-702**

Los tanques están localizados en el exterior de la planta a condiciones atmosféricas, tanto de presión como de temperatura, por lo que esta última fluirá en torno a los 25°C.

Debido a que se puede realizar una compactación del producto almacenado, se han dispuesto en el silo una serie de accesorios para realizar una fluidización en el interior. Esto se realiza mediante un sistema de fluidización de la empresa SiloTec^[22].

- **Dimensionamiento del silo**

El caudal que recibe este silo es de 0,19 kg/s, teniendo en cuenta que la densidad del nitrato de potasio es de 2110 kg/m³, el volumen de nitrato de potasio a almacenar en dos días es de 15,17 m³. Se sobredimensiona dicho volumen por motivos de seguridad, por lo que el volumen de diseño es de 18,20 m³.

El diámetro del silo se ha fijado mediante la guía de silos estándar de la empresa Zeppelin^[23] por lo que las dimensiones del silo son 2,50 m de diámetro y de 3,75 m de altura.

La altura total del equipo teniendo en cuenta la estructura inferior y superior, es de 8,76 m. El espesor del silo viene marcado por el proveedor y es de 20 mm en este caso ^[23].

11.5. DISEÑO DE TUBERÍAS, EQUIPOS DE TRANSPORTE Y BOMBAS

En este último apartado del capítulo se lleva a cabo el diseño de tuberías, bombas y equipos de transporte de sólidos.

Estos equipos son los encargados de asegurar unas emisiones seguras de los residuos gaseosos y líquidos obtenidos en la planta. El diseño y dimensionamiento de estos se realiza según las necesidades y cumplimiento de las restricciones medioambientales.

11.6.1. Diseño de tuberías

Las tuberías son las encargadas de transportar gran parte de los productos obtenidos en la planta. Para su diseño se ha tenido en cuenta como referencia las velocidades típicas. Conociendo el caudal que se desea transportar en cada tubería, se han iterado los diámetros nominales existentes, hasta obtener una velocidad dentro del intervalo típico. Para el cálculo de la velocidad se utiliza la **Ecuación 11.33**.

$$v = \frac{Q}{A} \quad (\text{Ecuación 11.33})$$

Dónde:

- v es la velocidad del fluido [m/s].
- Q es el caudal volumétrico del fluido [m³/s].
- A es la sección de la tubería [m].

La sección de la tubería A depende del diámetro de dicha tubería:

$$A = \frac{\pi}{4} \cdot D^2$$

Dónde:

- D es el diámetro de la tubería [m].

El tipo y grosor del aislamiento depende de la temperatura de trabajo de la tubería y del diámetro nominal. En el **Capítulo 4. Tuberías, Válvulas, Bombas y otros**, se especifica una tabla con los grosores en función de los parámetros mencionados.

- **Ejemplo de cálculo de la tubería 300-AISI 316L-A-100**

A continuación, se muestra un ejemplo de cálculo de la tubería 300-AISI 316L-A-100:

$$A = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 = \frac{\pi}{4} \cdot 0,45^2 = 0,159 \text{ m}^2$$

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{0,133}{0,159} = 0,84 \text{ m/s}$$

11.6.2. Diseño del tornillo de Arquímedes

Los tornillos de Arquímedes o tornillos sin fin son aquellos que transportan el sólido cuando presenta un comportamiento físico pastoso, situado principalmente a la salida de equipos como las centrífugas. Para su diseño se han utilizado varias ecuaciones empíricas [16a], que tienen en cuenta el caudal transportado, diámetro de hélice, paso de hélice, velocidad de transporte, entre otros parámetros.

A continuación, se presenta un ejemplo de diseño del tornillo sin fin 150-150-0-MC-301, el cual transporta el sólido del CT-300 al elevador de cangilones.

Primero, se presentan las ecuaciones de diseño, **Ecuación 11.13**:

$$Q = 3600 \cdot S \cdot v \cdot \rho \cdot i \quad (\text{Ecuación 11.13}) \quad [16]$$

$$\text{Con: } S = \lambda \cdot \frac{\pi \cdot D^2}{4}; \quad v = \frac{p \cdot n}{60}$$

Dónde:

- Q es el caudal de sólido transportado [Tn/h].
- S es la sección de la hélice [m].
- λ es el coeficiente de relleno de la sección [-].
- v es la velocidad de transporte [m/s].
- ρ es la densidad del sólido [Tn/m³].
- i es el coeficiente de disminución del flujo de material debido a la inclinación del transportador.
- D es el diámetro de la hélice [m].
- p es el paso de hélice [m].
- n son las revoluciones por minuto del motor [RPM].

Los parámetros de operación son: $Q = 6,83 \text{ Tn/h}$; $\rho = 1,5 \text{ Tn/m}^3$

Para el coeficiente de disminución del flujo debido a la inclinación (i), se utiliza la siguiente tabla, **Figura 11.11** ^[16a]:

Inclinación del canalón	0°	5°	10°	15°	20°
i	1	0,9	0,8	0,7	0,6

Figura 11.11. Tabla de coeficientes de disminución del flujo debido a la inclinación (i).

<https://ingemecanica.com/tutorialsemanal/tutorialn143.html>

Al no haber inclinación se utiliza una $i = 1$.

Para el coeficiente de relleno (λ), se utiliza la siguiente tabla, **Figura 11.12** ^[16a]:

Tipo de carga	Coeficiente de relleno, λ
Pesada y abrasiva	0,125
Pesada y poco abrasiva	0,25
Ligera y poco abrasiva	0,32
Ligera y no abrasiva	0,4

Figura 11.12. Tabla de coeficientes de relleno frente el tipo de carga.

<https://ingemecanica.com/tutorialsemanal/tutorialn143.html>

Se utiliza un $\lambda=0,4$.

Una vez conocidos estos parámetros, se prosigue con una resolución por iteraciones del diámetro, suponiendo que el paso de hélice es igual al diámetro, y utilizando la siguiente tabla de RPM en función del diámetro, **Figura 11.13**:

Diámetro del tornillo (mm.)	Velocidad máxima (r.p.m.) según la clase de material (*)				
	Clase I	Clase II	Clase III	Clase IV	Clase V
100	180	120	90	70	30
200	160	110	80	65	30
300	140	100	70	60	25
400	120	90	60	55	25
500	100	80	50	50	25
600	90	75	45	45	25

Figura 11.13. Tabla de RPM en función del diámetro.

<https://ingemecanica.com/tutorialsemanal/tutorialn143.html>

El resultado es el siguiente:

$$D = p = 0,15 \text{ m}, \quad v = 0,2 \frac{\text{m}}{\text{s}}, \quad n = 80 \text{ RPM}, \quad S = 7,07 \cdot 10^{-3} \text{ m}$$

Una vez dimensionado el tornillo sin fin, se procede con el cálculo del consumo eléctrico siguiendo la **Ecuación 11.14**:

$$P = P_H + P_N + P_i \quad (\text{Ecuación 11.14})^{[16]}$$

$$\text{Con: } P_H = C_o \cdot \frac{Q \cdot L}{367}; \quad P_N = \frac{D \cdot L}{20}; \quad P_i = \frac{Q \cdot H}{367}$$

Dónde:

- P es el consumo eléctrico total [kW].
- P_H es la potencia necesaria para el desplazamiento horizontal del material [kW].
- P_N es la potencia necesaria para el accionamiento del tornillo en vacío [kW].
- P_i es la potencia necesaria para el caso de un tornillo sin fin inclinado [kW].
- L es la longitud del tornillo sin fin [m].
- H es la diferencia de altura entre los extremos del tornillo sin fin [m].
- C_o es el coeficiente de resistencia del material transportado. Para conocer este valor, se utiliza la siguiente tabla, **Figura 11.14**:

Tipo de material	Valor de c_0
Harina, serrín, productos granulosos	1,2
Turba, sosa, polvo de carbón	1,6
Antracita, carbón, sal de roca	2,5
Yeso, arcilla seca, tierra fina, cemento, cal, arena	4

Figura 11.14. Tabla del coeficiente de resistencia del material transportado.

<https://ingemecanica.com/tutorialsemanal/tutorialn143.html>

El ácido oxálico transportado es un producto granuloso. Por lo tanto, se utiliza un $C_0=1,2$.

$$P_H = 1,2 \cdot \frac{6,83 \cdot 4}{367} = 0,089 \text{ kW}, \quad P_N = \frac{0,15 \cdot 4}{20} = 0,03 \text{ kW}, \quad P_i = \frac{6,83 \cdot 0}{367} = 0 \text{ kW}$$

Obteniendo al final un resultado de necesidades energéticas de 0,199 kW.

$$P = 0,089 + 0,03 = 0,119 \text{ kW}$$

11.6.3. Diseño de cintas transportadoras

Las cintas transportadoras son las encargadas de transportar el sólido triturado y seco, listo para almacenamiento y futura expedición. Para el diseño de las cintas transportadoras, análogamente a los tornillos sin fin, se han utilizado varias ecuaciones empíricas ^[16b], que tienen en cuenta la cantidad de sólido transportado, el ancho de la banda transportadora, la velocidad de transporte, entre otros parámetros. A continuación, se presenta un ejemplo de diseño de la cinta transportadora 180-20-10-300, la cual transporta el sólido del M-400 a los TM-400A/B.

Primero, se presentan la **Ecuación 11.23** de diseño:

$$Q = 3600 \cdot v \cdot A \cdot k \quad (\text{Ecuación 11.23})^{[16]}$$

Con: $k = 1 - 1,64 \cdot \left(\frac{\varphi \cdot \pi}{180}\right)^2;$

$$A = A1 + A2;$$

$$A1 = 0,25 \cdot \tan(\beta) \cdot [l + (b - l) \cdot \cos(\lambda)]^2; \quad b = 0,9 \cdot B - 0,05$$

$$A2 = l1 \cdot \sen(\lambda) \cdot [l + l1 \cdot \cos(\lambda)]; \quad l1 = 0,5 \cdot (b - l)$$

Dónde:

- Q es la capacidad de transporte de la cinta [m^3/h].
- v es la velocidad de la banda transportadora [m/s].
- A es el área de la sección transversal del material transportado por la banda [m^2].
- k es el coeficiente de reducción de la capacidad de transporte de la cinta por su inclinación [-].
- φ es el ángulo de inclinación de la cinta [$^\circ$].
- A_1 y A_2 son la sección del material apilado en forma de montaña y cuando está plano, respectivamente [m^2].
- β es el ángulo de reposo del sólido en la cinta [$^\circ$].
- λ es el ángulo en el que se disponen los rodillos respecto a la cinta transportadora [$^\circ$].
- B es el ancho de la cinta transportadora [m].
- l , b y l_1 son diversas dimensiones de la cinta, mostradas en la siguiente **Figura 11.15**:

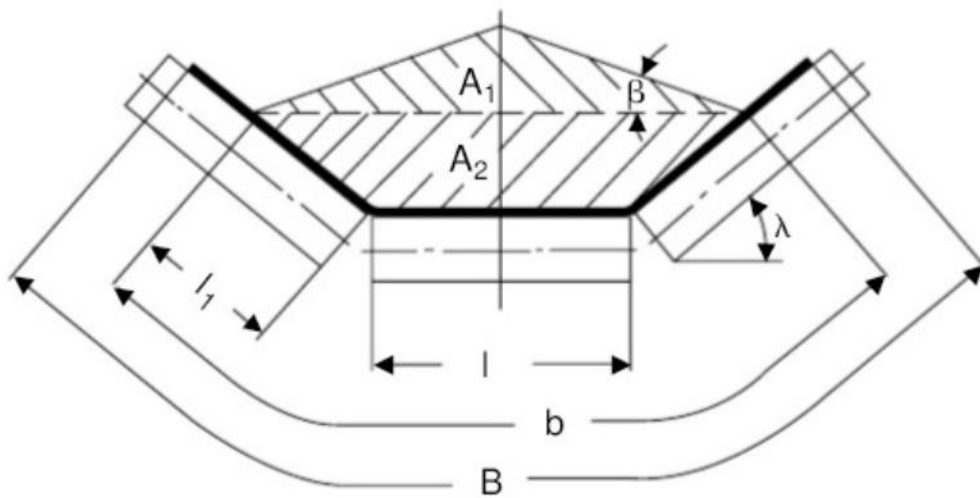


Figura 11.15. Esquema frontal de disposición y dimensionamiento de la cinta transportadora.

<https://ingemecanica.com/tutorialsemanal/tutorialn84.html>

Para el ángulo de reposo en la cinta (β), se ha utilizado la siguiente tabla, **Figura 11.16**:

Tabla 6. Características de los materiales			
Material	Peso específico (t/m³)	Ángulo de reposo (°)	Abrasividad
Arcilla fina	1,0 - 1,6	-	Muy abrasiva
Arena seca	1,5 - 1,8	35	Muy abrasiva
Asfalto	0,75	30 - 45	Abrasivo
Basalto	1,4 - 1,7	27 - 35	Abrasivo
Caliza	1,3 - 1,5	38	Abrasivo
Cemento	1,3 - 1,5	30 - 40	Muy abrasivo
Cenizas de carbón	0,7 - 0,8	45	Poco abrasivo
Cobre	1,9 - 2,2	20	Muy abrasivo
Coque	0,5 - 1	30 - 45	Muy abrasivo
Cuarzo	1,3 - 1,45	20 - 29	No abrasivo
Granito	1,4 - 1,5	35	Muy abrasivo
Grava	1,5 - 1,7	32	Muy abrasiva
Harina	0,6 - 0,9	0 - 10	No abrasiva
Fosfatos	1	26	Abrasivo
Lignito	0,7 - 1	40	Abrasivo
Tierra	1,2 - 1,3	35	-
Trigo	0,75	25	No abrasivo
Cebada	0,65	25	No abrasivo
Avena	0,45	30	No abrasivo

Figura 11.16. Tabla de característica de os materiales en el transporte de cintas transportadoras.

<https://ingemecanica.com/tutorialsemanal/tutorialn84.html>

Suponiendo que el sólido obtenido es ligeramente parecido a la textura de la tierra, se supone una $\beta=30^\circ$.

Para el ángulo en el que se disponen los rodillos (λ), se ha supuesto que tienen un ángulo de 35° .

Los parámetros de operación son: $Q = 3,17 \frac{m^3}{h}$, $\varphi = 10^\circ$, $\lambda = 30^\circ$, y se realiza la suposición que $l = \frac{B}{3,5}$

Una vez conocidos los parámetros necesarios, se inicia un proceso de iteración del ancho de banda (B), con el objetivo de obtener una velocidad de cinta de entre 0,1 y 0,5 m/s. Los resultados obtenidos son los siguientes:

$$B = 0,18 \text{ m} , l = 0,05 \text{ m} , l_1 = 0,03 \text{ m} , b = 0,11 \text{ m} , v = 0,34 \text{ m/s}$$

Una vez dimensionado el tornillo sin fin, se procede con el cálculo del consumo eléctrico:

$$P = P1 + P2 + P3 \quad (\text{Ecuación 11.24})^{[16]}$$

$$\text{Con: } P1 = \frac{Cb \cdot v + Qm}{Cl \cdot Kf}; \quad P2 = \frac{H \cdot Qm}{367}; \quad P3 = Pa + Pb + Pc$$

Dónde:

- P es el consumo total de la cinta transportadora [kW].
- $P1$ es la potencia necesaria para mover la cinta en vacío y cargada, con desplazamiento horizontal de la cinta [kW].
- $P2$ es la potencia necesaria para elevar la carga hasta una cierta altura [kW].
- $P3$ es la potencia necesaria para vencer rozamientos de elementos auxiliares, dispositivos de limpieza y guías.
- Cb es el factor de anchura de la banda [kg/s].
- Qm es la capacidad másica de transporte de la cinta [Tn/h].
- Cl es el factor de longitud de la cinta [m^{-1}].
- Kf es el factor de servicio.
- Pa es la potencia debida a los trippers [kW].
- Pb es la potencia debida a los dispositivos de limpieza [kW].
- Pc es la potencia debida a las guías y faldones instalados [kW].

Para el cálculo del Cb , Cl , Kf , Pa , Pb y Pc , se han utilizado las siguientes tablas, **Figura 11.17 y 11.18:**

Tabla 7. Factor de ancho de la banda, C_b								
Peso específico γ (t/m^3)	Ancho de banda (mm)							
	300	400	500	650	800	1000	1200	1400
$\gamma \leq 1$	31	54	67	81	108	133	194	227
$1 < \gamma \leq 2$	36	59	76	92	126	187	277	320
$\gamma > 2$	-	65	86	103	144	241	360	414

Tabla 8. Factor de longitud de la banda, C_l											
Longitud de banda (m)	32	40	50	63	80	90	100	150	200	250	300
C_l	222	192	167	145	119	109	103	77	63	53	47

Tabla 9. Factor de servicio, K_f	
Condiciones de trabajo	K_f
Favorables, buena alimentación, bajas velocidades	1,17
Normal, condiciones estándar	1
Desfavorables, baja temperatura y alta velocidad	0,74 - 0,87
Temperaturas extremadamente bajas	0,57

Figura 11.17. Tabla de factores de ancho de banda, C_b , longitud de banda, C_l , y de servicio, K_f .
<https://ingemecanica.com/tutorialsemanal/tutorialn84.html>

Tabla 10. Potencias adicionales de equipos auxiliares		
	Ancho de banda (m)	Potencia (kW)
Trippers, P_a	≤ 500	$0,8 \cdot v$
	≤ 1000	$1,5 \cdot v$
	> 1000	$2,3 \cdot v$
Dispositivos de limpieza, P_b	Tipo de contacto / presión	
	Contacto simple	$0,3 \cdot B \cdot v$
	Contacto elevado	$1,5 \cdot B \cdot v$
Guías de carga, P_c	Longitud L_f (m)	
	Desde punto de carga	$0,16 \cdot v \cdot L_f$

Figura 11.18. Tabla de potencias adicionales de equipos auxiliares.
<https://ingemecanica.com/tutorialsemanal/tutorialn84.html>

Siguiendo el criterio de las tablas, se utilizan los siguientes factores:

$$Cb = 36 \text{ kg/s}, Cl = 235 \text{ m}^{-1}, Kf = 1, Pa = 0,27 \text{ kW}, Pb = 0,02 \text{ kW} \text{ y } Pc = 1,08 \text{ kW}$$

Por lo tanto:

$$P1 = \frac{36 \cdot 0,34 + 5,1}{235 \cdot 1} = 0,07 \text{ kW},$$

$$P2 = \frac{2 \cdot 5,1}{367} = 0,03 \text{ kW},$$

$$P3 = 0,27 + 0,02 + 1,08 = 1,37 \text{ kW}$$

Obteniendo finalmente, un valor de potencia de 1,47 kW.

$$P = 0,07 + 0,03 + 1,37 = 1,47 \text{ kW}$$

11.6.4. Diseño del elevador de cangilones

Los elevadores de cangilones son elementos de transporte de sólidos con la finalidad de movilizar el sólido cristalino de ácido oxálico cuando este se encuentra en su estado más denso y de difícil desplazamiento. A lo largo de la planta se localizan 4 elevadores.

Para la selección de los elevadores de cangilones, es necesario tener en cuenta el volumen que posee cada cangilón, y el tiempo que tarda en llenarse completamente. Un elevador de cangilones óptimo es aquel que los cangilones no se llenan completamente, debido a que el producto puede desprenderse de estos.

Para calcular el volumen de un cangilón, se utiliza la siguiente fórmula, **Ecuación 11.35**:

$$V = A \cdot B \cdot C \quad (\text{Ecuación 11.35})$$

Dónde:

- V es el volumen del cangilón [m^3].
- A es la longitud del cangilón [m].
- B es la anchura del cangilón [m].
- C es la profundidad del cangilón [m].

Para saber el tiempo que toma llenar uno de los cangilones, se utiliza la siguiente fórmula, **Ecuación 11.36**:

$$t = \frac{V}{Q} \quad (\text{Ecuación 11.36})$$

Dónde:

- t es el tiempo de llenado [s].
- Q es el caudal volumétrico [m^3/s].

El tiempo de llenado debe ser superior al tiempo en el que se empieza a llenar el siguiente cangilón, para asegurar que no se llenen de manera desmesurada. Para calcular el tiempo en el que se empieza a llenar el siguiente cangilón, se utiliza la siguiente **Ecuación 11.37**:

$$t_g = \frac{h}{v} \quad (\text{Ecuación 11.37})$$

Dónde:

- t_g Es el tiempo en el que se empieza a llenar el siguiente cangilón [s].
- h es la distancia entre cangilones [m].
- v es la velocidad de ascensión de los cangilones [m/s].

- **Ejemplo de cálculo del EC-300.**

A continuación, se muestra un ejemplo de cálculo para el EC-300, que corresponde al JETT 10-090, y se encarga de elevar el ácido oxálico procedente del CT-300 hacia el RD-300.

En primer lugar, se parte calculando el volumen del cangilón, **Ecuación 11.35**:

$$V = A \cdot B \cdot C = 0,110 \cdot 0,096 \cdot 0,072 = 7,6 \cdot 10^{-3} m = 0,76 L$$

Sabiendo que el caudal que se desea elevar es de 1,32 L/s, se calcula el tiempo de llenado, **Ecuación 11.36**:

$$t = \frac{V}{Q} = \frac{0,76}{1,32} = 0,58 s$$

La velocidad de operación del EC-300 es de 0,5 m/s, y la altura entre cangilones es de 0,14 m, por tanto, a raíz de la **Ecuación 11.37**, el tiempo que se empieza a llenar el siguiente cangilón es de 0,28 s.

$$t_g = \frac{h}{v} = \frac{0,14}{0,5} = 0,28 s$$

11.6.5. Diseño de bombas

Las bombas de la instalación son los equipos encargados de impulsar y suministrar a los efluentes la energía suficiente para su transporte hasta la entrada del siguiente equipo. La energía se suministra en forma de presión, y para conocer esta cantidad será indispensable estudiar las pérdidas de energía que se presentan en su transporte.

En la instalación existen dos tipos de bombas, centrifugas y de paletas. Conocidas las necesidades energéticas de cada una de ellas, se procederá a realizar una selección siguiendo un catálogo o catálogos de proveedores

Para el cálculo de la potencia de bomba necesaria, se utiliza el siguiente balance energético correspondiente a la **Ecuación 11.15**.

$$\frac{\Delta P}{\rho} + g \cdot \Delta h + \frac{1}{2} \left(\frac{\Delta V^2}{\alpha} \right) = w + ev \quad (\text{Ecuación 11.15})$$

Dónde:

- ΔP es el incremento de presión que sufre el líquido [Pa].
- ρ es la densidad del líquido [kg/m^3].
- g es la gravedad [m/s^2].
- Δh es la diferencia de altura entre el punto inicial y final del tramo [m].
- ΔV es la diferencia de velocidades entre el punto inicial y final del tramo [m/s].
- α es un coeficiente adimensional que determina la turbulencia del líquido.
- w es el trabajo realizado por la bomba por cada kg de líquido [J/kg].
- ev son las pérdidas de energía en el tramo por cada kg de líquido [J/kg].

Las pérdidas de energía se calculan en dos partes: para los tramos rectos y para los accidentes del tramo, **Ecuación 11.16**.

$$ev = ev_{\text{rectos}} + ev_{\text{accidentes}} \quad (\text{Ecuación 11.16})$$

Para los tramos rectos, se utiliza la siguiente **Ecuación 11.17**, y para accidentes la correspondiente a la **Ecuación 11.18**:

$$ev_{\text{rectos}} = 4f \cdot \frac{v^2 \cdot L}{2 \cdot D} \quad (\text{Ecuación 11.17})$$

Dónde:

- $4f$ es el factor de fricción, que se puede calcular mediante el gráfico de Moody o mediante correlaciones, utilizando el Reynolds y la rugosidad de las tuberías.
- v es la velocidad del fluido [m/s].
- L son los metros de tramo recto [m].

- D es el diámetro de la tubería del tramo [m].

$$ev_{accidentes} = \sum K \cdot \frac{v^2}{2} \quad (\text{Ecuación 11.18})$$

Dónde:

- K es un parámetro adimensional característico de cada accidente del tramo.

Una vez calculadas las pérdidas de energía, se fija el incremento de presión deseado, y se calcula w :

$$w = \frac{\Delta P}{\rho} + g \cdot \Delta h + \frac{1}{2} \left(\frac{\Delta v^2}{\alpha} \right) + ev$$

Para calcular la potencia teórica de la bomba, se utiliza la siguiente **Ecuación 11.19**:

$$W = w \cdot Q_m \quad (\text{Ecuación 11.19})$$

Dónde:

- W es el trabajo teórico realizado por la bomba [W].
- Q_m es el caudal másico impulsado [kg/s].

Y finalmente se calcula la potencia real, teniendo en cuenta el rendimiento de la bomba, **Ecuación 11.20**:

$$W_r = \frac{W}{r} \quad (\text{Ecuación 11.20})$$

Dónde:

- W_r es la potencia real de la bomba [W].
- r es el rendimiento de la bomba.

Por otra parte, calcular el NPSH disponible es también de gran importancia, ya que es posible que el líquido a impulsar, debido a las pérdidas de presión que se producen en el tramo de aspiración, comience a vaporizarse, produciéndose el fenómeno de cavitación.

Para el cálculo del NPSH disponible, se utiliza la siguiente **Ecuación 11.21**:

$$NPSH_{disp} = h_a - \frac{P_v}{g \cdot \rho} \quad (\text{Ecuación 11.21})$$

Dónde:

- $NPSH_{disp}$ es el NPSH disponible [m].
- h_a es la carga de aspiración [m].
- P_v es la presión de vapor a la temperatura del líquido [Pa].

La carga de aspiración h_a se calcula de la siguiente manera, **Ecuación 11.22**:

$$h_a = \Delta z + \frac{1}{g} \cdot \left(\frac{P_1}{\rho} + \frac{V_1^2}{2 \cdot \alpha} - ev_{asp} \right) \quad (\text{Ecuación 11.22})$$

Dónde:

- Δz es la diferencia de alturas entre el punto inicial del tramo y el punto de la bomba [m].
- P_1 es la presión en el punto inicial del tramo [Pa].
- V_1 es la velocidad del líquido en el punto inicial del tramo [Pa].
- ev_{asp} son las pérdidas de energía del tramo de aspiración [J/kg].

Para que no se produzcan problemas de cavitación, se debe asegurar que el NPSH disponible sea mayor al NPSH requerido ^[17a,b,c,d]; este último es facilitado por el proveedor de la bomba.

- **Ejemplo de cálculo de la P-100**

A continuación, se muestra un ejemplo de cálculo de la bomba P-100, la cual se encarga de impulsar el etilenglicol procedente de los camiones cisterna hacia los TK-100A/B/C/D.

$$ev_{rectos} = 4f \cdot \frac{V^2 \cdot L}{2 \cdot D} = 0,015 \cdot \frac{1,78^2 \cdot 50}{2 \cdot 0,31} = 3,83 \text{ J/kg}$$

$$ev_{accidentes} = \sum K \cdot \frac{V^2}{2} = (4 \cdot 0,17 + 2 + 2 + 36) \cdot \frac{1,78^2}{2} = 64,44 \text{ J/kg}$$

Si se suman las pérdidas, se obtiene un resultado de 68,27 J/kg

$$ev = ev_{rectos} + ev_{accidentes} = 3,83 + 64,44 = 68,27 \text{ J/kg}$$

El ΔP deseado en este tramo es de 28 kPa, por lo tanto:

$$\begin{aligned} w &= \frac{\Delta P}{\rho} + g \cdot \Delta h + \frac{1}{2} \left(\frac{\Delta V^2}{\alpha} \right) + ev = \frac{28000}{1374} + 9,81 \cdot 7 + \frac{1}{2} \left(\frac{1,78^2}{1} \right) + 68,27 \\ &= 158,90 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

Por tanto: $W = w \cdot Q_m = 158,90 \cdot 183,20 = 29110,48 \text{ W}$

Considerando un 80% de rendimiento de la bomba:

$$W_r = \frac{W}{r} = \frac{29110,48}{0,8} = 36388 W = 36,38 kW$$

Para el cálculo del NPSH disponible de la P-100:

$$h_a = \Delta z + \frac{1}{g} \cdot \left(\frac{P_1}{\rho} + \frac{V_1^2}{2 \cdot \alpha} - ev_{asp} \right) = 0 + \frac{1}{9,81} \cdot \left(\frac{101325}{1374} + \frac{0^2}{2 \cdot 1} - 0,66 \right) = 7,45$$

El resultado final equivale a:

$$NPSH_{disp} = h_a - \frac{P_v}{g \cdot \rho} = 7,45 - \frac{17,42}{9,81 \cdot 1374} \approx 7,45 \text{ m}$$

Conociendo el valor de NPSH disponible se deberá de asegurar que este valor está por encima del NPSH requerido.

11.6.6. Diseño de compresores

Los compresores son equipos con una funcionalidad similar a las bombas, puesto que estas tienen el objetivo de suministrar energía al fluido para asegurar un desplazamiento o entrada a un equipo en unas condiciones deseadas.

Para la elección de los compresores, se debe tener en cuenta el caudal de gas deseado, la presión de entrada, la presión deseada a la salida y la potencia máxima que puede ofrecer dicho compresor.

El caudal y las presiones de entrada y salida son variables que vienen dadas por los requerimientos de la línea de producción, y por lo tanto se debe escoger un compresor que sea capaz de cubrir dichas necesidades. La compresión realizada en todos los compresores de Oxatech es isoterma, y debido a esto, el consumo se puede calcular con las siguientes fórmulas, **Ecuación 11.38, 11.39, 11.40**:

$$w = P_1 \cdot v_1 \cdot \ln \left(\frac{P_2}{P_1} \right) \quad (\text{Ecuación 11.38})$$

Dónde:

- w es el trabajo realizado por el compresor por cada kg de gas [J/kg].
- P_1 es la presión de entrada al compresor [Pa].
- v_1 es el volumen específico del gas en la entrada del compresor [m³/kg].
- P_2 es la presión de salida del compresor [Pa].

Sabiendo que:

$$W_t = w \cdot Q_m \quad (\text{Ecuación 11.39})$$

Dónde:

- W_t es el consumo teórico del compresor [W].
- Q_m es el caudal másico de gas [kg/s].

Con,

$$W_r = \frac{W_t}{r} \quad (\text{Ecuación 11.40})$$

Dónde:

- W_r es el consumo real del compresor (W).
- r Es el rendimiento del compresor [-].

- **Ejemplo de cálculo del K-400**

Como demostración de cálculo se procede a calcular las condiciones en las que opera el compresor K-400 de la planta. Este compresor trabaja con un caudal de 3,03 kg/s de aire, y lo comprime desde 1 bar hasta 3 bar:

$$w = P_1 \cdot v_1 \cdot \ln\left(\frac{P_2}{P_1}\right) = 101325 \cdot 1,01 \cdot \ln\left(\frac{303975}{101325}\right) = 112430 \text{ J/kg}$$

$$W_t = w \cdot Q_m = 112430 \cdot 3,03 = 340662,9 \approx 341 \text{ kW}$$

Para los compresores de Oxatech, se ha supuesto un rendimiento energético del 80%, por lo tanto, el consumo real del compresor es de 426 kW.

$$W_r = \frac{W_t}{r} = \frac{341}{0,8} = 426 \text{ kW}$$

11.6. DETERMINACIÓN DE PARÁMETROS DE RIESGO DE LA PLANTA

En este último apartado del capítulo, se realiza una demostración del procedimiento a seguir en la determinación del grado de integridad de seguridad para accidentes en la operación normal de la planta. Este factor es conocido con la abreviación SIL y es desarrollado de forma extensa en el **Capítulo 3: Control e instrumentación**.

11.6.1. Determinación del nivel SIL según el gráfico de riesgo calibrado

Este método utiliza conceptos cuantitativos y los combina con otros más cualitativos para definir el riesgo de un accidente en la operación. En el ámbito de los procesos químicos, el riesgo es función de los siguientes parámetros:

- Consecuencia de la situación peligrosa (C)
- Ocupación (F)
- Probabilidad de evitar la situación peligrosa (P)
- Tasa de demanda (W)

Por falta de información estadística sobre las probabilidades de fallos en los equipos del proceso, se ha adaptado el parámetro de la tasa de demanda (W) a un concepto más cualitativo, la probabilidad del evento. Se estimará esta última variable para completar el estudio y encontrar el nivel de SIL para los lazos de control, **Tabla 11.8**.

Tabla 11.8. Parámetros de riesgo y clasificación SIL

PARÁMETRO DE RIESGO	CLASIFICACIÓN	
<p>Consecuencia (C)</p> <p>Contempla los daños personales y número de muertos.</p> <p>Se calcula a partir del producto entre el número de personas cerca de la situación de riesgo y el factor de vulnerabilidad.</p> <p>La vulnerabilidad se determina por el tipo de peligro y normalmente se utilizan:</p> <p>V=0,01 → Pequeña fuga de material tóxico o inflamable.</p> <p>V=0,1 → Gran fuga de material tóxico o inflamable.</p> <p>V=0,5 → Igual que el anterior, pero con alta probabilidad de provocar un incendio o el material es altamente tóxico.</p> <p>V=1 → Ruptura o explosión.</p>	C _A	Daños menores
	C _B	0,01 < C < 0,1
	C _C	>0,1 < C < 1,0
	C _D	C > 1,0
<p>Ocupación (F)</p> <p>Hace referencia a la posibilidad de que haya operarios cerca del equipo o la zona en el momento del accidente.</p> <p>Se calcula como la proporción de tiempo en que hay operarios cerca del equipo respecto al día entero.</p>	F _A	F < 0,1 Exposición rara a frecuente.
	F _B	F ≥ 0,1 Exposición frecuente a permanente.

PARÁMETRO DE RIESGO	CLASIFICACIÓN	
<p>Probabilidad de evitar la situación peligrosa (P)</p> <p>Es la probabilidad de que se consiga evitar la situación peligrosa o el accidente cuando los sistemas de protección fallan.</p> <p>Se clasifica en dos variables diferentes si se cumplen o no, las siguientes condiciones:</p> <ul style="list-style-type: none"> - La instalación alerta al operador de que el sistema de seguridad ha fallado. - Hay elementos independientes que eliminan el peligro o que permiten la evacuación del personal. - El tiempo entre que el operador ha sido alertado y el momento en que ocurre el accidente supera 1 hora o es claramente suficiente para realizar las acciones correspondientes. 	P_A	Para cuando se cumplen todas las condiciones mencionadas.
	P_B	Para cuando no se cumplen todas las condiciones mencionadas
<p>Tasa de demanda (W)</p> <p>Indica el número de veces que ocurriría la situación peligrosa en un año, si no hubiera sistemas de control y seguridad instalados. Es necesario tener en cuenta todas las causas de fallo o error que provocarían el accidente analizado.</p> <p>En este proyecto no se dispone de suficientes datos sobre las probabilidades de fallo o de los riesgos de operación de los equipos. Por ello, se ha preferido hablar de la probabilidad del evento (W).</p> <p>Esta variable ha sido estimada por el Departamento de Seguridad juntamente con el Departamento de Control para cada equipo en función de la complejidad del proceso, de las condiciones de trabajo y de las entradas y salidas del equipo.</p>	W_1	Probabilidad muy baja
	W_2	Probabilidad baja
	W_3	Probabilidad relativamente alta

En la **Figura 11.22** siguiente se muestra el gráfico que permite determinar el nivel de integridad de seguridad:

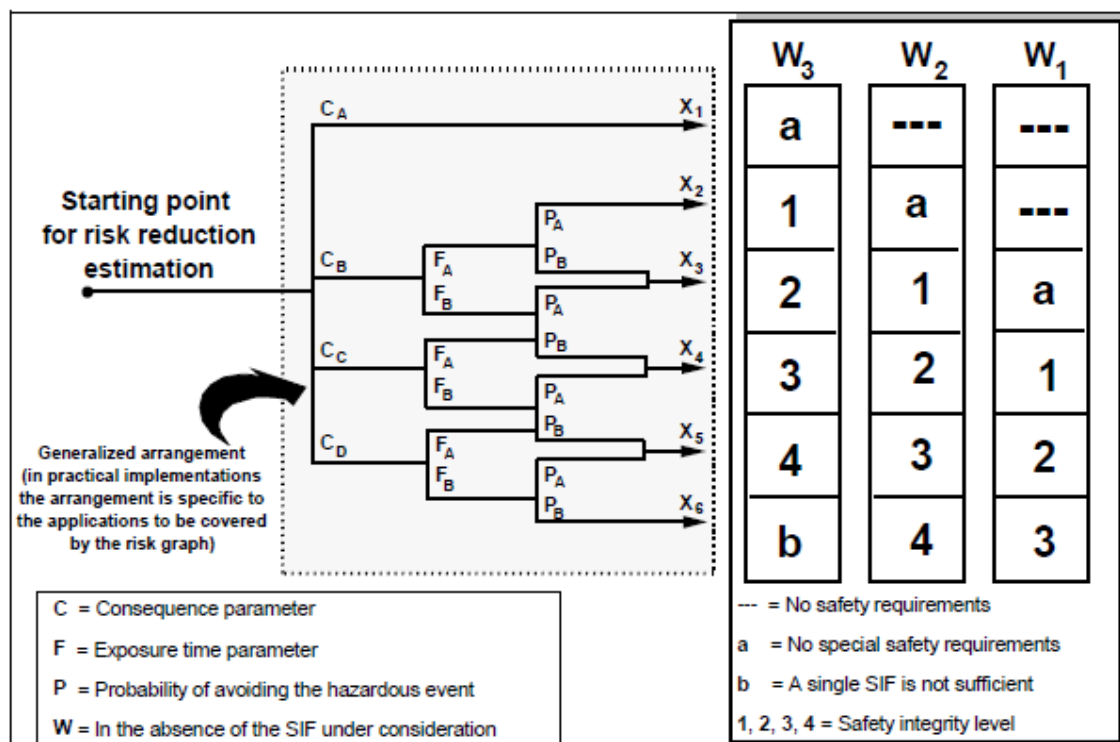


Figura 11.22. Diagrama de riesgo calibrado para la determinación del SIL.^{[36][37]}

Como se puede observar, las diferentes opciones para cada parámetro se ramifican para terminar en la necesidad SIL para cubrir el riesgo estudiado.

- **Ejemplo de cálculo de SIL para el reactor**

En primer lugar, se analizan los riesgos de situación peligrosa del equipo. Aparecen dos eventos peligrosos: la fuga del contenido del reactor o su explosión por culpa de una run away.

Se procede a calcular el nivel de integridad de seguridad sobre el riesgo de explosión, que es más peligroso y potencialmente más dañino para personas y estructuras.

Para el primer parámetro (consecuencias C), el factor de vulnerabilidad sería 1, porque es el caso de explosión y respecto al número de personas que podrían estar cerca en el momento del accidente, se suponen 3 operarios.

$$1 \cdot 3 = 3 \text{ Corresponde al parámetro } C_D$$

Para la ocupación, se estima que habrá operarios cerca de algún reactor durante tres horas al día. Por lo tanto, el factor de ocupación es: $3/24 = 0,125$ y corresponde a F_B .

Para elegir el parámetro de la probabilidad de evitar el accidente se tiene que comprobar si se cumplen las tres afirmaciones siguientes:

- La instalación alerta al operador de que el sistema de seguridad ha fallado: Se cumple, hay una alarma de temperatura elevada que advierte a los operarios de que la temperatura ha subido en exceso y hay riesgo de run away.
- Hay elementos independientes que eliminan el peligro o que permiten la evacuación del personal: Se cumple, hay válvulas manuales y automáticas destinadas a cortar la entrada de reactivos para frenar la reacción.
- El tiempo entre que el operador ha sido alertado y el momento en que ocurre el accidente supera 1 hora o es claramente suficiente para realizar las acciones correspondientes: También se cumple, las alarmas se encienden con tiempo suficiente para que se pueda evacuar a los trabajadores de la planta.

Así pues, se considera el parámetro P_A .

Por último, se considera que la probabilidad de ocurrencia de una run away es baja, es decir, W_2 en el gráfico.

Mirando el recorrido en el gráfico calibrado, nos sale un nivel SIL 3.

11.7. ANEXO TABLAS

En este apartado se manifiestan las tablas anexadas al texto que, por formato, han trasladadas a esta sección.

Tabla 11.1. Tabla de propiedades físicas existentes en el proceso.

Sustancia	Fórmula Química	Peso molecular [g/mol]	Densidad [g/L]							
			80 °C 2,96 atm	80 °C 1 atm	25 °C 1 atm	75 °C 1 atm	60 °C 1 atm	70 °C 1 atm	85 °C 1 atm	50 °C 1 atm
Etilenglicol	C ₂ H ₆ O ₂	62,00	1070,00	1069,00	1111,00	1073,00	1085,00	1077,00	1065,00	10,92
Oxígeno	O ₂	32,00	3,27	1,10	1,31	1,12	1,17	1,14	1,09	1,21
Ácido oxálico	C ₂ H ₂ O ₄	90,00	1624,00	1324,00	1700,00	1631	1652,00	1638,00	1616,00	1666,00
Ácido oxálico dihidrato	C ₂ H ₂ O ₄ · 2 H ₂ O	126,10	-	-	1653	-	-	-	-	-
Agua	H ₂ O	18,00	971,50	971,50	996,60	974,60	983,00	977,50	968,30	987,80
Ácido nítrico	HNO ₃	63,01	1374,00	1374,00	1503,00	1386,00	1422,00	1399,00	2,19	14,46
Monóxido de nitrógeno	NO	30,01	3,07	-	-	-	-		-	-
Dióxido de nitrógeno	NO ₂	46,01	4,70	-	-	-	-		-	-
Aire	mezcla	28,96	-	-	1,19	-	1,06	1,03	0,99	1,09

Tabla 11.2. Balances de materia de la planta.

CORRIENTE	1	2	3	4	5	6	7a	7b	8	9a	9b	10a	10b	11a	11b	12a	12b
Temperatura [°C]	25	25	25	60	80	80	80	80	25	80	80	80	80	80	80	80	80
Presión [kPa]	101	101	303	303	303	303	303	303	505	505	505	505	505	505	505	303	303
Estado físico	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Gas	Gas	Gas	Gas	Gas	Gas	Gas	Líquido	Líquido
Caudal volumétrico[L/s]	0,28	0,63	0,90	0,90	0,90	4,70	2,35	2,35	88,1	889,17	889,17	466,81	466,81	422,36	422,36	3,88	3,88
Caudal másico [g/s]	376,00	670,00	1046,00	1046,00	1046,00	5567,02	2783,51	2783,51	569,00	1667,44	1667,44	980,93	980,93	686,51	686,51	2868,50	2868,50
Caudal molar [mol/s]	5,96	10,81	16,77	16,77	16,77	149,75	74,88	74,88	17,78	52,11	52,11	30,65	30,65	21,45	21,45	78,51	78,51
Composición de la corriente, fracciones molares																	
Etilenglicol	0,00	1,00	0,64	0,64	0,64	0,10	0,10	0,10	0,00	> 0,01	> 0,01	> 0,01	> 0,01	> 0,01	> 0,01	0,07	0,07
Ácido nítrico	0,55	0,00	0,20	0,20	0,20	0,31	0,31	0,31	0,00	> 0,01	> 0,01	> 0,01	> 0,01	> 0,01	> 0,01	0,28	0,28
Ácido oxálico	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01	0,01	0,01	0,00	> 0,01	> 0,01	> 0,01	> 0,01	> 0,01	> 0,01	0,04	0,04
Ácido oxálico dihidrato	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Oxígeno	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,95	0,96	0,96	0,96	0,96	0,96	0,96	> 0,01	> 0,01
Agua	0,45	0,00	0,16	0,16	0,16	0,58	0,58	0,58	0,00	> 0,01	> 0,01	> 0,01	> 0,01	> 0,01	> 0,01	0,61	0,61
Monóxido de carbono	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Monóxido de nitrógeno	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02	0,00	0,00
Dióxido de nitrógeno	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02	0,00	0,00
Total composición	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00

CORRIENTE	13a	13b	14	15	16a	16b	17a	17b	18	19	20	21	22	23	24	25	26	
Temperatura [°C]	80	80	80	80	80	80	80	80	80	80	80	80	80	80	55	80	25	
Presión [kPa]	303	303	303	317	303	303	303	303	303	303	303	303	354	303	317	317	101	
Estado físico	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Gas	Gas	Gas	Gas	Gas	Gas	Gas	Gas	Gas	Gas	Líquido	Líquido	Sólido	
Caudal volumétrico[L/s]	3,49	3,49	6,97	6,97	263,99	263,99	176,76	176,76	440,75	440,75	881,5	793,35	793,35	88,15	6,97	12,33	2,49	
Caudal másico [g/s]	2994,34	2994,34	5988,69	5988,69	877,86	877,86	598,58	598,58	1476,44	1476,44	2952,88	2657,59	2657,59	295,29	5988,69	7447,88	3356,07	
Caudal molar [mol/s]	83,46	83,46	166,92	166,92	27,18	27,18	18,37	18,37	45,55	45,55	91,11	81,99	81,99	9,11	166,92	215,59	82,73	
Composición de la corriente, fracciones molares																		
Etilenglicol	0,03	0,03	0,03	0,03	> 0,01	> 0,01	> 0,01	> 0,01	> 0,01	> 0,01	> 0,01	> 0,01	> 0,01	> 0,01	> 0,01	0,03	0,02	0,00
Ácido nítrico	0,25	0,25	0,25	0,25	> 0,01	> 0,01	> 0,01	> 0,01	> 0,01	> 0,01	> 0,01	> 0,01	> 0,01	> 0,01	> 0,01	0,25	0,24	0,14
Ácido oxálico	0,07	0,07	0,07	0,07	> 0,01	> 0,01	> 0,01	> 0,01	> 0,01	> 0,01	> 0,01	> 0,01	> 0,01	> 0,01	> 0,01	0,07	0,07	0,00
Ácido oxálico dihidrato	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,16
Oxígeno	> 0,01	> 0,01	> 0,01	> 0,01	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	> 0,01	0,00	0,00
Agua	0,65	0,65	0,65	0,65	> 0,01	> 0,01	> 0,01	> 0,01	> 0,01	> 0,01	> 0,01	> 0,01	> 0,01	> 0,01	> 0,01	0,65	0,67	0,70
Monóxido de carbono	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Monóxido de nitrógeno	0,00	0,00	0,00	0,00	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03	0,00	0,00	0,00
Dióxido de nitrógeno	0,00	0,00	0,00	0,00	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03	0,00	0,00	0,00
Total composición	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00

CORRIENTE	27	28	29	30	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40	41	42	43
Temperatura [°C]	25	25	25	25	75	75	75	75	75	25	25	25	25	25	25	25	25
Presión [kPa]	120	101	101	159	101	101	51	51	156	101	122	101	139	101	137	137	137
Estado físico	Sólido	Sólido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Gas	Líquido	Líquido	Sólido	Sólido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Caudal volumétrico[L/s]	2,49	1,32	1,17	1,17	4,15	3,89	0,26	0,26	0,26	2,12	2,12	1,52	1,52	0,86	0,86	0,86	2,43
Caudal másico [g/s]	3356,07	1896,78	1459,29	1459,29	4678,37	4378,89	299,48	299,48	299,48	2754,79	2754,79	1624,10	1624,10	961,22	961,22	960,69	2565,22
Caudal molar [mol/s]	82,73	36,29	46,43	46,43	188,37	177,51	10,86	10,86	10,86	77,56	77,56	77,74	77,74	41,11	41,11	41,08	119,91
Composición de la corriente, fracciones molares																	
Etilenglicol	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Ácido nítrico	0,14	0,06	0,20	0,20	0,02	0,01	0,21	0,21	0,21	0,01	0,01	0,02	0,02	0,01	0,01	0,02	0,02
Ácido oxálico	0,00	0,00	0,00	0,00	0,08	0,08	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,02	0,02	0,00	0,00	0,00	0,00
Ácido oxálico dihidrato	0,16	0,30	0,04	0,04	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,16	0,16	0,00	0,00	0,06	0,06	0,03	0,03
Oxígeno	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Agua	0,70	0,64	0,75	0,75	0,90	0,90	0,79	0,79	0,79	0,83	0,83	0,95	0,95	0,94	0,94	0,95	0,95
Monóxido de carbono	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Monóxido de nitrógeno	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Dióxido de nitrógeno	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Total composición	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00

CORRIENTE	44	45	46	47	48a	48b	49a	49b	50	51a	51b	52a	52b	53	54a	54b	55
Temperatura [°C]	25	25	70	< 50	≥ 25	≥ 25	25	25	25	25	25	25	25	25	25	25	25
Presión [kPa]	137	101	101	101	101	101	101	101	101	101	101	101	101	101	101	101	101
Estado físico	Líquido	Sólido	Sólido	Sólido	Sólido	Sólido	Sólido	Sólido	Sólido	Sólido	Sólido	Sólido	Sólido	Sólido	Sólido	Sólido	Sólido
Caudal volumétrico[L/s]	0,02	1,27	0,79	0,88	0,44	0,44	0,39	0,39	0,79	0,39	0,39	0,39	0,39	0,79	0,04	0,04	0,09
Caudal másico [g/s]	24,89	1793,57	1304,55	1448,44	724,22	724,22	651,80	651,80	1303,60	651,80	651,80	651,80	651,80	1303,60	72,42	72,42	0,22
Caudal molar [mol/s]	1,16	36,45	10,51	11,67	5,84	5,84	5,25	5,25	10,51	5,25	5,25	5,25	5,25	10,51	0,58	0,58	1,17
Composición de la corriente, fracciones molares																	
Etilenglicol	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Ácido nítrico	0,02	0,00	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01
Ácido oxálico	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Ácido oxálico dihidrato	0,03	0,29	0,99	0,99	0,99	0,99	0,99	0,99	0,99	0,99	0,99	0,99	0,99	0,99	0,99	0,99	0,99
Oxígeno	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Agua	0,95	0,70	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Monóxido de carbono	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Monóxido de nitrógeno	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Dióxido de nitrógeno	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Total composición	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00

CORRIENTE	56	57	58	59	60	61	62	63	64	65	66	67	68	69
Temperatura [°C]	25	25	85	85	85	100	100	100	85	65	85	85	25	168
Presión [kPa]	101	360	101	101	101	101	303	101	101	101	101	303	101	808
Estado físico	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Gas	Gas	Líquido	Líquido	Gas	Gas	Gas
Caudal volumétrico[L/s]	8,41	8,41	8,41	0,58	0,58	0,40	0,40	0,18	8,60	8,60	2,77	2,77	0,01	0,22
Caudal másico [g/s]	4091,81	4091,81	4091,81	700,28	700,28	549,72	549,72	201,19	3362,22	3362,22	3363,44	3363,44	7,04	216,37
Caudal molar [mol/s]	110,48	110,48	110,48	14,56	14,56	7,28	7,28	7,28	95,28	95,28	95,06	95,06	0,22	12,02
Composición de la corriente, fracciones molares														
Etilenglicol	0,04	0,04	0,04	0,28	0,28	0,56	0,56	0,01	> 0,01	> 0,01	0,00	0,00	0,00	0,00
Ácido nítrico	0,36	0,36	0,36	0,20	0,20	0,20	0,20	0,21	0,38	0,38	0,38	0,38	0,00	0,00
Ácido oxálico	0,02	0,02	0,02	0,12	0,12	0,24	0,24	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Ácido oxálico dihidrato	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Oxígeno	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,79	> 0,01	> 0,01	0,00	0,00	1,00	0,00
Agua	0,58	0,58	0,58	0,40	0,40	0,01	0,01	0,00	0,61	0,61	0,61	0,61	0,00	1,00
Monóxido de carbono	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Monóxido de nitrógeno	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Dióxido de nitrógeno	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Total composición	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00

11.8. BIBLIOGRAFÍA Y WEBGRAFÍA

- [1] Eiichi Yonemitsu, Kashiwa; Tomiya Isshiki, Yokyo; Tsuyoshi Suzuki, Yokkichi; Yukio Yashima, Soka; United States Patent, Yonemitsu et al., PROCESS FOR THE PRODUCTION OF OXALIC ACID, 18 de julio del 1972, 2021.
- [2] Instituto Nacional de Seguridad y Salud en el Trabajo, “Recipientes a presión”. 2021, España. [Online]. Disponible en:
<https://www.insst.es/-/recipiente-a-presion-simple>
- [3] Atlas Copco, “PSA Oxygen Generators. Manual de Instrucciones”, abril del 2016.
- [4] Clark, Jim; “Chem Guide”. 2008. España. [Online]. Disponible en:
<http://www.chemguide.co.uk/>
- [5] Robert H Perry "Perry's chemical engineer's 5th edition Perry's chemical engineers' handbook". McGraww-Hill, New York, 1999.
- [6] Toni; LINK INDUSTRIAL, S.L.; Configuración 2 baffles, 8 de octubre del 2020.
- [7] Mott Corporation; “Sparging/Gas-Liquid Contacting, Design Guide & Part Selection”. 2021. España. [Online]. Disponible en:
<https://mottcorp.com/es/resource/sparger-design-guide/>
- [8] C. Srinivasakannan*, R. Vasanthakumar, K. Iyappan, and P. G. Rao; Chemical Engineering Division, Central Leather Research Institute, A Study on Crystallization of Oxalic Acid in Batch Cooling Crystallizer, 25 de abril del 2002.
- [9] Robert H Perry "Perry's chemical engineer's platinum edition Perry's chemical engineers' handbook". McGraww-Hill, pg 1666, New York, 1999.
- [10] Christie John Geankoplis, "Transport processes and Unit operations". Pearson, pg 746, Harlow, 2014.
- [11] TIMSA, “Agitadores de velocidad lenta”. 2016. España. [Online]. Disponible en:
<https://www.timsa.com/wp-content/uploads/PDF/agitador-velocidad-lenta-pa-2.pdf>
- [12] Lleal S.A., “Técnica y proceso de productos en polvo, Molino Separador MS”, Barcelona, (abril 2021).
- [13] VYC, “Corazón y Tecnología. Calderas”. 2021. España. [Online]. Disponible en:
<https://vycindustrial.com/vycweb/calderes/catalogos/catalogo.calderas.pdf>

- [14] TEVA, “Catalogo TPA”. 2021. España. [Online]. Disponible en: <http://www.teva.es/Productos/Torres-de-refrigeracion-abiertas/TPA/Documentacion/Catalogo-TPA>
- [15] Mecalor. “Catalogo chillers”. 2021. Portugal. [Online]. Disponible en: <https://mecalor.com.br/es/produto/chillers-industriais/>
- [16a] Ingemecanica, “Cálculo de transportadores de tornillo sin fin”. 2021. España. [Online]. Disponible en: <https://ingemecanica.com/tutorialsemanal/tutorialn143.html>
- [16b] Ingemecanica, “Cálculo y diseño de cintas transportadoras”. 2021. España. [Online]. Disponible en: <https://ingemecanica.com/tutorialsemanal/tutorialn84.html>
- [17a] KSB, “Bomba instalada en seco MegaCPK”. 2021. España. [Online]. Disponible en: <https://www.ksb.com/es-es/lc/productos/bomba/bomba-instalada-en-seco/megacpk/M48A>
- [17b] Calpeda, “NM, NMD 60HZ”. 2021. España. [Online]. Disponible en: https://es.calpeda.com/system/products/catalogue_60hzs/52/es/NM_NMD_60HZ_2019.pdf?1602686508
- [17c] Calpeda, “A 60HZ”. 2021. España. [Online]. Disponible en: https://es.calpeda.com/system/products/catalogue_60hzs/242/es/A_60HZ_2019.pdf?1602686368
- [17d] Calpeda, “NM, NMS 60HZ”. 2021. España. [Online]. Disponible en: https://es.calpeda.com/system/products/catalogue_60hzs/53/es/NM_NMS_60HZ_2019.pdf?1602686515
- [18] Swagelok, “Tipos de Corrosión” 2021. España. [Online]. Disponible en: <https://www.swagelok.com/es/toolbox/material-selection-guide/corrosion-types>
- [19] HORFASA “Cálculo dimensional de fondos KLOPPER. Según DIN-28011” 2021. España. [Online]. Disponible en: <http://www.horfasa.com/utilidades.php?lang=en&ide=41&card=3>
- [20] Protrokimica, “Hoja de seguridad. Verisión 03. Ácido nítrico 50%”. Diciembre 12 de 2017. España. [Online]. Disponible en: <https://www.protrokimica.com/wp-content/uploads/2019/01/HS-ACIDO-NITRICO-50-SGA-10026.pdf>

[21] Merck. “Ficha de seguridad: Ácido nítrico”. (27 de febrero de 2020). Versión 19.1. 1907/2006.

[22] SiloTec, “Silos de acero inoxidable”. 2021. España. [Online]. Disponible en: <https://silotec.es/portfolio-item/silos-de-acero-inoxidable/>

[23] Zeppelin, “Standardized Storage Silos”. 01 de octubre del 2021. España. [Online]. Disponible en: https://www.interempresas.net/FeriaVirtual/Catalogos_y_documentos/9210/1---SILO-ZEPPELIN.pdf

[24] TMIPAL, “ILERBIG M, Estación de llenado de big-bags sencilla, para productos de fácil manejo y que requieren un rápido retorno de la inversión”. 2021. España. [Online]. Disponible en:

https://www.tmipal.com/sites/default/files/2021-04/FT%20ilerbig%20m%20-%20V2_compressed.pdf

[25] Daunis, “Equipos a presión. Edición 1”. 2016. España. [Online]. Disponible en: <https://www.daunis.es/wp-content/uploads/2020/01/media-Guia-de-la-norma-para-Equipos-a-presi%C3%B3n.pdf>

[26] ArcelorMittal, “Aceros esmaltados. Productos planos”. 2021. España. [Online]. Disponible en:

https://constructalia.arcelormittal.com/es/productos/aceros_esmaltados#:~:text=Despu%C3%A9s%20del%205%25%20de%20deformaci%C3%B3n,garantizado%20es%20de%20300%20MPa.

[27] Zwick/Roell, “Resistencia a la tracción”. 2021. España. [Online]. Disponible en:

<https://www.zwickroell.com/es/sectores/ensayo-de-materiales/ensayo-de-traccion/resistencia-a-la-traccion/>

[28] Felipe Díaz del Castillo Rodríguez, “Universidad Nacional Autónoma de México, Recipientes a presión”. 2018. Cuautitlán Izcalli, Edo. de México. [Online]. Disponible en: http://olimpia.cuautitlan2.unam.mx/pagina_ingenieria/mecanica/mat/mat_mec/m5/Recipientes%20a%20presion.pdf

[29] J. Massa, J. Giro, A. Giudici, “Comprendido de Cálculo estructural II, Capítulo 16, RECIPIENTES DE PRESIÓN”. 2015. España. [Online]. Disponible en: http://www.cat.calc_est_2_im.efn.uncor.edu/wp-content/uploads/2013/10/Cap_16_RECIPIENTES_Parte-1.pdf

[30] Xian Feng, “Drying Equipment Manufacturar in China, Continuous Plate Dryer”. 2021. China. [Online]. Disponible en:
<http://www.czxf.cn/en/1-3-continuous-plate-dryer.html>

[31] GEA, “Decantador Clarificador drymaster”. 2021. España. [Online]. Disponible en:
<https://www.gea.com/es/products/centrifuges-separation/decanter-centrifuge/clarifying-decanter/clarifying-decanter-drymaster.jsp>

[32] Xian Feng, “Secador de tambor rotativo”. 2021. China. [Online]. Disponible en:
<http://www.czxf.cn/es/1-2-rotary-drum-dryer.html>

[33] FILTRA VIBRACIÓN, “TAMIZADORA INDUSTRIAL CIRCULAR. ZEUS DTI-1500”. 2021. España. [Online]. Disponible en:
<http://filtra.com/wp-content/uploads/2016/07/ZEUS-tamizadora-circular-FTI-1500.pdf>

[34] HE FILTRATION ENGINEERING S.L., Single-Stage Static Scrubber, 2012. España. [Online]. Disponible en:
<https://hefiltration.com/productos>

[35] PRAMAC, “Lista de productos para diesel generators>815kVa”. 2021. España. [Online]. Disponible en:
https://www.pramac.com/es_ES/categories?folder=7

[36] V. Macías, “Curso de formación de sistemas integrados de seguridad (SIS/SIL) y análisis de las capas de protección (LOPA)”, INERCO, Sevilla, Curso de formación, 2007.

[37] “Functional safety – Safety instrumented systems for the process industry sector”
Estándar británico IEC 61511 parte 3, 2003.

