



**industriales**  
etsii

Escuela Técnica  
Superior  
de Ingeniería  
Industrial

# UNIVERSIDAD POLITÉCNICA DE CARTAGENA

Escuela Técnica Superior de Ingeniería  
Industrial

## Ingeniería básica de una planta de producción de Cloruro de Vinilo de 100 KTA de capacidad

**TRABAJO FIN DE GRADO**

GRADO EN INGENIERÍA QUÍMICA INDUSTRIAL

**Autor: Paula Artero Martínez**

Director: Carlos Godínez Seoane



Universidad  
Politécnica  
de Cartagena

Cartagena, 21 de Septiembre del 2020

## **AGRADECIMIENTOS**

A Carlos, por su paciencia, dedicación, y sabiduría. Gracias por siempre haber tenido palabras de ánimo durante estos meses, y por haber demostrado tu confianza en mi.

A todos los profesores que durante estos cuatro años han sabido transmitir aquellos conocimientos que poco a poco me han formado como futura profesional.

A mis compañeros, en especial a los que siempre han estado dispuestos a ayudar sin pedir nada a cambio, y con los que tantas horas y risas he compartido en esta Universidad. Sin duda este grado me ha ofrecido la oportunidad de crecer no sólo intelectual si no también personalmente.

A mi familia, a los que he fallado en tantos eventos y celebraciones por estudiar, por su paciencia y apoyo constante, y por sus “todo esfuerzo tiene su recompensa”.

A Saúl, que ha sido y sigue siendo referente y compañero de camino. Gracias por estar en cada paso y por tu apoyo incondicional.

## ÍNDICE

1. OBJETIVO DEL PROYECTO .....	6
2. CLORURO DE VINILO .....	6
2.1. Propiedades físicas .....	6
2.2. Fabricación .....	7
2.3. Contexto económico .....	9
2.4. Seguridad y salud .....	10
3. REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA .....	10
3.1. Cloración directa .....	10
3.1. Oxidación .....	12
3.1. Pirólisis .....	14
4. SIMULACIÓN .....	16
4.1. Descripción del proceso .....	16
4.2. Modelo termodinámico .....	20
4.3. Balances de materia y energía globales .....	21
5. MODELADO Y DIMENSIONADO DE EQUIPOS .....	21
5.1. Reactor de cloración directa R-101 .....	21
5.2. Reactor de oxidación R-201 .....	22
5.2.1. Dimensionado del ciclón .....	28
5.3. Reactor de pirólisis R-401 .....	31
5.4. Columnas .....	32
5.5. Recipientes de proceso .....	33
5.6. Compresores, Bombas y Turbinas .....	35
5.7. Intercambiadores de calor .....	35
5.7.1. Red de intercambio de calor .....	46
6. ANÁLISIS DE RENTABILIDAD .....	49
7. RESULTADOS Y CONCLUSIONES .....	59

BIBLIOGRAFÍA.....	60
ANEXO A : HOJA DE DATOS DE SEGURIDAD DEL CLORURO DE VINILO.....	62
ANEXO B: DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO .....	64
ANEXO C: REACTOR DE PIRÓLISIS (EULER) .....	65
ANEXO D: DIMENSIONADO DE EQUIPOS.....	68

## ÍNDICE DE FIGURAS

Ilustración 1: Estructura de una molécula de cloruro de vinilo.....	6
Ilustración 2: Diagrama de flujo de la obtención del VCM (proceso balanceado) .....	8
Ilustración 3: Consumo mundial del monómero de cloruro de vinilo.....	10
Ilustración 4: Diagrama del reactor Orejas (2001).....	12
Ilustración 5: Horno de haz tubular .....	14
Ilustración 6: Parámetros cinéticos del craqueo de EDC.....	15
Ilustración 7: Unidad de cloración directa (1) .....	17
Ilustración 8: Unidad de oxiclорación (2) .....	17
Ilustración 9: Unidad de destilación de EDC (3).....	18
Ilustración 10: Unidad de craqueo del EDC (4) .....	19
Ilustración 11: Unidad de destilación del VCM (5).....	20
Ilustración 12: Balances de materia y energía globales .....	21
Ilustración 13: Distribución de alturas en un reactor de lecho fluidizado.....	26
Ilustración 14: Determinación de la TDH por el método de Zenz .....	27
Ilustración 15: Ciclón.....	28
Ilustración 16: Configuración estándar para un ciclón 2D2D (izquierda) y un ciclón 1D3D (derecha) .....	29
Ilustración 17: Información del reactor de pirólisis R-401 (CHEMCAD).....	31
Ilustración 18: Valores recomendados para el dimensionado de columnas .....	33
Ilustración 19: Depósito Flash.....	34
Ilustración 20: Dimensionado V-102 .....	34

Ilustración 21: Red de intercambio de calor .....	48
Ilustración 22: Representación lineal de los factores de presión .....	52

## ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1: Propiedades físicas del cloruro de vinilo .....	6
Tabla 2: Propiedades de los componentes principales .....	9
Tabla 3: Parámetros cinéticos para la cloración directa - Orejas (2001).....	11
Tabla 4: Parámetros cinéticos para la oxiclación- Wachi & Asai (1994) .....	13
Tabla 5: Parámetros cinéticos para la pirolisis - Dimian & Bildea (2008).....	16
Tabla 6: Reactor de Al-Zahrani et al. (2001) .....	25
Tabla 7: Comparación de alimentaciones a oxiclación Al-Zahrani/Artero .....	25
Tabla 8: Aplicación del método Rosin-Rammer-Intelman al proyecto .....	30
Tabla 9: Datos utilizados para el método de EULER.....	32
Tabla 10: Intercambiadores de la red de intercambio de calor .....	46
Tabla 11: Intercambiadores del proyecto .....	47
Tabla 12: Método de las cascadas de calor aplicado al proyecto.....	48
Tabla 13: Emparejamientos en la red de intercambio de calor .....	48
Tabla 14: Coste de los equipos.....	50
Tabla 15: Índices CEPCI.....	52
Tabla 16: Datos financieros .....	53
Tabla 17: Precio unitario y flujo de productos .....	53
Tabla 18: Estimación de operadores trabajando .....	55
Tabla 19: Balance económico.....	58
Tabla 20: Impurezas en el VCM.....	59

## 1. OBJETIVO DEL PROYECTO

El objetivo principal del presente proyecto es el desarrollo de la Ingeniería Básica de una planta de producción de cloruro de vinilo de 100KTA. Esta tarea se llevará a cabo haciendo uso del simulador comercial CHEMCAD. Como resultado del proyecto se elaborará un diagrama de flujo de proceso, una lista de los equipos principales junto con sus dimensiones, una estimación de los costes de los equipos y los costes de operación. Por último, se realizará un estudio de viabilidad de la planta.

## 2. CLORURO DE VINILO

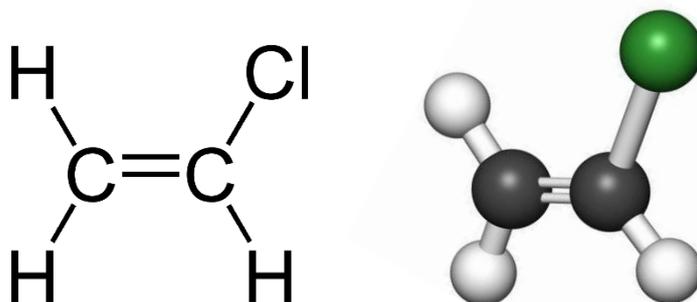


Ilustración 1: Estructura de una molécula de cloruro de vinilo

Esta sustancia es un gas licuado comprimido e incoloro de un olor característico. Es más denso que el aire y en este medio se degrada en cuestión de días. Puede formar peróxidos en circunstancias específicas, iniciando una polimerización explosiva, generando peligro de incendio o explosión. Al arder se descompone produciendo humos tóxicos y corrosivos de cloruro de hidrógeno y fosgeno.

Su principal aplicación es la fabricación de cloruro de polivinilo (PVC), el cual es usado para fabricar una variedad de productos plásticos, incluyendo tuberías, revestimientos de alambres y cables y productos para empacar. Al ser una sustancia manufacturada no se conocen fuentes naturales de emisión.

### 2.1. Propiedades físicas

Tabla 1: Propiedades físicas del cloruro de vinilo

Propiedad	Valor
Fórmula	$C_2H_3Cl$ / $H_2C=CHCl$
Masa molecular, g/mol	62,5
Punto de ebullición, °C	-13

Punto de fusión, °C	-154
Densidad relativa (agua=1)	0,9
Densidad (vapor a 15°C), g/l	8
Solubilidad en agua, g/l a 25°C	1,1
Densidad relativa de vapor (aire=1)	2,2
Presión vapor, kPa a 20°C	334
Punto de inflamación, °C c.c.	-78
Temperatura de autoignición, °C	472
Límites de explosividad, % volumen en el aire	3,6-33
Coeficiente de reparto octanol/agua como log Pow	1,6

## 2.2. Fabricación

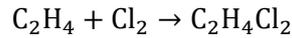
La fabricación del cloruro de vinilo monómero empezó a producirse en la década de los 30 mediante reacción del ácido clorhídrico con acetileno. Según creció la demanda de VCM y dada la gran disponibilidad de etileno desde el principio de los años 50, aparecieron nuevos procesos de fabricación basados en etileno y cloro. Estos procesos incluían la cloración directa de etileno para formar EDC (1,2-dicloroetano) y posteriormente mediante pirólisis del mismo producir el VCM.

Sin embargo, al principio la industria no tuvo un gran crecimiento pues el craqueo del EDC produce ácido clorhídrico como subproducto, el cual no tenía tanta salida comercial.

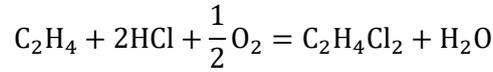
A finales de los años 50, el desarrollo de la oxiclación solucionó el problema del ácido clorhídrico permitiendo una expansión de la industria de VCM. En la oxiclación el EDC reacciona con el ácido y con oxígeno para producir EDC. La combinación de la cloración, oxiclación y pirólisis del EDC proporciona lo que se conoce como proceso balanceado de producción de VCM. La razón es que teóricamente el consumo de ácido clorhídrico es nulo.

Las reacciones que tienen lugar en cada proceso son las siguientes:

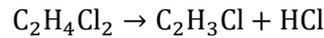
- Cloración directa del etileno a 1,2-dicloroetano (EDC):



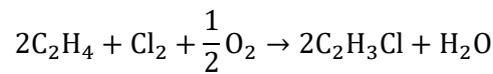
- Recuperación del HCl y oxiclación del etileno a EDC:



- Craqueo térmico (pirólisis) del EDC a VCM:



- Reacción global del proceso balanceado



La mitad del etileno y todo el cloro son alimentados al reactor de cloración directa, mientras que la otra mitad del etileno se va al reactor de oxiclación junto con el HCl reciclado de la cloración directa y oxígeno, como se observa en la Ilustración 2.

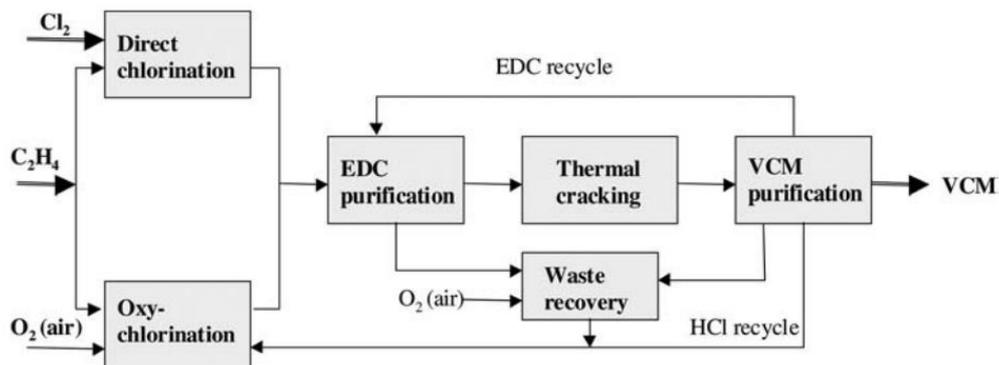


Ilustración 2: Diagrama de flujo de la obtención del VCM (proceso balanceado)

Un aspecto clave en la tecnología VCM es la eliminación de numerosos subproductos e impurezas formadas en los tres sistemas de reacción. Al pasar por ciclos interconectados, algunas impurezas producidas en un reactor pueden inducir la formación de impurezas en otros reactores.

Por ejemplo, impurezas generadas por el craqueo del EDC que no se eliminan en la corriente de HCl reciclada, generarán otras impurezas en la oxiclación que, a su vez, si no se elimina mediante purificación EDC, deteriorarán la selectividad de los pasos de craqueo y cloración directa, acumulando aún más impurezas en reciclados, etc. Por lo tanto, el control de impurezas es el tema clave en el balance global másico de cada componente de la planta.

Sin embargo, debido a restricciones de simulación, el número de componentes involucrado en la química de los diferentes pasos debe ser limitado.

En la Tabla 2 se muestran las propiedades clave de los principales componentes del proceso. El etileno y el ácido clorhídrico son gases, el cloro y el VCM pueden ser manejados como líquidos a bajas temperaturas y presiones adecuadas, mientras que el EDC es un líquido. Por lo tanto, el uso de altas presiones y bajas temperaturas está justificado en varias etapas del proceso.

Tabla 2: Propiedades de los componentes principales

Nombre	Etileno	Cloro	HCl	VCM	EDC
Fórmula molecular	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	Cl <sub>2</sub>	HCl	C <sub>2</sub> H <sub>3</sub> Cl	C <sub>2</sub> H <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>
Peso molecular	28,05	70,906	36,46	62,5	98,96
Punto de ebullición normal (°C)	-103,8	-34,5	-85,1	-13,4	83,4
Temperatura crítica (K)	282,4	417	324,6	429,7	561
Presión crítica (bar)	50,4	77	83,1	56	53,7
Volumen crítico (cm <sup>3</sup> /mol)	129	124	81	169	22
$\rho_L$ (kg/m <sup>3</sup> )	577	1563	1193	969	1250
$\Delta H_{vap}$ (T <sub>pen</sub> )	13,552	20,43	16,16	20,64	32,029
Límite de explosión en aire (%)	2-36	-	-	4-22	6-16

### 2.3. Contexto económico

Más del 99% del consumo total mundial de VCM en 2018 se utilizó para la producción de PVC. El VCM, por lo tanto, sigue la tendencia del mercado del PVC muy de cerca.

El PVC es el tercer plástico más utilizado en el mundo, después del etileno y el propileno. De acuerdo con IHS, la demanda de PVC en el año 2017 alcanzó aproximadamente 43,2 millones de toneladas métricas, la cual es abastecida en mayor medida al sector de la construcción. Además, en el periodo de 2016 a 2017, la demanda mundial de PVC creció a una tasa promedio anual del 4% en todo el mundo. De acuerdo con los datos de la Mexichem, la tasa media anual de crecimiento hasta el año 2027 de la demanda

de PVC es de entre 2,6 y 3,6%. Respecto a la industria europea, el PVC fue el cuarto plástico más consumido en el año 2018, con cerca de cinco millones de toneladas.

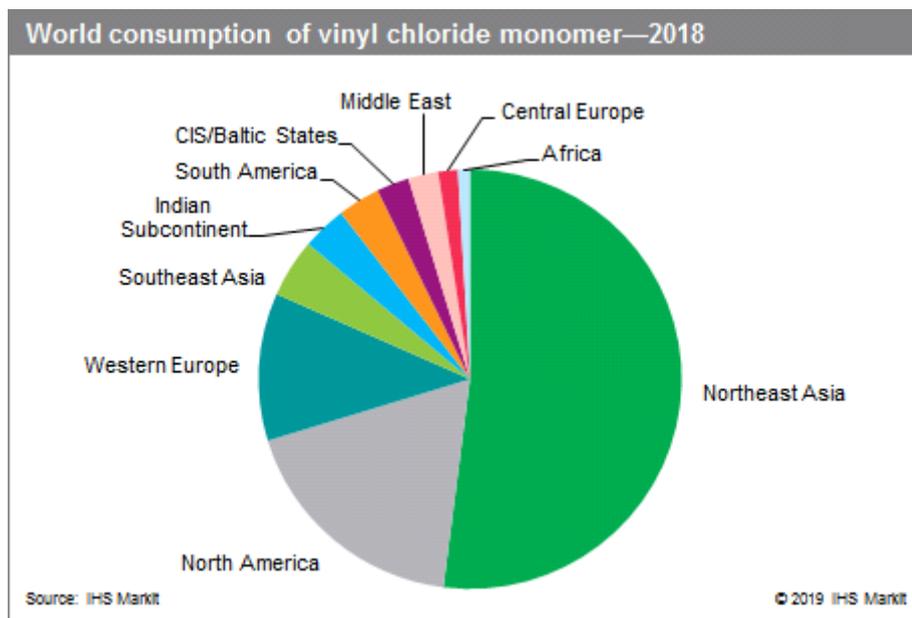


Ilustración 3: Consumo mundial del monómero de cloruro de vinilo

## 2.4. Seguridad y salud

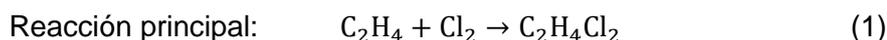
En el ANEXO A : HOJA DE DATOS DE SEGURIDAD DEL CLORURO DE VINILO se adjunta la hoja de seguridad del Instituto de Seguridad y Salud en el Trabajo (INSST).

## 3. REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA

### 3.1. Cloración directa

La cloración directa del etileno consiste en una reacción entre el cloro y el etileno en fase gaseosa disueltos en EDC líquido, siguiendo la reacción de adición (1). El catalizador es un ácido de Lewis soluble en el líquido, en la mayoría de casos el Tricloruro de Hierro ( $\text{FeCl}_3$ ), en concentraciones del 0,1 al 0,5% en peso. Se trata de una reacción exotérmica  $\Delta H_{298}^0 = -218 \text{ kJ/mol}$ .

También tienen lugar algunas reacciones secundarias, donde el subproducto más importante es el 1,1,2-tricloroetano (TCE), como se muestra en la ecuación (2).



$$r_1 = k_1 C_{\text{C}_2\text{H}_4} C_{\text{Cl}_2}$$



$$r_2 = k_2 C_{\text{C}_2\text{H}_4} C_{\text{Cl}_2}^2$$

Tabla 3: Parámetros cinéticos para la cloración directa - Orejas (2001)

Reacción	1	2
A	$11493 \frac{\text{m}^3}{\text{kmol} \cdot \text{s}}$	$8.517 \times 10^9 \frac{\text{m}^6}{\text{kmol}^2 \cdot \text{s}}$
Ea (KJ/Kmol)	17930.824	60547.73

La cloración directa puede ser conducida siguiendo dos técnicas:

- Cloración a baja temperatura o LTC (Low-temperature chlorination).
- Cloración a alta temperatura o HTC (High-temperature chlorination).

En LTC, el reactor es una simple columna de contacto gas - líquido que funciona a temperaturas entre 50 y 70 ° C, por debajo del punto de ebullición de la mezcla. Una menor temperatura es ventajosa para lograr una mayor selectividad, superior al 99%. Por otro lado, el calor de reacción puede ser retirado de dos maneras: con un intercambiador interno como puede ser un serpentín, o con un intercambiador externo con recirculación al reactor. Como desventaja observamos que expulsar el calor de reacción al medio ambiente a baja temperatura es altamente ineficaz. Otra gran desventaja es la eliminación del catalizador de EDC, por medio de operaciones costosas y fuentes de contaminación.

En HTC, la reacción se lleva a cabo en el punto de ebullición de EDC a 1,5 a 5 bar y 90 a 150 ° C. De esta manera, el calor de reacción, que es siete veces el calor de la vaporización de EDC, se puede utilizar ventajosamente para la purificación. El reactor químico puede integrarse como una caldera de una columna de destilación, o diseñarse como equipo independiente. Una desventaja de HTC sería menor selectividad, pero algunas patentes afirman que catalizadores modificados y / o el uso de inhibidores hacen posible la operación hasta 150 ° C.

Los datos cinéticos que se muestran en la Tabla 3 han sido obtenidos de **Orejas (2001)**. El estudio consistía en un reactor industrial con una zona de burbujeo heterogénea y un lazo de recirculación externa con un intercambiador de calor. Se evalúa siguiendo el proceso a baja temperatura (50-70°C), donde los reactantes se disuelven y reaccionan en el seno del EDC líquido (>98% en peso) para producir más EDC.

La diferencia existente en densidad entre las zonas heterogéneas y de intercambio térmico, permite la recirculación de la fase líquida en la dirección que se muestra en la Ilustración 4, lo que permite controlar la temperatura de reacción mediante el intercambiador de calor ubicado en la rama derecha.

En este estudio, dentro de todo el rango operativo, la diferencia de temperaturas entre los distribuidores de la fase gaseosa (z=0) y la parte superior del reactor (z=L), respectivamente, es sólo de 6 K. Por lo tanto, cabía la posibilidad de simplificar el

problema de ajustar los parámetros cinéticos empleando un modelo para la zona heterogénea donde se operaba de forma isotérmica, a la temperatura media entre las temperaturas de cabeza y fondo del reactor.

Las expresiones cinéticas obtenidas como resultado de este estudio y que se observan en la Tabla 3, permiten de forma satisfactoria describir la compleja relación entre varios fenómenos físicos, químicos, termodinámicos y de transporte de fluidos.

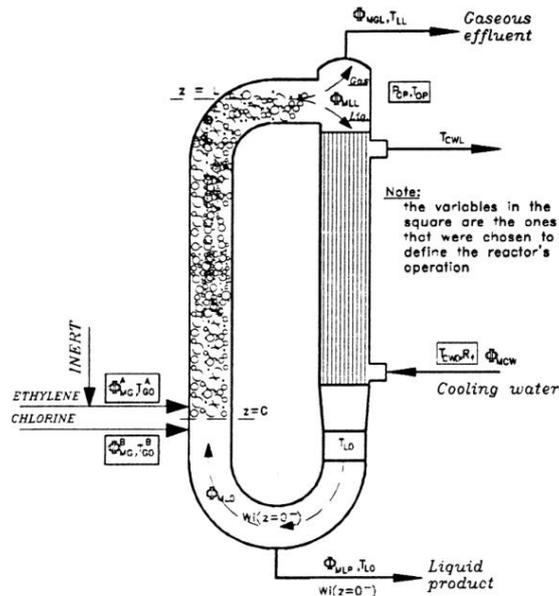
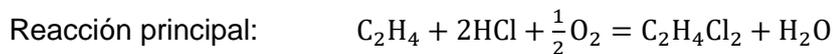


Ilustración 4: Diagrama del reactor Orejas (2001)

### 3.1. Oxidación

La oxidación del etileno con ácido clorhídrico y oxígeno es catalizada por cloruro de cobre (II) ( $\text{CuCl}_2$ ) impregnado en alúmina. Se trata de una reacción altamente exotérmica,  $\Delta H_{298}^0 = -295 \text{ kJ/mol}$ , llevada a cabo a temperaturas alrededor de los  $200^\circ\text{C}$  y a presiones de entre 1,5 y 5 bar, en reactores de lecho fijo o fluidizado.

Así, el modelo propuesto considera dos fases: una fase de burbuja y una fase sólida que le rodea, el lecho fluidizado que contiene el catalizador.

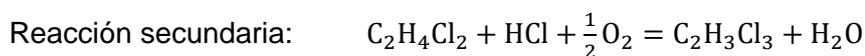


$$r_1 = \frac{k_1 K_a C_c p_{\text{C}_2\text{H}_4}}{RT + K_a p_{\text{C}_2\text{H}_4}}$$

$K_a = 0,63 \text{ m}^3/\text{mol}$  (Constante del equilibrio de absorción)

La cantidad de impurezas que se generan en el proceso de oxidación es mucho mayor que en el de cloración directa. De entre ellas, la formación de tricloroetileno (TRI) es indeseada porque su eliminación en la destilación de EDC es muy complicada ya que el TRI y el EDC forman un azeótropo de bajo punto de ebullición.

Sin embargo, a pesar de la larga aplicación industrial de este proceso, los únicos datos cinéticos que se conocen son los obtenidos del estudio de **Wachi & Asai (1994)**, que se muestran en la Tabla 4.



$$r_2 = k_2 P_{C_2H_4Cl_2} p_{Cl_2}^{0.5}$$



$$r_3 = k_3 p_{O_2} P_{Cl_2}^{0.5} p_{C_2H_4}$$



$$r_4 = k_4 p_{O_2} p_{Cl_2}^{-1}$$



$$r_5 = k_5 P_{O_2} p_{Cl_2}^{0.5} p_{C_2H_4}$$

Tabla 4: Parámetros cinéticos para la oxiclорación- Wachi & Asai (1994)

Reacción	1	2	3	4	5
A	269 $s^{-1}$	$1,4 \times 10^5$ $\frac{kmol}{m_{cat}^3 s Pa^{2.5}}$	$5,2 \times 10^{-5}$ $\frac{kmol}{m_{cat}^3 s Pa^{2.5}}$	$3,4788 \times 10^4$ $\frac{kmol}{m_{cat}^3 s}$	$4,5 \times 10^{-5}$ $\frac{kmol}{m_{cat}^3 s Pa^{2.5}}$
Ea (KJ/mol)	37,80	128,04	112,00	121,35	111,60

Esta cinética es la usada por Al-Zahrani en su estudio de un modelo de reactor de lecho fluidizado, donde la eliminación de calor es más fácil respecto a los de lecho fijo. Con una buena fluidización del catalizador, se puede lograr una operación casi isoterma, dando un coeficiente global de transferencia de calor de entre 250 y 500 W/m<sup>2</sup>K. En lechos fluidizados, el calor es eliminado con serpentines de enfriamiento interno sumergidos en el lecho.

En un proceso de oxiclорación basado en aire, el etileno es generalmente alimentado con un ligero exceso estequiométrico en relación con HCl (1-4% molar), pero el aire puede estar en exceso sustancial (20-50% molar). El objetivo es buscar una alta conversión de HCl (>98%) pero minimizar la pérdida de etileno que se ventea a la salida.

El uso de oxígeno permite una operación más flexible. Aquí es costumbre reciclar la mayor parte de los gases después de la eliminación de EDC y agua, por lo que es posible operar con una mayor cantidad de etileno alimentado al reactor. Esta condición

proporciona una mejor conversión de HCl y un menor subproducto orgánico de EDC, así como menores pérdidas de etileno sin convertir. Con frecuencia, esta purga puede ser ventilada a la atmósfera o, si se requiere incineración, el tamaño de la tabla de incineración y la cantidad de combustible de apoyo utilizados son mucho menores que para oxiclорaciones basadas en aire.

### 3.1. Pirólisis

A altas temperaturas, el EDC se descompone en VCM y HCl por medio de un complejo mecanismo de reacción. La reacción endotérmica tiene lugar a temperaturas de entre 480-550°C y presiones desde 3 a 30 bares. El dispositivo de reacción consiste en un horno, como el que se muestra en la Ilustración 5: Horno de haz tubular, con un largo haz tubular en su interior donde se producen las reacciones. La primera zona se encuentra en la zona de convección, precalentándose los reactantes hasta la temperatura donde la velocidad de la reacción de pirólisis se hace significativa. La segunda parte, donde transcurre la reacción, se encuentra en la zona de radiación.

El diámetro de tubo se suele diseñar para darle a gas una velocidad superficial de entre 10 y 20 m/s. El largo del tubo debe asegurar un tiempo de residencia de 5 a 30 sg.

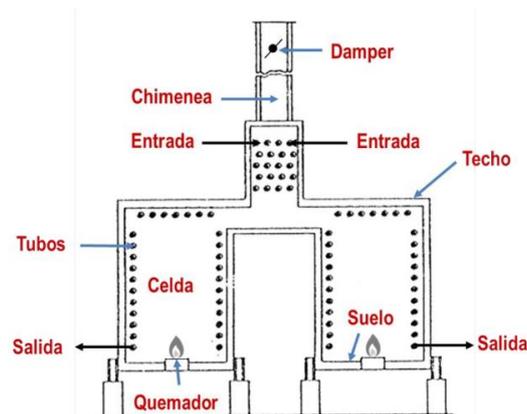


Ilustración 5: Horno de haz tubular

Como ya se ha comentado anteriormente, el mecanismo de reacción es complejo debido a la cantidad de reacciones que involucra. De hecho, entre 20 y 30 sustancias químicas se han identificado que participan en este mecanismo. Muchas de ellas se originan a partir de especies que arrastra la corriente de reciclo de EDC. Por ello, se requiere una avanzada purificación del EDC que se envía a craqueo.

Algunas impurezas como el butadieno y el cloruro de metilo son indeseables porque son difíciles de eliminar durante la purificación del VCM. Otros componentes insaturados, el cloropreno o el tricloroetileno pueden causar el ensuciamiento de los reactores. Sin embargo, existen algunas impurezas beneficiosas para el proceso pues aportan radicales libres. Los clorometanos, como el  $\text{CHCl}_3$  o el  $\text{CCl}_4$  son ejemplos de buenas impurezas.

Prevenir la formación de coke es un problema importante en la operatividad del horno. Este fenómeno se favorece por temperaturas altas de las paredes del reactor, por la presencia de hidrocarburos clorados pesados. Manteniendo la temperatura de operación por debajo de los 500°C se previene la formación de coke pero también disminuye la velocidad de reacción, que se puede paliar, como ya se comentó anteriormente, con la utilización de iniciadores.

**Ranzi et al.(1992)** Propuso un mecanismo que involucraba 200 reacciones elementales, así como 40 especies moleculares y radicales. Demostró que la generación de radicales por iniciación es mucho más importante que la eliminación del cloro o la ruptura del enlace C-C.

Los datos cinéticos son obtenidos del estudio de **Dimian & Bildea (2008)**. En la Tabla 5 se muestra las constantes para las reacciones clave en pirólisis del EDC, asumiendo un mecanismo puramente molecular. Sin embargo, con estos datos la temperatura tiene que ser superior a 550°C para conseguir conversiones del 50%. Los procesos modernos trabajan a temperaturas menores y usan iniciadores.

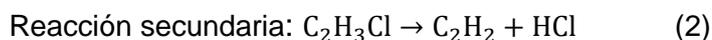
Reaction	A (s <sup>-1</sup> )	E (cal/mol)	k (480°C)	k (550°C)
1,2-C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> Cl <sub>2</sub> = C <sub>2</sub> H <sub>3</sub> Cl + HCl	0.36 × 10 <sup>+14</sup>	58 000	5.30 × 10 <sup>-4</sup>	1.43 × 10 <sup>-2</sup>
C <sub>2</sub> H <sub>3</sub> Cl = C <sub>2</sub> H <sub>2</sub> + HCl	0.5 × 10 <sup>+14</sup>	69 000	4.73 × 10 <sup>-7</sup>	2.39 × 10 <sup>-5</sup>
1,2-C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> Cl <sub>2</sub> = C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> + Cl <sub>2</sub>	1.0 × 10 <sup>+13</sup>	72 000	1.274 × 10 <sup>-8</sup>	7.62 × 10 <sup>-7</sup>

Ilustración 6: Parámetros cinéticos del craqueo de EDC

Así, para obtener datos que se asemejen a la realidad, se modifican los factores pre-exponenciales para las reacciones de pirólisis (1) y formación de acetileno (2) por 1,14×10<sup>14</sup> y 5×10<sup>14</sup> respectivamente.



$$r = k_1 C_{C_2H_4Cl_2}$$



$$r = k_2 C_{C_2H_3Cl}$$



$$r = k_3 C_{C_2H_4Cl_2}$$

Utilizando los valores cinéticos que se muestran en la Tabla 5 se alcanzan conversiones del 50% y selectividades superiores al 99%.

Tabla 5: Parámetros cinéticos para la pirolisis - Dimian & Bildea (2008)

Reacción	1	2	3
A (s <sup>-1</sup> )	1.14 x 10 <sup>14</sup>	5 x 10 <sup>14</sup>	1 x 10 <sup>13</sup>
Ea (cal/mol)	58000	69000	72000

## 4. SIMULACIÓN

### 4.1. Descripción del proceso

El diagrama de flujo del proceso completo se encuentra en el ANEXO B: DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO, y se ha diseñado atendiendo a las necesidades de especificación del producto y a lo estudiado en la bibliografía. Siguiendo este diagrama, se describe el proceso por las unidades que se encuentran dentro del límite de baterías.

En la **unidad de cloración directa (1)** se someten a reacción el cloro y el etileno en el reactor R-101 para dar principalmente dicloroetano o EDC. El etileno que se requiere para el proceso se divide en cantidades iguales para las unidades de cloración directa y oxiclорación. El efluente del reactor a 60°C se enfría hasta una temperatura de 20°C, y se separa la fase líquida y la fase vapor en un depósito Flash (D-101). El vapor que sale de este depósito se somete a un enfriamiento hasta -20°C y de nuevo pasa a un separador Flash (D-102), cuyo efluente líquido se recircula al depósito (D-101). De esta manera se recuperan 167 mol/h de EDC. La corriente líquida que sale del Flash D-101, se divide en dos partes iguales, y una de ellas se somete a desorción (C-101) con nitrógeno. Así se alcanza un porcentaje en masa del 99,2%w en EDC a la salida de esta unidad.

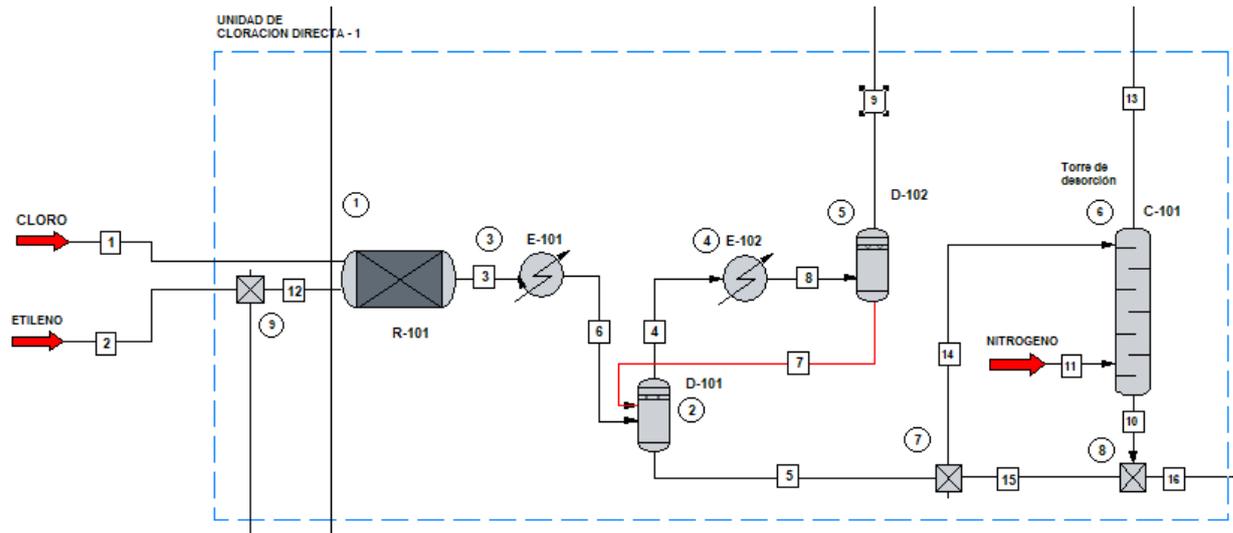


Ilustración 7: Unidad de cloración directa (1)

En la **unidad de oxiclación (2)** el etileno reacciona con el ácido clorhídrico que se obtiene como subproducto del craqueo térmico del EDC y con el oxígeno presente en el aire que se alimenta, en el reactor R-102. Los principales productos de reacción son EDC y agua en estado vapor. El efluente de reacción se lleva a una columna de absorción con agua, eliminando así la misma de la corriente de salida de vapor. La corriente de salida por colas de esta columna se somete a tratamiento por las impurezas orgánicas que arrastra. La salida por cabeza se enfría hasta una temperatura de  $-5^{\circ}\text{C}$  y posteriormente se separa en un depósito Flash, a fin de eliminar en este punto el nitrógeno inerte y recircular (5%) una porción del oxígeno no reaccionante a la entrada del reactor. El resto del efluente en estado vapor se purga. El efluente líquido del depósito Flash, ahora con 97,71%w de pureza se envía a la unidad de destilación de EDC.

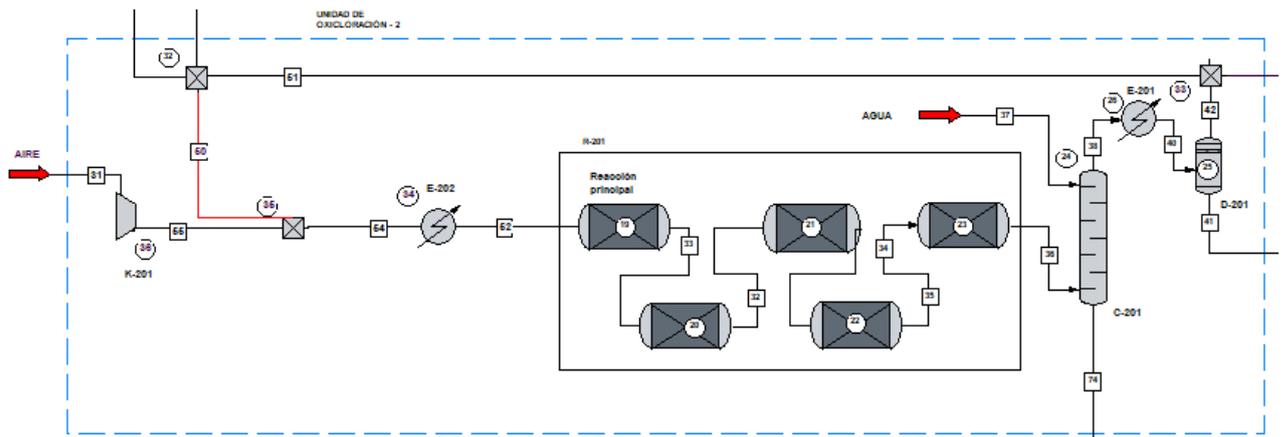


Ilustración 8: Unidad de oxiclación (2)

La **unidad de destilación de EDC (3)** comienza con una columna de agotamiento en la que se eliminan el agua y los componentes de bajo punto de ebullición, que trabaja a 13,6 atm en el tope y consta de 15 etapas. La salida por colas de esta columna, junto con el EDC no convertido en el proceso de craqueo térmico, pasan a una columna de



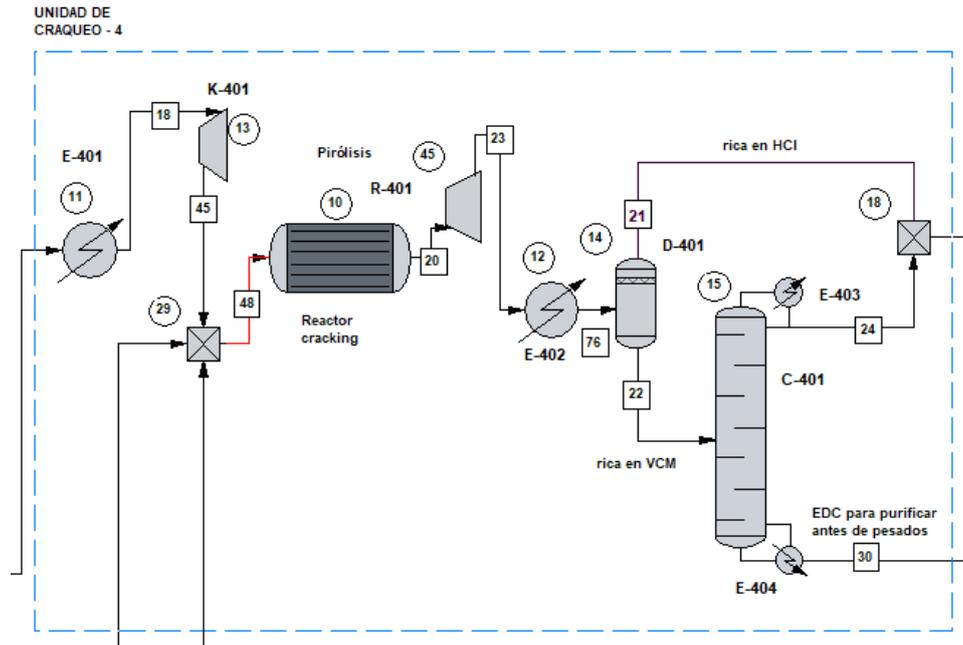


Ilustración 10: Unidad de craqueo del EDC (4)

La corriente de salida de la unidad de craqueo por cabeza de la columna C-401 contiene grandes cantidades de HCl, EDC y VCM. Para su separación, en la **unidad de destilación del cloruro de vinilo (5)**, se hace pasar la corriente por una primera columna de destilación, la C-501, donde se separa el HCl por cabeza. Esta columna consta de 30 etapas teóricas y una presión en el tope de 5 atm. El diseño de la columna de separación de HCl requiere un análisis cuidadoso de las especificaciones, que asegure altas recuperación y pureza de HCl para evitar su acumulación en el reciclo. Además, debe asegurar mínimas pérdidas de VCM en el destilado.

La corriente de fondo se hace pasar por una segunda columna de destilación, la C-502, donde se separan VCM por cabeza y EDC por fondo y consta de 40 etapas teóricas y trabaja con una presión en el tope de 5 atm. A la hora de simular esta columna, Chemcad indica en un cuadro de diálogo que la columna no converge con las especificaciones originales, donde se esperaba una pureza de la corriente rica en VCM del 99,9%w, y ofrece una solución alternativa en la que la pureza del VCM resultante es del 99,12%w.

Además, el destilado de esta columna debe alcanzar como mínimo un flujo másico de 200 kmol/h, que equivalen a 100KTA. El caudal molar obtenido en la simulación es de 214 kmol/h, con una pureza molar en VCM del 99% (211,86 kmol/h), por lo que la planta trabaja incluso por encima de la capacidad anual deseada. De esta manera aumentan las posibilidades de satisfacer la demanda incluso si existiera alguna parada inesperada en la planta que disminuya el stream factor.

$$100 \cdot 10^6 \frac{kg}{año} \cdot \frac{1 año}{8000 h} \cdot \frac{1 kmol}{62,5 kg} = 200 \frac{kmol}{h}$$

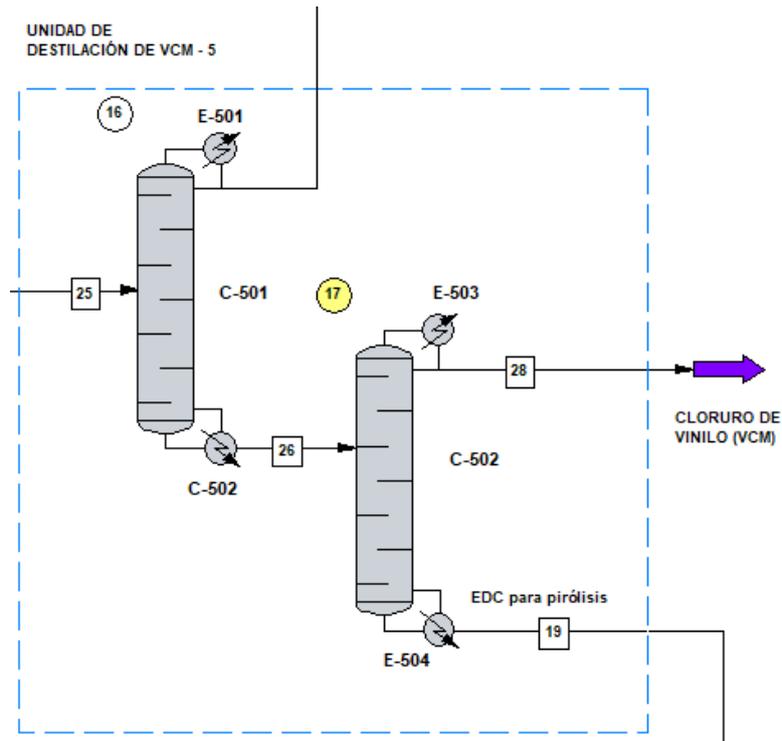


Ilustración 11: Unidad de destilación del VCM (5)

## Venteo y tratamiento de efluentes

Los residuos gaseosos procedentes de cabeza de la columna de deshidratación, de la torre de desorción y algunos depósitos flash, se deberán tratar para que su expulsión a la atmósfera sea segura y cumpla con la legislación medioambiental. Sin embargo, este estudio queda fuera de los objetivos de este proyecto.

Por otro lado, respecto al tratamiento de efluentes, se ha considerado su coste en función del caudal de efluentes, entendiéndose que se subcontrata este servicio externamente.

## 4.2. Modelo termodinámico

Un gran número de especies químicas están presentes en la planta de PVC. Generalmente la mayoría de estos compuestos son no ideales y otros polares.

Para simulaciones en petróleo, gas o petroquímicos, se recomienda utilizar la termodinámica PR modificada con los parámetros de Stryjek-Vera, PRSV. Esta presenta ciertas características como una aplicación más extensa, en comparación al modelo termodinámico Peng-Robinson, para sistemas no ideales, además de una mejor representación de la presión de vapor de componentes puros y mezclas.

### 4.3. Balances de materia y energía globales

Overall Mass Balance	kmol/h		kg/h	
	Input	Output	Input	Output
HydrogenChloride	433.957	436.841	15822.491	15927.670
Ethylene	355.518	130.303	9973.710	3655.526
Chlorine	123.525	4.742	8758.636	336.225
1,2-Dichloroetha	558.374	566.907	55256.180	56100.590
1,1,2-Trichloroe	2.182	3.322	291.088	443.116
Oxygen	204.493	150.709	6543.556	4822.525
Water	7089.134	7196.701	127710.742	129648.570
Nitrogen	1102.237	1102.237	30878.072	30878.072
Vinyl Chloride	218.344	432.290	13646.289	27017.691
Acetylene	4.613	6.103	120.124	158.914
Carbon Monoxide	0.000	0.000	0.000	0.000
Carbon Dioxide	0.000	0.000	0.000	0.000
Propane	202.152	202.152	8914.087	8914.087
Methane	0.000	0.000	0.000	0.000
<b>Total</b>	<b>10294.528</b>	<b>10232.308</b>	<b>277915.000</b>	<b>277903.000</b>

Overall Energy Balance	MJ/h	
	Input	Output
Feed Streams	-2.12582e+006	
Product Streams		-2.15576e+006
Total Heating	83615	
Total Cooling	-101287	
Power Added	3355.67	
Power Generated	-2891.97	
Hrxn correction	-0.759643	
<b>Total</b>	<b>-2.14303e+006</b>	<b>-2.15576e+006</b>

Ilustración 12: Balances de materia y energía globales

## 5. MODELADO Y DIMENSIONADO DE EQUIPOS

El resultado del estudio realizado en este punto se encuentra en el ANEXO D: DIMENSIONADO DE EQUIPOS, donde se recogen los datos más relevantes del dimensionado de cada equipo.

### 5.1. Reactor de cloración directa R-101

Como ya se comentó anteriormente, este reactor es una columna se burbujeo. Sin embargo, ya que Chemcad no dispone de este modelo de reactor, se ha optado por implementar un reactor continuo de tanque agitado (CSTR, Continuous Stirred Tank Reactor), ya que las condiciones de temperatura se mantienen constantes según el modelo estudiado en la bibliografía.

Sin embargo, la alimentación del reactor contiene el flujo molar justo que proporciona los 200 kmol/h de VCM necesarios para satisfacer las necesidades de capacidad de la planta. Según esto, el volumen real del reactor será mayor que el proporcionado por Chemcad en función de la conversión del reactivo limitante, ya que en el interior de la burbuja habrá una fracción no reaccionante.

Es por esto que, a la hora de estimar el volumen real del reactor, se tiene en cuenta el sobredimensionado por la fase burbuja no reaccionante que atraviesa el reactor y el espacio ocupado por el intercambiador serpentín.

Para estimar la fracción del volumen del reactor ocupada por las burbujas en la columna de burbujeo se emplea la ecuación de Hikita et al., [Chem. Eng. Journ. 20, (1980) 59-67], según la cual:

$$\varepsilon_g = 0.672f \left( \frac{u_g \mu_l}{\sigma_l} \right)^{0.578} \left( \frac{g \mu_l^4}{\rho_l \sigma_l^3} \right)^{-0.131} \left( \frac{\rho_g}{\rho_l} \right)^{0.062} \left( \frac{\mu_g}{\mu_l} \right)^{0.107}$$

Donde:

$u_g$  = velocidad superficial del gas, m/s

$\rho_g, \rho_l$  = densidad del gas y del líquido respectivamente, kg/m<sup>3</sup>

$\mu_g, \mu_l$  = viscosidad del gas y del líquido, kg/m·s

$\sigma_l$  = tensión superficial del líquido, N/m

$f = 1.0$  (líquidos no electrolitos)

$f = 1.1$  (líquidos electrolitos)

Para este proyecto, tomando de Chemcad las propiedades de la corriente de alimentación gaseosa combinada y los de la corriente líquida, se tiene que  $\rho_g = 4.0785$  kg/m<sup>3</sup>,  $\rho_l = 1175.4$  kg/m<sup>3</sup>,  $\mu_g = 1.233 \cdot 10^{-5}$  kg/m·s,  $\mu_l = 4.954 \cdot 10^{-4}$  kg/m·s,  $\sigma_l = 0.0243$  N/m y como la fase líquida es esencialmente EDC, un no electrolito, entonces  $f = 1$ . Con esto  $\varepsilon_g = 0.388$  (38.8%).

Como el volumen proporcionado por Chemcad es de 9,96 m<sup>3</sup>, y el volumen calculado que ocupa el intercambiador es de 21,96 m<sup>3</sup> (ver apartado 5.6: Intercambiador E-103), entonces el utilizado para estimar el coste de este equipo es:

$$V = 1,388 \cdot 9,96 m^3 + 21,96 m^3 = 35,78 m^3$$

En el modelo de Orejas, el volumen de reactor es de 19 m<sup>3</sup> para una producción de aproximadamente 54 KTA de EDC. En este proyecto, la producción de EDC es de

$$11742,53 \frac{kg}{h} \cdot \frac{8000 h}{año} \cdot \frac{Tn}{1000 kg} \approx 94 KTA$$

Aplicando una regla de 3, el volumen esperado para este reactor sería de unos 33 m<sup>3</sup>, por lo que el volumen estimado se acerca a la realidad.

## 5.2. Reactor de oxiclорación R-201

Como ya se comentó anteriormente, el reactor de oxiclорación es un reactor de lecho fluidizado que emplea un catalizador de cloruro de cobre (II) soportado sobre alúmina

como catalizador. También se han reportado en la formulación del catalizador otros aditivos como cloruros de sodio, potasio o aluminio cuya función es aumentar la selectividad y reducir la volatilización del cloruro de cobre (II). Otros soportes también se han descrito en la literatura como grafito, gel de sílice o tierra de diatomeas, pero la alúmina es por lo general el soporte preferido por su desempeño superior en las condiciones de erosión que se dan en un reactor de lecho fluidizado (Ullman, 1986).

Desde el punto de vista de la modelización de este reactor hemos tenido que afrontar dos retos:

- 1) Ninguno de los dos modelos disponibles en Chemcad (CSTR y PFR) describe bien los cambios de composición observados en un reactor de lecho fluidizado.
- 2) Ninguna de las referencias manejadas nos permitió asignar un conjunto inequívoco de parámetros cinéticos que estuvieran claros tanto en la magnitud de sus constantes cinéticas y energías de activación como en las unidades de las mismas.

Aunque se hicieron intentos para representar el reactor de lecho fluidizado como un PFR con un bypass donde la fracción de caudal derivada por el bypass se consideraba un parámetro empírico variable, ni el volumen del reactor ni la distribución de los productos obtenidos coincidían con los indicados en la literatura. La razón es achacable a que existe cierta transferencia de materia entre las burbujas y la fase formada por la emulsión gas-catalizador como demostraron **Kunii y Levenspiel (1964)**, por lo que el modelo así planteado no es válido desde el punto de vista de la transferencia de materia entre fases. Estas sutilezas son imposibles de incorporar a los modelos de Chemcad por lo que tuvimos que desestimar el dimensionado de este reactor mediante el simulador. El reactor que se muestra en la simulación (Ilustración 8: Unidad de oxiclорación (2)) está compuesto de otros 5 estequiométricos a fin de obtener en la salida una corriente lo más parecida a la que se obtendría en un reactor real.

Como alternativa y con el fin de obtener un volumen aproximado del reactor para estimar su coste, se decidió emplear un enfoque basado en el principio de similitud o de cambio de escala. Según este principio “si dos equipos se construyen en dos escalas diferentes de manera que son semejantes en la forma y en los procesos que llevan a cabo, sus resultados deben ser también semejantes”. Este principio fue originariamente formulado por Newton (como tantas otras cosas) y desarrollado con éxito a lo largo del siglo XIX en áreas como la transmisión del calor o la mecánica de fluidos por otros científicos (Reynolds, Nusselt, Schmidt, etc...) y más tarde en 1935 por Damköhler en el campo de los reactores químicos.

Puesto que se describe un reactor de oxiclорación para una capacidad similar en el artículo de **Al-Zahrani et al. (2001)**, parece factible utilizar estos datos para aplicarles el principio de similitud.

La metodología del cambio de escala supone la extrapolación de los datos de rendimiento obtenidos en una unidad a una escala superior, mediante la aplicación de los llamados criterios de semejanza. Por razones obvias, la semejanza geométrica es requisito previo y esencial. Dos sistemas son geoméricamente similares cuando cada punto de uno tiene un punto correspondiente en el otro. A continuación, la semejanza fluidodinámica implica semejanza a nivel de las velocidades de los fluidos en los recipientes. Para que haya semejanza química, las velocidades de reacción han de ser similares por lo que la semejanza térmica y de concentraciones es necesaria también.

Por tanto, cuando no se dispone de información cinética o esta no es fiable, pero se dispone de datos de rendimiento en reactores de laboratorio, planta piloto u otra planta comercial puede usarse la semejanza fluidodinámica y la semejanza química como criterios de cambio de escala.

Se han descrito diferentes criterios de similitud fluidodinámica en la literatura como criterios para cambio de escala en reactores de lecho fluidizado. **Horio et al (1986)** propusieron constancia en los siguientes parámetros:

$$P_1 = \frac{u_0 - u_{mf}}{(gd_p)^{0.5}} \quad P_2 = \frac{u_{mf}}{(gd_p)^{0.5}}$$

Lo cual implica básicamente que si se usa el mismo diámetro de partícula ( $d_p$ ) en ambos sistemas, habrá que seleccionar el diámetro del reactor de manera que la velocidad superficial ( $u_0$ ) y la velocidad de mínima fluidización ( $u_{mf}$ ) en ambas escalas sean iguales.

**Fitzgerald y Crane (1980)** propusieron un conjunto de parámetros algo más restrictivo:

$$P_1 = \frac{d_p u_0 \rho_g}{\mu} \quad P_2 = \frac{\rho_s}{\rho_g}$$

$$P_3 = \frac{u_{mf}}{(gd_p)^{0.5}} \quad P_4 = \frac{L}{d_p}$$

La velocidad de mínima fluidización se determina mediante:

$$u_{mf} = \frac{Re_{mf} \mu}{\rho_g d_p}$$

Donde  $Re_{mf}$  se obtiene al resolver:

$$\frac{1.75}{\varepsilon_{mf}^3} Re_{mf}^2 + \frac{150(1 - \varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3} Re_{mf} - Ar = 0$$

Siendo:

$$Ar = \frac{\rho_g g (\rho_s - \rho_g) d_p^3}{\mu^2}$$

$$\varepsilon_{mf} = 0.586 \varphi^{-0.72} Ar^{-0.029} \left( \frac{\rho_g}{\rho_s} \right)^{0.021}$$

En igualdad de condiciones de operación (densidad y viscosidad del gas) y de propiedades del sólido (densidad y tamaño de partícula) entre el reactor modelo y el de la nueva escala, la velocidad de mínima fluidización permanecerá constante en ambas escalas.

Los datos del reactor de **Al-Zahrani et al. (2001)** son:

Tabla 6: Reactor de Al-Zahrani et al. (2001)

Variable	Valor
Diámetro del lecho	3.4 m
Altura del lecho en operación	10.55 m
Altura del lecho en mínima fluidización	7.0 m
Diámetro de partícula medio del catalizador	80 $\mu\text{m}$
Diámetro medio de burbuja	4.5 cm

Las características de la alimentación para ambos reactores son:

Tabla 7: Comparación de alimentaciones a oxiclación Al-Zahrani/Artero

Variable	Al-Zahrani et al. (2001)	Artero (2020)
Caudal de etileno, kmol/h	90	107.56
Caudal de HCl, kmol/h	230	216.75
Caudal de O <sub>2</sub> , kmol/h	67	86.639
Caudal de N <sub>2</sub> , kmol/h	250	341.10
Caudal molar total, kmol/h	638	752.05
Caudal másico total, kg/h	20141	23352
Caudal volumétrico, m <sup>3</sup> /h	6096	7088
Temperatura, K	460	470
Presión, bar	4	4

Teniendo en cuenta que, para el diámetro del reactor dado, el área transversal es de 9.1 m<sup>2</sup> para estos datos la velocidad superficial de alimentación se calcula con:

$$u_0 = \frac{v_0}{A_t} = \frac{F_0 RT}{PA_t} = \frac{638 \cdot 0.08314 \cdot 460}{4 \cdot 9.1} = 0.186 \frac{\text{m}}{\text{s}} = 18.6 \frac{\text{cm}}{\text{s}}$$

El caudal molar de alimentación en este proyecto es de 752.05 kmol/h o lo que es igual a un caudal volumétrico de 7088 m<sup>3</sup>/h (en condiciones de alimentación, 470 K y 4 bar). Para un u<sub>0</sub> de 18.6 cm/s (0.186 m/s):

$$A_t = \frac{v_0}{u_0} = \frac{7088 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}}{0.186 \frac{\text{m}}{\text{s}} \cdot 3600 \frac{\text{s}}{\text{h}}} = 10.8 \text{ m}^2$$

Y esta área transversal se corresponde con un diámetro de D<sub>t</sub> = 3.7 m.

La otra dimensión importante de un reactor de lecho fluidizado es la altura. La altura del recipiente que forma un reactor de lecho fluidizado está constituida por la suma de la altura del lecho más la altura del freeboard, es decir, la parte situada inmediatamente por encima del lecho, donde se arrastra la fracción de sólidos que supera la velocidad terminal (ver Ilustración 13: ).

La altura del lecho se obtiene mediante semejanza química basada en la constancia en la velocidad espacial definida respecto de la cantidad de catalizador del lecho:

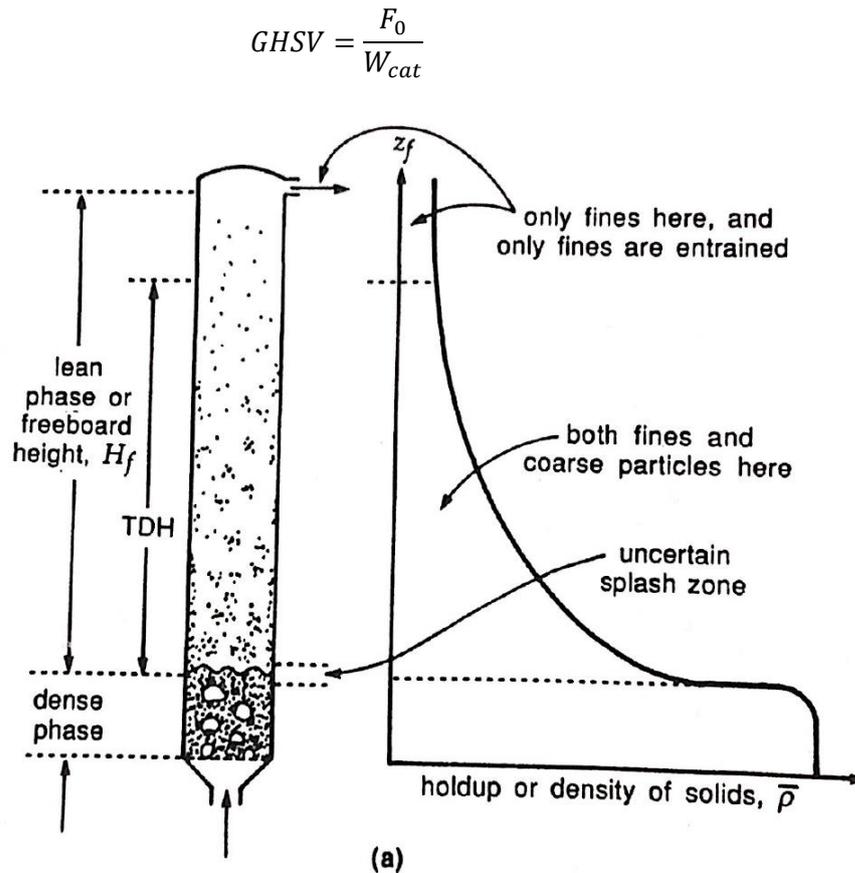


Ilustración 13: Distribución de alturas en un reactor de lecho fluidizado

La velocidad espacial para el reactor de Al-Zahrani et al es:

$$GHSV = \frac{F_0}{W_{cat}} = \frac{F_0}{W_{cat}} = \frac{20141 \text{ kg/h}}{70059 \text{ kg}} = 0.287 \text{ h}^{-1}$$

Si se utiliza este valor para la velocidad espacial, se determina la cantidad de catalizador necesaria en el proyecto:

$$W_{cat} = \frac{F_0}{GHSV} = \frac{23352 \text{ kg/h}}{0.287 \text{ kg}} = 81229 \text{ kg}$$

Una vez se conoce la cantidad de catalizador, la altura del lecho se obtiene mediante:

$$H_f = \frac{W_{cat}}{\rho_s(1 - \varepsilon_f)A_t}$$

Donde:

$$\varepsilon_f = 1 - (1 - \varepsilon_{mf})(1 - \delta)$$

$$\delta = \frac{u_0 - u_{mf}}{u_b - u_{mf}}$$

$$u_b = 0.711(gd_b)^{0.5}$$

Con los datos de este proyecto se obtienen los siguientes valores  $u_{mf} = 4.14 \text{ cm/s}$ ,  $u_b = 47.2 \text{ cm/s}$ ,  $\varepsilon_{mf} = 0.64$ ,  $\delta = 0.329$  y  $\varepsilon_t = 0.759$  de manera que:

$$H_f = \frac{81229}{3075 (1 - 0.759)10.8} = 10.21 \text{ m}$$

La altura del freeboard se denomina TDH (transport disengaging height) y su posición es un valor óptimo que depende a su vez del tamaño de los ciclones. Si la TDH es demasiado grande, se arrastran pocos sólidos y los ciclones resultantes son pequeños, pero a cambio el reactor es muy alto. Por el contrario, si la TDH es demasiado pequeña se arrastran muchos sólidos y los ciclones resultantes son muy grandes.

Un método para calcular la TDH es mediante la correlación de **Zenz y Weil (1958)** que viene representada gráficamente en la Ilustración 14. Esta figura está basada en experimentos con un catalizador de FCC (tipo Geldart A) con una distribución de tamaños 20-150 micras. Para un diámetro de reactor ( $d_t$ ) y un caudal de gas ( $u_0$ ) especificado, se determina el cociente  $TDH/d_t$  y de ahí la TDH.

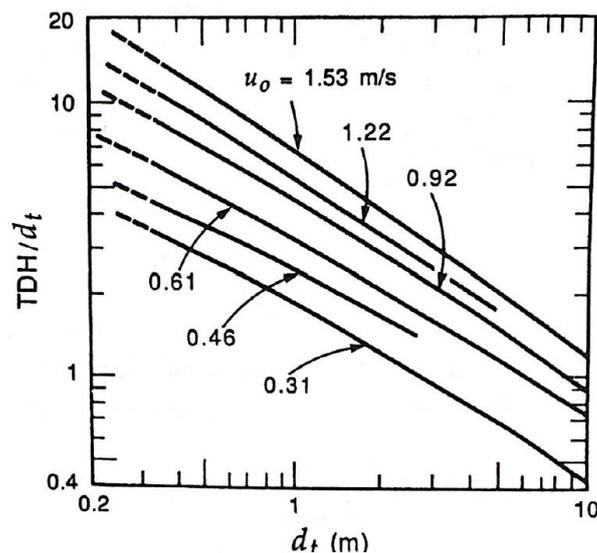


Ilustración 14: Determinación de la TDH por el método de Zenz

Sin embargo, para este proyecto no se puede aplicar la correlación de Zenz ya que la curva para el valor de  $u_0 = 0.186 \text{ m/s}$  no se encuentra en la gráfica. Alternativamente, Kunii y Lenvenspiel proponen utilizar el método de **Fournol et al. (1973)** según el cual la TDH se puede obtener de:

$$TDH = \frac{u_0^2}{0.001g} = \frac{0.186^2}{0.001 \cdot 9.81} = 3.4 \text{ m}$$

Con lo que la altura total del reactor será:

$$H = H_f + TDH = 10.21 + 3.4 = 13.61 \text{ m}$$

$$V_{R-201} = \frac{\pi D^2}{4} H = \frac{\pi 3,7^2}{4} 13.61 = 146.336 \text{ m}^3$$

### 5.2.1. Dimensionado del ciclón

Un ciclón consta de una parte cilíndrica superior y una parte cónica inferior. La corriente de gas entra tangencialmente al cuerpo cilíndrico de manera que su velocidad sufre una redistribución. La componente tangencial de la velocidad y la aceleración aumentan conforme disminuye el radio viajando hacia la parte inferior a lo largo del cono formando un vórtice que recorre el cuerpo del ciclón sobre su superficie. El aumento en la velocidad resulta en una fuerza centrífuga que actúa sobre las partículas separándolas de la corriente de aire. Cuando el aire alcanza el fondo del cono se genera un vórtice interior que invierte la dirección del aire el cual se dirige hacia la parte superior como aire limpio mientras las partículas caen a la cámara de recolección de partículas que se sitúa en el fondo del ciclón.

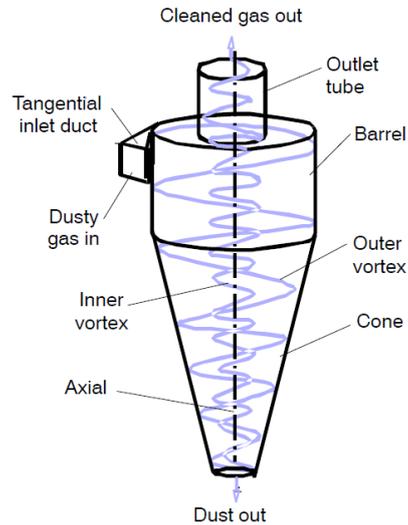
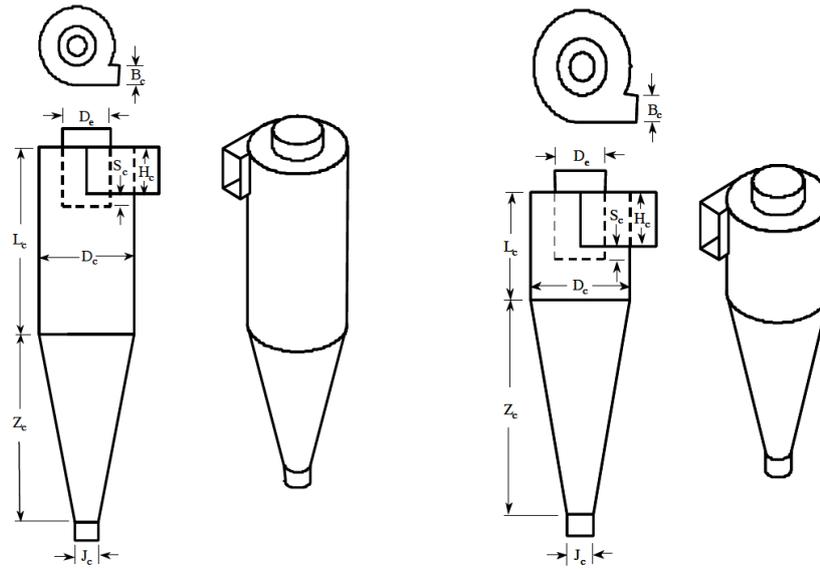


Ilustración 15: Ciclón

Los ciclones presentan diversas configuraciones cuyas dimensiones se representan como múltiplos del diámetro de la parte cilíndrica. Los diseños de los ciclones 1D3D y 2D2D son los más utilizados como dispositivos para separar partículas de corrientes gaseosas. La D se refiere al diámetro del ciclón y los números que anteceden a cada D se refieren a las alturas de las secciones cilíndrica y cónica, respectivamente. Un ciclón 1D3D tiene una altura para la parte cilíndrica igual al diámetro del ciclón y una altura para la parte cónica que es tres veces el diámetro de ciclón.



<b>Traditional 1D3D cyclone:</b>	$B_c = D_c/8$	$J_c = D_c/4$	$D_e = D_c/2$	$S_c = D_c/8$	$H_c = 1 \times D_c$	$L_c = 1 \times D_c$	$Z_c = 3 \times D_c$
<b>1D3D cyclone w/2D2D inlet:</b>	$B_c = D_c/4$	$J_c = D_c/4$	$D_e = D_c/2$	$S_c = D_c/8$	$H_c = D_c/2$	$L_c = 1 \times D_c$	$Z_c = 3 \times D_c$

Ilustración 16: Configuración estándar para un ciclón 2D2D (izquierda) y un ciclón 1D3D (derecha)

Existen varios métodos para el dimensionado de ciclones. Uno de los más citados es el método es una adaptación del clásico método de **Rosin-Rammler-Intelmann (1932)**. Referencias posteriores han reportado métodos más precisos, pero también más complejos de aplicar. Por tanto, en el contexto de una Ingeniería básica como es el de este proyecto, para un dimensionado aproximado aplicaremos una variante del modelo de Rosin-Rammler-Intelmann que emplea para la eficiencia del ciclón la ecuación empírica de Lapple:

$$\eta = \frac{1}{1 + \left(\frac{d_{50}}{d_p}\right)^2}$$

Donde  $d_{50}$  es el diámetro de corte para el tamaño de partícula en el que la eficiencia del ciclón es del 50% y  $d_p$  es el diámetro de partícula para el cual se especifica la eficiencia. El  $d_{50}$  se obtiene mediante la relación empírica de Rosin-Rammler-Intelmann:

$$d_{50} = \sqrt{\frac{9\mu_g B_c}{2\pi N u_c (\rho_s - \rho_g)}}$$

Donde:

- $B_c$  = anchura del conducto de entrada al ciclón,
- $N$  = número de vueltas dadas por el gas en el interior del ciclón
- $u_c$  = velocidad de entrada del gas al ciclón basada en un área  $A = B \cdot H$
- $\mu_g$  = viscosidad del gas
- $\rho_g, \rho_s$  = densidades del gas y de las partículas, respectivamente

La forma de utilizar estas expresiones es la siguiente:

1. Para el valor de eficiencia de recuperación para el diámetro de partícula deseado determinar el valor de  $d_{50}$  con la ecuación de Lapple.
2. Suponer un valor para la velocidad de entrada al ciclón ( $u_c$ ). En ausencia de información, se recomienda usar como valor inicial para la iteración  $u_c = 15$  m/s.
3. Con el resto de variables y suponiendo  $N = 5$  (valor habitual en ciclones estándar) emplear la ecuación de Rosin-Rammler-Intelmann para despejar  $B_c$ .
4. Con la configuración estándar determinar  $D_c$  y las demás dimensiones ( $L_c$ ,  $Z_c$ ,  $D_e$ ,  $J_c$ ,  $S_c$  y  $H_c$ ) correspondientes a este caudal supuesto.
5. Recalcular la altura del conducto de entrada al ciclón mediante:

$$H_c = \frac{Q}{B_c u_c}$$

6. Comparar el  $H_c$  calculado en el paso 5 con el obtenido en el paso 4. Si son iguales el valor para  $u_c$  supuesto en el paso 2 es el correcto. Lo normal es que haya que iterar de nuevo con otro valor de  $u_c$  hasta convergencia.

Tomando como base de diseño de nuestro proyecto una eficiencia en la recuperación del 95% para partículas con un diámetro inferior a 80 micras, el  $d_{50}$  resulta:

$$0.95 = \frac{1}{1 + \left(\frac{d_{50}}{80}\right)^2}$$

de donde el diámetro de corte  $d_{50} = 18.35$  micras.

Para el resto de datos de proceso ( $\rho_g = 3.29$  kg/m<sup>3</sup>,  $\rho_s = 3075$  kg/m<sup>3</sup>,  $\mu_g = 2.225 \cdot 10^{-5}$  kg/m·s,  $Q = 1.969$  m<sup>3</sup>/s) la aplicación del método de Rosin-Rammler-Intelman se muestra en la Tabla 8 para este proyecto.

Tabla 8: Aplicación del método Rosin-Rammer-Intelman al proyecto

Iter.	$u_c$	$B_c$	$D_c$	$L_c$	$Z_c$	$D_e$	$J_c$	$S_c$	$H_{sup}$	$H_{calc}$
No	(m/s)	(m)	(m)							
1	15	2,40	9,61	19,2	19,2	4,8	2,4	6,0	4,80	0,05
2	10	1,60	6,41	12,8	12,8	3,2	1,6	4,0	3,20	0,12
3	5	0,80	3,20	6,4	6,4	1,6	0,8	2,0	1,60	0,49
4	2	0,32	1,28	2,6	2,6	0,6	0,3	0,8	0,64	3,07
5	3	0,48	1,92	3,8	3,8	1,0	0,5	1,2	0,96	1,37
6	3,5	0,56	2,24	4,5	4,5	1,1	0,6	1,4	1,12	1,00
7	3,4	0,54	2,18	4,4	4,4	1,1	0,5	1,4	1,09	1,06
8	3,38	0,54	2,17	4,3	4,3	1,1	0,5	1,4	1,08	1,08

El diámetro de ciclón resultante es  $D_c = 2.17$  m y las alturas de la parte cilíndrica y la parte cónica son  $H = Z = 4.3$  m. Esto da un volumen para el ciclón de:

$$V_{ciclón} = V_{cil} + V_{con} = \frac{\pi D_c^2 L}{4} + \frac{\pi Z}{3} \left[ \left( \frac{D_c}{2} \right)^2 + \left( \frac{D_c}{2} \right) \left( \frac{J}{2} \right) + \left( \frac{J}{2} \right)^2 \right]$$

$$V_{ciclón} = \frac{\pi 2.17^2 \cdot 4.3}{4} + \frac{\pi \cdot 4.3}{3} \left[ \left( \frac{2.17}{2} \right)^2 + \left( \frac{2.17}{2} \right) \left( \frac{0.5}{2} \right) + \left( \frac{0.5}{2} \right)^2 \right] = 22.9 \text{ m}^3$$

Con la tecnología actual, el volumen del ciclón más grande construible es de  $200 \text{ m}^3$  por lo que entra dentro del rango de ciclones disponibles. Si hubiera salido un volumen superior a ese valor límite, tendríamos que dividir el caudal total de alimentación y utilizar varios ciclones en paralelo.

### 5.3. Reactor de pirólisis R-401

El volumen del reactor de pirólisis es calculado por Chemcad. Para una conversión de 0,5 de EDC, este volumen resulta ser  $11,16 \text{ m}^3$ , como se observa situando el cursor encima del reactor (ver Ilustración 17).

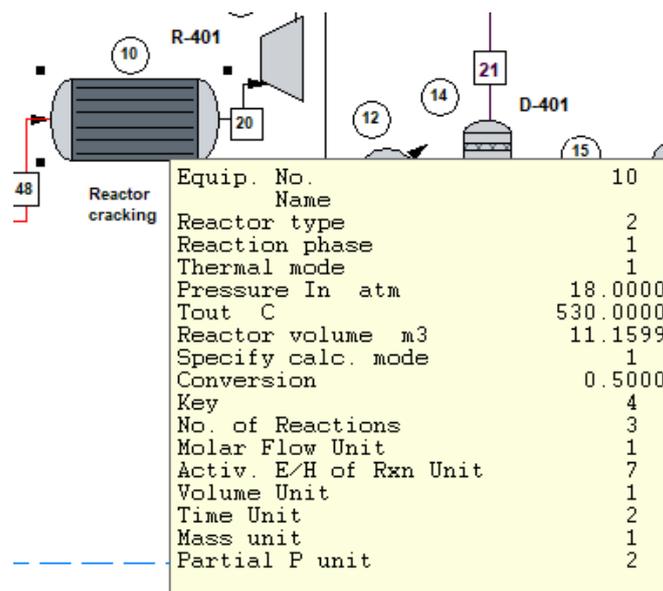


Ilustración 17: Información del reactor de pirólisis R-401 (CHEMCAD)

Sin embargo, teniendo en cuenta que el reactor es un PFR (Plug Flow Reactor), para dar más detalles de su diseño como pueden ser diámetro, longitud y número de tubos, se ha creado un documento de Excel donde se calcula el volumen de reactor por el método de Euler para operación isotérmica a  $530^\circ\text{C}$  y 18 atm de presión (ver ANEXO C: REACTOR DE PIRÓLISIS (EULER)).

Tabla 9: Datos utilizados para el método de EULER

<b>A1</b>	1,14E+14	s <sup>-1</sup>	<b>L</b>	320	M	<b>FAO</b>	23709	kg/h	<b>Tau</b>	0,00833	h
<b>E1</b>	58000	cal/mol	<b>D</b>	0,0381	M		239,6	kmol/h		30,0	s
<b>A2</b>	5,00E+14	s <sup>-1</sup>	<b>At</b>	0,00114	m <sup>2</sup>	<b>PO</b>	18,00	atm	<b>u0</b>	10,7	m/s
<b>E2</b>	69000	cal/mol	<b>Nt</b>	20		<b>TO</b>	530	°C			
<b>A3</b>	1,00E+13	s <sup>-1</sup>	<b>V</b>	7,3	m <sup>3</sup>	<b>v0</b>	876,4	m <sup>3</sup> /h			
<b>E3</b>	72000	cal/mol	<b>DV</b>	0,2	m <sup>3</sup>		0,243	m <sup>3</sup> /s			

El método se aplica para un incremento de volumen de 0,2 m<sup>3</sup> y la corriente que entra al reactor según la simulación en Chemcad. El resultado de este estudio muestra, que para un tiempo de residencia de 30 segundos y una velocidad lineal de la mezcla a la entrada del reactor de 10,7 m/s, el volumen de reactor necesario es de 7,3 m<sup>3</sup>. Este volumen se consigue con las siguientes dimensiones:

Número de tubos:  $N_T = 20$

Diámetro interno de tubo:  $D_T = 1,5''$

Longitud de tubo:  $L_T = 330$  m

Sin embargo, según lo obtenido con el método de Euler, cuyo valor es muy similar al proporcionado por Chemcad, para una conversión de 0,5 el volumen de reactor necesario es de 11,4 m<sup>3</sup>, por lo que este será el final utilizado en el dimensionado.

Observando la velocidad lineal de la mezcla a la entrada y salida del reactor, 10,7 y 15,8 m/s respectivamente, se cumple la semejanza fluido-dinámica con el reactor propuesto por Dimian & Bildea (2008) estudiado en el apartado 3.1, aunque el tiempo de residencia será superior al de este para alcanzar la conversión especificada, resultando de 45,9 segundos.

Como resultado de este estudio se obtiene un reactor con las siguientes características:

Número de tubos	$N_T = 20$
Diámetro interno de tubo	$D_T = 1,5''$
Longitud de tubo	$L_T = 500$ m

## 5.4. Columnas

El desempeño hidrodinámico de una columna se mide principalmente por dos parámetros: el porcentaje respecto a la inundación (“% flood”) y la pérdida de presión en el plato (“ pressuredrop”). Los criterios para un buen diseño son un porcentaje máximo de inundación del 80% y una pérdida de presión máxima de 0.007 bar/plato (5 mmHg/plato). Para ello, se han variado en Chemcad algunos parámetros de las columnas con el fin de crear un buen diseño siguiendo lo mostrado en la Ilustración 18.

El diámetro de la columna viene determinado fundamentalmente por los caudales de líquido y vapor y por el espaciado entre los platos. La altura viene determinada por el

espaciado entre los platos y en menor medida por el espesor de los platos. El programa sugiere para el espaciado entre platos un valor por defecto 0.6096 m (24"). Aumentar el espaciado entre los platos aleja a la columna del punto de inundación, pero aumenta la pérdida de carga.

Parámetro	Valor recomendado	Rango de la variable
Espaciado entre platos ( $t_s$ )	24"	12" – 48"
Espesor del plato ( $t_d$ )	0.078" (14 gage)	0.4 <td/dh< 0.7
Diámetro de las perforaciones ( $d_h$ )	3/8"	1/8" – 1"
Altura del rebosadero ( $h_w$ )	2"	1/2" – 6"

*Ilustración 18: Valores recomendados para el dimensionado de columnas*

La altura del conjunto de platos de la columna se ha calculado de la siguiente manera:

$$h = \left( \frac{N_I}{E} - 1 \right) t_s$$

Donde:  $N_I$  es el número de etapas ideales,  $t_s$  espaciado entre platos, (m) y E la eficiencia de plato. La estimación que hace Chemcad cuenta con una eficiencia de plato del 85% (una suposición razonable para cálculos preliminares), por lo que al aplicar esta fórmula en el número de etapas ideales se toman directamente las especificadas en Chemcad. restándose una cuando la columna posee condensador parcial, y/u otra cuando posee rehervidor.

A la altura del conjunto de los platos se le añade 6 metros más: 1,5 m de espacio para la etapa de alimentación, 1,5 m de espacio para la cabeza y retorno del reflujo y 3 m para el fondo de la columna.

En este proyecto en particular, la columna C-101 no posee condensador ni rehervidor, ya que se trata de una columna de desorción con nitrógeno. De la misma manera, la columna C-201, es una columna de absorción con agua. La columna C-301 no posee condensador y la entrada de la alimentación se encuentra en la etapa 1, por lo que se trata de una columna de agotamiento (stripper), que se suelen utilizar cuando solo hay que separar pequeñas cantidades de los componentes más volátiles.

## 5.5. Recipientes de proceso

Estos recipientes de proceso son depósitos Flash, como los que se muestran en la Ilustración 19: Depósito Flash. La destilación flash es un tipo de operación unitaria que ocurre cuando un líquido saturado se escinde en un tanque a menor presión en dos estados, un vapor y un líquido. Los valores de altura, diámetro y volumen se obtienen directamente de Chemcad. Con el valor de diámetro se halla el área transversal del recipiente. Este valor se muestra en el ANEXO D: DIMENSIONADO DE EQUIPOS junto al resto de resultados del dimensionado, y será la que se utilice para hallar el coste del demister de cada depósito.

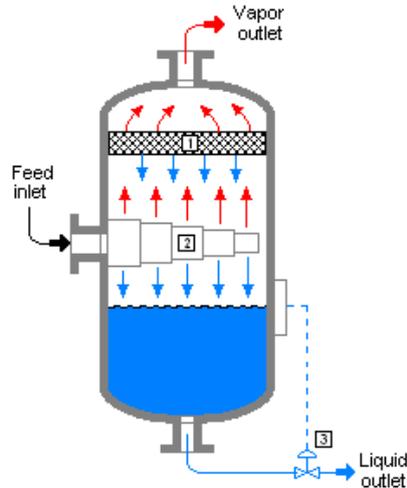


Ilustración 19: Depósito Flash

En la Ilustración 20 se muestra a modo de ejemplo el resultado del dimensionado proporcionado por Chemcad para un depósito, el V-102, y de donde se han extraído volumen total del vessel para hallar su coste, y el diámetro del mismo.

Todos los recipientes constan con una sobrepresión respecto a la de diseño del 20% por defecto en el cálculo que hace CHEMCAD. Además, todos se han diseñado verticales ya que el diámetro resultante no supera los 1,2 m. De haber sido así, se hubieran diseñado en posición horizontal.

K constant	0.0803	m/sec
Min disengaging height	1.2192	m
Min liq to inlet height	0.4572	m
Mist eliminator	0.1524	m
Design pressure	2.3999	atm
Allowable stress	1021.7108	atm
Shell joint efficiency	1.0000	
Head joint efficiency	1.0000	
Head type	Ellipsoidal	
Corrosion allowance	0.0032	m
Vessel density	7833.4126	kg/m <sup>3</sup>
Weight percent allowance	20.0000	
Inside diameter ID	0.4572	m
V_max	1.6779	m/sec
Surge time	1.0000	min.
Retention time	5.0000	min.
High liquid level HLL	0.0082	m
Normal liquid level NLL	0.0068	m
Length	1.8370	m
Length / Diameter ratio	4.0180	
Shell thickness	0.0063	m
Head thickness	0.0063	m
Shell weight	133.0710	kg
Head weight	36.5853	kg
Total weight (empty)	169.6563	kg
Total vessel volume	0.3266	m <sup>3</sup>
Total weight (full)	585.5838	kg
Total weight (full) w/allow.	619.5150	kg

Ilustración 20: Dimensionado V-102

## 5.6. Compresores, Bombas y Turbinas

Situando el cursor encima de cada equipo, CHEMCAD muestra la potencia necesaria/ generada en cada uno de ellos, que se utiliza como referencia para hallar su coste.

## 5.7. Intercambiadores de calor

Se han diseñado todos del tipo Carcasa-Tubo. Chemcad ofrece unos parámetros iniciales por defecto, que se han ido modificando hasta conseguir que 3 parámetros se encontraran alrededor de unos valores que garantizaran un buen diseño. Estos son:

- Sobredimensionado: Los cambiadores de calor se diseñan con un ligero sobredimensionamiento con el fin de acomodar futuras expansiones de la planta y evitar cuellos de botella. Un sobredimensionamiento adecuado según muchos textos está alrededor del 20%. Si el sobredimensionado es muy grande se incurren en costes de equipo excesivos e innecesarios.
- Pérdida de carga en tubos y carcasa: El criterio de pérdida de carga depende de la presión a la entrada, pero se considera que pérdidas de carga de 5 psi (0.34 atm) son razonables para la mayoría de las aplicaciones.
- Velocidades de los fluidos: si son demasiado altas producen problemas de erosión en los materiales de construcción, vibraciones y ruidos. Por otro lado, velocidades demasiado bajas pueden producir taponamiento por deposición de sólidos que pueda haber en suspensión en los fluidos.

### E-102

SUMMARY REPORT			
-----			
General Data:		Heat Transfer Data:	
Exch Class/Type	R/BEM	Effective Transfer Area	9.65
Shell I.D.	0.39	Area Required	6.58
Shell in Series/Parallel	1/1	COR LMTD	20.02
Number of Tubes	70	U (Calc/Service)	30.42/20.75
Tube Length	3.56	Heat Calc	21.17
Tube O.D./I.D.	0.0127/0.0094	Heat Spec	14.44
		Excess %	46.59
Tube Pattern	TRI60	Foul(S/T)	1.761E-004/1.761E-004
Tube Pitch	0.02	Del P(S/T)	-0.00/0.01
Number of Tube Passes	1	SS Film Coeff	34.66
Number of Baffles	13	SS CS Vel	0.32
Baffle Spacing	0.23	TW Resist	0.000143
Baffle Cut, % Diameter	30	TS Film Coeff	390.39
Baffle Type	SSEG	TS Vel	0.22
Baffle space def.	Edge-Edge		

### E-201

SUMMARY REPORT  
 -----

General Data:		Heat Transfer Data:	
Exch Class/Type	B/BEM	Effective Transfer Area	580.62
Shell I.D.	1.60	Area Required	464.88
Shell in Series/Parallel	1/1	COR LMTD	13.26
Number of Tubes	1525	U (Calc/Service)	20.71/16.58
Tube Length	5.08	Heat Calc	574.23
Tube O.D./I.D.	0.0245/0.0212	Heat Spec	459.76
		Excess %	24.90
Tube Pattern	TRI60	Foul(S/T)	1.761E-004/1.761E-004
Tube Pitch	0.04	Del P(S/T)	0.09/0.07
Number of Tube Passes	1	SS Film Coeff	144.86
Number of Baffles	6	SS CS Vel	0.74
Baffle Spacing	0.79	TW Resist	0.000034
Baffle Cut, % Diameter	41	TS Film Coeff	28.22
Baffle Type	SSEG	TS Vel	2.17
Baffle space def.	Edge-Edge		

**E-202**

SUMMARY REPORT  
 -----

General Data:		Heat Transfer Data:	
Exch Class/Type	R/AEL	Effective Transfer Area	606.31
Shell I.D.	2.40	Area Required	459.22
Shell in Series/Parallel	1/1	COR LMTD	43.31
Number of Tubes	2300	U (Calc/Service)	31.26/23.68
Tube Length	4.50	Heat Calc	2954.97
Tube O.D./I.D.	0.0191/0.0157	Heat Spec	2238.11
		Excess %	32.03
Tube Pattern	TRI60	Foul(S/T)	1.761E-004/1.761E-004
Tube Pitch	0.03	Del P(S/T)	0.49/0.01
Number of Tube Passes	2	SS Film Coeff	61.44
Number of Baffles	3	SS CS Vel	0.93
Baffle Spacing	1.72	TW Resist	0.000038
Baffle Cut, % Diameter	20	TS Film Coeff	79.13
Baffle Type	SSEG	TS Vel	0.79
Baffle space def.	Edge-Edge		

**E-101**

SUMMARY REPORT  
 -----

General Data:		Heat Transfer Data:	
Exch Class/Type	R/AFM	Effective Transfer Area	535.63
Shell I.D.	1.02	Area Required	484.37
Shell in Series/Parallel	1/1	COR LMTD	2.99
Number of Tubes	1396	U (Calc/Service)	129.19/116.83
Tube Length	6.50	Heat Calc	745.48
Tube O.D./I.D.	0.0191/0.0157	Heat Spec	674.15
		Excess %	10.58
Tube Pattern	TRI60	Foul(S/T)	1.761E-004/1.761E-004
Tube Pitch	0.02	Del P(S/T)	0.01/0.13
Number of Tube Passes	1	SS Film Coeff	478.35
Number of Baffles	8	SS CS Vel	0.10
Baffle Spacing	0.67	TW Resist	0.000035
Baffle Cut, % Diameter	32	TS Film Coeff	231.51
Baffle Type	SSEG	TS Vel	0.01
Baffle space def.	Edge-Edge		

**E-402**

SUMMARY REPORT  
 -----

General Data:		Heat Transfer Data:	
Exch Class/Type	B/BEM	Effective Transfer Area	147.98
Shell I.D.	1.02	Area Required	91.29
Shell in Series/Parallel	1/1	COR LMTD	300.85
Number of Tubes	800	U (Calc/Service)	44.52/27.46
Tube Length	3.00	Heat Calc	7135.30
Tube O.D./I.D.	0.0200/0.0167	Heat Spec	4401.68
		Excess %	62.10
Tube Pattern	TRI60	Foul(S/T)	1.761E-004/1.761E-004
Tube Pitch	0.03	Del P(S/T)	0.01/0.07
Number of Tube Passes	1	SS Film Coeff	46.68
Number of Baffles	1	SS CS Vel	0.57
Baffle Spacing	1.20	TW Resist	0.000041
Baffle Cut, % Diameter	41	TS Film Coeff	1966.16
Baffle Type	SSEG	TS Vel	1.22
Baffle space def.	Edge-Edge		

**E-401**

SUMMARY REPORT

-----

General Data:		Heat Transfer Data:	
Exch Class/Type	R/BFM	Effective Transfer Area	71.55
Shell I.D.	1.02	Area Required	60.60
Shell in Series/Parallel	1/1	COR LMTD	97.00
Number of Tubes	300	U (Calc/Service)	271.18/229.69
Tube Length	6.10	Heat Calc	6775.83
Tube O.D./I.D.	0.0127/0.0087	Heat Spec	5739.00
		Excess %	18.07
Tube Pattern	TRI60	Foul(S/T)	1.761E-004/1.761E-004
Tube Pitch	0.03	Del P(S/T)	0.07/0.03
Number of Tube Passes	2	SS Film Coeff	361.34
Number of Baffles	8	SS CS Vel	1.03
Baffle Spacing	0.66	TW Resist	0.000049
Baffle Cut, % Diameter	30	TS Film Coeff	3334.46
Baffle Type	SSEG	TS Vel	0.37
Baffle space def.	Edge-Edge		

**E-302**

SUMMARY REPORT

-----

General Data:		Heat Transfer Data:	
Exch Class/Type	R/BFM	Effective Transfer Area	57.09
Shell I.D.	0.60	Area Required	39.42
Shell in Series/Parallel	1/1	COR LMTD	28.99
Number of Tubes	381	U (Calc/Service)	635.52/438.85
Tube Length	2.00	Heat Calc	3785.99
Tube O.D./I.D.	0.0254/0.0221	Heat Spec	2614.39
		Excess %	44.81
Tube Pattern	TRI60	Foul(S/T)	1.761E-004/1.761E-004
Tube Pitch	0.03	Del P(S/T)	0.02/0.02
Number of Tube Passes	1	SS Film Coeff	3296.89
Number of Baffles	15	SS CS Vel	0.16
Baffle Spacing	0.08	TW Resist	0.000036
Baffle Cut, % Diameter	20	TS Film Coeff	1343.38
Baffle Type	SSEG	TS Vel	1.38
Baffle space def.	Edge-Edge		

**E-503**

SUMMARY REPORT

-----

General Data:		Heat Transfer Data:	
Exch Class/Type	R/BFM	Effective Transfer Area	407.84
Shell I.D.	0.90	Area Required	328.09
Shell in Series/Parallel	1/1	COR LMTD	12.57
Number of Tubes	1345	U (Calc/Service)	338.27/272.13
Tube Length	5.20	Heat Calc	6245.38
Tube O.D./I.D.	0.0191/0.0157	Heat Spec	5024.19
		Excess %	24.31
Tube Pattern	TRI60	Foul(S/T)	1.761E-004/1.761E-004
Tube Pitch	0.02	Del P(S/T)	0.12/0.06
Number of Tube Passes	1	SS Film Coeff	2736.89
Number of Baffles	15	SS CS Vel	0.19
Baffle Spacing	0.32	TW Resist	0.000035
Baffle Cut, % Diameter	20	TS Film Coeff	558.34
Baffle Type	SSEG	TS Vel	0.52
Baffle space def.	Edge-Edge		

E-403

SUMMARY REPORT

-----

General Data:		Heat Transfer Data:	
Exch Class/Type	R/BEM	Effective Transfer Area	25.25
Shell I.D.	0.50	Area Required	19.01
Shell in Series/Parallel	1/1	COR LMTD	88.61
Number of Tubes	186	U (Calc/Service)	404.27/304.30
Tube Length	1.80	Heat Calc	3256.83
Tube O.D./I.D.	0.0254/0.0221	Heat Spec	2451.51
		Excess %	32.85
Tube Pattern	TRI60	Foul(S/T)	1.761E-004/1.761E-004
Tube Pitch	0.03	Del P(S/T)	0.19/0.00
Number of Tube Passes	2	SS Film Coeff	2510.00
Number of Baffles	10	SS CS Vel	0.18
Baffle Spacing	0.15	TW Resist	0.000035
Baffle Cut, % Diameter	20	TS Film Coeff	691.66
Baffle Type	SSEG	TS Vel	1.04
Baffle space def.	Edge-Edge		

E-502

SUMMARY REPORT  
 -----

General Data:		Heat Transfer Data:	
Exch Class/Type	R/BXM	Effective Transfer Area	189.69
Shell I.D.	1.40	Area Required	152.40
Shell in Series/Parallel	1/1	COR LMTD	81.57
Number of Tubes	800	U (Calc/Service)	709.22/569.81
Tube Length	4.00	Heat Calc	39504.31
Tube O.D./I.D.	0.0191/0.0157	Heat Spec	31738.86
		Excess %	24.47
Tube Pattern	TRI60	Foul(S/T)	1.761E-004/1.761E-004
Tube Pitch	0.03	Del P(S/T)	0.11/0.18
Number of Tube Passes	1	SS Film Coeff	2947.23
Number of Baffles	4	SS CS Vel	0.65
Baffle Spacing	0.72	TW Resist	0.000036
Baffle Cut, % Diameter	30	TS Film Coeff	1872.75
Baffle Type	SSEG	TS Vel	0.24
Baffle space def.	Edge-Edge		

**E-501**

SUMMARY REPORT  
 -----

General Data:		Heat Transfer Data:	
Exch Class/Type	R/BEM	Effective Transfer Area	481.25
Shell I.D.	2.80	Area Required	389.04
Shell in Series/Parallel	1/1	COR LMTD	92.77
Number of Tubes	1773	U (Calc/Service)	291.29/235.48
Tube Length	3.50	Heat Calc	46819.20
Tube O.D./I.D.	0.0254/0.0232	Heat Spec	37848.53
		Excess %	23.70
Tube Pattern	TRI60	Foul(S/T)	1.761E-004/1.761E-004
Tube Pitch	0.06	Del P(S/T)	0.23/0.08
Number of Tube Passes	1	SS Film Coeff	410.86
Number of Baffles	3	SS CS Vel	0.97
Baffle Spacing	0.60	TW Resist	0.000022
Baffle Cut, % Diameter	41	TS Film Coeff	1800.54
Baffle Type	SSEG	TS Vel	1.03
Baffle space def.	Edge-Edge		

**E-303**

SUMMARY REPORT  
 -----

General Data:		Heat Transfer Data:	
Exch Class/Type	R/BXM	Effective Transfer Area	113.69
Shell I.D.	0.97	Area Required	93.04
Shell in Series/Parallel	1/1	COR LMTD	23.22
Number of Tubes	800	U (Calc/Service)	635.65/520.17
Tube Length	3.60	Heat Calc	6040.73
Tube O.D./I.D.	0.0127/0.0094	Heat Spec	4943.29
		Excess %	22.20
Tube Pattern	TRI60	Foul(S/T)	1.761E-004/1.761E-004
Tube Pitch	0.03	Del P(S/T)	0.09/0.00
Number of Tube Passes	2	SS Film Coeff	1005.47
Number of Baffles	8	SS CS Vel	0.16
Baffle Spacing	0.25	TW Resist	0.000040
Baffle Cut, % Diameter	30	TS Film Coeff	10825.89
Baffle Type	SSEG	TS Vel	0.78
Baffle space def.	Edge-Edge		

**E-404**

SUMMARY REPORT

-----

General Data:		Heat Transfer Data:	
Exch Class/Type	R/BEM	Effective Transfer Area	17.10
Shell I.D.	0.40	Area Required	13.65
Shell in Series/Parallel	1/1	COR LMTD	48.39
Number of Tubes	146	U (Calc/Service)	1109.58/886.16
Tube Length	2.00	Heat Calc	3304.75
Tube O.D./I.D.	0.0190/0.0157	Heat Spec	2639.30
		Excess %	25.21
Tube Pattern	TRI60	Foul (S/T)	1.761E-004/1.761E-004
Tube Pitch	0.03	Del P(S/T)	0.12/-0.01
Number of Tube Passes	1	SS Film Coeff	3675.16
Number of Baffles	8	SS CS Vel	0.84
Baffle Spacing	0.02	TW Resist	0.000037
Baffle Cut, % Diameter	30	TS Film Coeff	5978.99
Baffle Type	SSEG	TS Vel	0.44
Baffle space def.	Edge-Edge		

**E-301**

SUMMARY REPORT

-----

General Data:		Heat Transfer Data:	
Exch Class/Type	R/BFM	Effective Transfer Area	313.90
Shell I.D.	1.02	Area Required	256.75
Shell in Series/Parallel	1/1	COR LMTD	3.53
Number of Tubes	1000	U (Calc/Service)	881.90/721.33
Tube Length	4.80	Heat Calc	3513.81
Tube O.D./I.D.	0.0210/0.0177	Heat Spec	2874.02
		Excess %	22.26
Tube Pattern	TRI60	Foul (S/T)	1.761E-004/1.761E-004
Tube Pitch	0.03	Del P(S/T)	0.00/0.00
Number of Tube Passes	2	SS Film Coeff	1470.92
Number of Baffles	8	SS CS Vel	0.06
Baffle Spacing	0.42	TW Resist	0.000037
Baffle Cut, % Diameter	30	TS Film Coeff	37656.28
Baffle Type	SSEG	TS Vel	0.09
Baffle space def.	Edge-Edge		

**E-504**

SUMMARY REPORT

General Data:		Heat Transfer Data:	
Exch Class/Type	R/BEM	Effective Transfer Area	69.75
Shell I.D.	0.60	Area Required	56.80
Shell in Series/Parallel	1/1	COR LMTD	49.37
Number of Tubes	250	U (Calc/Service)	924.92/753.15
Tube Length	4.70	Heat Calc	11466.76
Tube O.D./I.D.	0.0191/0.0154	Heat Spec	9337.20
		Excess %	22.81
Tube Pattern	TRI60	Foul (S/T)	1.761E-004/1.761E-004
Tube Pitch	0.03	Del P(S/T)	0.11/-0.02
Number of Tube Passes	1	SS Film Coeff	2791.75
Number of Baffles	8	SS CS Vel	0.61
Baffle Spacing	0.41	TW Resist	0.000041
Baffle Cut, % Diameter	30	TS Film Coeff	4272.79
Baffle Type	SSEG	TS Vel	0.88
Baffle space def.	Edge-Edge		

**Intercambiador serpentin E-103, Reactor R-101**

Las necesidades de intercambio de calor del reactor de cloración directa, que trabaja isotérmicamente a 60°C, requieren de un sistema de enfriamiento que se ha seleccionado como un intercambiador de serpentin. Para estimar su coste, se necesita saber el área de intercambio necesaria, y puesto que no se puede dimensionar como se ha hecho anteriormente, se va a realizar su cálculo sin el programa de simulación.

El calor que es necesario retirar del reactor,  $Q = -25243,11 MJ/h$ , es proporcionado por Chemcad. El agua de refrigeración se introduce a 20°C y se retira a 45°C. Con estos valores se calcula el caudal de agua necesario para la refrigeración.

$$Q = \dot{m} \cdot c_p \cdot \Delta T \rightarrow -25243,1 \left( \frac{MJ}{h} \right) = \dot{m} \left( \frac{kg}{h} \right) \cdot 4184 \left( \frac{J}{kg \cdot K} \right) \cdot 10^{-6} \left( \frac{MJ}{J} \right) \cdot (293 - 318)(K)$$

$$\dot{m} = 241329,83 \frac{kg}{h}$$

$$\dot{q} = \frac{\dot{m}}{\rho} = \frac{241329,83 \frac{kg}{h}}{997 \frac{kg}{m^3}} = 242,056 \frac{m^3}{h} = 0,067 \frac{m^3}{s}$$

Para esto se necesita un área de intercambio de calor:

$$Q = U \cdot A \cdot LMTD \rightarrow A = \frac{Q}{U \cdot LMTD}$$

Donde:

- LMTD es la diferencia de temperatura media logarítmica, que es la forma apropiada de la diferencia de temperatura promedio que debe usarse en el análisis de los intercambiadores de calor. En esta ecuación,  $\Delta T_1$  y  $\Delta T_2$  representan la diferencia de temperatura entre los dos fluidos en ambos

extremos (de entrada y de salida) del intercambiador. No existe diferencia con respecto a cuál de los extremos de éste se designe como la entrada o la salida.

$$LMTD = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)} \quad \text{donde} \quad \begin{cases} \left\{ \begin{array}{l} \Delta T_1 = T_{c_e} - T_{f_e} \\ \Delta T_2 = T_{c_s} - T_{f_s} \end{array} \right. \text{ en flujo concorriente} \\ \left\{ \begin{array}{l} \Delta T_1 = T_{c_e} - T_{f_s} \\ \Delta T_2 = T_{c_s} - T_{f_e} \end{array} \right. \text{ en flujo contracorriente} \end{cases}$$

A pesar de la peculiaridad del intercambio de calor mediante serpentín, se va a aproximar el flujo a contracorriente. Además, al ser una operación isoterma, las temperaturas del fluido caliente a la entrada y a la salida se aproximan a 60°C. Por lo tanto:

$$\Delta T_1 = 60 - 45 = 15^\circ C ; \Delta T_2 = 60 - 20 = 40^\circ C$$

$$LMTD = \frac{15 - 40}{\ln\left(\frac{15}{40}\right)} = 25,5^\circ C$$

U es el coeficiente global de transmisión de calor del reactor al serpentín. Según los valores típicos, este es igual a 900 W/m<sup>2</sup>K.

Con todo esto se obtiene el área de intercambio necesaria para el serpentín:

$$A = \frac{Q}{U \cdot LMTD} \rightarrow A = \frac{25243,1 \frac{MJ}{h} \cdot \frac{10^6 J}{MJ} \cdot \frac{1h}{3600s}}{900 \frac{W}{m^2 K} \cdot 25,5 K} = 305,67 m^2$$

Por lo tanto, la longitud del mismo es:

$$L_{serpentin} = \frac{A}{\pi D_{serpentin}}$$

Donde D es el diámetro interno del serpentín, y se estima de la siguiente forma:

$$D_{serpentin} = \sqrt{\frac{A_{paso} \cdot 4}{\pi}}$$

A<sub>paso</sub> (área de paso del tubo del serpentín) se calcula mediante el caudal de agua de refrigeración necesario y la velocidad típica del agua (se ha considerado una velocidad de 1 m/s).

$$A_{paso} = \frac{\dot{q}}{v} = \frac{0,067 \frac{m^3}{s}}{1 \frac{m}{s}} = 0,067 m^2$$

$$D_{serpentin} = \sqrt{\frac{A_{paso} \cdot 4}{\pi}} = \sqrt{\frac{0,067 m^2 \cdot 4}{\pi}} = 0,2926 m$$

$$L_{serpentín} = \frac{A}{\pi D_{serpentín}} = \frac{305,67 \text{ m}^2}{\pi \cdot 0,2926 \text{ m}} = 332,53 \text{ m}$$

Si se supone que el diámetro de las vueltas del serpentín en el tanque es de 2 metros, y que la separación entre cada vuelta es de 0,1 metro, se ha estimado que el número de vueltas y la altura del serpentín serán los siguientes:

$$n^{\circ}_{vueltas} = \frac{L_{serpentín}}{\pi \cdot D_{vuelta}} = \frac{332,53 \text{ m}}{\pi \cdot 2 \text{ m}} \approx 53$$

$$h = n^{\circ}_{vueltas} \cdot 0,2 \text{ m} = 10,6 \text{ m}$$

El volumen ocupado por el serpentín en el reactor será de:

$$V = L_{serpentín} \cdot \pi \cdot \frac{D_s^2}{4} = 332,53 \text{ m} \cdot \pi \cdot \frac{0,2926^2}{4} = 21,96 \text{ m}^3$$

Por lo que este volumen se le ha sumado al volumen de reacción necesario proporcionado por Chemcad (ver Reactor de cloración directa R-101).

### Intercambiador serpentín E-203, Reactor R-201

Con el reactor de oxiclорación, que opera de manera isotérmica a 187°C, hay que repetir el proceso anterior. El calor que es necesario retirar del reactor de lecho fluidizado,  $Q = -25537,11 \text{ MJ/h}$ , es proporcionado por Chemcad.

El agua de refrigeración se introduce a 20°C y se retira a 45°C. Con estos valores se calcula el caudal de agua de refrigeración necesario para la refrigeración.

$$Q = \dot{m} \cdot c_p \cdot \Delta T \rightarrow -25537,1 \left( \frac{\text{MJ}}{\text{h}} \right) = \dot{m} \left( \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right) \cdot 4184 \left( \frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot \text{K}} \right) \cdot 10^{-6} \left( \frac{\text{MJ}}{\text{J}} \right) \cdot (293 - 318) (\text{K})$$

$$\dot{m} = 244140,53 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 67,81 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

$$\dot{q} = \frac{\dot{m}}{\rho} = \frac{67,81 \frac{\text{kg}}{\text{s}}}{997 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 0,068 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

Para esto se necesita un área de intercambio de calor:

$$Q = U \cdot A \cdot LMTD \rightarrow A = \frac{Q}{U \cdot LMTD}$$

A pesar de la peculiaridad del intercambio de calor mediante serpentín, se va a aproximar el flujo a contracorriente. Además, al ser una operación isoterma, las temperaturas del fluido caliente a la entra y a la salida se aproximan a 187°C. Por lo tanto:

$$\Delta T_1 = 187 - 45 = 142^{\circ}\text{C}; \Delta T_2 = 187 - 20 = 167^{\circ}\text{C}$$

$$LMTD = \frac{142 - 167}{\ln\left(\frac{142}{167}\right)} = 154,16^{\circ}C$$

Con todo esto se obtiene el área de intercambio necesaria para el serpentín:

$$A = \frac{Q}{U \cdot LMTD} \rightarrow A = \frac{25537,1 \frac{MJ}{h} \cdot \frac{10^6 J}{MJ} \cdot \frac{1h}{3600s}}{900 \frac{W}{m^2 K} \cdot 154,16 K} = 51,13 m^2$$

Por tanto, la longitud del mismo es:

$$L_{serpentín} = \frac{A}{\pi D_{serpentín}}$$

Donde D es el diámetro interno del serpentín, y se estima de la siguiente forma:

$$D_{serpentín} = \sqrt{\frac{A_{paso} \cdot 4}{\pi}}$$

$A_{paso}$  (área de paso del tubo del serpentín) se calcula mediante el caudal de agua de refrigeración necesario y la velocidad típica del agua (se ha considerado una velocidad de 1 m/s).

$$A_{paso} = \frac{\dot{q}}{v} = \frac{0,068 \frac{m^3}{s}}{1 \frac{m}{s}} = 0,068 m^2$$

$$D_{serpentín} = \sqrt{\frac{A_{paso} \cdot 4}{\pi}} = \sqrt{\frac{0,068 m^2 \cdot 4}{\pi}} = 0,2942 m$$

$$L_{serpentín} = \frac{A}{\pi D_{serpentín}} = \frac{51,53 m^2}{\pi \cdot 0,2942 m} = 55,75 m$$

Si se supone que el diámetro de las vueltas del serpentín en el tanque es de 2 metros, y que la separación entre cada vuelta es de 1 metro, se ha estimado que el número de vueltas y la altura del serpentín serán los siguientes:

$$n^{\circ} vueltas = \frac{L_{serpentín}}{\pi \cdot D_{vuelta}} = \frac{55,75 m}{\pi \cdot 3 m} \approx 6$$

$$h = n^{\circ} vueltas \cdot 1 m = 6 m$$

### 5.7.1. Red de intercambio de calor

El fin de obtener una red de intercambio de calor es el ahorro energético que conlleva la combinación de corrientes calientes y frías del propio proceso evitando con ello los costes de servicios de calentamiento y refrigeración correspondientes.

Para ello, se ha utilizado el método de las cascadas de calor. Por la elevada cantidad de intercambiadores presentes en el proceso (ver Tabla 11) y las limitaciones analíticas de este método, en la red sólo se incluyen aquellos intercambiadores cuya variación de temperatura en entrada y salida sea notoria, quedando así los que se muestran en la Tabla 10.

Tabla 10: Intercambiadores de la red de intercambio de calor

	Nº Corriente	Tipo	T <sub>s</sub> (°C)	T <sub>T</sub> (°C)	CP (kW/°C)
<b>E-101</b>	1	Caliente	60	20	4,3
<b>E-402</b>	2	Caliente	530	90	8,5
<b>E-202</b>	4	Fría	99,37	187	5,4
<b>E-401</b>	5	Fría	12,4	107,05	3,82

La corriente 2 es la de mayor CP, de modo que para reducir el tamaño de los intercambiadores por los que pasa esta corriente, se ha dividido de tal forma que la corriente que se utiliza en la red de intercambio, llamada 2', tenga el menor flujo posible. De esta manera, la corriente 2 deberá dividirse antes de comenzar la red de intercambio, como se muestra en la Ilustración 21.

Como se expone a continuación, todos los entrecruzamientos de esta red ocurren por debajo del llamado punto de pliegue, donde CP de las corrientes calientes (CP<sub>c</sub>) tiene que ser mayor que la de las corrientes frías (CP<sub>f</sub>), por lo que la CP mínima que esta corriente puede tener es igual a 5,4.

Como:

$$CP \left( \frac{kW}{^{\circ}C} \right) = \dot{m} \left( \frac{kmol}{h} \right) \cdot c_p \left( \frac{kcal}{kmol \ ^{\circ}C} \right) \cdot 4,184 \left( \frac{kJ}{kcal} \right) \cdot \frac{1}{3600} \left( \frac{h}{s} \right)$$

Entonces, la relación entre las CP es igual a la relación entre los flujos molares, que se indica en el divisor de corrientes de la simulación:

$$\frac{CP_{2'}}{CP_2} = \frac{\dot{m}_{2'}}{\dot{m}_2} = \frac{5,4}{8,5} = 0,6353$$

Tabla 11: Intercambiadores del proyecto

	Nº Corriente	Tipo	Ts (°C)	T <sub>T</sub> (°C)	QL (kmol/h)	CpL (kcal/kmol°C)	Qv (kmol/h)	Cpv (kcal/kmol°C)	CP (kW/°C)	Calor (MJ/h)	Calor (kW)	CP (kW/°C)
<b>E-101</b>	1	Caliente	<b>100</b>	<b>20</b>	119,18	29,9	8,09	13	4,3	-2411,77	-669,94	8,4
<b>E-102</b>	2	Caliente	19,94	-20			4,6027	10,5276	0,1	-14,61	-4,06	0,1
<b>E-201</b>	3	Caliente	10,05	-5			752,07	7,8	6,8	-3861,15	-1072,54	71,3
<b>E-202</b>	4	Fría	99,37	187			481,91	9,64	5,4	2182,99	606,39	6,9
<b>E-301</b>	5	Fría	193,94	194,7	104,358	40,2			4,9	2699,42	749,84	986,6
<b>E-302</b>	6	Caliente	156,71	156,57			104,48	23,9	2,9	-2436,87	-676,91	4835,1
<b>E-303</b>	7	Fría	168,54	174,41	2,1734	37,86			0,1	4598,81	1277,45	217,6
<b>E-401</b>	8	Fría	12,38	107,05	117,66	27,96			3,8	5040,99	1400,27	14,8
<b>E-402</b>	9	Caliente	530	90			460,4	15,84	8,5	-11906,66	-3307,41	7,5
<b>E-403</b>	10	Caliente	134,45	98			7,57	16	0,1	-2507,00	-696,39	19,1
<b>E-404</b>	11	Fría	145,94	147,05	2,3	35,45			0,1	2687,49	746,52	672,5
<b>E-501</b>	12	Caliente	-17,05	-46,32			222,64	7,55	2,0	-36568,72	-10157,98	347,0
<b>E-502</b>	13	Fría	34,26	37,61	235,47	22,15			6,1	30673,35	8520,37	2543,4
<b>E-503</b>	14	Caliente	61	38,23			214,06	13,92	3,5	-4881,37	-1355,94	59,5
<b>E-504</b>	15	Fría	145	145,27	21,4	35,28			0,9	9102,29	2528,41	9364,5
										<b>QT</b>	<b>2111,89681</b>	
										<b>Qf</b>	<b>17941,1561</b>	
										<b>Qc</b>	<b>15829,2593</b>	

Rango de temperaturas	[-50-200]
-----------------------	-----------

Para comenzar con el método, se establecen unos intervalos de temperaturas, que vendrán definidos por las temperaturas de entrada o salida. En el caso de las corrientes frías, estos valores llevan un incremento de 10°C pues es el  $\Delta T_{MIN}$  adoptado.

En cada intervalo se hace un balance de energía, y luego se transfiere ese calor de un intervalo a otro en forma de cascada. Al final de la primera cascada se elige el valor más negativo de ésta, que será (en valor absoluto) el inicio de la segunda cascada.

Tabla 12: Método de las cascadas de calor aplicado al proyecto

T	$\Delta T$	$\sum C_{pc}$	$\sum C_{pf}$	Hc	Hf	$\Delta H$	Cascada 1	Cascada 2
20	-	-	-	0,0	0,0	-	0,0	1711,5
22,38	2,4	4,3	0	10,1	0,0	10,1	-10,1	1701,3
60	37,6	4,3	3,8	160,4	143,8	16,6	-26,7	1684,7
90	30	0,0	3,8	0,0	114,7	-114,7	88,0	1799,4
109,37	19,37	5,4	3,8	104,6	74,1	30,5	57,5	1768,9
117,05	7,68	5,4	9,2	41,5	70,8	-29,4	86,8	1798,3
197	79,95	5,4	5,4	431,7	431,7	0,1	86,7	1798,2
530	333	5,4	0	1798,2	0,0	1798,2	-1711,5	0,0
				2546,6	835,1			
				<b>835,1</b>	<b>835,1</b>			

Qf,min  
Qc,min  
PUNTO PLIEGUE

Del método se obtienen el punto de pliegue y las necesidades de intercambio de calor. Para este caso en concreto, el punto de pliegue muestra que este  $\Delta T_{MIN}$  es umbral debido a las características de la corriente caliente 2, y sólo se requiere refrigeración de la misma.

El análisis de los emparejamientos se muestra a continuación. En esta tabla se recogen en kW los calores de cada corriente, en verde los emparejamientos en cada intercambiador de calor, y subrayadas las corrientes que en cada emparejamiento se “eliminan”.

Tabla 13: Emparejamientos en la red de intercambio de calor

Nº Corriente	E-101	E-401	E-202	E-402	CP (kW/°C)
1	170,6	-	-	-	4,3
2	2376,0	2376,0	2184,6	1711,5	5,4
4	473,1	473,1	<u>473,1</u>	-	5,4
5	362,0	191,4	-	-	3,82

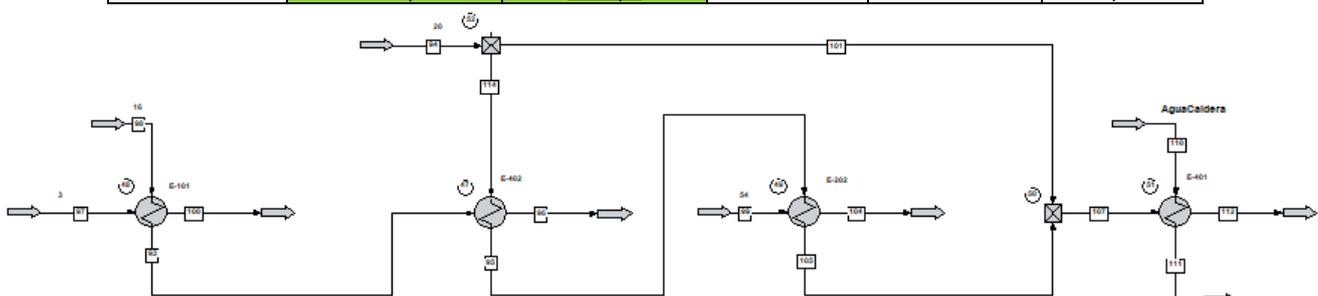


Ilustración 21: Red de intercambio de calor

Como resultado final, las necesidades de intercambio de calor de las corrientes 1,3, y 4 correspondientes a 835,1 kW quedan eliminadas, y quedaría eliminar el calor residual de la corriente 2 equivalente a 1711,5 kW. Para ello, se ha utilizado agua de caldera, a 90°C y 5 bar de presión, que se transformará en vapor de baja al aumentar su temperatura hasta 150°C. Este enfriamiento requerirá 19,3 Tn/h de agua de caldera.

## 6. ANÁLISIS DE RENTABILIDAD

### 1. Inversión inicial

Para hallar la rentabilidad del proyecto, se ha calculado en primer lugar la inversión inicial (I). Esta estará compuesta por el capital fijo invertido en los equipos (CE), el coste de los terrenos (T) y el capital circulante (CC):

$$I = CE + CC + T$$

El capital circulante y los terrenos se han fijado en 5 y 1,5 millones de euros respectivamente, mientras que el coste de los equipos se ha calculado en función de la capacidad de los mismos, el material y la presión de diseño.

El cálculo del coste base de los equipos (de acero al carbono y para operar a presión atmosférica) se ha realizado según la fórmula:

$$\log C_{E,ref} = K_1 + K_2 \log Q + K_3 (\log Q)^2$$

Donde las constantes  $K_1$ ,  $K_2$ ,  $K_3$  han sido obtenidas de la bibliografía, variando según el tipo de equipo. El coste de referencia se multiplica por los correspondientes factores de presión y materiales para tener en cuenta otros materiales y presiones de diseño respecto de las establecidas para el coste base, obteniendo el coste de los equipos en el año de referencia (2001).

$$C_E = f_p f_m C_{E,ref}$$

El factor de material se ha extraído de las tablas, según se tratase de acero al carbono o acero inoxidable. Puesto que hay dos componentes mayoritarios altamente corrosivos como son el cloro y el ácido clorhídrico y estos se encuentran en casi todas las corrientes que se observan en el diagrama de flujo, se ha tomado el criterio de usar acero inoxidable en aquellas corrientes con un porcentaje de alguno de estos compuestos superior al 5%w, tomando grado alto o bajo en función de las características de cada corriente.

Asimismo, a partir de la tabla donde se exponen los factores de presión, se ha obtenido una zona lineal (ver Ilustración 22) de donde se han interpolado estos factores en función de la presión de diseño de cada equipo. Se ha tenido en cuenta, además, que la presión de diseño es un 20% superior a la presión de operación.

Tabla 14: Coste de los equipos

		K1	K2	K3	Q	log (CE,ref)	CE,ref (k\$)	Fm	Fp	CE(2001) (k\$)	CE(2020) (k\$)	CI =4CE (k\$)
	<b>R-101</b>	4,0000	0,4321	0,1700	35,784	5,08	120,705	3,2	1,00	386,257	574,536	2.298,143
	<b>R-201</b>	4,0000	0,4321	0,1700	146,336	5,73	540,424	3,2	1,00	1.729,358	2.572,327	10.289,309
	<b>Ciclón-201</b>	3,6298	0,5009	0,0411	22,900	4,39	24,375	3,2	1,00	77,999	116,020	464,080
<b>nºplatos</b>	<b>R-401</b>	2,3859	0,9721	-0,0206	6.887,543	5,81	650,772	1,0	1,20	780,927	1.161,587	4.646,347
<b>20</b>	<b>Platos C-101</b>	2,9949	0,4465	0,3961	0,245	2,87	0,741	2,1	1,00	31,132	46,307	185,227
	<b>Columna C-101</b>	3,4974	0,4485	0,1074	17,240	4,22	16,451	2,1	1,00	34,548	51,388	205,554
<b>20</b>	<b>Platos C-201</b>	3,3322	0,4838	0,3434	1,948	3,50	3,170	3,2	1,00	202,900	301,802	1.207,209
	<b>Columna C-201</b>	3,4974	0,4485	0,1074	30,174	4,40	24,897	3,2	1,00	79,670	118,504	474,018
<b>14</b>	<b>Platos C-301</b>	2,9949	0,4465	0,3961	0,456	2,89	0,774	1,0	1,10	11,918	17,728	70,912
	<b>Columna C-301</b>	3,4974	0,4485	0,1074	17,326	4,22	16,510	1,0	1,10	18,161	27,013	108,053
<b>28</b>	<b>Platos C-302</b>	3,3322	0,4838	0,3434	0,657	3,26	1,800	1	1,00	50,411	74,984	299,935
	<b>Columna C-302</b>	3,4974	0,4485	0,1074	22,412	4,30	19,905	1	1,00	19,905	29,608	118,433
<b>18</b>	<b>PlatosC-401</b>	2,9949	0,4465	0,3961	0,397	2,88	0,758	1	1,00	13,639	20,288	81,151
	<b>Columna C-401</b>	3,4974	0,4485	0,1074	18,760	4,24	17,480	1	1,00	17,480	26,001	104,004
<b>28</b>	<b>Platos C-501</b>	3,3322	0,4838	0,3434	5,910	3,91	8,127	3,2	1,00	728,189	1.083,142	4.332,569
	<b>Columna C-501</b>	3,4974	0,4485	0,1074	104,813	4,84	69,498	3,2	1,00	222,393	330,798	1.323,191
<b>38</b>	<b>Platos C-502</b>	3,3322	0,4838	0,3434	1,167	3,37	2,324	1	1,00	88,303	131,346	525,386
	<b>Columna C-502</b>	3,4974	0,4485	0,1074	30,849	4,40	25,323	1	1,00	25,323	37,667	150,668
	<b>E-101</b>	4,3247	-0,3030	0,1634	535,63	4,71	51,838	1,0	1,00	51,838	77,106	308,423
	<b>E-102</b>	4,3247	-0,3030	0,1634	9,65	4,18	15,303	1,0	1,00	15,303	22,762	91,048
	<b>E-201</b>	4,3247	-0,3030	0,1634	580,60	4,74	54,383	1,0	1,00	54,383	80,891	323,565
	<b>E-202</b>	4,3247	-0,3030	0,1634	606,30	4,75	55,822	1,7	1,00	94,898	141,156	564,624
	<b>E-301</b>	4,3247	-0,3030	0,1634	313,90	4,59	38,619	1,0	1,15	44,412	66,060	264,242
	<b>E-302</b>	4,3247	-0,3030	0,1634	57,09	4,30	19,799	1,0	1,00	19,799	29,449	117,797

<b>E-303</b>	4,3247	-0,3030	0,1634	69,75	4,32	20,963	1,0	1,15	24,107	35,858	143,432
<b>E-401</b>	4,3247	-0,3030	0,1634	71,75	4,33	21,142	2,9	1,15	70,509	104,878	419,512
<b>E-402</b>	4,3247	-0,3030	0,1634	147,98	4,44	27,334	1,7	1,00	46,468	69,119	276,476
<b>E-403</b>	4,3247	-0,3030	0,1634	25,25	4,22	16,639	1,0	1,00	16,639	24,749	98,996
<b>E-404</b>	4,3247	-0,3030	0,1634	17,10	4,20	15,831	1,7	1,15	30,950	46,037	184,147
<b>E-501</b>	4,3247	-0,3030	0,1634	481,25	4,69	48,711	2,9	1,00	141,261	210,118	840,470
<b>E-502</b>	4,3247	-0,3030	0,1634	189,60	4,48	30,362	1,0	1,00	30,362	45,161	180,645
<b>E-503</b>	4,3247	-0,3030	0,1634	407,84	4,65	44,385	1,0	1,00	44,385	66,020	264,081
<b>E-504</b>	4,3247	-0,3030	0,1634	113,69	4,39	24,680	1,0	1,15	28,382	42,217	168,866
<b>K-401</b>	2,2897	1,3604	-0,1027	298,14	5,03	106,438	1	1,20	127,725	189,985	759,939
<b>K-201</b>	5,0535	-1,8002	0,8253	631,5696	6,48	3.051,270	2,1	1,00	6.407,666	9.531,059	38.124,234
<b>V-101</b>	3,4974	0,4485	0,1074	2,38	3,68	4,806	2,1	1,00	10,092	15,012	60,046
<b>Demister-101</b>	3,2353	0,4838	0,3434	2,63	3,50	3,152	2,1	1,00	6,620	9,847	39,386
<b>V-102</b>	3,4974	0,4485	0,1074	0,33	3,30	2,018	2,1	1,00	4,237	6,302	25,210
<b>Demister-102</b>	3,2353	0,4838	0,3434	0,66	3,16	1,440	2,1	1,00	3,024	4,498	17,993
<b>V-201</b>	3,4974	0,4485	0,1074	1,70	3,61	4,046	1	1,00	4,046	6,018	24,070
<b>Demister-201</b>	3,2353	0,4838	0,3434	1,82	3,39	2,427	1	1,00	2,427	3,609	14,438
<b>V-401</b>	3,4974	0,4485	0,1074	1,03	3,50	3,192	3,2	1,00	10,214	15,192	60,769
<b>Demister-401</b>	3,2353	0,4838	0,3434	1,82	3,39	2,427	3,2	1,00	7,765	11,550	46,201
<b>P-301</b>	3,3892	0,0536	0,1538	2,12	3,42	2,650	1	1,00	2,650	3,941	15,766
<b>Coste total</b>										<b>17.579,641</b>	<b>70.318,564</b>

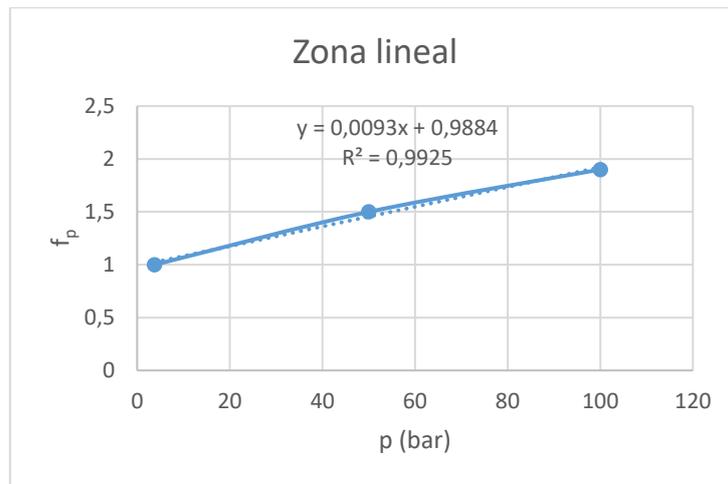


Ilustración 22: Representación lineal de los factores de presión

A continuación, el coste de los equipos en 2001 se ha recalculado para 2020:

$$C_{E,2020} = I_{2020} \frac{C_{E,2001}}{I_{2001}}$$

Tabla 15: Índices CEPCI

	I (2001)	I (2020)
CEPCI	394,3	586,5

Por último, se ha multiplicado el coste de cada uno de los equipos por 4, para incluir los honorarios del proyecto, la contrata de obras y posibles imprevistos. Los resultados obtenidos están representados en la Tabla 14.

Una vez realizado el cálculo del capital inmovilizado (que se compone del coste de la planta montada y el coste de los terrenos), se ha realizado un balance económico del proyecto con el fin de evaluar su rentabilidad. Para hacerlo correctamente se necesitan los siguientes datos:

- De la simulación realizada se extraen los valores estimados de consumo de materia prima y servicios, así como el caudal estimado de obtención de productos.
- De los datos de mercado y la legislación a nivel nacional y regional se obtienen costes unitarios de todos los productos de valor a evaluar, tanto materias primas, productos y servicios como las condiciones del préstamo correspondiente a la inversión inicial o los impuestos a pagar, entre otros. Se ha tenido en cuenta un Stream factor de 8000 h/año.

Fijados estos valores, el estudio continúa con la fijación del tiempo de amortización y el capital amortizable. Por definición, el capital amortizable es el valor correspondiente al capital inmovilizado sin los terrenos tras descontar el valor residual. En este caso, al haber un valor residual nulo, el capital amortizable se corresponde con el de los equipos. Por otro lado, para el cálculo del tiempo de amortización se ha realizado la media entre el valor máximo aceptable (el tiempo de vida de la planta, 15 años) y el mínimo (calculado como 100/15), dando así un valor aproximado de 11 años, el cual se ha empleado para realizar la amortización uniforme. En la Tabla 16 se han representado estos datos junto al capital inmovilizado en euros y otros datos financieros.

Tabla 16: Datos financieros

Tipo de interés $i_{VAN}$	15,00%
Tiempo pago préstamo (años)	5
Interés del préstamo	7,00%
Impuestos	40,00%
Valor residual (MM €)	0
Terrenos (MM €)	1,5
Capital inmovilizado (MM €)	64,850
Capital amortizable (MM €)	63,350
Tiempo amortización (años)	11
Tiempo de amortización mínimo	10,83

A continuación, se explicarán los conceptos principales que aparecen en la **¡Error! No se encuentra el origen de la referencia.**, empleada para estudiar la rentabilidad, con su definición y método de cálculo:

- Ventas: se corresponde con los beneficios obtenidos debido a la salida a mercado del cloruro de vinilo.

$$Ventas = \sum_{i=1}^n \text{Caudal de producción}_i \cdot \text{Stream Factor} \cdot \text{Precio unitario}_i$$

- Costes: se trata de los gastos que surgen debido al funcionamiento normal de la planta. Estos se pueden desglosar en costes de materias primas, de salarios, de mantenimiento y de servicios, siendo por tanto los costes de producción una suma de todos los costes anteriores. Se ha tenido en cuenta que el número de empleados trabajando es 9.
- Se han considerado en los costes de materias primas el consumo de etileno, cloro, nitrógeno y agua demineralizada. En la Tabla 17 se muestran datos de consumo y costes unitarios de estos productos.

Tabla 17: Precio unitario y flujo de productos

Agua Demi (€/kg)	0,001
Cloro (€/kg)	0,2784

Agua Demi(kg/h)	90.075,00
Cloro (kg/h)	8.508,72

Etileno (€/kg)	0,420304255	Etileno (kg/h)	6.508,73
Nitrógeno (€/Nm <sup>3</sup> )	0,013	Nitrógeno (Nm <sup>3</sup> /h)	2.239
VCM (€/kg)	0,9	VCM (kg/h)	13.363,31

$$Costes_{materia\ prima} = \sum_{i=1}^n Caudal\ de\ consumo_i \cdot Stream\ Factor \cdot Precio\ unitario_i$$

En el caso del nitrógeno, se subcontrata el suministro a una empresa especializada que construye y operan una planta de destilación criogénica de aire en los límites de batería. En este caso el coste puede estimarse como la suma de una tasa anual por el coste de la instalación y los costes energéticos de operación.

Tasa anual por el coste de la instalación:

$$tasa\ por\ el\ coste_{planta} \left( \frac{\text{€}}{\text{año}} \right) = 0,0275 \left( \frac{1}{\text{mes}} \right) \cdot 12 \left( \frac{\text{mes}}{\text{año}} \right) \cdot C_{planta}(\text{€})$$

$$C_{planta} = C_{ref} \left( \frac{Q}{Q_{ref}} \right)^{0,6}$$

Donde los datos de referencia para el coste de la planta estaban basados en la capacidad de producción de oxígeno. Teniendo en cuenta el porcentaje en volumen de cada componente que tiene el aire, se calcula entonces la capacidad respecto de la producción de nitrógeno:

$$Para\ Q_{ref\ O_2} = 1000 \frac{Tn_{O_2}}{\text{día}} \rightarrow C_{ref} = 23,76\ MM\text{€}$$

$$Q_{ref\ N_2} = \frac{1000}{16} \cdot \frac{79}{21} \cdot 28 = 6,583,3 \frac{Tn_{N_2}}{\text{día}}$$

$$Q_{N_2} \left( \frac{Tn}{\text{día}} \right) = 2801,4 \left( \frac{kg}{h} \right) \cdot 24 \left( \frac{h}{\text{día}} \right) \cdot 1 \left( \frac{Tn}{\text{día}} \right) = 67,2336$$

$$\text{Entonces: } C_{planta} = 23,76 \left( \frac{67,2336}{6,583,3} \right)^{0,6} = 1,5182\ MM\text{€}$$

$$tasa\ del\ coste_{planta} = 0,0275 \left( \frac{1}{\text{mes}} \right) \cdot 12 \left( \frac{\text{mes}}{\text{año}} \right) \cdot 1,5182\ (MM\text{€}) = 0,501 \frac{MM\text{€}}{\text{año}}$$

Costes energéticos de operación:

$$Costes\ energéticos \left( \frac{\text{€}}{kWh} \right) = 8000 \left( \frac{h}{\text{año}} \right) \cdot W_{N_2} \left( \frac{kWh}{Nm^3} \right) \cdot C_E \left( \frac{\text{€}}{kWh} \right) \cdot Q \left( \frac{Nm^3}{h} \right)$$

El valor de potencia consumida en la generación del nitrógeno se ha obtenido a partir del valor conocido que consume la generación de oxígeno:

$$W_{N_2} \left( \frac{kWh}{Nm^3_{N_2}} \right) = W_{O_2} \left( \frac{kWh}{Nm^3_{O_2}} \right) \cdot \frac{21 (Nm^3_{O_2})}{79 (Nm^3_{N_2})}$$

$$W_{N_2} \left( \frac{kWh}{Nm^3_{N_2}} \right) = 530 \left( \frac{kWh}{Nm^3_{O_2}} \right) \cdot \frac{21 (Nm^3_{O_2})}{79 (Nm^3_{N_2})} = 0,14088$$

El caudal de nitrógeno, en Nm<sup>3</sup>/h (volumen a 0°C y 1 atm) se calcula a partir de los 100 kmol/h que componen la corriente, y a partir de la ley de los gases ideales:

$$P \cdot V = n \cdot R \cdot T \rightarrow P \cdot Q = q \cdot R \cdot T$$

$$1 (atm) \cdot Q \left( \frac{Nm^3}{h} \right) = 100.000 \left( \frac{mol}{h} \right) \cdot 0,082 \left( \frac{l \cdot atm}{mol \cdot K} \right) \cdot 273(K)$$

$$\rightarrow Q \left( \frac{Nm^3}{h} \right) = 2.239.830 \rightarrow Q \left( \frac{Nm^3}{h} \right) = 2.239,83$$

Entonces:

$$Costes\ energéticos \left( \frac{€}{kWh} \right) = 8000 \left( \frac{h}{año} \right) \cdot W_{N_2} \left( \frac{kWh}{Nm^3} \right) \cdot C_E \left( \frac{€}{kWh} \right) \cdot Q \left( \frac{Nm^3}{h} \right)$$

- Respecto al coste de los salarios, se han estimado que hay 9 empleados trabajando. Este dato se ha estimado de la forma:

$$N_{OT} = \sqrt{6,29 + 31,7N_P^2 + 0,23N_{NP}}$$

Donde:

N<sub>OT</sub> número de operadores trabajando en un momento dado

N<sub>P</sub> número de operaciones que involucran partículas sólidas

N<sub>NP</sub> número de operaciones que NO involucran partículas sólidas, sin incluir bombas y recipientes de almacenamiento.

Tabla 18: Estimación de operadores trabajando

Nº de operadores trabajando	8,78	9
Nº de operaciones SÓLIDOS	2	
Nº de operaciones NO SÓLIDOS	32	
Compresores	2	
Reactores	3	
Intercambiadores	16	

Recipientes LV	4
Columnas	7

$$Costes_{salarios} = \frac{Salario}{empleado \cdot año} \cdot empleados\ trabajando \cdot 4,5 \frac{contratados}{trabajando}$$

- Los costes de mantenimiento se estiman como el 6% del capital inmovilizado.

$$Costes_{mantenimiento} = 0,06 \cdot Capital\ inmovilizado$$

- Los costes de servicios comprenden electricidad, agua de refrigeración, vapores de media y baja, fuel gas y tratamiento de efluentes, principalmente. Puesto que se disponen de caudales de consumo que se han obtenido al realizar el dimensionado de los equipos, la forma de hallar este coste sería igual a la utilizada para halla el coste de las materias primas. Sin embargo, debido a la dificultad de realizar una estimación fiable de este coste con los datos que se ofrecen en las fuentes de acceso gratuito, se suponen un 10% de los de las materias primas.

$$Costes_{servicios} = \sum_{i=1}^n Caudal\ de\ consumo_i \cdot Stream\ Factor \cdot Precio\ unitario_i$$

- Beneficios brutos: es la diferencia entre las ventas y los costes de producción.

$$Beneficios\ brutos = Ventas - Costes$$

- Pendiente de amortizar: se trata de la parte del capital amortizable que queda por amortizar. Este valor es igual al capital amortizable en el año de comienzo de funcionamiento de la planta y va decreciendo según la siguiente fórmula conforme se va amortizando de forma uniforme el capital correspondiente:

$$PA_{año\ i} = PA_{año\ i-1} - Amortización_{año\ i-1}$$

- Amortización o capital amortizado: es un coste de operación adicional resultante de la pérdida de valor de la inversión con el paso del tiempo, debido, entre otras causas, al desgaste, la rotura o la obsolescencia de los equipos. La amortización será uniforme y se calcula de la siguiente manera:

$$Amortización = \frac{Capital\ amortizable}{Tiempo\ de\ amortización}$$

Este coste se aplicará de manera constante durante el tiempo de amortización elegido (11 años).

- Beneficios Antes de Impuestos (BAI): se trata del valor correspondiente a los beneficios tras descontarle a estos el valor de la amortización. Como la amortización es una especie de coste, mediante la amortización los gobiernos permiten a las empresas declarar (de forma legal) beneficios menores para pagar menos impuestos y, así, compensar que los bienes al final de su vida útil tengan menor valor.

$$BAI = \text{Beneficios Brutos} - \text{Amortización}$$

- Beneficios Después de Impuestos (BDI): se trata del valor correspondiente a los beneficios anteriores tras descontarle el pago de impuestos.

$$BDI = BAI (1 - \text{impuestos en tanto por uno})$$

- Capital fijo anualizado: es el coste derivado de la necesidad de devolver el préstamo recibido para cubrir el capital inmovilizado, el cual sirve para poner en marcha el proyecto.

$$\text{Capital fijo anualizado} = \frac{\text{Capital inmovilizado} \cdot \text{interés} \cdot (1 + \text{interés})^{\text{años}}}{(1 + \text{interés})^{\text{años}} - 1}$$

- Otros: en este apartado se añaden los movimientos de dinero, debido al empleo del capital circulante (en el año previo al funcionamiento de la planta) y su recuperación (el año posterior al cierre, aunque habitualmente iría acompañado de la recuperación del valor residual de la inversión, el cual en este caso no aparece al ser nulo). Este capital circulante corresponde a la compra de, por ejemplo, catalizadores, la primera carga de EDC en el reactor de cloración directa, etc.
- Flujo neto de caja: se trata de la cantidad de dinero de la que se dispone tras descontar la cantidad correspondiente a la devolución del préstamo y tras incluir los gastos o beneficios que se encuentran en el apartado de "otros"

$$\text{Flujo neto de caja (FNC)} = BDI - \text{Capital fijo anualizado} + \text{Otros}$$

- Factor de actualización: es una medida que permite obtener la equivalencia entre el valor del dinero en el año en el que ocurre el flujo de caja y el momento actual.

$$\text{Factor de actualización}_{\text{año } i}(F) = \frac{1}{(1 + \text{interés})^{\text{año } i}}$$

- Flujo neto de caja actualizado: valor de los flujos de caja previstos a lo largo de la vida del proyecto con respecto al momento de realización de la inversión.

$$\text{Flujo Neto de Caja Actualizado (FNCA)} = F \cdot \text{FNC}$$

- Valor Actual Neto (VAN): es la suma de todos los flujos netos de caja actualizados obtenidos a lo largo del proyecto. A mayor VAN, más atractivo es el proyecto, siendo así que un proyecto con un VAN negativo no es una propuesta rentable.

$$VAN = \sum_{i=1}^n FNCA_i$$

Tabla 19: Balance económico

Años	Ventas (MM €)	Costes (MM €)	Beneficios Brutos (MM €)	Pendiente de amortizar (MM k€)	Amortización (MM €)	BAI (MM €)	BDI (MM €)	Capital Fijo Anualizado (MM €)	Capital Circulante (MM €)	Flujo de caja neto (MM €)	Factor de actualización (MM €)	Flujo de caja actualizado (MM €)
1								15,816		-15,816	0,870	-13,753
2								15,816	-5,000	-20,816	0,756	-15,740
3	96,216	51,598	44,617	63,350	5,759	38,858	23,315	15,816		7,499	0,658	4,930
4	96,216	51,598	44,617	57,591	5,759	38,858	23,315	15,816		7,499	0,572	4,287
5	96,216	51,598	44,617	51,832	5,759	38,858	23,315	15,816		7,499	0,497	3,728
6	96,216	51,598	44,617	46,073	5,759	38,858	23,315			23,315	0,432	10,080
7	96,216	51,598	44,617	40,314	5,759	38,858	23,315			23,315	0,376	8,765
8	96,216	51,598	44,617	34,555	5,759	38,858	23,315			23,315	0,327	7,622
9	96,216	51,598	44,617	28,795	5,759	38,858	23,315			23,315	0,284	6,628
10	96,216	51,598	44,617	23,036	5,759	38,858	23,315			23,315	0,247	5,763
11	96,216	51,598	44,617	17,277	5,759	38,858	23,315			23,315	0,215	5,011
12	96,216	51,598	44,617	11,518	5,759	38,858	23,315			23,315	0,187	4,358
13	96,216	51,598	44,617	5,759	5,759	38,858	23,315			23,315	0,163	3,789
14	96,216	51,598	44,617			44,617	26,770			26,770	0,141	3,783
15	96,216	51,598	44,617			44,617	26,770			26,770	0,123	3,290
16	96,216	51,598	44,617			44,617	26,770			26,770	0,107	2,861
17	96,216	51,598	44,617			44,617	26,770			26,770	0,093	2,488
18									5,000	5,000	0,081	0,404
											VAN	48,294
											TIR	33,35%

- Tasa Interna de Rentabilidad (TIR): se trata del valor del interés que hace el valor del VAN sea igual a cero. Este valor debe estar por encima del coste del dinero en el mercado para considerar la inversión rentable. Existe una función en Excel que permite su cálculo a partir de la inversión inicial y los flujos netos de caja del proyecto (al no poder despejarse, en caso de no tenerla se haría por tanteo).

$$VAN = \sum_{j=1}^n \frac{FNC}{(1 + \text{interés})^{\text{año } j}} = 0$$

Así, una vez explicados los conceptos empleados para realizar el estudio, los resultados obtenidos se muestran en la **¡Error! No se encuentra el origen de la referencia..**

En esta tabla se ha calculado, a través de los flujos de caja netos, el VAN y el TIR. El primero tiene un valor positivo de 48,29 millones de euros, por lo que se puede afirmar que se obtendrán beneficios positivos. Por otro lado, el TIR obtenido es del 33,35%, siendo superior al interés del banco (15%), por lo que la inversión realizada es rentable.

## 7. RESULTADOS Y CONCLUSIONES

La Tabla 20 muestra las especificaciones de calidad respecto a las principales impurezas que se encuentran en el VCM producto de procesos de este tipo, y que se esperan como resultado de este proyecto. Sin embargo, los esfuerzos se han centrado en obtener la pureza del producto principal, el cloruro de vinilo. Es de entender que el refinado de las impurezas, que se encuentran a nivel de traza, podría alcanzarse mediante operaciones como la adsorción que añadirían poco capital adicional al presupuesto.

Tabla 20: Impurezas en el VCM

Impureza	Nivel máximo (ppm)
Acetileno	2
Acidez (HCl)	0,5
Acetaldehído	0
Alcalinidad (NaOH)	0,3
Butadieno	6
1-buteno / 2-buteno	3 / 0,5
Etileno / propileno	4 / 8
EDC	10
No volátiles (TCE)	150
Agua	200
Hierro	0,25

Por otro lado, aunque la estimación de costes se ha realizado de manera básica (clases 3 y 4) con el propósito de saber su viabilidad una vez estudiadas las diferentes alternativas según la información disponible en la bibliografía, el proyecto resulta ser viable.

Esto refleja el esfuerzo realizado respecto al dimensionado de equipos, por elegir la mejor opción entre equipos grandes más costosos, aunque con menores costes de servicios, o viceversa. También en la selección de las mejores geometrías en función de la funcionalidad y limitaciones de cada equipo.

Un aspecto a destacar es la dificultad encontrada a la hora de elaborar la red de intercambiadores por el amplio rango de temperaturas que se encuentran en la planta, y con las limitaciones del entrecruzamiento de corrientes en diferentes unidades de la planta. Sin embargo, gracias a esto se ha conseguido una visión global del proceso y la ubicación supuesta de cada equipo en site.

Como curiosidad cabe mencionar que no existe en España ninguna empresa que se dedique exclusivamente a la fabricación del cloruro de vinilo, aunque sí a la del polímero policloruro de vinilo (PVC). La diferencia entre ambos procesos reside en el reactor de polimerización (en suspensión) del VCM, y la posterior recuperación del monómero en el polímero resultante.

Para concluir, ha sido una experiencia muy gratificante empezar algo de cero: recoger información de distintas fuentes, seleccionar la opción más viable atendiendo a las opciones disponibles en el simulador, e ir resolviendo cada uno de los problemas que aparecían en el camino.

## BIBLIOGRAFÍA

1. Al Zahrani, S. M. et. al. (2001) Modelling and simulation of 1,2- dichloroethane production by ethylene oxychlorination in fluidized-bed reactor, *Chemical Engineering Science*, p. 621 – 626.
2. Dimian, A. C. y Sorin B., C. (2008), Vinyl Chloride Monomer Process, *Chemical Process Design: Computer-Aided Case Studies*, p. 201 – 207.
3. Orejas, J. A. (2001), Model evaluation for an industrial process of direct chlorination of ethylene in a bubble-column reactor with external recirculation loop., *Chemical Engineering Science*, p. 516.
4. Ranzi, E., et. al (1992). , Pyrolysis and chlorination of small hydrocarbons, *Chem. Eng. Commun.*, p. 17 – 39.
5. Wachi, S., y Morikawa, H. (1986). Liquid-phase chlorination of ethylene and 1,2-dichloroethane. *Journal of Chemical Engineers in Japan*, 19(5), p. 437 – 443.

6. Carlos Godínez; Ingeniería de Procesos y Producto. Notas de clase de 4º Ingeniería Química Industrial. Universidad Politécnica de Cartagena.
7. Carlos Godínez; Operaciones de separación. Notas de clase de 2º Ingeniería Química Industrial. Universidad Politécnica de Cartagena.
8. Universidad Nacional de Ingeniería. Facultad de ingeniería de petróleo, gas natural y petroquímica, Technical and Economic Feasibility Analysis for Producing Vinyl Poly-Chloride from Ethylene.
9. Wachi y Asai, Kinetics of 1,2-Dichloroethane Formation from Ethylene and Cupric Chloride. Ind. Eng. Chem. Res. 1994, 33, p. 259-264.
10. J. C. S. Moreira\* and C. A. M. Pires (2010), Modelling and Simulation of an Oxochlorination Reactor in a Fluidized Bed, THE CANADIAN JOURNAL OF CHEMICAL ENGINEERING Volume 88, p. 350-358.
11. Transferencia de calor y masa. Yunus A. Çengel- University of Nevada, Reno. Capítulo 12: Intercambiadores de calor, Página 632
12. <https://mundoplast.com/produccion-plasticos-2018/>
13. <https://ihsmarkit.com/products/vinyl-chloride-monomer-chemical-economics-handbook.html>
14. Instituto Nacional de Seguridad y Salud en el Trabajo-Cloruro de Vinilo
15. <http://blog.opisnet.com/ethylene-propylene-prices-2020#:~:text=The%20ethylene%20market%20began%202020,two%20weeks%20of%20the%20year.>
16. Horio et al [AIChE Journal, 32, 1465, (1986)]
17. Rosin-Rammler-Intelmann [W. Z. Ver. Deut. Ing., Vol. 76, 18, p. 433, (1932)]
18. Fournol et al. [Can. J. Chem. Eng., 51, 401, (1973)]
19. Zenz y Weil [AIChE J., 4, 472, (1958)]
20. Fitzgerald y Crane [Proc. 6th Int. Conf. on Fluidized Bed Combustion, vol. 3, p. 815 (1980)]

## ANEXO A : HOJA DE DATOS DE SEGURIDAD DEL CLORURO DE VINILO

<b>CLORURO DE VINILO</b> Cloroeteno Cloroetileno Cloruro de vinilo monómero (CVM)	<b>ICSC: 0082</b>  <b>Abril 2017</b>
<b>CAS: 75-01-4</b> <b>Nº ONU: 1086 (estabilizado)</b> <b>CE: 200-831-0</b>	

	PELIGROS	PREVENCIÓN	LUCHA CONTRA INCENDIOS
<b>INCENDIO Y EXPLOSIÓN</b>	Extremadamente inflamable. En caso de incendio se desprenden humos (o gases) tóxicos e irritantes. Las mezclas gas/aire son explosivas.	Evitar las llamas, NO producir chispas y NO fumar. Sistema cerrado, ventilación, equipo eléctrico y de alumbrado a prueba de explosión. Utilícense herramientas manuales no generadoras de chispas.	Cortar el suministro; si no es posible y no existe riesgo para el entorno próximo, dejar que el incendio se extinga por sí mismo; en otros casos apagar con polvo, dióxido de carbono, agua pulverizada. Ver Notas. En caso de incendio: mantener fría la botella rociando con agua. Combatir el incendio desde un lugar protegido.

<b>¡EVITAR TODO CONTACTO! ¡CONSULTAR AL MÉDICO EN TODOS LOS CASOS!</b>			
	SÍNTOMAS	PREVENCIÓN	PRIMEROS AUXILIOS
<b>Inhalación</b>	Vértigo. Somnolencia. Dolor de cabeza. Pérdida del conocimiento. Visión borrosa. Entumecimiento. Sensación de hormigueo.	Usar ventilación, extracción localizada o protección respiratoria.	Aire limpio, reposo. Proporcionar asistencia médica inmediatamente.
<b>Piel</b>	EN CONTACTO CON LÍQUIDO: CONGELACIÓN.	Guantes de protección. Guantes aislantes del frío. Traje de protección.	EN CASO DE CONGELACIÓN: aclarar con agua abundante, NO quitar la ropa. Proporcionar asistencia médica inmediatamente.
<b>Ojos</b>	Enrojecimiento. Dolor.	Utilizar gafas de protección de montura integral o protección ocular en combinación con protección respiratoria.	Enjuagar con agua abundante (quitar las lentes de contacto si puede hacerse con facilidad). Proporcionar asistencia médica.
<b>Ingestión</b>		No comer, ni beber, ni fumar durante el trabajo.	

DERRAMES Y FUGAS	CLASIFICACIÓN Y ETIQUETADO
¡Evacuar la zona de peligro! ¡Consultar a un experto! Protección personal: traje de protección completo incluyendo equipo autónomo de respiración. Ventilar. Eliminar toda fuente de ignición. Eliminar la nube de vapor con agua pulverizada. NO verter NUNCA chorros de agua sobre el líquido.	<p style="text-align: center;"><b>Conforme a los criterios del GHS de la ONU</b></p> <div style="text-align: center;">  </div> <p style="text-align: center;"><b>PELIGRO</b></p> <p>Gas extremadamente inflamable                      Contiene gas a presión; puede explotar si se calienta                      Puede provocar somnolencia o vértigo                      Puede provocar daños en el hígado tras exposiciones prolongadas o repetidas                      Susceptible de provocar defectos genéticos                      Puede provocar cáncer</p> <p><b>Transporte</b>  <b>Clasificación ONU</b>                      Clase de Peligro ONU: 2.1</p>
<b>ALMACENAMIENTO</b>	
A prueba de incendio. Separado de: ver Peligros Químicos. Fresco. Almacenar solamente si está estabilizado. Bien cerrado. Mantener en lugar bien ventilado. Separado de materiales oxidantes.	
<b>ENVASADO</b>	

**CLORURO DE VINILO** **ICSC: 0082**

**INFORMACIÓN FÍSICO-QUÍMICA**

**Estado físico; aspecto**

GAS INCOLORO COMPRIMIDO LICUADO DE OLOR CARACTERÍSTICO.

**Peligros físicos**

El gas es más denso que el aire y puede extenderse a ras del suelo; posible ignición en punto distante. Los vapores no están inhibidos y pueden polimerizar y bloquear los venteos.

**Peligros químicos**

La sustancia puede formar peróxidos explosivos en circunstancias específicas. La sustancia polimeriza fácilmente por calentamiento intenso y bajo la influencia de aire, luz y en contacto con un catalizador, oxidantes fuertes y metales tales como cobre y aluminio. Esto genera peligro de incendio o explosión. Se descompone al arder. Esto produce humos tóxicos y corrosivos de cloruro de hidrógeno y fosgeno. Ataca el hierro y el acero en presencia de humedad.

Fórmula:  $C_2H_3Cl / H_2C=CHCl$

Masa molecular: 62.5

Punto de ebullición:  $-13^{\circ}C$

Punto de fusión:  $-154^{\circ}C$

Densidad relativa (agua = 1): 0.9 (líquido)

Densidad (vapor a  $15^{\circ}C$ ): 8 g/l

Solubilidad en agua, g/l a  $25^{\circ}C$ : 1.1 (escasa)

Densidad relativa de vapor (aire = 1): 2.2

Presión de vapor, kPa a  $20^{\circ}C$ : 334

Punto de inflamación:  $-78^{\circ}C$  c.c.

Temperatura de autoignición:  $472^{\circ}C$

Límites de explosividad, % en volumen en el aire: 3.6-33

Coefficiente de reparto octanol/agua como log Pow: 1.6

**EXPOSICIÓN Y EFECTOS SOBRE LA SALUD**

**Vías de exposición**

La sustancia se puede absorber por inhalación.

**Efectos de exposición de corta duración**

El líquido puede producir congelación. La sustancia irrita los ojos. La sustancia puede afectar al sistema nervioso central. Esto puede dar lugar a disminución del estado de alerta, convulsiones y ataques. Se recomienda vigilancia médica.

**Riesgo de inhalación**

Al producirse una pérdida de gas, se alcanzará muy rápidamente una concentración nociva del mismo en el aire.

**Efectos de exposición prolongada o repetida**

La sustancia puede afectar al hígado, al bazo, a la sangre, a los capilares sanguíneos y al tejido y huesos de los dedos. La experimentación animal muestra que esta sustancia posiblemente cause efectos tóxicos en el desarrollo o la reproducción humana. Esta sustancia es carcinógena para los seres humanos.

**LÍMITES DE EXPOSICIÓN LABORAL**

TLV: 1 ppm como TWA; A1 (cancerígeno humano confirmado).

EU-OEL:  $2.6 \text{ mg/m}^3$ , 1 ppm como TWA.

MAK: cancerígeno: categoría 1

**MEDIO AMBIENTE**

Esta sustancia puede ser peligrosa para el medio ambiente; debería prestarse atención especial a la contaminación de las aguas subterráneas.

**NOTAS**

Está indicado un examen médico periódico dependiendo del grado de exposición.

La alerta por el olor cuando se supera el límite de exposición es insuficiente.

NO utilizar cerca de un fuego, de una superficie caliente o mientras se trabaja en soldadura.

La adición de estabilizantes o inhibidores puede influir sobre las propiedades toxicológicas de esta sustancia; consultar a un experto.

Los incendios grandes de este material son prácticamente inextinguibles: usar agua pulverizada o nebulizada.

**INFORMACIÓN ADICIONAL**

- Límites de exposición profesional (INSHT 2017):

VLA-ED: 3 ppm;  $7,8 \text{ mg/m}^3$

C1A (Sustancia carcinogénica de categoría 1A).

Notas: Real Decreto 349/2003, por el que se amplía el ámbito de aplicación del Real Decreto 665/1997 a los agentes mutágenos.

Esta sustancia tiene establecidas restricciones a la fabricación, la comercialización o el uso especificadas en el Reglamento REACH.

- Nº de índice (clasificación y etiquetado armonizados conforme al Reglamento CLP de la UE): 602-023-00-7

- **Clasificación UE**

Pictograma: F+, T; R: 45-12; S: 53-45; Nota: D



GOBIERNO DE ESPAÑA

MINISTERIO DE TRABAJO, MIGRACIONES Y SEGURIDAD SOCIAL



La calidad y exactitud de la traducción o el posible uso que se haga de esta información no es responsabilidad de la OIT, la OMS ni la Comisión Europea.

© Versión en español, INSST, 2018



## ANEXO C: REACTOR DE PIRÓLISIS (EULER)

V	F (kmol/h)								ΔF (kmol/h)											xA	S
	EDC	VC	C2H4	C2H2	Cl2	HCl	Finerte	Ftot	v	u	r1	r2	r3	EDC	VC	C2H4	C2H2	Cl2	HCl		
(m3)	kmol/h	kmol/h	kmol/h	kmol/h	kmol/h	kmol/h	kmol/h	kmol/h	(m3/h)	(m/s)	kmol/m3-h	kmol/m3-s	kmol/m3-s	kmol/h	kmol/h	kmol/h	kmol/h	kmol/h	kmol/h	(%)	(%)
0,00	239,582	0,0019	1,5077	0,0000	0,5385	0,0213	1,2700	242,922	876,4	10,7	1,832E+01	6,460E-07	2,486E-04	-3,664E+00	3,664E+00	4,971E-05	1,292E-07	4,971E-05	3,664E+00	0,0000	[-]
0,20	235,918	3,6663	1,5077	0,0000	0,5385	3,6857	1,2700	245,316	885,1	10,8	1,787E+01	1,234E-03	2,424E-04	-3,573E+00	3,573E+00	4,847E-05	2,469E-04	4,847E-05	3,573E+00	1,530	100,050
0,40	232,345	7,2392	1,5078	0,0002	0,5386	7,2591	1,2700	248,890	897,9	10,9	1,734E+01	2,402E-03	2,353E-04	-3,469E+00	3,468E+00	4,705E-05	4,805E-04	4,705E-05	3,469E+00	3,021	100,021
0,60	228,876	10,7073	1,5078	0,0007	0,5386	10,7281	1,2700	252,359	910,5	11,1	1,685E+01	3,505E-03	2,286E-04	-3,370E+00	3,369E+00	4,571E-05	7,009E-04	4,571E-05	3,370E+00	4,469	100,010
0,80	225,506	14,0763	1,5079	0,0014	0,5387	14,0986	1,2700	255,729	922,6	11,2	1,638E+01	4,547E-03	2,222E-04	-3,276E+00	3,275E+00	4,445E-05	9,093E-04	4,445E-05	3,277E+00	5,875	100,002
1,00	222,230	17,3518	1,5079	0,0023	0,5387	17,3759	1,2700	259,006	934,4	11,4	1,594E+01	5,534E-03	2,162E-04	-3,188E+00	3,187E+00	4,325E-05	1,107E-03	4,325E-05	3,189E+00	7,243	99,996
1,20	219,042	20,5387	1,5080	0,0034	0,5388	20,5650	1,2700	262,196	946,0	11,5	1,552E+01	6,470E-03	2,105E-04	-3,104E+00	3,103E+00	4,211E-05	1,294E-03	4,211E-05	3,105E+00	8,573	99,991
1,40	215,938	23,6414	1,5080	0,0047	0,5388	23,6702	1,2700	265,301	957,2	11,7	1,512E+01	7,360E-03	2,051E-04	-3,024E+00	3,023E+00	4,103E-05	1,472E-03	4,103E-05	3,026E+00	9,869	99,987
1,60	212,913	26,6641	1,5081	0,0062	0,5389	26,6959	1,2700	268,327	968,1	11,8	1,474E+01	8,208E-03	2,000E-04	-2,948E+00	2,947E+00	3,999E-05	1,642E-03	3,999E-05	2,950E+00	11,131	99,982
1,80	209,965	29,6106	1,5081	0,0079	0,5389	29,6457	1,2700	271,276	978,7	11,9	1,438E+01	9,016E-03	1,951E-04	-2,876E+00	2,874E+00	3,901E-05	1,803E-03	3,901E-05	2,878E+00	12,362	99,979
2,00	207,089	32,4846	1,5081	0,0097	0,5389	32,5233	1,2700	274,154	989,1	12,0	1,403E+01	9,787E-03	1,904E-04	-2,807E+00	2,805E+00	3,807E-05	1,957E-03	3,807E-05	2,809E+00	13,562	99,975
2,20	204,283	35,2892	1,5082	0,0116	0,5390	35,3319	1,2700	276,963	999,2	12,2	1,370E+01	1,052E-02	1,859E-04	-2,741E+00	2,738E+00	3,718E-05	2,105E-03	3,718E-05	2,743E+00	14,734	99,971
2,40	201,542	38,0276	1,5082	0,0137	0,5390	38,0745	1,2700	279,705	1009,1	12,3	1,339E+01	1,123E-02	1,816E-04	-2,677E+00	2,675E+00	3,632E-05	2,246E-03	3,632E-05	2,679E+00	15,878	99,968
2,60	198,865	40,7026	1,5083	0,0160	0,5391	40,7539	1,2700	282,385	1018,8	12,4	1,308E+01	1,191E-02	1,775E-04	-2,617E+00	2,614E+00	3,550E-05	2,381E-03	3,550E-05	2,619E+00	16,995	99,964
2,80	196,248	43,3168	1,5083	0,0183	0,5391	43,3729	1,2700	285,004	1028,2	12,5	1,279E+01	1,255E-02	1,735E-04	-2,558E+00	2,556E+00	3,471E-05	2,511E-03	3,471E-05	2,561E+00	18,087	99,961
3,00	193,690	45,8727	1,5083	0,0209	0,5391	45,9338	1,2700	287,565	1037,5	12,6	1,251E+01	1,318E-02	1,697E-04	-2,503E+00	2,500E+00	3,395E-05	2,635E-03	3,395E-05	2,505E+00	19,155	99,957
3,20	191,187	48,3727	1,5084	0,0235	0,5392	48,4391	1,2700	290,070	1046,5	12,7	1,224E+01	1,377E-02	1,661E-04	-2,449E+00	2,446E+00	3,322E-05	2,755E-03	3,322E-05	2,452E+00	20,200	99,954

Ingeniería básica de una planta de producción de Cloruro de Vinilo de 100 KTA de capacidad  
 Universidad Politécnica de Cartagena

3,40	188,738	50,8188	1,5084	0,0262	0,5392	50,8907	1,2700	292,522	1055,4	12,9	1,199E+01	1,435E-02	1,626E-04	-2,397E+00	2,394E+00	3,252E-05	2,870E-03	3,252E-05	2,400E+00	21,222	99,951
3,60	186,341	53,2133	1,5084	0,0291	0,5392	53,2909	1,2700	294,922	1064,0	13,0	1,174E+01	1,490E-02	1,592E-04	-2,348E+00	2,345E+00	3,185E-05	2,981E-03	3,185E-05	2,351E+00	22,223	99,948
3,80	183,993	55,5578	1,5085	0,0321	0,5393	55,6414	1,2700	297,272	1072,5	13,1	1,150E+01	1,544E-02	1,560E-04	-2,300E+00	2,297E+00	3,120E-05	3,087E-03	3,120E-05	2,303E+00	23,202	99,944
4,00	181,694	57,8544	1,5085	0,0352	0,5393	57,9442	1,2700	299,575	1080,8	13,2	1,127E+01	1,595E-02	1,529E-04	-2,254E+00	2,250E+00	3,057E-05	3,190E-03	3,057E-05	2,257E+00	24,162	99,941
4,20	179,440	60,1047	1,5085	0,0384	0,5393	60,2009	1,2700	301,832	1089,0	13,3	1,104E+01	1,645E-02	1,498E-04	-2,209E+00	2,206E+00	2,997E-05	3,290E-03	2,997E-05	2,212E+00	25,103	99,938
4,40	177,231	62,3103	1,5085	0,0417	0,5393	62,4130	1,2700	304,044	1096,9	13,4	1,083E+01	1,693E-02	1,469E-04	-2,166E+00	2,162E+00	2,938E-05	3,386E-03	2,938E-05	2,169E+00	26,025	99,935
4,60	175,065	64,4727	1,5086	0,0450	0,5394	64,5822	1,2700	306,213	1104,8	13,5	1,062E+01	1,739E-02	1,441E-04	-2,124E+00	2,121E+00	2,882E-05	3,478E-03	2,882E-05	2,128E+00	26,929	99,932
4,80	172,941	66,5935	1,5086	0,0485	0,5394	66,7099	1,2700	308,341	1112,4	13,6	1,042E+01	1,784E-02	1,414E-04	-2,084E+00	2,080E+00	2,827E-05	3,568E-03	2,827E-05	2,088E+00	27,815	99,929
5,00	170,857	68,6738	1,5086	0,0521	0,5394	68,7974	1,2700	310,429	1120,0	13,6	1,022E+01	1,827E-02	1,387E-04	-2,045E+00	2,041E+00	2,774E-05	3,655E-03	2,774E-05	2,049E+00	28,685	99,926
5,20	168,812	70,7152	1,5087	0,0557	0,5395	70,8461	1,2700	312,477	1127,4	13,7	1,004E+01	1,869E-02	1,362E-04	-2,007E+00	2,004E+00	2,723E-05	3,738E-03	2,723E-05	2,011E+00	29,539	99,923
5,40	166,805	72,7187	1,5087	0,0595	0,5395	72,8571	1,2700	314,488	1134,6	13,8	9,854E+00	1,910E-02	1,337E-04	-1,971E+00	1,967E+00	2,673E-05	3,820E-03	2,673E-05	1,975E+00	30,377	99,920
5,60	164,834	74,6856	1,5087	0,0633	0,5395	74,8316	1,2700	316,463	1141,7	13,9	9,676E+00	1,949E-02	1,313E-04	-1,935E+00	1,931E+00	2,625E-05	3,899E-03	2,625E-05	1,939E+00	31,199	99,916
5,80	162,899	76,6169	1,5087	0,0672	0,5395	76,7708	1,2700	318,402	1148,7	14,0	9,505E+00	1,988E-02	1,289E-04	-1,901E+00	1,897E+00	2,579E-05	3,975E-03	2,579E-05	1,905E+00	32,007	99,913
6,00	160,998	78,5139	1,5088	0,0712	0,5396	78,6756	1,2700	320,307	1155,6	14,1	9,338E+00	2,025E-02	1,267E-04	-1,868E+00	1,864E+00	2,533E-05	4,049E-03	2,533E-05	1,872E+00	32,801	99,910
6,20	159,130	80,3774	1,5088	0,0752	0,5396	80,5472	1,2700	322,179	1162,4	14,2	9,176E+00	2,061E-02	1,245E-04	-1,835E+00	1,831E+00	2,490E-05	4,121E-03	2,490E-05	1,839E+00	33,580	99,907
6,40	157,295	82,2084	1,5088	0,0794	0,5396	82,3865	1,2700	324,018	1169,0	14,2	9,019E+00	2,096E-02	1,223E-04	-1,804E+00	1,800E+00	2,447E-05	4,191E-03	2,447E-05	1,808E+00	34,346	99,905
6,60	155,491	84,0079	1,5088	0,0835	0,5396	84,1944	1,2700	325,826	1175,5	14,3	8,866E+00	2,130E-02	1,203E-04	-1,773E+00	1,769E+00	2,405E-05	4,259E-03	2,405E-05	1,777E+00	35,099	99,902
6,80	153,718	85,7768	1,5089	0,0878	0,5397	85,9718	1,2700	327,603	1181,9	14,4	8,717E+00	2,163E-02	1,183E-04	-1,743E+00	1,739E+00	2,365E-05	4,325E-03	2,365E-05	1,748E+00	35,839	99,899
7,00	151,975	87,5159	1,5089	0,0921	0,5397	87,7195	1,2700	329,351	1188,2	14,5	8,572E+00	2,195E-02	1,163E-04	-1,714E+00	1,710E+00	2,326E-05	4,390E-03	2,326E-05	1,719E+00	36,567	99,896
7,20	150,260	89,2259	1,5089	0,0965	0,5397	89,4384	1,2700	331,070	1194,4	14,6	8,432E+00	2,226E-02	1,144E-04	-1,686E+00	1,682E+00	2,288E-05	4,452E-03	2,288E-05	1,691E+00	37,282	99,893
7,40	148,574	90,9078	1,5089	0,1010	0,5397	91,1292	1,2700	332,761	1200,5	14,6	8,295E+00	2,257E-02	1,125E-04	-1,659E+00	1,654E+00	2,250E-05	4,513E-03	2,250E-05	1,663E+00	37,986	99,890

Ingeniería básica de una planta de producción de Cloruro de Vinilo de 100 KTA de capacidad  
 Universidad Politécnica de Cartagena

7,60	146,915	92,5622	1,5090	0,1055	0,5398	92,7926	1,2700	334,424	1206,5	14,7	8,161E+00	2,286E-02	1,107E-04	-1,632E+00	1,628E+00	2,214E-05	4,572E-03	2,214E-05	1,637E+00	38,679	99,887
7,80	145,283	94,1899	1,5090	0,1101	0,5398	94,4294	1,2700	336,061	1212,4	14,8	8,031E+00	2,315E-02	1,090E-04	-1,606E+00	1,602E+00	2,179E-05	4,630E-03	2,179E-05	1,611E+00	39,360	99,884
8,00	143,677	95,7915	1,5090	0,1147	0,5398	96,0403	1,2700	337,672	1218,3	14,8	7,905E+00	2,343E-02	1,072E-04	-1,581E+00	1,576E+00	2,145E-05	4,686E-03	2,145E-05	1,586E+00	40,030	99,881
8,20	142,096	97,3678	1,5090	0,1194	0,5398	97,6259	1,2700	339,258	1224,0	14,9	7,781E+00	2,371E-02	1,056E-04	-1,556E+00	1,551E+00	2,111E-05	4,741E-03	2,111E-05	1,561E+00	40,690	99,878
8,40	140,539	98,9192	1,5090	0,1241	0,5398	99,1869	1,2700	340,819	1229,6	15,0	7,661E+00	2,397E-02	1,039E-04	-1,532E+00	1,527E+00	2,078E-05	4,795E-03	2,078E-05	1,537E+00	41,340	99,875
8,60	139,007	100,4466	1,5091	0,1289	0,5399	100,7238	1,2700	342,355	1235,2	15,0	7,543E+00	2,423E-02	1,023E-04	-1,509E+00	1,504E+00	2,047E-05	4,847E-03	2,047E-05	1,513E+00	41,979	99,872
8,80	137,499	101,9503	1,5091	0,1338	0,5399	102,2372	1,2700	343,869	1240,6	15,1	7,428E+00	2,449E-02	1,008E-04	-1,486E+00	1,481E+00	2,015E-05	4,898E-03	2,015E-05	1,491E+00	42,609	99,869
9,00	136,013	103,4311	1,5091	0,1387	0,5399	103,7278	1,2700	345,360	1246,0	15,2	7,316E+00	2,474E-02	9,925E-05	-1,463E+00	1,458E+00	1,985E-05	4,947E-03	1,985E-05	1,468E+00	43,229	99,867
9,20	134,550	104,8894	1,5091	0,1436	0,5399	105,1960	1,2700	346,828	1251,3	15,2	7,207E+00	2,498E-02	9,777E-05	-1,441E+00	1,436E+00	1,955E-05	4,996E-03	1,955E-05	1,446E+00	43,840	99,864
9,40	133,108	106,3259	1,5091	0,1486	0,5399	106,6424	1,2700	348,274	1256,5	15,3	7,100E+00	2,522E-02	9,632E-05	-1,420E+00	1,415E+00	1,926E-05	5,043E-03	1,926E-05	1,425E+00	44,442	99,861
9,60	131,688	107,7409	1,5092	0,1536	0,5400	108,0675	1,2700	349,699	1261,7	15,4	6,996E+00	2,545E-02	9,490E-05	-1,399E+00	1,394E+00	1,898E-05	5,090E-03	1,898E-05	1,404E+00	45,034	99,858
9,80	130,289	109,1349	1,5092	0,1587	0,5400	109,4718	1,2700	351,104	1266,7	15,4	6,894E+00	2,567E-02	9,352E-05	-1,379E+00	1,374E+00	1,870E-05	5,135E-03	1,870E-05	1,384E+00	45,618	99,855
10,00	128,910	110,5086	1,5092	0,1639	0,5400	110,8557	1,2700	352,487	1271,7	15,5	6,794E+00	2,590E-02	9,217E-05	-1,359E+00	1,354E+00	1,843E-05	5,179E-03	1,843E-05	1,364E+00	46,194	99,852
10,20	127,551	111,8622	1,5092	0,1690	0,5400	112,2197	1,2700	353,852	1276,6	15,6	6,697E+00	2,611E-02	9,084E-05	-1,339E+00	1,334E+00	1,817E-05	5,222E-03	1,817E-05	1,345E+00	46,761	99,849
10,40	126,212	113,1963	1,5092	0,1743	0,5400	113,5642	1,2700	355,196	1281,5	15,6	6,601E+00	2,632E-02	8,955E-05	-1,320E+00	1,315E+00	1,791E-05	5,265E-03	1,791E-05	1,325E+00	47,320	99,847
10,60	124,892	114,5113	1,5093	0,1795	0,5401	114,8897	1,2700	356,522	1286,3	15,7	6,508E+00	2,653E-02	8,828E-05	-1,302E+00	1,296E+00	1,766E-05	5,306E-03	1,766E-05	1,307E+00	47,871	99,844
10,80	123,590	115,8075	1,5093	0,1848	0,5401	116,1966	1,2700	357,828	1291,0	15,7	6,416E+00	2,673E-02	8,704E-05	-1,283E+00	1,278E+00	1,741E-05	5,346E-03	1,741E-05	1,289E+00	48,414	99,841
11,00	122,307	117,0855	1,5093	0,1902	0,5401	117,4852	1,2700	359,117	1295,6	15,8	6,327E+00	2,693E-02	8,583E-05	-1,265E+00	1,260E+00	1,717E-05	5,386E-03	1,717E-05	1,271E+00	48,950	99,838
11,20	121,041	118,3455	1,5093	0,1956	0,5401	118,7560	1,2700	360,388	1300,2	15,8	6,240E+00	2,712E-02	8,464E-05	-1,248E+00	1,242E+00	1,693E-05	5,425E-03	1,693E-05	1,253E+00	49,478	99,835
11,40	119,793	119,5880	1,5093	0,2010	0,5401	120,0094	1,2700	361,641	1304,7	15,9	6,154E+00	2,731E-02	8,348E-05	-1,231E+00	1,225E+00	1,670E-05	5,463E-03	1,670E-05	1,236E+00	49,999	99,832

## **ANEXO D: DIMENSIONADO DE EQUIPOS**

EQUIPO	CARACTERÍSTICAS	
	Especificación	Valor
R-101	Volumen (m3)	35,78448
	Carga térmica (MJ/h)	-25242,97
	Material	SS (High)
	Tipo	Tanque con serpentín
R-201	Volumen (m3)	146,336
	Carga térmica (MJ/h)	-25537,01
	Material	SS (High)
	Tipo	Tanque con serpentín
R-401	Volumen (m3)	11,4
	Carga térmica (KW)	6.887,543
	Material	CS
	Tipo	Horno de pirólisis
K-201	Potencia (KW)	631,5696
	Material	CS
	Tipo	Rotativo
K-401	Potencia (KW)	298,14
	Material	SS(Low)
	Tipo	No rotativo
V-101	Volumen (m3)	2,3825
	Diámetro (m)	0,9144
	Material	SS(Low)
	Tipo	Vertical
V-102	Volumen (m3)	0,3267
	Diámetro (m)	0,4572
	Material	SS(Low)
	Tipo	Vertical
V-201	Volumen (m3)	1,7041
	Diámetro (m)	0,762
	Material	CS
	Tipo	Vertical
V-401	Volumen (m3)	1,0345
	Diámetro (m)	0,762
	Material	SS (High)
	Tipo	Vertical
P-101	Potencia (KW)	2,1245
	Material	CS
	Tipo	Centrífuga

EQUIPO	CARACTERÍSTICAS		
	Especificación	Valor	
C-101	Tipo de plato	Perforados	
	Nº de platos	20	E
	Altura (m)	15,652	1
	Diámetro (m)	0,5588	ts
	Volumen (m3)	17,240	0,508
	Material	SS(Low)	
C-201	Tipo de plato	Válvulas	
	Nº de platos	20	E
	Altura (m)	11,7912	1
	Diámetro (m)	1,524	ts
	Volumen (m3)	30,174	0,3048
	Material	SS (High)	
C-301	Tipo de plato	Perforados	
	Nº de platos	14	E
	Altura (m)	13,9248	1
	Diámetro (m)	0,6096	ts
	Volumen (m3)	17,326	0,6096
	Material	CS	
C-302	Tipo de plato	Válvulas	
	Nº de platos	28	E
	Altura (m)	15,6012	1
	Diámetro (m)	0,9144	ts
	Volumen (m3)	22,412	0,3556
	Material	CS	
C-401	Tipo de plato	Perforados	
	Nº de platos	18	E
	Altura (m)	14,636	1
	Diámetro (m)	0,7112	ts
	Volumen (m3)	18,760	0,508
	Material	CS	
C-501	Tipo de plato	Válvulas	
	Nº de platos	28	E
	Altura (m)	18,3444	1
	Diámetro (m)	2,743	ts
	Volumen (m3)	104,813	0,4572
	Material	SS (High)	
C-502	Tipo de plato	Válvulas	
	Nº de platos	38	E
	Altura (m)	17,3146	1
	Diámetro (m)	1,2192	ts
	Volumen (m3)	30,849	0,3058
	Material	CS	

EQUIPO	CARACTERÍSTICAS	
	Especificación	Valor
E-101	Área (m2)	535,63
	Carga térmica (MJ/h)	-674,14
	Consumo fluido térmico (kg/h)	-
	Material	CS
	Tipo	Tubos Fijos
E-102	Área (m2)	9,65
	Carga térmica (MJ/h)	-14,14
	Consumo fluido térmico (kg/h)	31,87
	Fluido Térmico: Propano	in/out: -25°C/4°C
	Material	CS
Tipo	Tubos Fijos	
E-201	Área (m2)	580,60
	Carga térmica (MJ/h)	-4115,19
	Consumo fluido térmico (kg/h)	8882,22
	Fluido Térmico: Propano	in/out: -30°C/4°C
	Material	CS
Tipo	Tubos Fijos	
E-202	Área (m2)	606,30
	Carga térmica (MJ/h)	2238,08
	Consumo fluido térmico (kg/h)	-
	Material	S:CS / T:SS(Low)
	Tipo	Tubos Fijos
E-301	Área (m2)	313,90
	Carga térmica (MJ/h)	2874,03
	Consumo fluido térmico (kg/h)	1462,66
	Fluido Térmico: Vapor Media	in/out: 200°C/195°C
	Material	CS
Tipo	Tubos Fijos	
E-302	Área (m2)	57,09
	Carga térmica (MJ/h)	-2614,39
	Consumo fluido térmico (kg/h)	8804,44
	Fluido Térmico: Agua de caldera	in/out: 90°C/150°C
	Material	CS
Tipo	Tubos Fijos	
E-303	Área (m2)	69,75
	Carga térmica (MJ/h)	4939,14
	Consumo fluido térmico (kg/h)	2407,5
	Fluido Térmico: Vapor Media	in/out: 200°C/175°C
	Material	CS
Tipo	Tubos Fijos	
E-401	Área (m2)	71,75
	Carga térmica (MJ/h)	5043,74
	Consumo fluido térmico (kg/h)	-
	Material	S:SS(Low) / T:SS(Low)
Tipo	Tubos Fijos	

EQUIPO	CARACTERÍSTICAS	
	Especificación	Valor
E-402	Área (m2)	147,98
	Carga térmica (MJ/h)	-12309
	Consumo fluido térmico (kg/h)	19326,09
	Fluido Térmico: Agua Caldera	in/out: 80°C/150°C
	Material	S:CS / T:SS(Low)
	Tipo	Tubos Fijos
E-403	Área (m2)	25,25
	Carga térmica (MJ/h)	-2451,5
	Consumo fluido térmico (kg/h)	23468,63
	Fluido Térmico: Agua Refrigeración	in/out: 20°C/45°C
	Material	CS
	Tipo	Tubos Fijos
E-404	Área (m2)	17,10
	Carga térmica (MJ/h)	2628,05
	Consumo fluido térmico (kg/h)	1233,15
	Fluido Térmico: Vapor Media	in/out: 200°C/155°C
	Material	S:CS / T:SS(Low)
	Tipo	Tubos Fijos
E-501	Área (m2)	481,25
	Carga térmica (MJ/h)	-37848,53
	Consumo fluido térmico (kg/h)	6334,0356
	Fluido Térmico:Metano	in/out: -154°C/-100°C
	Material	S:SS(Low) / T:SS(Low)
	Tipo	Tubos Fijos
E-502	Área (m2)	189,60
	Carga térmica (MJ/h)	31738
	Consumo de fluido térmico (kg/h)	124475,74
	Fluido Térmico: Vapor Baja	in/out: 150°C/90°C
	Material	CS
	Tipo	Tubos Fijos
E-503	Área (m2)	407,84
	Carga térmica (MJ/h)	-5024,19
	Consumo fluido térmico (kg/h)	48097,34
	Fluido Térmico: Agua Refrigeración	in/out/ 20°C/45°C
	Material	CS
	Tipo	Tubos Fijos
E-504	Área (m2)	113,69
	Carga térmica (MJ/h)	9399,63
	Consumo fluido térmico (kg/h)	4319,05
	Fluido Térmico: Vapor Media	in/out: 200°C/150°C
	Material	CS
	Tipo	Tubos Fijos
E-103	Área (m2)	305,67
	Carga térmica (MJ/h)	-25242,97
	Consumo fluido térmico (kg/h)	241349,83
	Fluido Térmico: Agua Refrigeración	in/out/ 20°C/45°C

	Material	SS(High)
	Tipo	Serpentín
<b>E-203</b>	Área (m2)	51,13
	Carga térmica (MJ/h)	-25537,01
	Consumo fluido térmico (kg/h)	244140,53
	Fluido Térmico: Agua Refrigeración	in/out/ 20°C/45°C
	Material	SS(High)
	Tipo	Serpentín