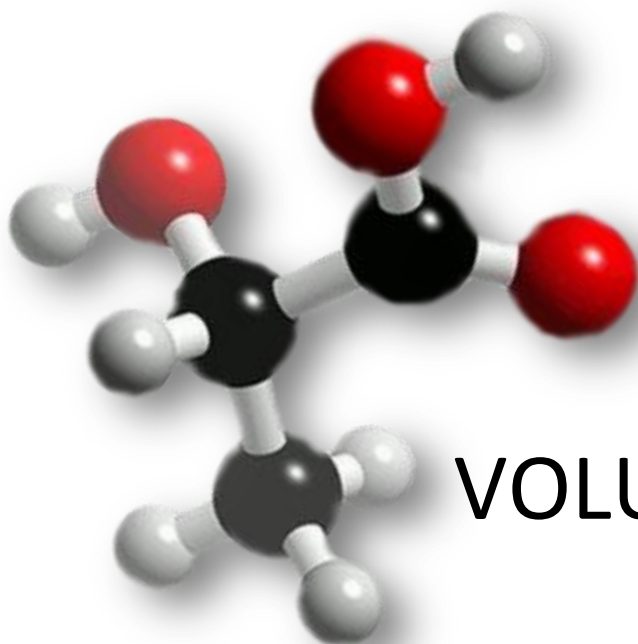


## PROYECTO FINAL DE CARRERA

Enginyeria Tècnica Industrial,  
Especialitat Química Industrial

# PLANTA DE PRODUCCIÓN DE ÁCIDO LÁCTICO



## VOLUMEN II

María del Pozo García  
Francesc K. Díaz Llorens  
Susanna Fernández Procas  
Albert San José Marquino  
Antonio Tellado del Pozo  
Albert Vila Torrent

Cerdanyola del Vallés, 2010



# **ÍNDICE**

## **VOLUMEN I**

0. ANTECEDENTES
1. ESPECIFICACIONES DEL PROYECTO
2. BALANCES
3. DISEÑO DE EQUIPOS
4. INSTRUMENTACIÓN Y SISTEMAS DE CONTROL
5. TUBERÍAS, VÁLVULAS, BOMBAS Y ACCESORIOS
6. SERVICIOS Y SISTEMAS AUXILIARES
7. SEGURIDAD E HIGIENE
8. MEDIO AMBIENTE
9. EVALUACIÓN ECONÓMICA
10. PUESTA EN MARCHA

## **VOLUMEN II**

11. MANUAL DE CÁLCULOS
12. DIAGRAMAS Y PLANOS



# ÍNDICE DE CONTENIDO

## VOLUMEN II

### **11. MANUAL DE CÁLCULOS \_\_\_\_\_ 517**

<b>11.1.</b>	<b>BALANCE MATERIA MOLAR .....</b>	<b>517</b>
11.1.1.	Reactor de producción de ácido láctico (R300).....	517
11.1.2.	Reactor de producción de lactonitrilo (R200) .....	520
11.1.3.	Pureza de los reactivos.....	526
11.1.4.	Condensador (C200).....	526
11.1.5.	Destilación y tanque intermedio de lactonitrilo T302.....	527
11.1.6.	Correcciones.....	528
<b>11.2.</b>	<b>Lazos de control .....</b>	<b>528</b>
11.2.1.	Nomenclatura .....	528
11.2.2.	Lazos de control zona 100.....	529
11.2.3.	Lazos de control zona 200.....	533
11.2.4.	Lazos de control zona 300.....	545
11.2.5.	Lazos de control zona 400.....	557
<b>11.3.</b>	<b>Tuberías y accesorios.....</b>	<b>558</b>
11.3.1.	Cálculo de tuberías.....	558
11.3.2.	Cálculo del radio de codo.....	559
11.3.3.	Elección del aislante .....	560
11.3.4.	Cálculo de válvulas .....	561
<b>11.4.</b>	<b>Tanques de almacenamiento .....</b>	<b>563</b>
11.4.1.	Necesidades de almacenaje .....	563
11.4.2.	Cálculo del volumen del tanque.....	564
11.4.3.	Cálculo del tanto por ciento de ocupación del líquido en el tanque.....	565
11.4.4.	Cálculo de los grosores de los tanques .....	565
11.4.5.	Cálculo del peso del tanque .....	567
11.4.6.	Cálculo de la presión de ruptura .....	570
11.4.7.	Cálculo de los cubetos de retención .....	571
11.4.8.	Cálculo del venteo total .....	573
11.4.9.	Intercambiador de calor.....	575
<b>11.5.</b>	<b>ZONA 200.....</b>	<b>581</b>
11.5.1.	Reactores R200 .....	581

11.5.2.	Destilación R200 .....	585
11.5.3.	Condensador R200 .....	592
11.5.4.	Temperatura media logarítmica .....	593
<b>11.6.</b>	<b>Zona 300 .....</b>	<b>602</b>
11.6.1.	Reactor R300 .....	602
<b>11.7.</b>	<b>Scrubber.....</b>	<b>606</b>
11.7.1.	Flujos de entrada y salida al scrubber .....	606
11.7.2.	Medidas del scrubber .....	610
<b>11.8.</b>	<b>Diseño del Chiller.....</b>	<b>613</b>
<b>11.9.</b>	<b>Medio Ambiente.....</b>	<b>614</b>
11.9.1.	Estimación de las emisiones en los tanques de almacenamiento.....	614
11.9.2.	Tablas 8.6 Cálculo de impactos (punto 8.5.3).....	619
<b>11.10.</b>	<b>Bibliografía.....</b>	<b>632</b>

**12. DIAGRAMAS Y PLANOS \_\_\_\_\_ 633**

---

# MANUAL DE CÁLCULOS

---





# 11. MANUAL DE CÁLCULOS

## 11.1. BALANCE MATERIA MOLAR

Se tienen que producir 10 T/d de una solución de ácido láctico de pureza 88%. Por lo tanto, la corriente de salida del equipo R301 ha de contener en quilos, este contenido de ácido láctico:

$$10 \text{ T/d} = 10.000 \text{ kg/d}$$

$$10.000 \text{ kg/d} * 0,88 = 8.800 \text{ kg/d ácido láctico}$$

Expresado en moles según el peso molecular de este (90g/mol): 97,78 kmol/d

### 11.1.1. Reactor de producción de ácido láctico (R300)

El proceso unitario del R300 se basa en la figura 11.1 y se produce la reacción (1). A parte de los reactivos del corriente 5, se arrastran todos aquellos compuestos no reaccionantes de etapas anteriores.

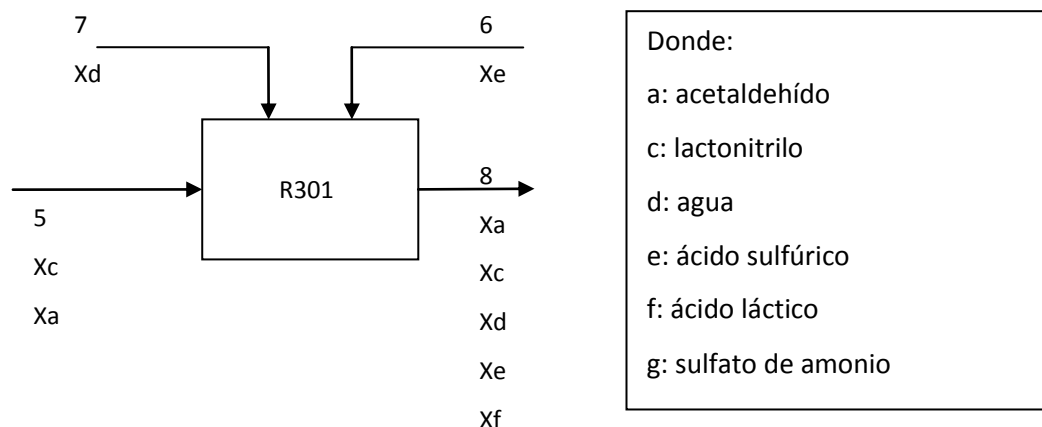
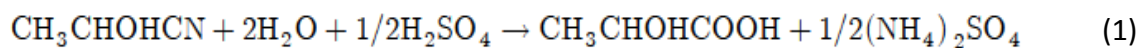


Figura 11.1. Balance del proceso unitario del equipo R301.

Por lo tanto, la cantidad de ácido láctico que sale por la corriente 8 es de 97,78 kmol/d.

El R300 se trata de un reactor continuo de tanque agitado con un grado de conversión del 60%. Para encontrar las características de las corrientes restantes se aplica la ecuación (1) a cada componente.

$$N_j = N_{j0} - \frac{\vartheta_j}{\vartheta_k} \cdot N_{k0} \cdot X_k \quad (1)$$

Donde:

$N_j$ : Moles finales del compuesto j

$N_{j0}$ : Moles iniciales del compuesto j

$\vartheta_j$ : Estequiometría del compuesto j

$\vartheta_k$ : Estequiometría del compuesto limitante

$N_{k0}$ : Moles inicial del compuesto limitante

$X_k$ : Grado de conversión

Por lo tanto, al sustituir los valores conocidos para cada compuesto de la ecuación (1) y teniendo en cuenta que el reactivo limitante es el lactonitrilo (c), queda:

$$N_c(8) = C_{k0}(5) \cdot (1 - X_k) = N_{c0}(5) \cdot (1 - 0,6) = N_{c0} \cdot 0,4$$

$$N_d(8) = N_{d0}(5) - \frac{-2}{-1} \cdot N_{c0}(6) \cdot 0,6$$

$$N_e(8) = N_{e0}(6) - \frac{-0,5}{-1} \cdot C_{c0} \cdot 0,6$$

$$N_g(8) = 0 - \frac{0,5}{-1} \cdot C_{c0} \cdot 0,6$$

$$N_f(8) = 0 - \frac{1}{-1} \cdot C_{c0} \cdot 0,6$$

Teniendo en cuenta que los moles de ácido láctico ( $N_f$ ) es de 97,78 kmol/d se puede despejar los moles de reactivo limitante ( $N_{co}$ ), es decir, de lactonitrilo:

$$97,78 = 0 - \frac{1}{-1} \cdot N_{co}(5) \cdot 0,6 = N_{co} \cdot 0,6$$

$$N_{co}(5) = \frac{97,78}{0,6} = 162,96 \text{ kmol/d lactonitrilo}$$

Una vez despejado los moles de lactonitrilo se pueden encontrar el resto de productos:

$$N_g(8) = 0 - \frac{0,5}{-1} \cdot N_{co} \cdot 0,6 = 0,5 \cdot 162,96 \cdot 0,6 = 48,89 \text{ kmol/d sulfato de amonio}$$

$$N_c(8) = N_{co} \cdot 0,4 = 162,96 \cdot 0,4 = 65,19 \text{ kmol/d lactonitrilo}$$

Para encontrar los moles de las corrientes de agua ( $N_d(7)$ ) y ácido sulfúrico ( $N_e(6)$ ) se tiene en cuenta que son reactivos en exceso, en concreto con un 10% más respecto al estequiométrico. Entonces, si estequiométricamente se necesitan el doble de moles de agua y la mitad de ácido sulfúrico por cada mol de lactonitrilo queda:

$$\begin{aligned} & 162,96 \frac{\text{kmol}}{\text{d}} \text{ lactonitrilo} \cdot 2 \text{ kmol agua} / 1 \text{ kmol lactonitrilo} \\ & = 325,92 \text{ kmol agua esteq.} \end{aligned}$$

$$162,96 \frac{\text{kmol}}{\text{d}} \cdot 0,5 \text{ kmol agua} / 1 \text{ kmol} = 81,40 \text{ kmol ácido sulfúrico esteq.}$$

Aplicando el 10% de exceso a cada corriente se obtienen:

$$N_{do}(7) = 358,51 \frac{\text{kmol}}{\text{d}} \text{ agua}$$

$$N_{eo}(6) = 89,63 \frac{\text{kmol}}{\text{d}} \text{ ácido sulfúrico}$$

$$N_d(8) = 162,96 \frac{\text{kmol}}{\text{d}} \text{ agua}$$

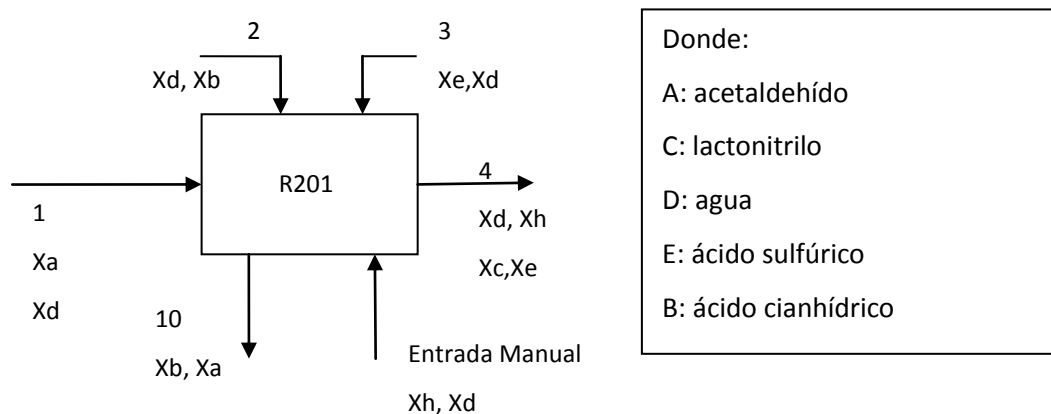
$$Ne(8) = 40,74 \frac{\text{kmol}}{\text{d}} \text{ ácido sulfúrico}$$

Si se tiene en cuenta que el ácido sulfúrico se comercializa al 98% de pureza en peso y contiene un 2% en agua, esta puede ser restada a la necesaria.

### 11.1.2. Reactor de producción de lactonitrilo (R200)

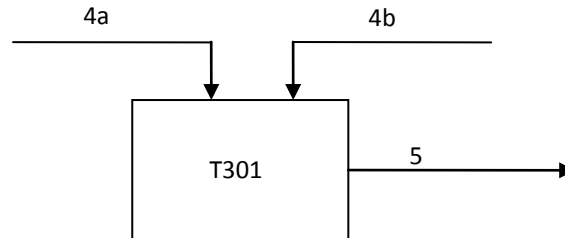
Para poder determinar la cantidad de acetaldehído que entra en esta etapa es necesario realizar un paso atrás y seguir con la etapa anterior. Para esta reacción se dispone de dos reactores en paralelo, los cuales trabajan al 50 %. Por lo tanto, los balances se realizan para este caso y se ha de tener en cuenta que la reacción se produce en batch. El ejemplo de cálculo de materia molar se realiza con dos tanques en funcionamiento al 50%.

Los dos reactores funcionan al 50% de producción de lactonitrilo y cada reactor se asemeja al de la figura 11.2. El proceso se realiza mediante la introducción escalonada de los reactivos. Se inicia con la carga del acetaldehído (1) y del catalizador (Entrada Manual). Una vez cargados, se inicia la introducción paulatina del ácido cianhídrico (2). Una vez producida la reacción principal, se procede a la acidificación del medio a partir de ácido sulfúrico (3) y aumento de temperatura para la evaporación del excedente de cianhídrico y acetaldehído (10).



**Figura 11.2.** Balance del proceso unitario de uno de los reactores de la zona 200.

La corriente 4 de cada reactor se almacena en un tanque intermedio que alimenta al conjunto R300. Por lo tanto, en el caso de tener en funcionamiento dos tanques, las dos corrientes de los reactores han de producir al día la misma cantidad de producto, es decir, la entrada es igual a la salida tal y como muestra la figura 11.3.



**Figura 11.3.** Esquema del tanque pulmón que alimenta al sistema en continuo.

$$Q_{4a} + Q_{4b} = Q_5$$

Si se considera que los reactores son ideales y trabajan sobre las condiciones de diseño, las corrientes 4a y 4b se pueden considerar iguales:

$$Q_{4a} + Q_{4b} = 2Q_4 = Q_5$$

Teniendo en cuenta que la corriente de lactonitrilo es conocida en 5 y, aplicando la fórmula anterior teniendo en cuenta que las concentraciones no varían, se obtiene la cantidad de producto que es necesario obtener de cada reactor:

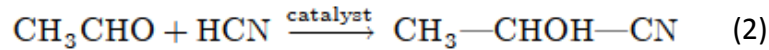
$$2(Q_{4a} \cdot X_c) = (Q_{4b} \cdot X_c)$$

$$2(Q_{4a} \cdot X_c) = 162,96 \text{ kmol/d}$$

$$(Q_{4a} \cdot X_c) = 81,48 \frac{\text{kmol}}{\text{d}} \text{ lactonitrilo}$$

### 11.1.2.1. Reacción principal

El lactonitrilo se produce mediante la reacción (2):



Esta reacción se produce en batch mediante la adición escalar de sus reactivos. Además de los reactivos señalados por la reacción es necesaria la introducción de ácido sulfúrico y sosa cáustica como catalizador. Esta reacción tiene un grado de conversión del 98,8% teniendo como reactivo limitante el acetaldehído. Por lo tanto, teniendo en cuenta la cantidad de lactonitrilo que se ha de producir, ya se puede calcular los otros compuestos de la reacción siguiendo la ecuación (1).

$$Nc(4) = Nco - \frac{\partial c}{\partial k} \cdot Nko(1) \cdot Xk = 0 - \frac{1}{-1} \cdot Njo(1) \cdot 0,988 = 81,48 \frac{\text{kmol}}{\text{d}} \text{ lactonitrilo}$$

Se aísla  $Nko$  y se determina su valor:

$$Nao(1) = Nko(1) = \frac{81,48}{0,988} = 82,47 \frac{\text{kmol}}{\text{d}} \text{ ácido cianhídrico}$$

Teniendo en cuenta la estequiometria de la reacción, donde es necesario un mol de acetaldehído y un mol de ácido cianhídrico para crear otro de lactonitrilo, se deduce que para el cianhídrico es necesario estequiométricamente también 84,47 Kmol/d, no obstante, este se encuentra en exceso. Este exceso viene dado por la patente 5.824.818 donde especifica que son necesarios 2,2 moles de HCN por cada dos moles de acetaldehído, siendo su relación de 1,1, según:

$$\frac{2,2 \text{ mol ácido cianhidrico}}{2 \text{ mol acetaldehido}} = 1,1$$

Por lo tanto, aplicando esta relación al caso de diseño, se obtiene un valor de  $Nbo$  de 90,72 Kmol /d de ácido cianhídrico, según el cálculo:

$$N_{bo}(2) = 82,47 \frac{\text{kmol}}{d} \text{acetaldehído} \cdot 1,1 \text{ kmol cianhídrico/kmol acetaldehído}$$

$$N_{bo}(2) = 90,72 \text{ kmol cianhídrico}$$

Las cantidades de acetaldehído y cianhídrico no reaccionantes son:

$$N_{a}(1) = C_{k}(1) = N_{ao}(10) \cdot (1 - X_k) = 82,47(1 - 0,988) = 0,99 \frac{\text{kmol}}{d} \text{acetaldehído}$$

$$N_{b}(2) = N_{bo}(10) - \frac{\partial j}{\partial k} \cdot N_{ko}(1) \cdot X_k = 90,72 - \left( \frac{-1}{-1} \cdot 82,47 \cdot 0,988 \right)$$

$$= 9,24 \frac{\text{kmol}}{d} \text{cianhídrico}$$

### 11.1.2.2. Catalizador

El catalizador de la reacción, la sosa cáustica, se introduce a la vez que el acetaldehído con una relación de 500 ml de sosa (1M) por cada Kmol de acetaldehído de entrada. Entonces, la cantidad diaria por reactor al 50% es de:

$$1 \text{ ml disol} \cdot \frac{1 \text{ mol NaOH}}{1000 \text{ ml disol}} = 10^{-3} \text{ mol NaOH}$$

$$82,47 \text{ mol acetaldehído} \cdot \frac{44 \text{ kg}}{1 \text{ kmol}} \cdot \frac{1000 \text{ g}}{1 \text{ kg}} \cdot \frac{10^{-3} \text{ mol NaOH}}{88,1 \text{ g acetaldehído}} \cdot \frac{40 \text{ g}}{1 \text{ mol}} \cdot \frac{1 \text{ kg}}{1000 \text{ g}}$$

$$= 1,65 \text{ kg NaOH}$$

Teniendo en cuenta la densidad de la sosa (2100 kg/m<sup>3</sup>) y el peso molecular (40 Kg/Kmol) de éste, la cantidad de catalizador es:

$$N_{h}(9) = N_{ho}(4) = 0,04 \frac{\text{Kmol}}{d} \text{NaOH}$$

### 11.1.2.3. Acidificación del medio

Una vez realizada la reacción principal se obtiene un exceso no reaccionante de ácido cianhídrico. Este compuesto se ha de recuperar mediante su evaporización a través de la acidificación del medio con ácido sulfúrico hasta pH 3 y el aumento de temperatura.

Para el cálculo de la cantidad de ácido sulfúrico es necesario primeramente obtener el valor del pH de la solución posterior a la reacción. Los compuestos que pueden aportar hidróxidos o protones a la solución son el ácido cianhídrico y la sosa cáustica.

### 11.1.2.4. Ácido cianhídrico

El valor de la constante de disociación del ácido cianhídrico es de 3,46 [HANDBOOK, 2001] Teniendo en cuenta que la concentración del ion disociado  $[A^-]$  sea igual al ácido  $[AH]$ , el pH es igual al pKa anteriormente calculado:

$$pH = pKa - \log\left(\frac{[A^-]}{[AH]}\right) = pKa$$

Por lo tanto, la concentración de protones es de:

$$pH = pKa = 3,46$$

$$pH = -\log[H^+]$$

$$[H^+] = 3,47E - 4 \text{ mol/l}$$

El volumen de cianhídrico es de 940 litros, por lo tanto, provenientes de este compuesto están en solución 0,326 mol de protones, en una concentración total de la disolución de 4,5E-5 mol/l.



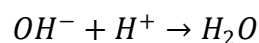
### 11.1.2.5. Sosa Cáustica

La sosa cáustica (NaOH) es una base fuerte que se disocia completamente, por lo tanto, toda la concentración de sosa que se haya introducido como catalizador es la cantidad molar de hidróxidos que se han disociado. Si se divide por el volumen de disolución y se expresa en unidades de concentración de moles/l, queda:

$$[OH^-] = \frac{0,04 \text{ kmol } NaOH}{7332 \text{ l}} \cdot \frac{1000 \text{ mol}}{1 \text{ kmol}} = 5,45 \text{ E} - 3 \frac{\text{mol}}{\text{l}} \text{ hidróxidos}$$

### 11.1.2.6. Neutralización

Una vez calculados los protones e hidróxidos de la solución y el valor final de la concentración (5,4E-3 mol/l hidróxidos) se puede hallar la cantidad molar necesaria para neutralizarlos y alcanzar un valor definido de pH. Este valor es de 3, es decir, una concentración de protones de 0,001 mol/l. Por lo tanto, la concentración necesaria de protones es la suma de cantidad de protones de la neutralización y el reajuste de pH, según la reacción:



$$[OH^-]_{\text{inicial}} = 5,4 \cdot 10^{-3} \frac{\text{mol}}{\text{l}}; \quad \text{pH} = 13$$

$$[H^+]_{\text{inicial}} = 5,4 \cdot 10^{-3} + 0,001 = 0,0064 \frac{\text{mol}}{\text{l}}$$

El ácido sulfúrico se comporta como un ácido fuerte en la disociación del primer protón, por lo tanto, los moles necesarios de protones equivalen a los de ácido sulfúrico. Teniendo en cuenta un volumen de disolución de 7211l, la cantidad en kmol de ácido sulfúrico es:

$$0,0064 \frac{\text{mol}}{\text{l}} \cdot 7332 \text{ l} \cdot \frac{1 \text{ kmol}}{1000 \text{ mol}} \cdot \frac{1 \text{ kmol}}{1 \text{ kmol } H^+} H_2SO_4 = 0,047 \frac{\text{kmol}}{\text{d}} H_2SO_4$$

$$Neo(3) = Ne(3) = 0,047 \frac{kmol}{d} \text{ ácido sulfúrico}$$

### 11.1.3. Pureza de los reactivos

Los reactivos utilizados en esta reacción no se encuentran puros sino que se comercializan en solución acuosa.

El acetaldehído, conjuntamente con el ácido cianhídrico, se encuentra en purezas mayores del 98% hasta el 99,8% (en peso). Se ha escogido una pureza del 98% en los casos ya que al ser una solución acuosa, el agua que no reacciona puede ser aprovechada para la segunda reacción, además de un coste de compra más barato. Por lo tanto, el agua derivadas de estos compuestos es:

$$Nao(1) = \frac{82,47 \text{ kmol}}{d} = 3628,73 \frac{kg}{d} \text{ acetaldehído}$$

$$Ndo(1) = \frac{(3.628,73 * 0,02 \text{ kg agua/ kg total})}{0,98 \text{ kg acetaldehído/kgtotal}} = 74,06 \text{ kg agua} = 4,11 \text{ kmol agua}$$

En el caso del ácido sulfúrico la pureza se encuentra al 50% y la del catalizador es del 20%, los cálculos se asemejan a los anteriores.

El ácido sulfúrico que sale del reactor es el exceso de este compuesto tras la neutralización.

### 11.1.4. Condensador (C200)

La corriente 10 procedente del R200 contiene acetaldehído y cianhídrico en estado gaseoso que se han de separar mediante un condensador. Cada R200 opera con un

condensado, por lo tanto, existen tres condensadores asimilados a cada reactor. Se denomina al condensador general C200. Por lo tanto, la corriente que entra al equipo es:

$$Na(10) = 0,99 \frac{\text{kmol}}{d} \text{ acetaldehído}$$

$$Nb(10) = 9,24 \frac{\text{kmol}}{d} \text{ cianhídrico}$$

$$N(10) = 10,23 \frac{\text{kmol}}{d}$$

Teniendo en cuenta que el condensador transforma a estado líquido el acetaldehído, teniendo una eficacia del 100 %, se condensan los moles de entrada, es decir, se obtienen en estado líquido 0,99 kmol de acetaldehído.

### 11.1.5. Destilación y tanque intermedio de lactonitrilo T302

La destilación se produce tras la segunda reacción para purificar la solución obtenida. Al no diseñar la columna de destilación y no poder definir con precisión el rendimiento del equipo se ha optado para el balance una separación ideal. Por lo tanto, todo el lactonitrilo es separado y enviado a un tanque intermedio T302.

Teniendo en cuenta que se necesitan 162,96 kmol/d para realizar la reacción y que se recuperan diariamente 130,37 kmol de lactonitrilo, en dos días se tiene el suficiente reactivo para proceder y alimentar con el T302.

### 11.1.6. Correcciones

Una vez definido por completo la primera etapa se ha de realizar los reajustes convenientes en el balance, es decir, se han de arrastrar todos aquellos compuestos no reaccionantes a través del proceso y modificar todos aquellos compuestos que modifiquen el proceso.

Al llegar a la siguiente etapa, en el equipo R301, se han ido arrastrando todos aquellos compuestos no reaccionantes. En este punto, sustancias como el sulfúrico y el agua, pasan a ser reactivos y son recursos útiles. Por lo tanto, se deberán cargar menos reactivos. Por ejemplo, si se necesitaban introducir 89,63 kmol/d de ácido sulfúrico al reactor, 0,31 kmol ya vienen mezclados con el alimento de lactonitrilo. Por lo tanto, la diferencia entre ambos valores es la nueva cantidad necesaria para la reacción:

$$Ne(6) = 89,63 - 0,31 = 89,32 \frac{\text{kmol}}{d} \text{ ácido sulfúrico}$$

Sucede lo mismo en el caso del agua.

## 11.2. Lazos de control

### 11.2.1. Nomenclatura

Para facilitar la descripción de los cálculos se han abreviado ciertos términos que se utilizan repetidas veces durante el manual de cálculos de los lazos de control. Esta nomenclatura se resume en la tabla 11.1.

**Tabla 11.1.** Abreviaciones en diseño de lazos de control.

<b>Término</b>	<b>Abreviación</b>
Caudal	Q
Temperatura	T
Nivel	h
Presión	P
Potencia Bomba	PB
Refrigerante	R
Vapor	V
Balance de Materia	BM
Balance de Materia por componente	BMC
Balance Energía	BE
Ecuación de transmisión de calor	EQ
Variables objetivo de control	VOC
Variables perturbadas	VP
Variables manipuladas	VM

### 11.2.2. Lazos de control zona 100

La especificación de los lazos de control del área de almacenamiento viene determinada por la APQ-1, en el caso de los compuestos inflamables, en el caso de los corrosivos se rige por grados de libertad.

El control secuencial correspondiente a la función de carga de reactivos se resume en la tabla 11.2.

**Tabla 11.2.** Secuencias de la zona 100 válido para cualquier tanque.

Secuencia	Tarea	Acción		Tiempo (min)	Sumatorio (min)
		Inicio	Final		
0	Carga reactivo	Activación hVC-T100 Activación hLC-T100 Activación B	Desactivación hVC-T100 Desactivación hLC-T100 Desactivación B	20	20

### 11.2.2.1. Lazos de control de almacenes con riesgo de inflamación

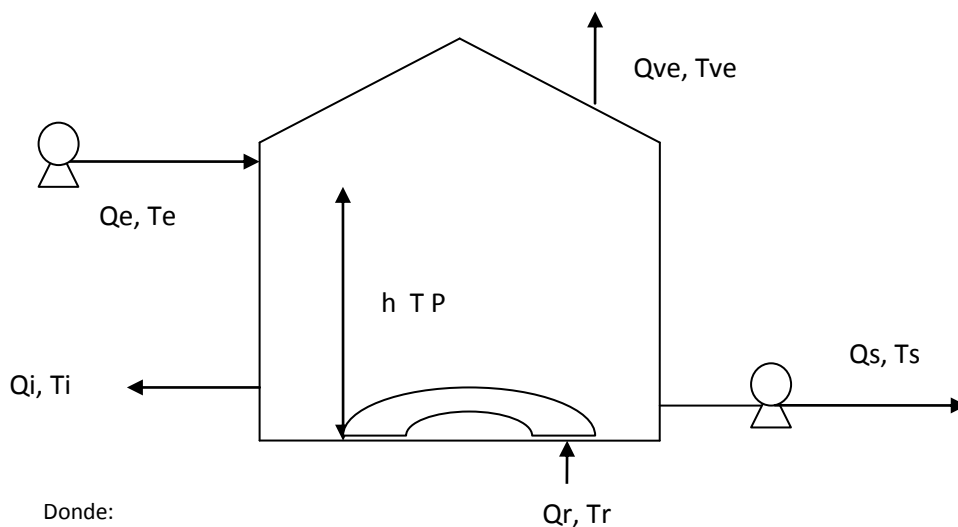
Los almacenes que contienen sustancias combustibles o inflamables engloban los depósitos de acetaldehído (T101 y T102) y ácido cianhídrico (T103 y T104). El esquema general de cualquier tanque de almacenamiento se muestra en la figura 11.4.

Se considera que la corriente interna que une los dos tanques de almacenamiento está siempre abierta para estabilizar y obtener un mismo nivel en ambos tanques.

Los sistemas de control para cada reactor son según la normativa APQ-1:

- Lazo de control  $h$ -  $Q_e$  con dos sistemas de medición de nivel independientes.
- Lazo de control de  $T$ - $Q_r$

El control de presión se realiza por venteo en el caso del acetaldehído y el ácido cianhídrico y además con un disco de ruptura.



Donde:

Corriente e: entrada

Corriente S: salida

Corriente i: conexión interior entre tanques del mismo reactivo.

Corriente ve: venteo

**Figura 11.4.** Esquema de un tanque de almacenamiento de reactivos

### 11.2.2.2. Lazos de control de almacenes corrosivos

Los almacenes que contienen sustancias corrosivas engloban los depósitos de ácido sulfúrico (T105 y, T106 y T107). El ácido sulfúrico al 50% del T105 se suministra en contenedores por lo que no se les puede implantar lazos de control. Por otro lado, el ácido sulfúrico al 98% almacenado en el T106 y T107 se carga como cualquier otro reactivo siendo un tanque fijo. Por lo tanto, el esquema general del T106 se muestra en la figura 11.5.

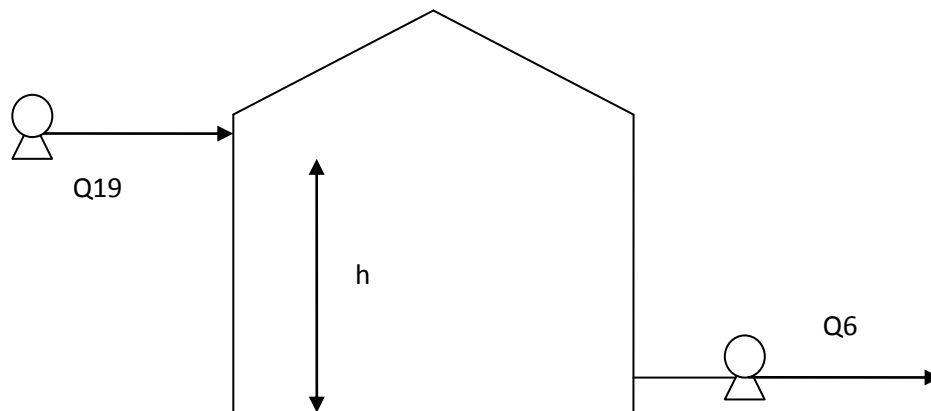
Las variables y ecuaciones del sistema anterior son:

- Ecuaciones: BM

Ecuaciones: 1

- Variables:  $Q_9$ ,  $Q_6$ ,  $h$

Variables: 3



Donde:

Corriente 19: entrada ácido sulfúrico 98%

Corriente 6: salida de ácido sulfúrico

**Figura 11.5.** Esquema del tanque T106.

Consideraciones: la corriente de entrada procede del suministro de este compuesto que se considera constante. Teniendo en cuenta que los grados de libertad es la diferencia entre ecuaciones y variables:

Grados de libertad = ecuaciones – variables

Grados de libertad = 3– 1 = 2

Las variables del sistema se definen según la tabla 11.3 donde se clasifican según las variables objetivo de control, perturbadas y manipuladas.

**Tabla 11.3.** Definición de variables.

Clasificación	Variables	Número de variables
VOC	H	1
VP	Q6	1
VM	Q19	1

Los grados de libertad se calculan mediante la diferencia entre el calculado anteriormente y el número de variables manipuladas.

Grados de libertad = 2 - 1 = 1

Los lazos de control que necesitan ser implementados en esta fase son:

- Lazo de control h-Q19

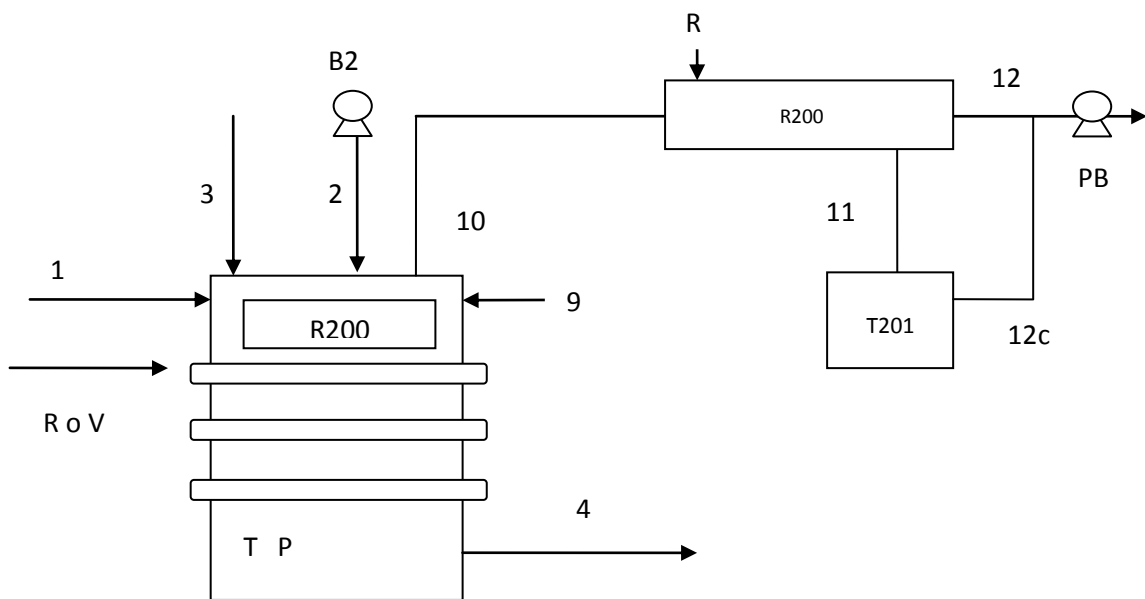
Grados de libertad = 1 - 1 = 0 Sistema especificado.



### 11.2.3. Lazos de control zona 200

#### 11.2.3.1. Control general zona 200

Los equipos de la zona 200 interactúan entre ellos y proceden simultáneamente mediante un control secuencial. Por lo tanto, se ha de tener una visión general de los tres equipos realizando en sí todo su ciclo. El esquema general se asemeja a la figura 11.6.



**Figura 11.6.** Esquema de funcionamiento de los equipos de la zona 200.

El control secuencial se basa en un seguido de acciones que se han de realizar en un orden preestablecido como muestra la tabla 11.4. Todas las acciones de esta tabla están activadas sólo durante la secuencia a la que pertenecen, excepto el sistema de refrigeración que está activo pero no es constante durante todo el proceso.

**Tabla 11.4.** Secuencias de la zona 200.

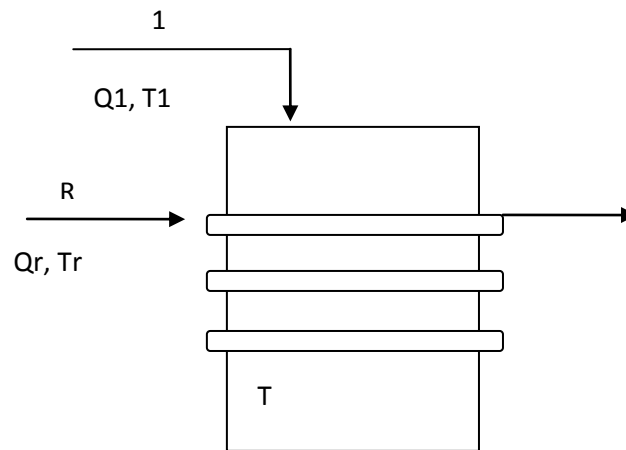
Secuencia	Tarea	Acción		Tiempo (min)	Sumatorio (min)
		Inicio	Final		
0	Carga acetaldehído	Activación 1 Activación R Activación PLC-R200	Desactivación 1	15	15
1	Disminución de temperatura a 10°C	Cambio de consigna R-R200		7,18	22,18
2	Adición manual sosa cáustica	Manual		15	37,18
3	Carga cianhídrico	Activación B2	Desactivación B2	256,1	293,28
4	Aumento de temperatura a 20°C	Cambio consigna R-R200		1,9	295,18
5	Reacción			120	415,18
6	Carga sulfúrico	Activación 3	Desactivación 3	5	420,18
7	Vacío	Activación PB Activación PLC-R200 Activación 12 Activación 11		10	430,18
8	Destilación Condensación	Desactivación R-R200 Activación V-R200 Activación R-C200	Desactivación 12 Desactivación PLC-R200 Desactivación 11	30	460,18
9	Descarga	Activación 4 Desactivación R		15	475,18

### 11.2.3.2. Lazos de control R200

El equipo R200 funciona en batch y consta de varias etapas. Para la determinación de los lazos de control se analiza los requerimientos de control de cada etapa para después unificar todos los datos.

- Adición de acetaldehído

La primera etapa del R200 se basa en la adición de acetaldehído al reactor, el esquema del proceso lo muestra la figura 11.7.



Donde:

Corriente 1: Acetaldehído.

Corriente R: Refrigerante (agua glicolada)

**Figura 11.7.** Sistema R200 en la adición de acetaldehído.

Las variables y las ecuaciones del sistema anterior son:

- Ecuaciones: BM, BE, EQ  
Ecuaciones: 3
- Variables: Q1, T1, Qr, Tr, T  
Variables: 5

Consideraciones: la corriente de entrada procede de los tanques T101 y T102 donde la concentración de éstos es constante. Teniendo en cuenta que los grados de libertad es la diferencia entre ecuaciones y variables:

$$\text{Grados de libertad} = \text{ecuaciones} - \text{variables}$$

$$\text{Grados de libertad} = 5 - 3 = 2$$

Las variables del sistema se definen según la tabla 11.5 donde se clasifican según las variables objetivo de control, perturbadas y manipuladas.

**Tabla 11.5.** Definición de variables.

Clasificación	Variables	Número de variables
VOC	T	1
VP	T1, Tr	2
VM	Q1, Qr	2

Los grados de libertad se calculan mediante la diferencia entre el calculado anteriormente y el número de variables manipuladas.

$$\text{Grados de libertad} = 2 - 2 = 0$$

Los lazos de control que necesitan ser implementados en esta fase son:

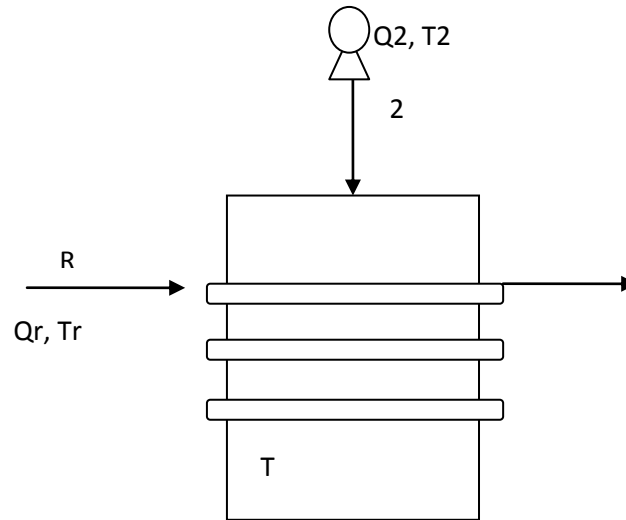
- Lazo de control T-Qr

Grados de libertad = 0 - 1 = -1 El sistema es subespecificado, pero estos lazos de control son necesarios para el sistema. El resultado global de los grados de libertad corresponderá al sistema total.

La adición del acetaldehído se realiza mediante la activación de la bomba que permanece abierta durante un periodo de tiempo de 14 min y 45 segundos teniendo en cuenta un volumen total para la reacción de 4,63 m<sup>3</sup> y un caudal de entrada de 18,84 m<sup>3</sup>/h.

- Reacción principal

Una vez añadido el acetaldehído, se introduce de manera manual el hidróxido sódico, por lo que no necesita control automático. Al finalizar esta fase, se procede a la introducción escalar de ácido cianhídrico mediante una bomba dosificadora y el esquema se asemeja al de la figura 11.8.



Donde:

Corriente 2: ácido cianhídrico

Corriente R: Refrigerante (agua glicolada)

**Figura 11.8.** Sistema R200 en la reacción principal.

Las variables y ecuaciones del sistema anterior son:

- Ecuaciones: BM, BE, Q

Ecuaciones: 3

- Variables: T2, Qr, Tr, T

Variables: 4

Consideraciones: la corriente de entrada procede de los tanques T103 y T104 donde la concentración de éstos es constante. Teniendo en cuenta que los grados de libertad es la diferencia entre ecuaciones y variables:

$$\text{Grados de libertad} = \text{ecuaciones} - \text{variables}$$

$$\text{Grados de libertad} = 4 - 3 = 1$$

Las variables del sistema se definen según la tabla 11.6 donde se clasifican según las variables objetivo de control, perturbadas y manipuladas.

**Tabla 11.6.** Definición de variables.

Clasificación	Variables	Número de variables
VOC	T	1
VP	T2, Tr	2
VM	Qr	1

Los grados de libertad se calculan mediante la diferencia entre el calculado anteriormente y el número de variables manipuladas.

$$\text{Grados de libertad} = 1 - 1 = 0$$

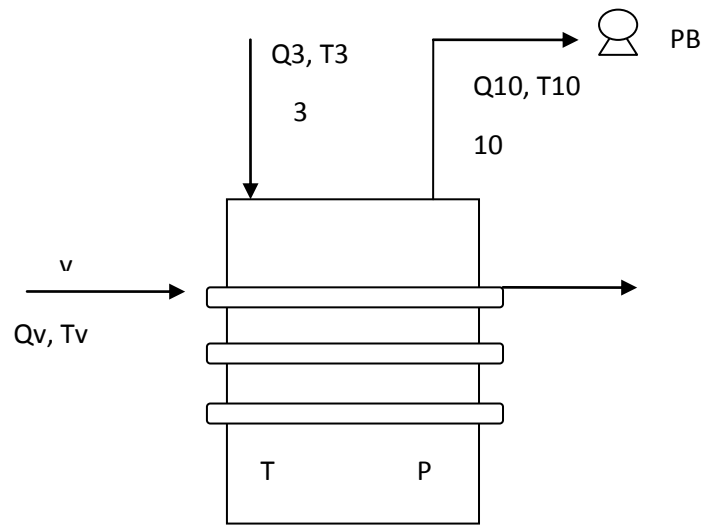
Los lazos de control que necesitan ser implementados en esta fase son:

Lazo de control T-Qr

Grados de libertad =  $0 - 1 = -1$  El sistema es subespecificado, pero estos lazos de control son necesarios para el sistema. El resultado global de los grados de libertad corresponderá al sistema total.

- Acidificación del medio

Una vez se ha producido por completo la reacción se introduce ácido sulfúrico para la evaporización del ácido cianhídrico y el acetaldehído, siendo estos arrastrados mediante la realización de vacío. El proceso de acidificación se muestra en la figura 11.9.



Donde:

Corriente 3: ácido sulfúrico

Corriente 10: ácido cianhídrico y acetaldehído gas T=T10

**Figura 11.9.** Sistema R200 en la acidificación

Las variables y ecuaciones del sistema anterior son:

- Ecuaciones: BM, BE, Q  
Ecuaciones: 3
- Variables: Q3, T3, Qv, Tv, T, P, PB  
Variables: 7

Consideraciones: la corriente de entrada procede de los tanques T103 y T104 donde la concentración de éstos es constante. Teniendo en cuenta que los grados de libertad es la diferencia entre ecuaciones y variables:

$$\text{Grados de libertad} = \text{ecuaciones} - \text{variables}$$

$$\text{Grados de libertad} = 7 - 3 = 4$$

Las variables del sistema se definen según la tabla 11.7 donde se clasifican según variables objetivo de control, perturbadas y manipuladas.

**Tabla 11.7.** Definición de variables.

Clasificación	Variables	Número de variables
VOC	T, P	2
VP	Tv, T3	2
VM	Q3, Qv, PB	3

Los grados de libertad se calculan mediante la diferencia entre el calculado anteriormente y el número de variables manipuladas.

$$\text{Grados de libertad} = 4 - 3 = 1$$

Los lazos de control que necesitan ser implementados en esta fase son:

- Lazo de control T-Qv
- Lazo de control P-( PB, Q12)

Grados de libertad =  $1 - 2 = -1$  El sistema es subespecificado, pero estos lazos de control son necesarios para el sistema. El resultado global de los grados de libertad corresponderá al sistema total.

Para que se realice el vacío en el reactor pertinente se sitúa una válvula automática en la corriente 12 de cada reactor (12a y 12b), y en la corriente 11, que se activan mediante el control secuencial. En caso de emergencia, el lazo de control de presión, que está activo desde el inicio de la reacción, activaría bomba y válvula de la corriente 12 del reactor afectado para evacuar los gases.

- Proceso general

Al tener todas las etapas bien definidas se engloban en un mismo proceso unitario y se observan los lazos de control comunes en todas ellas para definir un solo lazo de control con un mismo objetivo y diferentes variables manipuladas. La tabla 11.8 engloba todas las diferentes etapas y los lazos de control generales del equipo.



**Tabla 11.8.** Definición de lazos de control del R200.

	Etapa	Variables			Lazos de control
		VOC	VP	VM	Definición
1	Adición acetaldehído	T	T1, Tr	Qr	Control T-Qr
2	Reacción	T	T2, Tr	Qr	Control T-Qr
3	Acidificación	T, P	Tv, T3	Q3, Qv, PB	Control T-Qv
					Control P-PB
4	General	T,P	T1,Tr,T2, Tv,T3	Qr,Qv,PB	Control T-(Qr, Qv)*
					Control P- (PB,Q12)**

\*Qv y Qv, comparten el mismo circuito pero en tiempos diferentes, se suponen iguales.

\*\* En caso de emergencia el lazo de control que está activo desde el inicio de la reacción activaría bomba y válvula del corriente 12 para evacuar los gases.

Comprobación de grados de libertad:

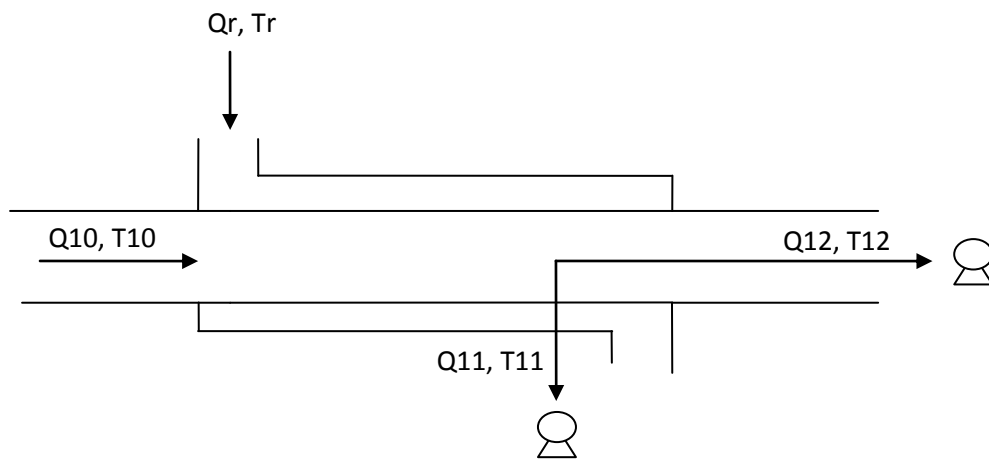
- Ecuaciones: BE, EQ
- Ecuaciones: 2
- Variables: 10
- VOC: 2
- VP: 5
- VM: 4
- Lazos de control: 2

$$\text{Grados libertad} = \text{Variables} - \text{ecuaciones} - \text{VM} - \text{Lazos de control} = 10 - 2 - 5 - 3 = 0$$

Grados de libertad = 0 El sistema queda completamente especificado.

### 11.2.3.3. Lazos de control C200

El condensador C200 se encarga de separar el ácido cianhídrico del acetaldehído el cual se recoge en forma líquida. El esquema de proceso del C200 con todas sus variables se muestra figura 11.10.



Donde:

Corriente 10: mezcla ácido cianhídrico y acetaldehído.

Corriente 5: acetaldehído (líquido).

Corriente 12: ácido cianhídrico (gas).

$T_{12} = T_{11} = T$

**Figura 11.10.** Esquema de variables del equipo C200.

Las variables y ecuaciones del sistema anterior son:

- Ecuaciones: BM, BMC, BE, Q
- Ecuaciones: 4
- Variables: Q10, Qr, Tr, T10, T5, T12
- Variables: 6

Teniendo en cuenta que los grados de libertad es la diferencia entre ecuaciones y variables:

Grados de libertad = ecuaciones – variables

Grados de libertad =  $6 - 4 = 2$

Las variables del sistema se definen según la tabla 11.9 donde se clasifican según variables objetivo de control, perturbadas y manipuladas.

**Tabla 11.9.** Definición de variables.

Clasificación	Variables	Número de variables
VOC	T,	1
VP	T10, Tr, Q10	3
VM	Qr	1
Grados libertad		1

Los grados de libertad se calculan mediante la diferencia entre el calculado anteriormente y el número de variables manipuladas.

$$\text{Grados de libertad} = 2 - 1 = 1$$

Los lazos de control que necesitan ser implementados en esta fase son:

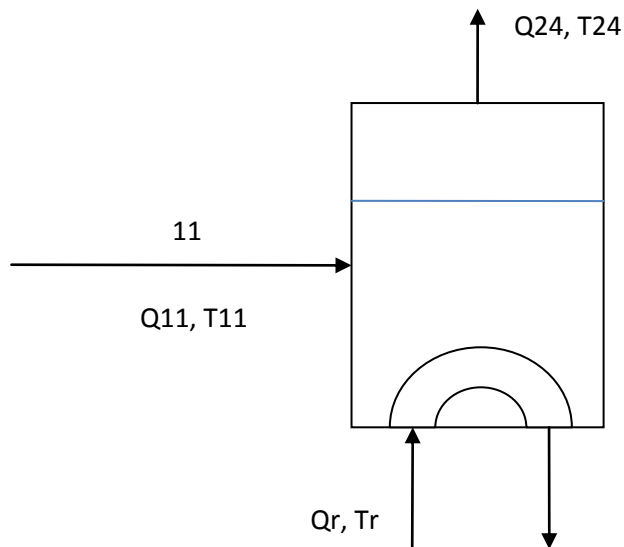
- Lazo de control T-Qr

$$\text{Grados de libertad} = 1 - 1 = 0$$

#### 11.2.3.4. Lazos de control T201

El tanque intermedio T201 se define como una excepción en la APQ-1 al ser un almacenamiento integrado dentro de las unidades de proceso. Por lo tanto, no es necesaria la aplicación de esta normativa aunque, por motivos de seguridad, se ha decidido implementar ciertos aspectos.

El esquema del tanque intermedio de proceso se muestra en la figura 11.11.



Donde:

Corriente 5: ácido acético.

Corriente 28: salida emergencia gases.

**Figura 11.11.** Esquema de variables del equipo T201.

Las variables y ecuaciones del sistema anterior son:

- Ecuaciones: BM, BE, Q

Ecuaciones: 3

- Variables: Q11, T11, Qr, Tr, Q24, P

Variables: 6

Teniendo en cuenta que los grados de libertad es la diferencia entre ecuaciones y variables:

Grados de libertad = ecuaciones – variables

Grados de libertad = 6 – 3 = 3

Las variables del sistema se definen según la tabla 11.10 donde se clasifican según las variables objetivo de control, perturbadas y manipuladas.

**Tabla 11.10.** Definición de variables.

Clasificación	Variables	Número de variables
VOC	T11, P	2
VP	Tr, T24, Q11	4
VM	Qr, Q24	2
Grados libertad		3

Los grados de libertad se calculan mediante la diferencia entre el calculado anteriormente y el número de variables manipuladas.

$$\text{Grados de libertad} = 3 - 2 = 1$$

Los lazos de control que necesitan ser implementados en esta fase son:

- Lazo de control T-Qr

$$\text{Grados de libertad} = 1 - 1 = 0$$

El nivel se sigue mediante indicadores de nivel en campo y panel.

Por motivos de seguridad se deben instalar una válvula de venteo en todos los tanques de almacenamiento, ya sean de proceso o no.

### 11.2.4. Lazos de control zona 300

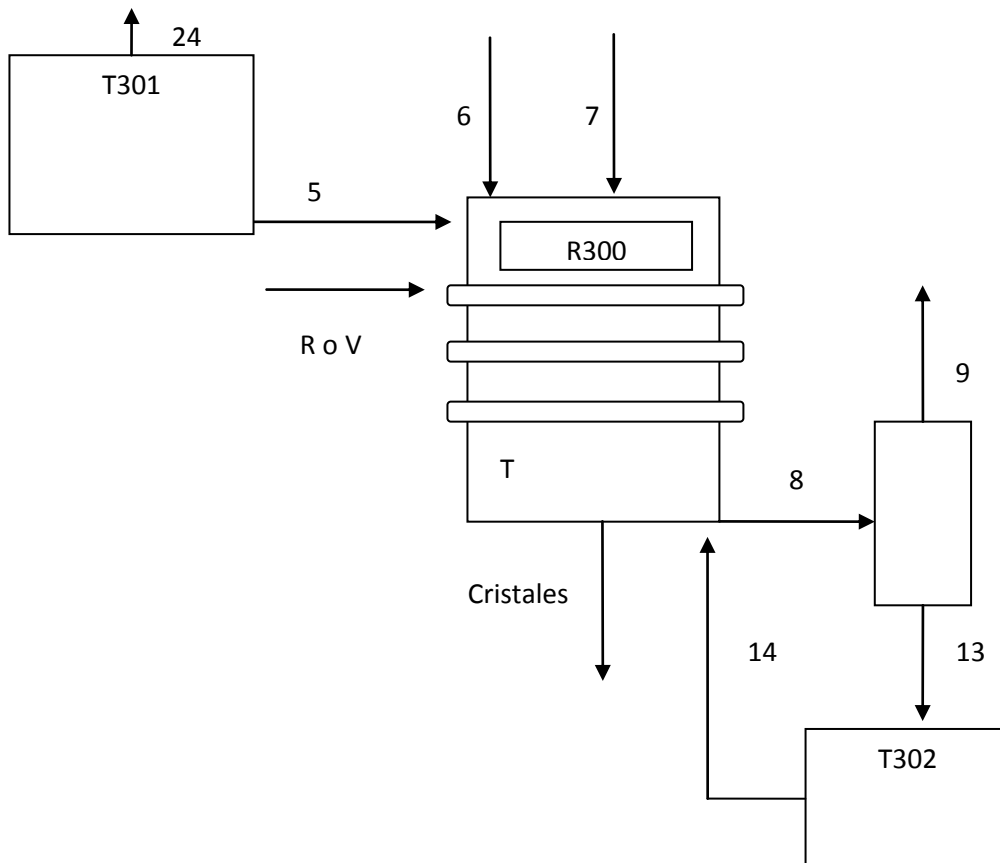
La zona 300 se basa en un tanque intermedio que abastece de forma discontinua a la producción de ácido láctico en el conjunto de reactores R300. A continuación se analizan estos equipos.

#### 11.2.4.1. Control general zona 300

Los equipos de la zona 300 interactúan entre ellos y proceden simultáneamente mediante un control secuencial. Por lo tanto, se ha de tener una visión general de los equipos

realizando en sí todo su ciclo. En el sistema de control se ha tenido en cuenta la cristalización ya que se desarrolla en el mismo R300. Se ha de tener en cuenta que se alternan la entrada de solución de lactonitrilo del T301 y T302.

El esquema general se asemeja a la figura 11.12.



**Figura 11.12.** Esquema de funcionamiento de los equipos de la zona 300.

El control secuencial se basa en un seguido de acciones que se han de realizar en un orden preestablecido como muestra la tabla 11.11. Todas las acciones de esta tabla están activadas sólo durante la secuencia a la que pertenecen, excepto el sistema de transferencia de calor que está activo pero no es constante durante todo el proceso.

**Tabla 11.11.** Secuencias de la zona 300 para el T301.

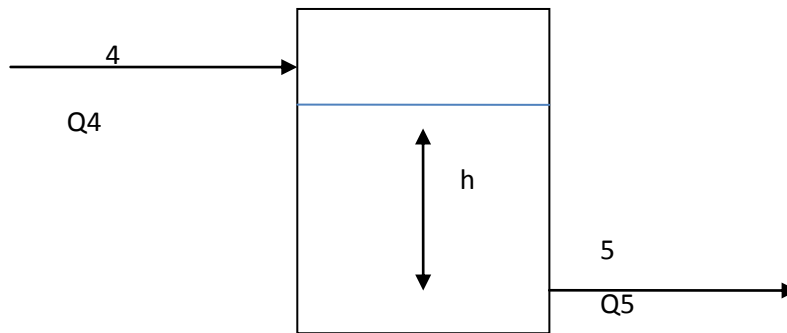
Secuencia	Tarea	Acción		Tiempo (min)	Sumatorio (min)
		Inicio	Final		
0	Carga lactonitrilo	Activación 5	Desactivación 5	15	15
1	Aumento temperatura 100°C	Activación V		2	5
2	Carga ácido sulfúrico Carga agua	Activación 6 Activación 7	Desactivación 6 Desactivación 7	15	37,18
3	Reacción			286,15	293,28
4	Disminución temperatura a 15°C	Cambio consigna R		2,5	295,18
5	Cristalización			120*	415,18
6	Descarga cristales	Activación corriente cristales	Desactivación corriente cristales	15*	420,18
7	Descarga ácido láctico	Activación 9	Desactivación 9	15	430,18

\*Los valores de tiempo son estimados ya no se ha diseñado la parte pertinente a la cristalización.

Cada período establecido, se realiza la reacción con el lactonitrilo del tanque T301, por lo tanto, la secuencia será la misma pero sustituyendo la corriente 5 por la 14.

#### 11.2.4.2. Lazos de control T301

El tanque T301 se basa en un tanque intermedio que abastece de manera discontinua a la segunda reacción. Contiene en gran proporción lactonitrilo y en menor medida, agua, ácido sulfúrico y sosa. Las variables se resumen en la figura 11.13.



Donde:

Corriente 4 y 5: lactonitrilo.

**Figura 11.13.** Esquema de variables del equipo T301.

Las variables y ecuaciones del sistema anterior son:

- Ecuaciones: BM

Ecuaciones: 1

- Variables: Q4, Q5, h

Variables: 3

Teniendo en cuenta que los grados de libertad es la diferencia entre ecuaciones y variables:

Grados de libertad = ecuaciones – variables

Grados de libertad = 3 – 1 = 2

Las variables del sistema se definen según la tabla 11.12 donde se clasifican según las variables objetivo de control, perturbadas y manipuladas.

**Tabla 11.12.** Definición de variables.

Clasificación	Variables	Número de variables
VOC	h	1
VP	Q4	1
VM	Q5	1



Los grados de libertad se calculan mediante la diferencia entre el calculado anteriormente y el número de variables manipuladas.

$$\text{Grados de libertad} = 2 - 1 = 1$$

Los lazos de control que necesitan ser implementados en esta fase son:

- Lazo de control h-Q5. Lazo de seguridad en caso de nivel mínimo bloquea la salida.

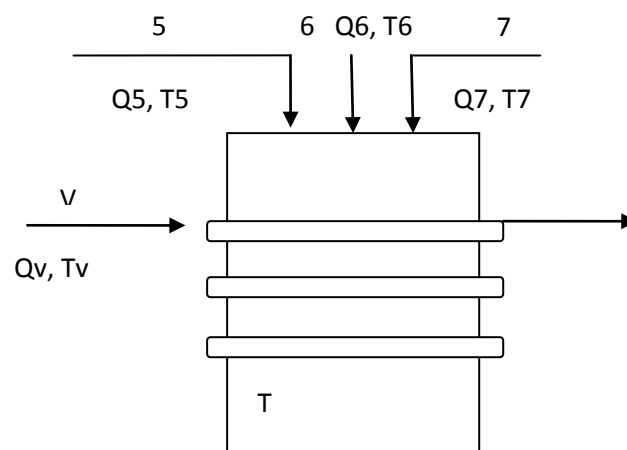
$$\text{Grados de libertad} = 1 - 1 = 0$$

Se controla el nivel (h) mínimo y máximo, por lo tanto, se miden dos inputs para actuar sobre una variable, es decir, una output.

Por motivos de seguridad se deben instalar una válvula de venteo en todos los tanques de almacenamiento, ya sean de proceso o no.

#### 11.2.4.3. Lazos de control R300

El reactor R301 trabaja en batch para la producción de lactonitrilo y se asemeja al esquema de la figura 11.14.



Donde:

Corriente 5: lactonitrilo.

Corriente 6: ácido sulfúrico.

Corriente 7: agua.

Corriente V: Vapor.

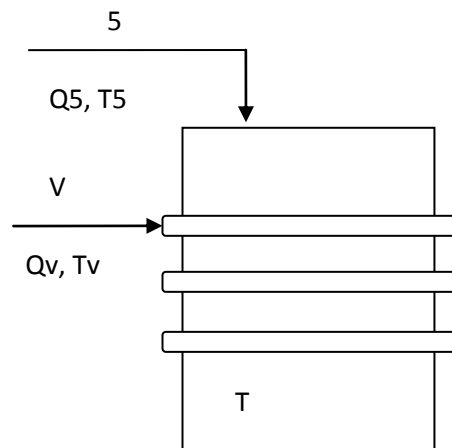
**Figura 11.14.** Esquema de variables del equipo T301.

De la misma manera que en los R200, primero se introduce el lactonitrilo (5) y se aumenta la temperatura hasta los 100°C. Una vez alcanzada la temperatura se introduce los reactivos restantes y procede a la reacción.

Posteriormente se produce la cristalización mediante el descenso de la temperatura, aunque esta etapa no ha sido diseñada numéricamente se ha tenido en cuenta para los lazos de control e instrumentación ya que los modifica directamente. Por lo tanto se pueden considerar varias etapas en un mismo reactor.

- Adición de lactonitrilo

La primera etapa del R300 se basa en la adición de lactonitrilo al reactor y el aumento hasta 100°C, el esquema del proceso lo muestra la figura 11.15



Donde:

Corriente 5: Solución lactonitrilo

Corriente V: Vapor

**Figura 11.15.** Sistema R300 en la adición de la solución de lactonitrilo.

Las variables y ecuaciones del sistema anterior son:

- Ecuaciones: BM, BE, Q

Ecuaciones: 3

- Variables:  $Q_5, T_5, Q_v, T_v, T$

Variables: 5

Consideraciones: la corriente de entrada procede del tanque T301 donde la concentración de lactonitrilo se considera constante. Teniendo en cuenta que los grados de libertad es la diferencia entre ecuaciones y variables:

Grados de libertad = ecuaciones – variables

Grados de libertad = 5 – 3 = 2

Las variables del sistema se definen según la tabla 11.13 donde se clasifican según las variables objetivo de control, perturbadas y manipuladas.

**Tabla 11.13.** Definición de variables.

Clasificación	Variables	Número de variables
VOC		0
VP	T5, Tv	2
VM	Q5	1

Los grados de libertad se calculan mediante la diferencia entre el calculado anteriormente y el número de variables manipuladas.

Grados de libertad = 1 - 1 = 0

La adición de lactonitrilo del corriente (5) se realiza mediante la activación de la bomba que permanece abierta durante un periodo de tiempo de 15 minutos teniendo en cuenta un volumen total para la reacción de 6,35 m<sup>3</sup> y un caudal de entrada de 25,4 m<sup>3</sup>/h.

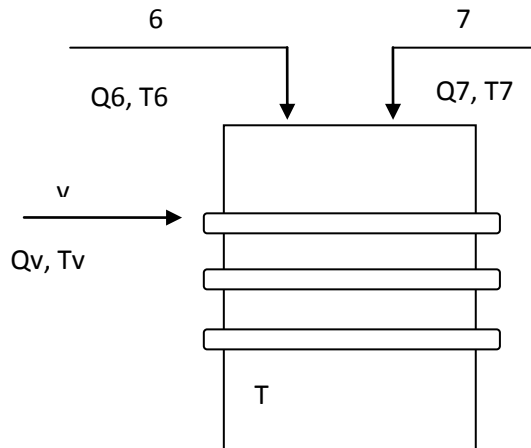
Los lazos de control que necesitan ser implementados en esta fase son:

- Lazo de control T-Qr

Grados de libertad = 0 - 1 = -1 El sistema es subespecificado, pero estos lazos de control son necesarios para el sistema. El resultado global de los grados de libertad corresponderá al sistema total.

- Adición de ácido sulfúrico y agua

La primera etapa del R300 se basa en la adición de agua y ácido sulfúrico al reactor el esquema del proceso lo muestra la figura 11.16.



Donde:

Corriente 6: Solución ácido sulfúrico.

Corriente 7: agua

Corriente V: Vapor

**Figura 11.16.** Sistema R300 en la carga de ácido sulfúrico y agua.

Las variables y ecuaciones del sistema anterior son:

- Ecuaciones: BM, BMC, BE, EQ

Ecuaciones: 4

- Variables:  $Q_6, T_6, Q_7, T_7, Q_v, T_v, T$

Variables: 7

Consideraciones: la corriente de entrada procede del tanque T105 y T106 donde la concentración de estos compuestos se considera constante. Teniendo en cuenta que los grados de libertad es la diferencia entre ecuaciones y variables:

Grados de libertad = ecuaciones – variables

Grados de libertad =  $7 - 4 = 3$

Las variables del sistema se definen según la tabla 11.14 donde se clasifican según variables objetivo de control, perturbadas y manipuladas.

**Tabla 11.14.** Definición de variables.

Clasificación	Variables	Número de variables
VOC	T	1
VP	T6, T7, Tv	3
VM	Q6,Q7, Qv	3

Los grados de libertad se calculan mediante la diferencia entre el calculado anteriormente y el número de variables manipuladas.

$$\text{Grados de libertad} = 3 - 3 = 0$$

Los lazos de control que necesitan ser implementados en esta fase son:

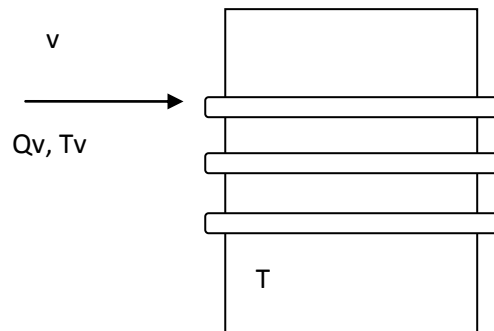
- Lazo de control T-Qr

Grados de libertad =  $0 - 1 = -1$  El sistema es subespecificado, pero estos lazos de control son necesarios para el sistema. El resultado global de los grados de libertad corresponderá al sistema total.

La adición del ácido sulfúrico y agua se realiza mediante la activación de las bombas de cada corriente que permanecen abiertas durante un periodo de tiempo de 15 minutos, teniendo en cuenta un volumen de  $2,5 \text{ m}^3$  y un caudal de entrada de  $10,1 \text{ m}^3/\text{h}$  de sulfúrico, y un volumen de  $2,9 \text{ m}^3$  y un caudal de entrada de  $11,94 \text{ m}^3/\text{h}$  de agua por reactor.

- Reacción

La hidrólisis se produce manteniendo constante la temperatura a  $100^\circ\text{C}$  según la figura 11.17.



Donde:

Corriente V: Vapor

**Figura 11.17.** Esquema del sistema de calefacción para la reacción del R300.

Las variables y ecuaciones del sistema anterior son:

- Ecuaciones: BE, EQ

Ecuaciones: 2

- Variables:  $Q_v$ ,  $T_v$ ,  $T$

Variables: 3

Teniendo en cuenta que los grados de libertad es la diferencia entre ecuaciones y variables:

Grados de libertad = ecuaciones – variables

Grados de libertad =  $3 - 2 = 1$

Las variables del sistema se definen según la tabla 11.15 donde se clasifican según variables objetivo de control, perturbadas y manipuladas.

**Tabla 11.15.** Definición de variables.

Clasificación	Variables	Número de variables
VOC	$T$	1
VP	$T_v$	1
VM	$Q_v$	1

Los grados de libertad se calculan mediante la diferencia entre el calculado anteriormente y el número de variables manipuladas.

$$\text{Grados de libertad} = 1 - 1 = 0$$

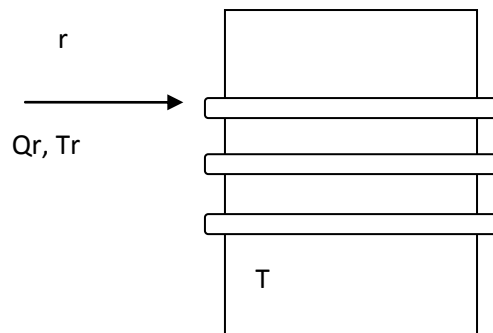
Los lazos de control que necesitan ser implementados en esta fase son:

Lazo de control T-Qv

Grados de libertad = 0 - 1 = -1 El sistema es subespecificado, pero estos lazos de control son necesarios para el sistema. El resultado global de los grados de libertad corresponderá al sistema total.

- **Cristalización**

La cristalización consiste en la reducción de temperatura para favorecer la unión entre los cristales de la sal amónica, el proceso se esquematiza según la figura 11.18.



Donde:  
Corriente r: refrigerante

**Figura 11.18.** Esquema del proceso de cristalización del R300.

Las variables y ecuaciones del sistema anterior son:

- Ecuaciones: BE, EQ

Ecuaciones: 2

- Variables: Qr, Tr, T

Variables: 3

Teniendo en cuenta que los grados de libertad es la diferencia entre ecuaciones y variables:

$$\text{Grados de libertad} = \text{ecuaciones} - \text{variables}$$

$$\text{Grados de libertad} = 3 - 2 = 1$$

Las variables del sistema se definen según la tabla 11.16 donde se clasifican según variables objetivo de control, perturbadas y manipuladas.

**Tabla 11.16.** Definición de variables.

Clasificación	Variables	Número de variables
VOC	T	1
VP	Tr	1
VM	Qr	1

Los grados de libertad se calculan mediante la diferencia entre el calculado anteriormente y el número de variables manipuladas.

$$\text{Grados de libertad} = 1 - 1 = 0$$

Los lazos de control que necesitan ser implementados en esta fase son:

- Lazo de control T-Qr

Grados de libertad =  $0 - 1 = -1$  El sistema es subespecificado, pero estos lazos de control son necesarios para el sistema. El resultado global de los grados de libertad corresponderá al sistema total.

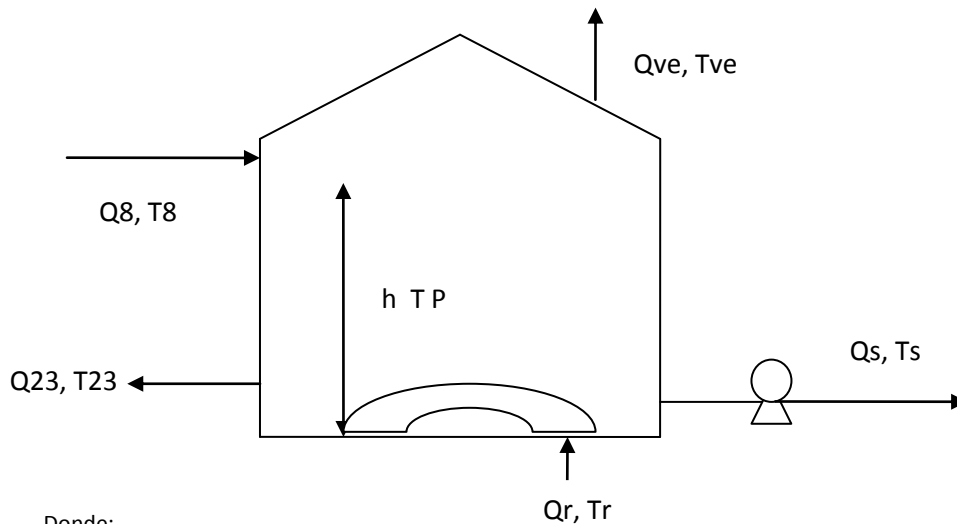
- Descarga

Para la descarga de los productos se realiza mediante el control secuencial. Primero se activa la corriente de salida denominada cristales y no diseñada. Posteriormente, se activan las bombas de corriente 8 de cada reactor. Se tiene en cuenta que el destilador separa idealmente todo el lactonitrilo no reaccionante de la solución. Por lo tanto, el resto de producto de ácido láctico se dirige a los tanques de almacenamiento T401 y T402.



### 11.2.5. Lazos de control zona 400

En la zona 400 están instalados los depósitos de ácido láctico (T401 y T402). El esquema general de un tanque de almacenamiento de ácido láctico se muestra en la figura 11.19.



Donde:  
 Corriente 8: ácido láctico  
 Corriente s: salida  
 Corriente 23: conexión interior entre tanques  
 Corriente ve: venteo

**Figura 11.19.** Esquema general de un tanque de almacenamiento de ácido láctico.

El control secuencial correspondiente a la función de descarga de ácido láctico se resume en la tabla 11.17.

**Tabla 11.17.** Secuencias de la zona 100 válido para cualquier tanque.

Secuencia	Tarea	Acción		Tiempo (min)	Sumatorio (min)
		Inicio	Final		
0	Descarga ácido láctico	Activación B	Desactivación B	20	20

Se considera que el corriente interno que une los dos tanque de almacenamiento esta siempre abierta para estabilizar y obtener un mismo nivel en ambos tanques.

Los sistemas de control para cada reactor son según la normativa APQ-1:

- Lazo de control  $h - Q_s$  con dos sistemas de medición de nivel independientes.
- Lazo de control de T-Qr

El control de presión se realiza por venteo.

## 11.3. Tuberías y accesorios

### 11.3.1. Cálculo de tuberías

El diseño de las tuberías se basa en el cálculo del diámetro necesario para que circule un caudal específico a la velocidad típica del fluido. Los caudales de cada sección del proceso se recopilan en el apartado de manual de cálculos de los balances y las velocidades típicas de circulación de fluidos se muestran en la tabla 11.18.

**Tabla 11.18.** Velocidades típicas de circulación de fluidos por tuberías. [McCabe, 1999]

Fluidos		Rango de velocidad (m/s)
Líquidos no viscosos	Flujo por gravedad	0,15 - 0,30
	Entrada de bomba	0,3 - 0,9
	Salida de bomba	1,2 - 3
	Línea de conducción	1,2 - 2,4
Líquidos viscosos	Entrada de bomba	0,06 - 0,15
	Salida de bomba	0,15 - 0,6
Vapor de agua		9 - 15
Aire o gas		9 - 30

Para los tramos de tuberías donde circulan una gran mezcla de compuestos, se ha seleccionado la velocidad típica del fluido principal (en mayor porcentaje volumétrico).

La fórmula que relaciona la velocidad típica del fluido con el caudal para obtener el diámetro de tubería es la ecuación (2).

$$D = 2 \cdot \sqrt{\frac{Q}{\pi \cdot v}} \quad (2)$$

Donde:

$D$  : Diámetro (m)

$Q$  : Caudal ( $\text{m}^3/\text{s}$ )

$v$  : Velocidad típica del fluido (m/s)

El diámetro calculado se compara con las dimensiones de tuberías comerciales y se selecciona el más cercano a éste. Una vez escogido el valor real del diámetro de la tubería se puede encontrar con la misma ecuación anterior la velocidad del fluido que pasa a través de él.

### 11.3.2. Cálculo del radio de codo

Una vez calculado el diámetro real de la tubería se puede calcular el radio del codo. Para el cálculo de éste se ha de tener en cuenta que en tuberías de radio corto es 1,5 veces el diámetro y en tuberías de radio largo, cinco veces el diámetro, entonces:

$$R = 1,5D \text{ Radio Corto}$$

$$R = 5D \text{ Radio Largo}$$

Donde:

$R$ : Radio de la circunferencia que crea el giro (mm)

$D$ : Diámetro de la tubería (mm)

### 11.3.3. Elección del aislante

Las tuberías por las que circulan fluido refrigerante se aíslan mediante Armaflex para evitar pérdidas de calor y el circuito de vapor mediante coquillas de lana de roca. Estos materiales se han codificado en la lista de tuberías mediante la tabla 11.19.

**Tabla 11.19.** Codificación de materiales de aislamiento.

Material	Código
Armaflex	ARM
Lana de roca	LR

Los espesores aconsejables de aplicación utilizando productos de lana de roca se muestran en la tabla 11.20, en función de las temperaturas de trabajo más usuales, diámetro de tubería y rendimiento óptimo del material aislante.

**Tabla 11.20.** Espesores mínimos aconsejados con productos de lana de roca. [Isover]

TEMPERATURA °C	100	150	200	250	300	350	400	450	500	550	
DIÁMETRO TUBERÍA	ESPEORES DE AISLAMIENTO (mm)										
1"	30	30	40	40	50	60	60	70	80	90	
1 1/2"	30	30	40	50	60	60	70	70	80	90	
2"	30	40	40	50	60	70	80	80	90	100	
2 1/2"	40	40	50	60	70	70	80	90	100	110	
3"	40	50	50	60	70	70	80	90	110	120	
4"	40	50	60	70	80	80	90	100	120	130	
6"	50	60	70	80	90	100	110	120	130	140	
8"	50	60	70	80	90	110	120	130	140	160	
10"	60	70	80	90	90	110	120	130	150	170	
12"	60	70	80	90	110	120	130	140	160	180	
14"	60	70	80	100	110	120	140	150	170	180	
16"	60	70	90	100	120	120	140	150	170	190	
18"	60	80	90	100	120	130	140	160	170	190	
20"	70	80	90	110	120	130	150	160	180	200	
22"	70	80	100	110	130	140	150	170	180	200	
24"	70	80	100	110	130	140	150	180	190	210	
Producto	Coquilla ROCLAINE(*) Manta SP 322-G-70				Coquilla ROCLAINE(*) Manta SP 342-G-100			Coquilla ROCLAINE(*) Manta SP 342-G-125			

### 11.3.4. Cálculo de válvulas

La elección de las válvulas se realiza en base a los coeficientes de caudal  $K_{vs}$  y  $C_v$ , y dimensiones de conexión, parámetros fijados por los fabricantes.

- El  $K_v$  se define como el caudal de líquido ( $m^3/h$ ), que con una pérdida de presión de 1 bar, circula a través de la válvula con cualquier abertura del obturador.
- El  $K_{vs}$  es el valor que el caudal de líquido para una abertura teórica del 100% del obturador de la válvula.
- El  $C_v$ , es el caudal de agua en galones por minuto que circula a través de la válvula totalmente abierta.

La diferencia entre  $K_{vs}$  y el  $C_v$  se basa en las unidades, por lo que se pueden relacionar según la ecuación (3).

$$K_{vs} = 0.86 \cdot C_v \quad (3)$$

Estos dos parámetros se pueden calcular siguiendo unos pasos característicos:

- Se calcula la velocidad del fluido según la ecuación (4)

$$v = \frac{\frac{W}{\rho}}{\frac{\pi}{4} \cdot D^2} \quad (4)$$

Donde:

W: Caudal másico (kg/h)

$\rho$ : Densidad del fluido ( $kg/m^3$ )

D: Diámetro de paso (m)

v: Velocidad de paso del fluido (m/h)

- Se determina la pérdida de carga en la válvula según la ecuación (5)

$$e_v = \frac{k \cdot v^2}{2 \cdot g} \quad (5)$$

Donde:

$e_v$ : Pérdida de carga (m)

$k$ : Constante de la válvula, relacionada con el factor de expansión de la válvula. Depende del tipo de válvula y de su posición.

Válvulas de asiento:  $k=13$

Válvulas todo o nada:  $k=10$

$g$ : Gravedad ( $9.81\text{m/s}^2$ )

A continuación se deben cambiar las unidades de la pérdida de carga según la ecuación (6).

$$\Delta p = \frac{e_v \cdot \rho}{1.013 \cdot 10^4} \quad (6)$$

- Se calcula del  $K_{vs}$  dependiendo del estado del compuesto, para líquidos mediante la ecuación (7) y gases a la (8)

$$K_{vs} = \frac{W}{\rho} \cdot \left( \sqrt{\frac{\rho / \rho_{\text{agua}}}{\Delta p}} \right) \quad (7)$$

$$K_{vs} = \frac{W}{14.2 \cdot m \cdot \sqrt{\rho_{\text{fluido}} \cdot p_1}} \quad (8)$$

Donde:

$W$ : Caudal másico (kg/h)

$\rho$ : Densidad del fluido ( $\text{kg/m}^3$ )

$\rho_{\text{agua}}$ : Densidad del agua ( $\text{kg/m}^3$ )

$D$ : Diámetro de paso (m)

$\Delta p$ : Pérdida de carga (bar)

$p_1$ : Presión a la entrada de la válvula ( $\text{kg/m}^3$ )

$m$ : Factor en función de  $p_1/p_2$ . Se utiliza  $m=0.2$ , aproximando la relación  $p_1/p_2=1$

## 11.4. Tanques de almacenamiento

### 11.4.1. Necesidades de almacenaje

Para poder explicar los cálculos que se han realizado a la hora de diseñar los tanques de almacenamiento, se ha tomado como ejemplo el tanque de ácido láctico. Debido a que todos los tanques han sido calculados de la misma manera.

La planta produce 10 toneladas al día, en unidades volumétricas son:

$$10 \frac{Tn}{dia} \cdot \frac{1000 kg}{1 Tn} \cdot \frac{1 m^3}{1200 kg} = 8,33 \frac{m^3}{dia}$$

Sobredimensionamos un 20 %, ya que los tanques no pueden vaciarse del todo debido a que la bomba no podría aspirar el líquido del fondo del tanque.

$$8,33 \frac{m^3}{dia} \cdot (1 + 0,2) = 10 \frac{m^3}{dia}$$

Diseñamos cada tanque de almacenamiento para 3 días de producción, de esta manera evitamos una parada de la planta por cualquier imprevisto de suministro de materias primas o estancamiento de los productos acabados.

$$10 \frac{m^3}{dia} \cdot 3 dias = 30 m^3$$

Se diseñarán dos tanques en paralelo, por lo tanto cada tanque tendrá que contener 30 m<sup>3</sup> de ácido láctico.

Si suponemos un diámetro del tanque de 3,2 metros, podemos calcular la altura del líquido utilizando la ecuación (9) del volumen de un cilindro:

$$V_{liq} = \pi \cdot r^2 \cdot h_{liq} \quad (9)$$

Donde;

$V_{liq}$ : Volumen que ocupa el líquido en el tanque ( $m^3$ )

r: Radio del tanque (m)

$h_{liq}$ : Altura del líquido en el tanque (m)

En el caso del ácido láctico;

$$h_{liq} = \frac{V_{liq}}{\pi \cdot r^2} = \frac{30 \text{ m}^3}{3,1416 \cdot 1,60^2} = 3,73 \text{ m}$$

La altura del líquido en el tanque es de 3,73 metros. Se ha diseñado para 4,3 metros, dejando una distancia de 0,57 metros para que el líquido no llene la totalidad del tanque.

### 11.4.2. Cálculo del volumen del tanque

A partir de la ecuación (10) calculamos el volumen total del tanque:

$$V_{tanque} = V_{cil} + V_{cono} \quad (10)$$

Donde:

$V_{cil}$ : Volumen de la parte cilíndrica del tanque ( $m^3$ )

$V_{cono}$ : Volumen del techo cónico del tanque ( $m^3$ )

$$V_{cil} = \pi \cdot r^2 \cdot h_{cil} = \pi \cdot 1,6^2 \cdot 4,3 = 34,58 \text{ m}^3$$

$$V_{cono} = \frac{\pi \cdot r^2 \cdot h_{cono}}{3}$$

Donde:

$h_{cono}$ : Altura del techo cónico del tanque (m)

Suponemos que el ángulo de inclinación del techo cónico del tanque es de 30 °C. En la ecuación se calcula con el ángulo que forma con la vertical que es de 60 °C.



$$h_{cono} = \frac{D}{2 \cdot \tan \alpha} = \frac{3,2}{2 \cdot \tan 60} = 0,92 \text{ m}$$

$$V_{cono} = \frac{\pi \cdot r^2 \cdot h_{cono}}{3} = \frac{\pi \cdot 1,6^2 \cdot 0,92}{3} = 2,48 \text{ m}^3$$

$$V_{tanque} = 34,58 + 2,48 = 37,06 \text{ m}^3$$

A partir de estos cálculos se ha determinado que cada tanque de almacenamiento de ácido láctico, se diseñará con un volumen de 40 m<sup>3</sup>.

### 11.4.3. Cálculo del tanto por ciento de ocupación del líquido en el tanque

$$\%ocupado = \frac{V_{liq}}{V_{cil}} \cdot 100 = \frac{30 \text{ m}^3}{34,58 \text{ m}^3} \cdot 100 = 86,75 \%$$

El volumen del techo cónico no se ha tenido en cuenta, ya que este no contendrá líquido.

### 11.4.4. Cálculo de los grosores de los tanques

- Cálculo del grosor necesario para la pared del tanque

Se calcula el grosor de la pared del tanque a partir de la ecuación (11).

$$t = \frac{P_d \cdot R}{S \cdot R - 0,6 \cdot P_d} + C1 + C2 \quad (11)$$

Donde:

P<sub>d</sub>: Presión de diseño interna (atm)

R: Radio del cilindro en (mm)

S: Límite elástico (bar), (S=1450 bar)

E: Factor de soldadura (E=0,85 radiografiado parcial)

C1: Tolerancia a la corrosión (mm) (C1=1 mm)

C2: Tolerancia a la soldadura (mm) (C2=0)

t: Grosor de la pared (mm)

$$t = \frac{1,43 \cdot 1600}{1450 \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 1,43} + 1 + 0 = 2,86 \text{ mm}$$

Se obtiene un grosor de 2,86 mm que es el que se requiere como mínimo, pero se ha escogido un grosor típico de 5 mm debido a que es un valor muy pequeño.

- Cálculo del grosor necesario para la pared del techo cónico

Se calcula el grosor de la pared del techo cónico a partir de la ecuación (12).

$$t = \frac{P_d \cdot D}{2 \cdot \cos \alpha (S \cdot E - 0,6 \cdot P_d)} + C1 + C2 \quad (12)$$

Donde:

$P_d$ : Presión de diseño interna (atm)

D: Diámetro interno del cilindro (mm)

S: Límite elástico (bar), (S=1450 bar)

E: Factor de soldadura (E=0,85 radiografiado parcial)

$\alpha$ : Angulo que forma la diagonal del cono con la horizontal ( $\alpha=30^\circ$ )

C1: Tolerancia a la corrosión (mm) (C1=1 mm)

C2: Tolerancia a la soldadura (mm) (C2=0)

t: Grosor del techo cónico (mm)

$$t = \frac{1,43 \cdot 3200}{2 \cdot \cos 30 \cdot (1450 \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 1,43)} + 1 + 0 = 3,14 \text{ mm}$$

Se obtiene un grosor de 3,14 mm que es el que se requiere como mínimo, pero se ha escogido un grosor típico de 5 mm debido a que es un valor muy pequeño.

- Cálculo del grosor necesario para la pared del fondo inferior plano

Se calcula el grosor de la pared del fondo inferior plano a partir de la ecuación (12).

$$t = \frac{P_d \cdot R}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P_d} + C1 + C2 \quad (12)$$

Donde:

$P_d$ : Presión de diseño interna (atm)

$D$ : Diámetro interno del cilindro (mm)

$S$ : Límite elástico (bar), ( $S=1450$  bar)

$E$ : Factor de soldadura, ( $E=0,85$  radiografiado parcial)

$C1$ : Tolerancia a la corrosión (mm) ( $C1=1$  mm)

$C2$ : Tolerancia a la soldadura (mm) ( $C2=0$ )

$t$ : Grosor del fondo inferior plano (mm)

$$t = \frac{1,43 \cdot 1600}{2 \cdot 1450 \cdot 0,85 - 0,2 \cdot 1,43} + 1 + 0 = 1,92 \text{ mm}$$

Se obtiene un grosor de 1,92 mm que es el que se requiere como mínimo, pero se ha escogido un grosor típico de 5 mm debido a que es un valor muy pequeño.

### 11.4.5. Cálculo del peso del tanque

- Cálculo del peso de los tanques vacíos

Para calcular el peso de los tanques, se tiene que calcular cada una de las partes que forman el tanque a partir de las ecuaciones (13), (14), (15) para el peso del cilindro, las ecuaciones (16) y (17) para el peso del fondo inferior plano (18), (19) y (20) para el peso del techo cónico.

- Peso del cilindro:

$$P_{cil} = \rho_{acero} \cdot V_{cil} \quad (13)$$

$$P_{cil} = \rho_{acero} \cdot \frac{\pi}{4} \cdot (D_{ext}^2 - D_{int}^2) \cdot h_{cil} \quad (14)$$

$$D_{ext} = D_{int} + 2t \quad (15)$$

Donde;

$P_{cil}$ : Peso del cilindro (kg)

$\rho_{acero}$ : Densidad del acero ( $\text{kg}/\text{m}^3$ )

$V_{cil}$ : Volumen del cilindro ( $\text{m}^3$ )

$D_{ext}$ : Diámetro externo (m)

$D_{int}$ : Diámetro interno (m)

$h_{cil}$ : Altura del cilindro

$t$ : Grosor de la pared del tanque (m)

$$D_{ext} = 3,2 \text{ m}^2 + (2 \cdot 0,05) \text{ m}^2 = 3,21 \text{ m}^2$$

$$P_{cil} = \frac{7800 \text{ kg}}{\text{m}^3} \cdot \frac{\pi}{4} \cdot (3,21^2 \text{ m}^2 - 3,2^2 \text{ m}^2) \cdot 4,3 \text{ m} = 1688,54 \text{ kg}$$

- Peso del fondo inferior plano:

$$P_{fondo} = \rho_{acero} \cdot A_{fondo} \cdot t \quad (16)$$

$$A_{fondo} = \frac{\pi}{4} \cdot D_{ext}^2 \quad (17)$$

Donde:

$P_{fondo}$ : Peso del fondo inferior plano (kg)

$A_{fondo}$ : Área del fondo inferior plano ( $\text{m}^2$ )

$t$ : Grosor del fondo inferior plano (m)

$$A_{fondo} = \frac{\pi}{4} \cdot 3,21^2 = 8,09 \text{ m}^2$$

$$P_{fondo} = \frac{7800 \text{ kg}}{\text{m}^3} \cdot 8,09^2 \text{ m}^2 \cdot 0,005 \text{ m} = 315,62 \text{ kg}$$

- Peso del techo cónico

$$P_{cono} = \rho_{acero} \cdot A_{cono} \cdot t \quad (18)$$

$$A_{cono} = \pi \cdot r \cdot g \quad (19)$$

$$g = \sqrt{r^2 + h_{cono}^2} \quad (20)$$

Donde:

$P_{cono}$ : Peso del techo cónico (kg)

$A_{cono}$ : Área del cono ( $\text{m}^2$ )

t: Grosor de la parte superior cónica (m)

g: Generatriz del cono (m)

$$g = \sqrt{1,6^2 + 0,92^2} = 1,85 \text{ m}$$

$$A_{cono} = \pi \cdot 1,6 \text{ m} \cdot 1,85 \text{ m} = 9,29 \text{ m}^2$$

$$P_{cono} = \frac{7800 \text{ kg}}{\text{m}^3} \cdot 9,29 \text{ m}^2 \cdot 0,005 \text{ m} = 362,32 \text{ m}^3$$

Una vez obtenidos todos los pesos de cada una de las partes del tanque, se calcula el peso total del tanque vacío a partir de la ecuación (20):

$$P_{total} = P_{cil} + P_{fondo} + P_{cono} \quad (20)$$

$$P_{total} = 1688,54 + 315,62 + 362,32 = 2366,34 \text{ kg}$$

- Cálculo del peso de los tanques con agua

A partir de la ecuación (21) se calcula el peso de los tanques con agua.

$$P_{Agua} = P_{T.vacio} + V_{Agua} \cdot \rho_{Agua} \quad (21)$$

Donde:

$P_{\text{Agua}}$ : Peso del tanque con agua (kg)

$P_{\text{T.vacío}}$  : Peso del tanque vacío (kg)

$V_{\text{Agua}}$ : Volumen que ocupa el agua en el tanque ( $\text{m}^3$ )

$\rho_{\text{Agua}}$ : Densidad del agua ( $\text{kg}/\text{m}^3$ )

$$P_{\text{Agua}} = 2366,34 \text{ kg} + 30 \text{ m}^3 \cdot 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 32366,34 \text{ kg}$$

- Cálculo del peso de los tanques en operación

A partir de la ecuación (22) se calcula el peso de los tanques en operación.

$$P_{\text{Ac.láctico}} = P_{\text{T.vacío}} + V_{\text{Ac.láctico}} \cdot \rho_{\text{Ac.láctico}} \quad (22)$$

Donde:

$P_{\text{Ac.láctico}}$  : Peso del tanque con la capacidad total a almacenar de ácido láctico (kg)

$P_{\text{T.vacío}}$  : Peso del tanque vacío (kg)

$V_{\text{Ac.láctico}}$ : Volumen de ácido láctico que ocupa en el tanque ( $\text{m}^3$ )

$\rho_{\text{Ac.láctico}}$  : Densidad del ácido láctico ( $\text{kg}/\text{m}^3$ )

$$P_{\text{Ac.láctico}} = 2366,34 \text{ kg} + 30 \text{ m}^3 \cdot 1200 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 38366,34 \text{ kg}$$

#### 11.4.6. Cálculo de la presión de ruptura

Para el cálculo de la presión de la ruptura se utiliza la ecuación (23).

$$P_{\text{ruptura}} = 1,65 \cdot P_{\text{operación}} \quad (23)$$

Donde:

$P_{\text{ruptura}}$ : Presión de ruptura (atm)

$P_{\text{operación}}$ : Presión de operación (atm)

En el caso del ácido láctico, la presión de ruptura se calcula como:

$$P_{ruptura} = 1,65 \cdot 0,43 \text{ atm} = 0,72 \text{ atm}$$

### 11.4.7. Cálculo de los cubetos de retención

Como ya se ha dicho anteriormente según la inspección técnica complementaria MIE – APQ1 los recipientes de superficie para almacenamientos de líquidos inflamables y combustibles deberán disponer de un cubeto de retención para retener los productos de almacenamiento en caso de vertido o fuga de los mismos.

Para calcular la capacidad de estos cubetos existen una serie de consideraciones a seguir.

Cuando varios recipientes se agrupan en un mismo cubeto, como será en este caso, la capacidad de este será, al menos, igual al mayor de los dos valores siguientes:

- 1) El 100 % de la capacidad referida al tanque más grande.
- 2) El 10 % de la capacidad calculada referida a la capacidad global de los recipientes.

A continuación solo se muestra un ejemplo del cálculo del cubeto que va a contener los tanques de acetaldehído ya que para los otros cubetos se seguirá el mismo procedimiento.

- Tanques de acetaldehído:

- 1) Capacidad del tanque más grande:  $33,35 \text{ m}^3$
- 2) El 10 % de la capacidad global de los tanques se calcula a partir de la ecuación (24):

$$V_{tanques} \cdot \text{Número de tanques} \cdot 0,1 = 33,35 \cdot 2 \cdot 0,1 = 6,67 \text{ m}^3 \quad (24)$$

Como la primera opción es mayor que la segunda se considera que la capacidad mínima del cubeto será de  $33,35 \text{ m}^3$ .

Una vez se sabe el volumen se pueden calcular las dimensiones (ancho (A) y longitud (L)) del cubeto de retención con las ecuaciones (25) y (26) considerando las distancias mínimas que marca la inspección técnica APQ – 1.

$$A = 2 \cdot \text{distancia (pared-tanque)} + 2 \cdot D_{tanque} + \text{distancia (tanque-tanque)} \quad (25)$$

$$L = 2 \cdot \text{distancia (paret- tanque)} + D \text{ tanque (26)}$$

Donde:

A: Ancho del cubeto (m)

L: Longitud del cubeto (m)

D: Diámetro tanque de almacenamiento (2,50 m)

$$A = 2 \cdot 1 + 2 \cdot 3,50 + 1,5 = 10,50 \text{ m}$$

$$L = 2 \cdot 1 + 3,50 = 5,50 \text{ m}$$

Con estos datos y la capacidad del cubeto se puede calcular la altura de este utilizando la ecuación (27).

$$H = \frac{V}{A} \quad (27)$$

Donde:

H: Altura del cubeto (m)

V: Volumen del tanque (33,35 m<sup>3</sup>)

A: Área del cubeto (A = A · L) (57,25 m<sup>2</sup>)

$$H = \frac{33,35}{57,25} = 0,58 \text{ m}$$

Este valor se sobredimensiona un 20 % y finalmente se tiene un valor de 0,70 m de altura del cubeto de retención.

Con todos estos cálculos se han obtenido las medidas totales de los cubetos de retención que se tienen en el área de almacenamiento y que se muestran en la tabla 11.21



Tabla 11.21. Dimensiones cubetos de retención

Tanque	Sustancia	Número de tanques	Capacidad (m <sup>3</sup> )	Superficie (m <sup>2</sup> )	Dimensiones (m)
T 101 T 102	Acetaldehído	2	40,00	58,00	10,50 x 5,50 x 0,70
T 103 T 104	Ácido cianhídrico	2	30,00	63,00	10,50 x 6,00 x 0,50
T 106 T 107	Ácido sulfúrico	2	21,00	38,00	8,50 x 4,50 x 0,55
T 108 T 109	Hipoclorito sódico	2	128,00	94,50	13,50 x 7,00 x 1,30
T 110 T 111	Hidróxido de sodio	2	37,00	51,50	9,90 x 5,20 x 0,70
T 401 T 402	Ácido láctico	2	36,00	51,50	9,90 x 5,20 x 0,70

#### 11.4.8. Cálculo del venteo total

Como ya se ha dicho anteriormente según la inspección técnica complementaria MIE – APQ1 los recipientes de superficie para almacenamientos de líquidos inflamables y combustibles deberán disponer de un venteo de emergencia para aliviar un exceso de presión interna causado por un fuego exterior.

Para el cálculo del venteo de emergencia se necesita saber la superficie húmeda del recipiente que pueda estar expuesta a un fuego exterior. Esta superficie se calculará sobre los primeros 10 m por encima del suelo de un recipiente vertical descontando la parte de superficie que esté en contacto con el suelo.

A continuación solo se muestra un ejemplo del cálculo del venteo de los tanques de acetaldehído ya que para los otros cubetos se seguirá el mismo procedimiento.

Primero se calcula el calor recibido en caso de fuego externo con la ecuación (28):

$$Q = 139,7 \cdot F \cdot A^{0,82} \cdot 10^3 (28)$$

Donde:

Q: Calor recibido por el recipiente en (kJ/h)

F: Factor de reducción

A: Superficie húmeda (46,18 m<sup>2</sup>)

El factor F se tomará igual a la unidad.

Una vez se han hecho las consideraciones oportunas y con la ecuación (28) se obtiene el valor del calor recibido por el recipiente (Q).

En el caso de almacenamientos atmosféricos, como es nuestro caso, la capacidad total de venteo puede ser determinada por la ecuación (29).

$$\frac{m^3 \text{ de aire}}{h} = 4,414 \cdot \frac{Q}{L} \cdot \sqrt{M} (29)$$

Donde:

Q: Calor recibido por el recipiente (kJ/h)

L: Calor latente de vaporización (585,03 kJ/kg)

M: Peso molecular (44,10 kg/kmol)

Una vez sustituidos todos los valores en la ecuación (29) se obtiene un valor de venteo de 3676,89 m<sup>3</sup> de aire/h.

En la tabla 11.22 se muestran los venteos totales de los tanques que contiene el área de almacenamiento.

**Tabla 11.22.** Venteo total de los tanques de almacenamiento.

Tanque	Sustancia	m <sup>3</sup> de aire/h
T101 T102	Acetaldehído	3676,89
T103 T104	Ácido cianhídrico	2593,56
T 401 T 402	Ácido láctico	1511,01

#### 11.4.9. Intercambiador de calor

Los tanques de almacenamiento T101 y T102; T103 y T104; y T401 y T402 que contienen respectivamente acetaldehído, ácido cianhídrico y ácido láctico se deberán mantener a una temperatura de 15 °C para evitar un aumento de temperatura y no llegar a los puntos de inflamación o de ebullición de las diferentes sustancias y que se detallan en la tabla 11.23. Esto se conseguirá con un intercambiador de calor.

**Tabla 11.23.** Temperaturas de ebullición e inflamación.

Tanque	Sustancia	Punto ebullición	Punto inflamación
T101 T102	Acetaldehído	20,2 °C	38 °C c.c.
T103 T104	Ácido cianhídrico	26 °C	18 °C c.c.
T401 T402	Ácido láctico	34,6 °C	> 74 °C

Para ahorrar espacio en la planta se coloca un serpentín interior por el que circulará agua glicolada como líquido refrigerante procedente de un chiller con un salto térmico de 5 °C.

El diseño del serpentín se realiza para el caso de una temperatura ambiente máxima alcanzable de 35 °C, temperatura máxima en la ciudad de Barcelona.

A continuación se realizan los cálculos necesarios para la determinación del área del serpentín y el caudal de refrigerante que debe circular para mantener el tanque isoterma.

#### 11.4.9.1. Intercambio de calor entre el tanque y el exterior

El intercambio de calor entre el tanque de almacenaje y el exterior se calcula a partir de la ecuación (30)

$$Q = U \cdot A \cdot (T_{\text{ext}} - T_{\text{op}}) \quad (30)$$

Donde:

Q: Calor a intercambiar (J/s)

U: Coeficiente global de intercambio de calor (15 J/s·m<sup>2</sup>·°C) [KERN, 1999]

A: Área del tanque (m<sup>2</sup>)

T<sub>op</sub>: Temperatura de operación en el interior del tanque (15 °C)

T<sub>ext</sub>: Temperatura ambiente (35 °C)

Para aplicar la ecuación anterior, primero se calcula el área del tanque mediante las ecuaciones (31), (32) y (33).

$$A_{\text{cilindro}} = 2\pi \cdot r \cdot h \quad (31)$$

$$A_{\text{lateral cono}} = \pi \cdot r \cdot g \quad (32)$$

Donde:

A<sub>cilindro</sub>: Área cilindro (m<sup>2</sup>)

A<sub>lateral cono</sub>: Área lateral del cono (m<sup>2</sup>)

r: Radio del cilindro (m)

h: Altura del cilindro (m)

g: Generatriz del cono (m)

$$g = \sqrt{r_{ext}^2 + L^2} \quad (33)$$

Donde:

*L*: Altura del cono

Una vez calculadas las áreas individuales, se determina el área total del tanque mediante la ecuación (34).

$$A_{total\ tanque} = A_{lateral\ cono} + A_{cilindro} \quad (34)$$

Con el área del tanque ya se puede encontrar el calor que pierde el ácido cianhídrico, el acetaldehído y el ácido láctico de los tanques mediante la ecuación (30). La tabla 11.24 muestra los resultados de cada cálculo

**Tabla 11.24.** Calor intercambiado por el tanque y el medio exterior.

Tanque	Sustancia	Q (J/s)	Q (Kcal/h)
T101 T102	Acetaldehído	17188,27	14803,29
T102 T103	Ácido cianhídrico	14324,58	12336,95
T401 T402	Ácido láctico	15755,32	13569,17

- Calor absorbido por el serpentín

El calor absorbido por el serpentín será el mismo que el calor intercambiado entre el tanque y el medio exterior, por lo tanto, a partir de la ecuación (35) se puede calcular el caudal del refrigerante necesario para mantener los tanques a la temperatura deseada.

$$Q = m \cdot C_p \cdot (T_e - T_s) \quad (35)$$

Donde:

m: Caudal de agua necesario (kg/s)

$C_p$ : Capacidad calorífica del agua glicolada (3118,27 J/kg·K)

$T_e$ : Temperatura de entrada del agua glicolada al serpentín (273 K)

$T_s$ : Temperatura de salida del agua glicolada al serpentín (278 K)

Los resultados de aislar el caudal de agua glicolada de la ecuación (35) y encontrar el valor para cada sustancia se resumen en la tabla 11.25.

**Tabla 11.25.** Caudal de refrigerante necesario.

Tanque	Sustancia	m (kg/s)	m (m <sup>3</sup> /s)	m (m <sup>3</sup> /h)
T101 T102	Acetaldehído	1,10	0,001066	3,84
T103 T104	Ácido cianhídrico	0,92	0,000889	3,20
T401 T402	Ácido láctico	1,01	0,000997	3,52

- Intercambio de calor entre serpentín y tanque

Para calcular el área del serpentín se realiza a partir de la ecuación (36).

$$Q = U \cdot A_s \cdot \Delta T_{ml} \quad (36)$$

Donde:

Q: Calor a intercambiar entre los dos fluidos (es el mismo calor a intercambiar entre el tanque y el exterior) (J/s)

U: Coeficiente global de intercambio de calor (34,09 J/s·m<sup>2</sup>·°C) [

$\Delta T_{ml}$ : Incremento de temperatura media logarítmica (°C).

El incremento de temperatura logarítmica se calcula mediante la ecuación (37).

$$\Delta T_{ml} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} \quad (37)$$

Donde:

$$\Delta T_1 = T_{op} - T_e$$

$$\Delta T_2 = T_{op} - T_s$$

Se obtiene un valor de  $\Delta T_{ML}$  de 12,33.

Con todos los valores se resuelve la ecuación (36) y se obtienen los valores del área del serpentín ( $A_s$ ) resumidos en la tabla 11.26.

**Tabla 11.26.** Área del serpentín de los tanques de almacenaje.

Tanque	Sustancia	$A_s$ (m <sup>2</sup> )
T101 T102	Acetaldehído	40,89
T103 T104	Ácido cianhídrico	34,08
T401 T402	Ácido láctico	37,48

- Características del serpentín

A partir del caudal volumétrico del agua y de la velocidad típica del refrigerante se puede calcular las dimensiones del serpentín. En el caso del área del tubo se puede obtener mediante la ecuación (37).

$$A_{tubo} = \frac{m}{v} \quad (37)$$

Donde:

$A_{tubo}$ : Área de los tubos del serpentín (m<sup>2</sup>)

$m$ : Caudal volumétrico de agua (m<sup>3</sup>/s)

$v$ : Velocidad típica del refrigerante (0,3 m/s) [McCabe, 1999]

Otra característica es el diámetro del tubo del serpentín el cual se calcula mediante la ecuación (38).

$$D_{tubo} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{tubo}}{\pi}} \quad (38)$$

Donde:

$D_{tubo}$  : Diámetro de los tubos del serpentín (m)

$A_{tubo}$  : Área de los tubos del serpentín (m<sup>2</sup>)

Con el área del serpentín y el diámetro de los tubos se calcula la longitud del serpentín a partir de la ecuación (39).

$$L = \frac{A_s}{D_{tubo} \cdot \pi} \quad (39)$$

Donde:

$L$ : Longitud del serpentín (m)

$A_s$ : Área del serpentín (m<sup>2</sup>)

$D_{tubo}$  : Diámetro de los tubos del serpentín (m)

En la tabla 11.27 se pueden ver las características del serpentín para cada uno de los tanques de almacenamiento.

**Tabla 11.27.** Características del serpentín para cada uno de los tanques.

Tanque	Sustancia	$A_{tubo}$ (m <sup>2</sup> )	$D_{tubo}$ (m)	L (m)
T101 T102	Acetaldehído	0,001754	0,04	350,70
T103 T104	Ácido cianhídrico	0,003270	0,05	214,04
T401 T402	Ácido láctico	0,004994	0,06	191,45



## 11.5. ZONA 200

### 11.5.1. Reactores R200

El R200 es el conjunto de equipos que se encargan de la producción en batch de lactonitrilo. Esta reacción es altamente exotérmica por lo que el diseño del reactor se ha basado en el tiempo que el sistema de refrigeración es capaz de absorber y no en el tiempo de reacción, como se produce generalmente.

#### 11.5.1.1. Reactor

El diseño en sí del reactor se ha basado en el volumen total de reactivos que se han de introducir teniendo en cuenta una capacidad máxima del 75%. La tabla 11.28 resume estos volúmenes.

**Tabla 11.28.** Resumen de volúmenes de reactivos útiles y volumen de R200.

Especificación	Volumen m <sup>3</sup>
Solución acetaldehído	4,71
Solución cianhídrico	3,55
Solución sulfúrico	0,01
Solución hidróxido sódico	0,01
Total	8,28

Por lo tanto, con el volumen de seguridad del 75% y aproximando a un valor entero, se obtiene 12 m<sup>3</sup> por reactor.

Una vez obtenido el valor de volumen de cada reactor (homólogos) se puede definir la altura del reactor con la ecuación (38) teniendo en cuenta la ecuación (39) la cual define una relación estándar entre la longitud y el diámetro.

$$V = \pi \cdot \phi^2 \cdot h \quad (38)$$

$$h = 1,5 \cdot \phi \quad (39)$$

Donde:

$V$ : Volumen reactor ( $m^3$ )

$\phi$ : Diámetro (m)

$h$ : Altura (m)

El R200 se basa en un cilindro con un fondo toriesférico para evitar posibles zonas muertas y facilitar el vacío del reactor. La superficie de contacto de la solución con estas zonas es el área de intercambio de calor con el sistema de refrigeración. Por lo tanto, el área de contacto se calcula con la ecuación (40) y la ecuación (41) basándose en altura que ocupa la solución. La altura de la solución se calcula con la ecuación (2) conociendo que el valor de volumen y diámetro ya han sido fijados.

$$A_{cilindro} = \pi \cdot \phi \cdot h \quad (40)$$

$$A_{fondo \ toriesférico} = \frac{\pi}{4} \cdot \phi^2 \cdot 1,25 \quad (41)$$

Donde:

$A_{cilindro}$  : Área de intercambio de calor ( $m^2$ )

$A_{fondo \ toriesférico}$  : Área de intercambio de calor ( $m^2$ )

El valor total de área ( $A_{total}$ ) de intercambio de calor es la suma de las áreas anteriores según la ecuación (42). En la tabla 11.29 se muestra los resultados de estos cálculos.

$$A_{total} = A_{fondo \ toriesférico} + A_{cilindro} \quad (42)$$

**Tabla 11.29.** Resultados de caracterización del R200.

	Calculado	Real (aproximación)
Volumen m <sup>3</sup>	10,35	12
Longitud m	2,05	2
Diámetro m	1,37	1,37
Altura solución m	1,81	1,8
Área cilindro m <sup>2</sup>	7,72	7,72
Área fondo toriesférico m <sup>2</sup>	1,34	1,34
Área total		9,06

### 11.5.1.2. Sistema de intercambio de calor

El R200 se basa en un sistema de intercambio de calor de media caña donde la superficie del reactor representa el área de intercambio. El sistema de refrigeración ha de permitir absorber el calor generado por la reacción y asegurar una temperatura de 10°C en su interior.

El calor generado por la reacción procede mayoritariamente del cianhídrico, por lo tanto, según la ecuación (43), se determina el calor total generado por la reacción.

$$Q = m_{HCN} \cdot \Delta H_r^o \quad (43)$$

Donde:

$Q$ : Calor generado por la reacción (kcal)

$m_{HCN}$ : Ácido cianhídrico reaccionantes (kmoles)

$\Delta H_r^o$ : Entalpía de reacción (kcal/kmol)

Si el valor de ácido cianhídrico corresponde a 82,47 kmoles y la entalpía de reacción es de -3824 kcal/kmol, se desprende un calor total de -315.365 kcal en la realización de la reacción. El sistema de refrigeración puede absorber cierta cantidad de calor en un determinado tiempo. Este calor se define según la ecuación (44).

$$Q_r = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml} \quad (44)$$

Donde:

$Q_r$ : Calor absorbido por el sistema de refrigeración en un determinado espacio de tiempo (kcal/h)

$U$ : Coeficiente global de transferencia de calor (Kcal/h·m<sup>2</sup>·K) [KERN, 199]

$A$ : Área total de transmisión del reactor (m<sup>2</sup>)

$\Delta T_{ml}$ : Mediana logarítmica (K) según ecuación (45).

$$\Delta T_{ml} = \frac{T_{r2} - T_{r1}}{\ln\left(\frac{T_{r2}}{T_{r1}}\right)} \quad (45)$$

Donde:

$T_{r2}$ : Temperatura de salida de refrigerante (K)

$T_{r1}$ : Temperatura de entrada de refrigerante (K)

Los valores de estos términos y los resultados de la aplicación de estas ecuaciones se muestran en la tabla 11.30.

**Tabla 11.30.** Características del circuito de refrigeración

Características del sistema refrigerante	Valor
$T_{r1}$	273
$T_{r2}$	278
$\Delta T$	5
$\Delta T_{ml}$	275,5
$U$	29,36
$A$	9,06
$Q$	73303,6

El diseño del R200 se basa en el tiempo que el sistema de refrigeración puede absorber el calor total generado por la reacción. Por lo tanto, el tiempo de reacción se basa en las características operacionales y se determina mediante el cociente del calor total y el calor

que se puede absorber, según la ecuación (46). En este caso, el cociente de estos dos valores da un tiempo de reacción de 4,3 horas.

$$t_r = \frac{Q}{Q_r} \quad (46)$$

Donde:

$t_r$ : Tiempo de reacción (h)

Las necesidades de agua glicolada para la refrigeración del R200 viene definido según la ecuación (48).

$$Q_r = m_r \cdot C_p \cdot \Delta T \quad (48)$$

Donde:

$m_r$ : Necesidad de agua glicolada (kmol/h)

$C_p$ : Calor específico (Kcal/kmol·K)

$\Delta T$ : Diferencia de temperatura entre la entrada y salida del fluido refrigerante (K)

Teniendo en cuenta que la refrigeración se produce durante 4,3 horas y los parámetros anteriores, se obtiene una necesidad de refrigerante de 0,084 m<sup>3</sup>/h por reactor.

## 11.5.2. Destilación R200

### 11.5.2.1. Cálculo de la volatilidad relativa y rendimiento de la destilación

Debido a la naturaleza de los productos, hace falta construir el diagrama de equilibrio entre las distintas sustancias y calcular su volatilidad relativa, concretamente entre el ácido cianhídrico y el lactonitrilo, haciendo así la suposición de que en el reactor solo existen estas dos sustancias.

Esta suposición se realiza debido a que son los dos compuestos con mayor presencia másica y molar de la mezcla. Aunque en el diseño también se tiene en cuenta las características del acetaldehído, ya que este también debe ser destilado.

Para calcular la volatilidad relativa usamos las ecuaciones de Antoine correspondientes (tabla 11.31) para obtener la presión de vapor de cada producto a una temperatura de 294 K en las cantidades que se encuentran en el reactor.

**Tabla 11.31.** Ecuaciones de Antoine. [J.A. Dean, 1992], [Vincoli,1997].

Nombre	Ecuación Antoine	Constantes			log P	P	P(atm)
		a	b	C			
Acetaldehído	$\log P(\text{mmHg}) = A - B / (C+T)(^{\circ}\text{C})$	7,52823	1329,49	260,417	2,80	636,73	0,83
HCN	$\log P(\text{mmHg}) = A - B / (C+T)(^{\circ}\text{C})$	8,00552	1600,017	291,809	2,89	777,18	1,02
Lactonitrilo	$\log P(\text{kPa}) = A - B / (C+T)(^{\circ}\text{K})$	8,49694	3436,188	34,984	-1,94	0,011	0,0001

La volatilidad relativa entre el ácido cianhídrico y el lactonitrilo se consigue mediante la ecuación (49), procedente de la Ley de Raoult, y usando las presiones de vapor obtenidas con la ecuación de Antoine anteriores.

$$\alpha = \frac{\chi_a P_b}{\chi_b P_a} \quad (49)$$

Donde:

$\alpha$  : Volatilidad relativa.

$\chi_a$  : Fracción molar de ácido cianhídrico.

$\chi_b$  : Fracción molar de Lactonitrilo.

$P_a$  : Presión de vapor de ácido cianhídrico (atm).

$P_b$  : Presión de vapor de Lactonitrilo (atm).

En este caso los valores de los parámetros son:

$$\chi_a = 0,087$$

$$\chi_b = 0,913$$

$$P_a = 1,02 \text{ atm}$$

$$P_b = 0,0001 \text{ atm}$$

Aplicando la ecuación (49):

$$\alpha = \frac{\chi_a P_b}{\chi_b P_a} = \frac{0,087 \times 0,0001 \text{ atm}}{0,913 \times 1,02 \text{ atm}} = 96836 \quad (49)$$

Este valor es muy elevado, sobre todo si se compara con volatilidades relativas más comunes, que suelen encontrarse en valores por debajo de diez. Esto se debe a la gran diferencia entre las presiones de vapor de las dos sustancias a esta temperatura, y a que las fracciones molares también son muy distintas entre sí, sobre todo la concentración de ácido cianhídrico, que es muy baja. Debido a estos valores tan extremos es imposible construir un diagrama de equilibrio ni calcular el valor final de las corrientes utilizando el método de iteración típico para estos casos\*, ya que nunca se obtienen valores coherentes.

Debido a esto, se considera que existe un valor máximo que puede alcanzar la volatilidad relativa ya que a partir de ese valor el rendimiento de la separación ya excede del 100%.

Por lo tanto, y delante de la imposibilidad de aplicar la iteración para calcular los valores finales de composición, pero suponiendo que la volatilidad relativa es la máxima posible, podemos esperar que el vapor obtenido contenga el 100% del ácido cianhídrico y el acetaldehído presentes en el calderín. Además, si se supone una buena homogenización del tanque y sumado al uso de vacío, el rendimiento de la operación está asegurado.

Por lo tanto, haciendo esta suposición la composición y el caudal a la salida del destilador serán los que se expresan en el apartado 2.2.1 de balances.

\* El método de iteración para calcular las composiciones de salida en destilaciones simples se basa en el uso de la ecuación de balance para el componente más volátil, tal como se muestra a continuación con este ejemplo:

Balance global:

$$A = Af + D$$

Balance para el componente más volátil:

$$A \times X_a = A_f \times X_{af} + D \times X_d$$

Donde:

A: Caudal molar total

A<sub>f</sub>: Caudal molar final en el calderín

D: Caudal molar destilado

X<sub>a</sub>: Fracción molar componente más volátil

X<sub>af</sub>: Fracción molar C.M.V. final calderín

X<sub>d</sub>: Fracción molar C.M.V. destilado

Aislando la ecuación anterior y aplicando la volatilidad relativa obtenemos la siguiente ecuación:

$$A_f = \frac{A}{\left[ \frac{X_a}{X_{af}} \left( \frac{(1 - X_{af})}{(1 - X_a)} \right)^\alpha \right]^{\frac{1}{(\alpha-1)}}$$

Para resolver esta ecuación se fijan los valores A, X<sub>a</sub>, X<sub>d</sub>, y α (volatilidad relativa), y se supone una X<sub>af</sub> inferior siempre a X<sub>a</sub>. Se calcula y se obtiene un valor para A<sub>f</sub>, con este, y mediante la ecuación del balance final se obtiene el valor de D. A continuación se comprueba mediante la ecuación del balance para el componente más volátil si el valor de X<sub>af</sub> usado coincide con el valor supuesto. Esta operación se repite hasta alcanzar un valor si no igual, similar entre la X<sub>af</sub> supuesta y la calculada.

### 11.5.2.2. Cálculo de la necesidad de calor y tiempo de destilación

Al tratarse de una destilación discontinua, la velocidad y la durada de la destilación marca el aporte de energía que se le proporciona a la mezcla.

Esta energía se aporta para proporcionar el calor latente para la evaporación.

La necesidad de calor se calcula según:



$$Q = (\Sigma(M \cdot Cp) \cdot \Delta T) + M_a \lambda_a + M_b \lambda_b \quad (50)$$

Donde:

Q: Calor (Kcal).

M: Moles de cada componente en el reactor (Kmol).

Cp: Capacidad calorífica de cada componente (kcal/kmol·K).

$\Delta T$ : Incremento de la temperatura que se alcanzar (K).

$M_a$  : Moles de acetaldehído (Kmol).

$\lambda_a$  : Calor latente acetaldehído (kcal/kmol).

$M_b$  : Moles de ácido cianhídrico (Kmol).

$\lambda_b$  : Calor latente ácido cianhídrico (kcal/kmol).

En la tabla 11.32 se muestran los valores de la capacidad calorífica molar de los compuestos.

**Tabla 11.32.** Valores de la capacidad calorífica molar.

Compuesto	M (kmol)	Cp (kcal/kmol·K)	M · Cp (kcal/K)
Acetaldehído	0,99	21,27	21,05
Ácido cianhídrico	9,24	7,53	69,57
Lactonitrilo	81,48	6,64	541,12
Agua	7,7	17,99	138,57
Ácido sulfúrico	0,08	33,2	2,65
Hidróxido sódico	0,04	14,22	0,56

$$\Sigma(M \cdot Cp) = 773,56 \text{ Kcal/K}$$

$$\Delta T = (T_{inicial} - T_{final}) = (293 - 294) = 1 \text{ K}$$

$$M_a = 0,009 \text{ Kmol}$$

$$\lambda_a = 6094,5 \text{ Kcal/Kmol}$$

$$M_b = 9,24 \text{ Kmol}$$

$$\lambda_b = 5544,8 \text{ Kcal/Kmol}$$

Aplicando los valores anteriores a la ecuación (50) obtenemos que la energía necesaria para calentar un grado la mezcla y realizar la evaporación sea de 52556 Kcal.

$$Q = \left( 773,56 \frac{\text{Kcal}}{\text{K}} \cdot 1\text{K} \right) + \left( 0,009\text{Kmol} \times \frac{6094,5\text{Kcal}}{\text{Kmol}} \right) + 9,24\text{Kmol} \times \frac{5544,8\text{Kcal}}{\text{Kmol}} = 52556 \text{ Kcal} \quad (50)$$

La transferencia de calor entre la corriente de vapor y la mezcla se define según la ecuación (51):

$$Q_t = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml} \quad (51)$$

Donde:

$Q_t$ : Calor transferido (Kcal).

$U$ : Coeficiente global de transferencia de calor (Kcal /h·m<sup>2</sup>·K).

$A$ : Área total de transferencia (m<sup>2</sup>).

$\Delta T_{ml}$ : Temperatura media logarítmica del vapor (K).

Los valores correspondientes en este caso son:

$U=33,56 \text{ Kcal /h}\cdot\text{m}^2\cdot\text{K}$

$A=9,06 \text{ m}^2$

$$\Delta T_{ml} = \frac{T_1 - T_2}{\ln\left(\frac{T_1}{T_2}\right)} = \frac{377 - 383}{\ln\left(\frac{377}{383}\right)} = 379,99 \text{ K}$$

Aplicando dichos valores a la ecuación (51) obtenemos que la transferencia de calor del sistema es de 115562,79 kcal.

El caudal de vapor necesario para transferir esta energía se calcula según la ecuación (52):

$$Q_v = (m_v \cdot C_{p_v} \cdot \Delta T_v) \quad (52)$$

Donde:

$Q_v$ : Calor transferido por el vapor (kcal/h).

$m_v$ : Caudal de vapor (kmol/h).

$C_{p_v}$ : Capacidad calorífica del vapor (kcal/kmol·K)

$\Delta T_v$ : Incremento de temperatura del vapor (K).

Sustituyendo los siguientes valores en la ecuación (52) obtenemos que el caudal de vapor necesario es de 2398,56 kmol/h:

$$Q_v = 115562,79 \text{ kcal/h}$$

$$C_{p_v} = 8,03 \text{ kcal/kmol} \cdot K$$

$$\Delta T_v = T_1 - T_2 = 383 - 377 = -6 K$$

### 11.5.2.3. Tiempo de destilación

Por lo tanto, el tiempo que tardamos en proporcionar todo el calor necesario se calcula según la ecuación (53):

$$t = \frac{Q}{Q_v} = \frac{52556 \text{ Kcal}}{115562,79 \text{ Kcal/h}} = 0,45 \text{ h} \quad (53)$$

El tiempo total de destilación es la suma del tiempo para proporcionar el calor más el tiempo de vaciado y llenado de la camisa ( $t_{ll}$ ), que se aproxima a 30 minutos según la ecuación (54). Por lo tanto se supone un tiempo de operación total de 30 minutos:

$$t_{total} = t + t_{ll} = 0,45h + 0,05h = 0,5h \quad (54)$$

### 11.5.3. Condensador R200

El conjunto de intercambiadores C200 encargados de la condensación del acetaldehído se basa en un intercambiador de doble tubo a contracorriente. El diseño del condensador se realiza mediante la iteración de un conjunto de pasos.

#### 11.5.3.1. Balance térmico

El diseño de este equipo se inicia con el cálculo del calor necesario para la condensación del acetaldehído mezclado con ácido cianhídrico mediante la ecuación (55).

$$q = m \cdot C_p \cdot \Delta T \quad (55)$$

Donde:

$m$ : Caudal másico gaseoso de entrada al condensador (kg/s)

$C_p$ : Calor específico (kcal/kg·K)

$\Delta T$ : Diferencial de temperatura (K)

$q$ : Calor necesario (Kcal/s)

Los datos utilizados en la ecuación (55) y el resultado de esta se resumen en la tabla 11.33.

**Tabla 11.33.** Tabla de valores y resultados de la ecuación (55).

Parámetro	Valor
Caudal total (kg/s)	0,16
$C_p$ (kcal/kg·K)	0,31
T1 (K)	294
T2 (K)	288
T (K)	6
Q (kcal/s)	0,12

## 11.5.4. Temperatura media logarítmica

### 11.5.4.1. Selección del tipo de circulación

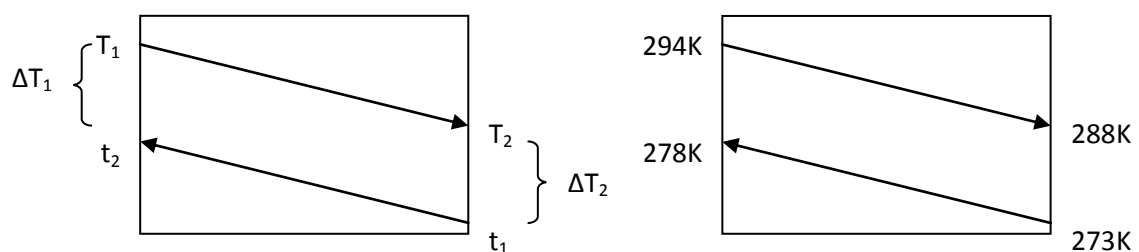
La temperatura media logarítmica ( $\Delta T_{ml}$ ) depende del tipo de circulación del fluido interior respecto al fluido que circula por el exterior. Se pueden definir dos tipos de circulación:

- Circulación en paralelo
- Circulación a contracorriente

En el caso de los condensadores R200 se ha elegido circulación en contracorriente ya que favorece la transmisión de calor respecto a una circulación en paralelo. Se obtiene una temperatura media logarítmica más elevada, reduciendo el área necesaria de transmisión de calor.

### 11.5.4.2. Cálculo

La circulación en contracorriente con las temperaturas de diseño del C200 se esquematiza según la figura 20.



**Figura 11.20.** Ilustración del sistema C200 con circulación a contracorriente y las temperaturas de diseño.

Una vez definido el sistema se aplica la ecuación (56) con los valores de la figura 11.20 y se obtiene el valor de 15,49 K de temperatura media logarítmica.

$$\Delta T_{ml} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)} \quad (56)$$

#### 11.5.4.3. Selección del intercambiador

El condensador se basa en un intercambiador simple de doble tubo ya que el área necesaria es inferior a 20 m<sup>2</sup>, tal y como se muestra más adelante. Para especificar este equipo se tienen que realizar un seguido de suposiciones, cálculos y especificaciones.

#### 11.5.4.4. Suposición del coeficiente global inicial

El coeficiente global (U) parte de un valor inicial obtenido a partir de datos bibliográficos en función del fluido que circula. En este caso se ha hallado un rango de 25-250 W/m<sup>2</sup>·°C [KERN, 1999], y seleccionado un valor intermedio de 100 W/m<sup>2</sup>·°C.

#### 11.5.4.5. Cálculo del área total de transferencia

El área total de transferencia (A) viene determinada por la ecuación (57), aislando este parámetro y sustituyendo los demás por los anteriormente definidos. La tabla 11.34 resume los valores y el resultado de la ecuación (57).

$$q = A \cdot U \cdot \Delta T_{ml} \quad (57)$$

Donde:

$q$ : Calor transferido (W)

$A$ : Área total de transferencia (m<sup>2</sup>)

$U$ : Coeficiente global (W/m<sup>2</sup>·K)

$\Delta T_{ml}$ : Temperatura media logarítmica (K)

**Tabla 11.34.** Resumen de valores y resultados obtenidos de la ecuación (57).

Parámetro	Valor
$q$ W	517,59
$\Delta T_{ML}$	15,49
$U$ W/m <sup>2</sup> ·K	8,39
$A$ m <sup>2</sup>	4,49

11.5.4.6. Selección de las características

Los diámetros estándar de tes y cabezales de retorno para intercambiadores de doble tubo se describen en la tabla 3, donde se selecciona las medidas de 2" y 3" para interior y exterior respectivamente.

**Tabla 11.35.** Diámetros estándar. [KERN, 1999]

Tubo exterior (Pulgadas)	Tubo interior (Pulgadas)
2	1 ¼
2 ½	1 ¼
3	2
4	3

Las características de los tubos concéntricos del condensador se resumen en la tabla 11.35 para el tubo interior por el cual fluye el refrigerante, y en la tabla 11.36 para el exterior por el cual circula la mezcla gaseosa.

**Tabla 11.35.** Características del tubo interior.

Parámetro	Valor (m)
Diámetro interior ( $D_i$ )	0,047
Diámetro exterior ( $D_e$ )	0,051
Espesor ( $\Delta x$ )	0,002

**Tabla 11.36.** Características del tubo exterior.

Parámetro	Valor (m)
$D_i$	0,066
$D_e$	0,07
$\Delta x$	0,002

#### 11.5.4.7. Cálculo de longitud

La longitud total necesaria viene definida por las características de los tubos del condensador y el área de transferencia necesaria según la ecuación (58) obteniendo un valor de 28 m totales.

$$A = \pi \cdot D_e \cdot L \quad (58)$$

Donde:

$A$ : Área de transferencia (m<sup>2</sup>)

$D_e$ : Diámetro exterior del tubo interior (m)

$L$ : Longitud total de transferencia (m)

Los intercambiadores de doble tubo generalmente se ensamblan en longitudes efectivas ( $L_e$ ) de 4, 5 y 6 metros. La longitud efectiva es la distancia en cada rama sobre la que ocurre transferencia de calor y excluye la prolongación del tubo interior después de la sección de intercambio. Cuando las horquillas se emplean en longitudes mayores de 6 m correspondientes, por ejemplo, a 8 m lineales efectivos o más de doble tubo, el tubo interior se vence tocando el tubo exterior, por lo que hay una mala distribución del fluido en el ánulo. La principal desventaja en el uso de los intercambiadores de doble tubo es la pequeña superficie de transferencia de calor contenida en una horquilla simple. Cuando se usa con equipo de destilación en un proceso industrial, se requiere gran número de ellos. Esto requiere considerable espacio, y cada intercambiador de doble tubo introduce no menos de 14 puntos en donde pueden ocurrir fugas. El tiempo y gastos requeridos para desmantelarlos y hacerles limpieza periódica son prohibitivos comparados con otros tipos de



equipo. Sin embargo, los intercambiadores de doble tubo encuentran su mayor uso en donde la superficie total de transferencia requerida es pequeña.

Una longitud efectiva más elevada supone menos número de ramas, menos posibles puntos de fugas y un coste más reducido en compra del equipo. Por lo tanto, se la decidido una longitud efectiva de 6 metros que define un número de cinco ramas a partir de la ecuación (59).

$$N^{\circ} \text{ ramas} = \frac{L}{L_e} \quad (59)$$

#### 11.5.4.8. Coeficiente de película

Se pueden definir dos coeficientes de películas respectivas a las dos áreas de paso de fluido: el tubo interior y el ánulo.

- Coeficiente de película tubo interior

El coeficiente de película ( $h_i$ ) para el tubo interior por el cual fluye el fluido refrigerante se determina a partir de la ecuación (60).

$$\frac{h_i \cdot D_e}{k} = 0,027 \cdot \left(\frac{D_e \cdot G}{\mu}\right)^{0,8} \cdot \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14} \quad (60)$$

Donde:

$h_i$ : Coeficiente de película para tubo interior (Kcal/m<sup>2</sup>·K)

$D_e$ : Diámetro exterior del tubo interior (m)

$k$ : Conductividad térmica (Kcal/s·m·K)

$G$ : Caudal másico por unidad de área (kg/m<sup>2</sup>·s). Ecuación (7)

$C_p$ : Calor específico (Kcal/ kg·K)

$\mu$ : Viscosidad del fluido (kg/m<sup>2</sup>·s)

$\mu_w$ : Viscosidad del fluido en la pared del tubo (kg/m<sup>2</sup>·s)

Se considera la viscosidad en el centro del fluido y en la pared del tubo igual.

El valor del caudal másico por unidad de área se obtiene a partir del producto del caudal másico ( $m$ ) de la solución refrigerante y el área de transferencia ( $A$ ), según la ecuación (61).

$$G = \frac{m}{A} \quad (61)$$

La ecuación (60) tiene una desviación media máxima de aproximadamente + 15 y - 10% para números de Reynolds superiores a 10.000. Para confirmar que la ecuación (60) se puede aplicar y es válida para el sistema se determina el valor de Reynolds ( $Re$ ) a partir de la ecuación (62) confirmando un valor de Reynolds superior.

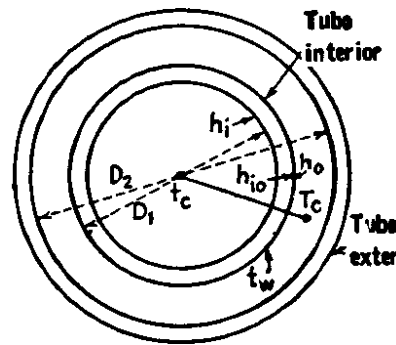
$$Re = \frac{De \cdot G}{\mu} \quad (62)$$

- Coeficiente de película en ánulo

La mezcla gaseosa de acetaldehído y ácido cianhídrico circulan por el tubo exterior. Cuando un fluido circula por un conducto que tiene sección diferente a la circular, tal como un ánulo en este caso, es conveniente expresar los coeficientes de transferencia de calor y factores de fricción mediante los mismos tipos de ecuación y curvas usadas para tuberías y tubos. Para permitir este tipo de representación para la transferencia de calor en los ánulos, se ha encontrado ventajoso emplear un diámetro equivalente ( $Dq$ ). El diámetro equivalente es cuatro veces el radio hidráulico, y el radio hidráulico es, a su vez, el radio de un tubo equivalente a la sección del anulo. El radio hidráulico se obtiene como la razón del área de flujo al perímetro húmedo. Por lo tanto, se puede definir el diámetro equivalente según la ecuación (63).

$$Dq = \frac{D_2^2 - D_1^2}{D_1} \quad (63)$$

Los parámetros de diámetro de la ecuación (63) se determinan en metros y se pueden definir las variables según la figura 11.21.



**Figura 11.21.** Diámetros de ánulos y localización de coeficientes. [KERN, 1999]

Una vez determinado el diámetro equivalente se procede al cálculo del coeficiente de película ( $h_o$ ) según la ecuación (60).

En intercambiadores de doble tubo es costumbre usar la superficie exterior del tubo interior como la superficie de referencia en la ecuación (57), y puesto que el coeficiente del interior ( $h_i$ ) se ha determinado para el área interior y no para área, debe ser corregida. El coeficiente interior referido al área exterior ( $h_{io}$ ) se define por la ecuación (64).

$$h_{io} = h_i \cdot \frac{D_i}{D_e} \quad (64)$$

Donde:

$D_i$ : Diámetro interior del tubo interior (m)

$D_e$ : Diámetro exterior de tubo interior (m).

#### 11.5.4.9. Factores de obstrucción

Los coeficientes totales de transferencia de calor requeridos para cumplir con las condiciones de proceso, deben ser determinados por la ecuación de Fourier cuando la superficie ( $A$ ) es conocida y el calor ( $q$ ) y la media logarítmica de temperatura ( $\Delta T_{ml}$ ) se calculan a partir de las condiciones de proceso. Entonces  $U = Q/A \cdot \Delta T_{ml}$ . Sin embargo, en este caso la superficie no se conoce, el coeficiente total de transferencia limpio ( $U_c$ ) puede

obtenerse independientemente de la ecuación de Fourier mediante los dos coeficientes de película. Despreciando la resistencia de la pared del tubo según la ecuación (65).

$$\frac{1}{U_c} = R_{io} + R_o = \frac{1}{h_{io}} + \frac{1}{h_o} \quad (65)$$

Supóngase que el C200 se limpia una vez al año, por lo tanto, en la expresión (57) se aplica el valor del coeficiente total de lodos ( $U_d$ ) definido por la ecuación (66).

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{U_c} + R_{di} + R_{de} \quad (66)$$

Donde:

$R_{di}$ : Factor de obstrucción. Dato bibliográfico.  $R_{di} = 0,001$  [KERN, 1999]

$R_{de}$ : Factor de obstrucción. Dato bibliográfico.  $R_{de} = 0,002$  [KERN, 1999]

#### 11.5.4.10. Pérdidas de presión

Se pueden definir dos pérdidas de presión respectivas a las dos áreas de paso de fluido: el tubo interior y el ánulo, aunque el cálculo es homólogo en los dos casos.

La pérdida de presión expresada en metros de líquido ( $\Delta F$ ) se define a partir de la ecuación (67) en los dos casos.

$$\Delta F = \frac{4 \cdot f \cdot G^2 \cdot L}{2 \cdot g \cdot \rho^2 \cdot D} \quad (67)$$

Donde:

$G$ : Caudal másico por unidad de área ( $\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$ ). Ecuación (61)

$L$ : Longitud total de transferencia (m)

$g$ : Aceleración de la gravedad ( $\text{m}/\text{s}^2$ )

$\rho$ : Densidad ( $\text{kg}/\text{m}^3$ )

$D$ : Diámetro interior (m)

$f$ : Factor de fricción (Adimensional). (Figura 11.22)

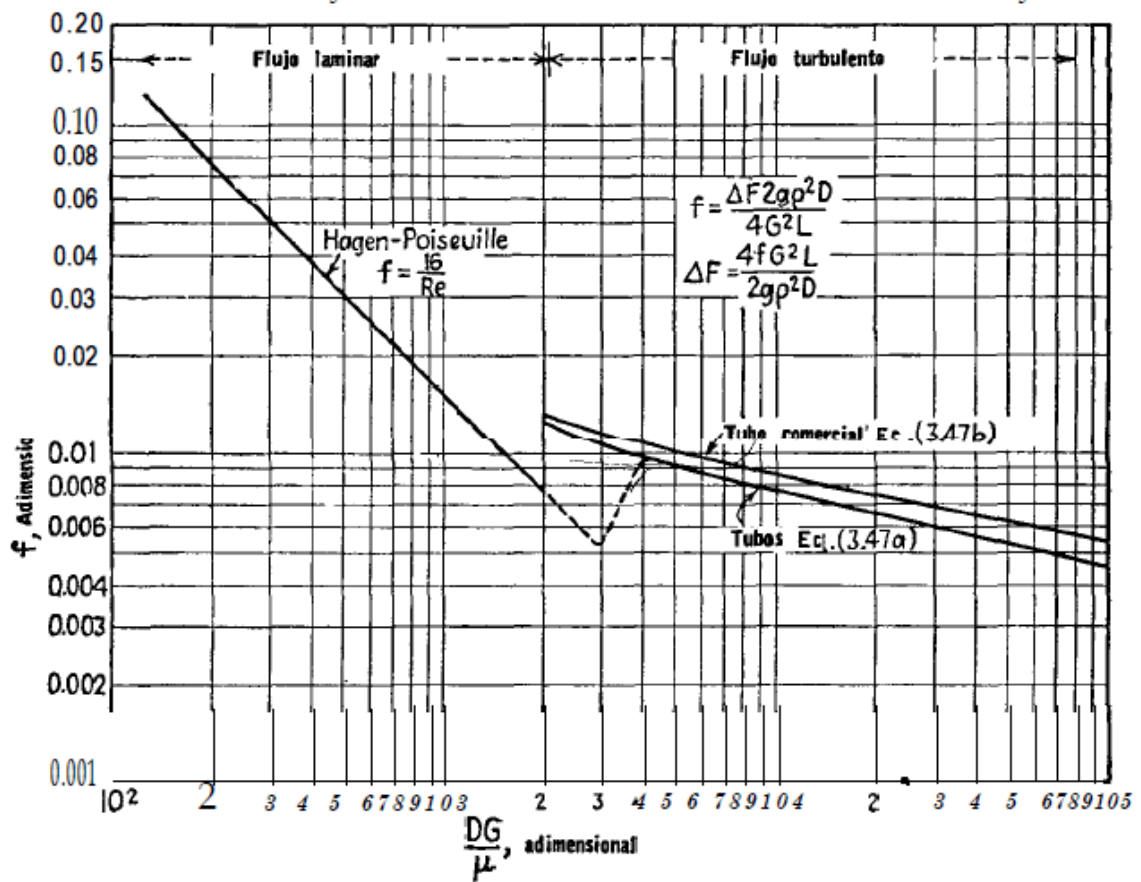


Figura 11.22. Factores de fricción (f) para flujos en tuberías y tubos. [KERN, 1999]

Para obtener las pérdidas de presión expresadas en kg/m<sup>2</sup> se aplica la ecuación (68).

$$\Delta P = \frac{\Delta F}{\rho} \quad (68)$$

Los resultados de todos estos cálculos se muestran en la hoja de especificación del C200 en el apartado 3 de Diseño de equipos.

## 11.6. Zona 300

El R300 es el conjunto de equipos que se encargan de la producción en batch de ácido láctico y, posteriormente, la cristalización una vez acabada la reacción.

### 11.6.1. Reactor R300

El diseño en sí del reactor se ha basado en el volumen total de reactivos que se han de introducir teniendo en cuenta una capacidad máxima del 75% en dos reactores en producción del 50%. La tabla 11.37 resume estos volúmenes.

**Tabla 11.37.** Resumen de volúmenes de reactivos útiles y volumen de R300.

Especificación	Volumen m <sup>3</sup>
Solución lactonitrilo	6,35
Agua	2,23
Solución sulfúrico	2,98
Total	11,86

Por lo tanto, con el volumen de seguridad del 75% y aproximando a un valor entero, se obtiene 15 m<sup>3</sup> por reactor.

Una vez obtenido el valor de volumen de cada reactor (homólogos entre ellos) se puede definir la altura del reactor con la ecuación (69) teniendo en cuenta la ecuación (70) la cual define una relación estándar entre la longitud y el diámetro.

$$V = \pi \cdot \phi^2 \cdot h \quad (69)$$

$$h = 1,5 \cdot \phi \quad (70)$$

Donde:

$V$ : Volumen reactor (m<sup>3</sup>)

$\phi$ : Diámetro (m)

$h$ : Altura (m)

El R300 se basa en un cilindro con un fondo toriesférico para evitar posibles zonas muertas y facilitar el vacío del reactor. La superficie de contacto de la solución con estas zonas es el área de intercambio de calor con el sistema de refrigeración. Por lo tanto, el área de contacto se calcula con la ecuación (71) y la ecuación (72) basándose en la altura que ocupa la solución. La altura de la solución se calcula con la ecuación (70) conociendo que el valor de volumen y diámetro ya han sido fijados.

$$A_{cilindro} = \pi \cdot \phi \cdot h \quad (71)$$

$$A_{fondo \ toriesférico} = \frac{\pi}{4} \cdot \phi^2 \cdot 1,25 \quad (72)$$

Donde:

$A_{cilindro}$  : Área de intercambio de calor (m<sup>2</sup>)

$A_{fondo \ toriesférico}$  : Área de intercambio de calor (m<sup>2</sup>)

El valor total de área (  $A_{total}$  ) de intercambio de calor es la suma de las áreas anteriores según la ecuación (73). En la tabla 11.38 se muestra los resultados de estos cálculos.

$$A_{total} = A_{fondo \ toriesférico} + A_{cilindro} \quad (73)$$

**Tabla 11.38.** Resultados de caracterización del R300.

Diseño reactor	Calculado	Real (aproximación)
Volumen m <sup>3</sup>	14,825	15
Longitud m	2,21	2,3
Diámetro m	1,53	1,53
Altura solución m	2,04	2,04
Área cilindro m <sup>2</sup>	9,83	9,83
Área fondo toriesférico m <sup>2</sup>	1,51	1,51
Área total m <sup>2</sup>		11,33

### 11.6.1.1. Diseño del sistema de intercambio

El R300 se basa en un sistema de intercambio de calor de media caña donde la superficie del reactor representa el área de intercambio. El sistema de calefacción tiene que permitir la transferencia de calor y asegurar una temperatura de 100°C en su interior.

El calor que tiene que ser suministrado se determina mediante el balance energético del sistema isoterma y está descrito según la ecuación (74).

$$Q = \sum_{j=1}^s n_{j1} \cdot Cp_1 \cdot (T_2 - T_1) - \frac{n_{k1}}{v_k} \cdot X_k \cdot \Delta H_0^0 - \frac{n_{k1}}{v_k} \cdot X_k \cdot \overline{\Delta Cp} \cdot (T_2 - T_1) \quad (74)$$

Donde:

$Q$ : Calor generado por la reacción (kcal)

$n_{j1}$ : Cantidad de compuesto j (kmoles)

$Cp_1$ : Capacidad calorífica del compuesto j (

$\Delta H_r^0$ : Entalpía de reacción (kcal/kmol)

Teniendo en cuenta que la entalpía de reacción es de 12.099 kJ/kmol, se desprende un calor total de 63.969 kcal en la realización de la reacción. El sistema de refrigeración puede absorber cierta cantidad de calor en un determinado tiempo. Este calor se define según la ecuación (75).

$$Q_v = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml} \quad (75)$$

Donde:

$Q_v$ : Calor absorbido por el sistema de calefacción en un determinado espacio de tiempo (kcal/h)

$U$ : Coeficiente global de transferencia de calor (kcal/h·m<sup>2</sup>·K) [KERN, 1999]

$A$ : Área total de transmisión del reactor (m<sup>2</sup>)

$\Delta T_{ml}$ : Mediana logarítmica (K) según ecuación (76).



$$\Delta T_{ml} = \frac{T_{v2} - T_{v1}}{\ln\left(\frac{T_{v2}}{T_{v1}}\right)} \quad (76)$$

Donde:

$T_{v2}$ : Temperatura de salida de vapor (K)

$T_{v1}$ : Temperatura de entrada de vapor (K)

Los valores de estos términos y los resultados de la aplicación de estas ecuaciones se muestran en la tabla 11.39.

**Tabla 11.39.** Características del circuito de refrigeración.

Características del sistema refrigerante	Valor
$T_{v1}$	393
$T_{v2}$	389
$\Delta T$	4
$\Delta T_{ml}$	113
$U$	344
$A$	11,33
$Q$	429.200

El diseño del R300 se basa en el tiempo que el sistema de refrigeración puede absorber el calor total generado por la reacción. Por lo tanto, el tiempo de reacción se basa en las características operacionales y se determina mediante el cociente de el calor total y el calor que se puede absorber, según a ecuación (77). En este caso, el cociente de estos dos valores da un tiempo de reacción de 1,45 horas.

$$t_r = \frac{Q}{Q_v} \quad (77)$$

Donde:

$t_r$ : Tiempo de reacción (h)

Las necesidades de agua glicolada para la refrigeración del R300 viene definido según la ecuación (78).

$$Q_c = m_v \cdot C_p \cdot \Delta T \quad (78)$$

Donde:

$m_v$ : Necesidad de vapor (kmol/h)

$C_p$ : Calor específico (kcal/kmol·K)

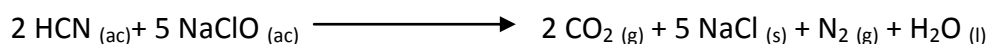
$\Delta T$ : Diferencia de temperatura entre la entrada y salida del vapor (K)

Teniendo en cuenta que la calefacción se produce durante 1,45 horas y los parámetros anteriores, se obtiene una necesidad de refrigerante de 73,16 m<sup>3</sup>/h por reactor.

## 11.7. Scrubber

La síntesis del lactonitrilo genera un flujo de ácido cianhídrico a tratar mediante un lavador de gases o scrubber de lecho empacado. La reacción es la dada entre el ácido cianhídrico y la lejía en medio básico generado por la adición de hidróxido de sodio acuoso al 30 % (la cantidad del hidróxido de sodio adicionado es de un 25 % respecto al caudal de lejía de entrada).

La reacción química es la siguiente:



### 11.7.1. Flujos de entrada y salida al scrubber

Para el diseño del scrubber es necesario definir los flujos de entrada y salida existentes en dicho equipo. Éstos son:

L<sub>1</sub>: Entrada de lejía e hidróxido de sodio en disolución.

L<sub>2</sub>: Salida de agua, NaCl y el excedente de lejía sin reaccionar.

$G_1$ : Salida de gas compuesto por  $\text{CO}_2$ ,  $\text{N}_2$  y  $\text{O}_2$ .

$G_2$ : Entrada de HCN y aire.

### 11.7.1.1. Corriente $G_2$

La ecuación que define el caudal volumétrico de gas de entrada al scrubber (79) es la siguiente:

$$Q = \frac{V}{t} \quad (79)$$

Donde:

$V$ : Volumen de gas ( $\text{m}^3$ )

$t$ : Tiempo (hora)

El volumen de gas de entrada viene dado por la suma del volumen ocupado por el ácido cianhídrico, que se obtiene mediante la ecuación de los gases ideales (80), más la cantidad de volumen de aire existente en el reactor y en las tuberías. Se estima que dicho volumen es de  $5 \text{ m}^3$ , si bien el orden de magnitud respecto al volumen de HCN hace que éste sea casi despreciable.

$$V_{HCN} = \frac{n_{HCN} \cdot R \cdot T}{P} \quad (80)$$

Donde:

$R$ : Constante de Rydberg ( $0,082 \text{ atm} \cdot \text{m}^3 \cdot (\text{K} \cdot \text{kmol})^{-1}$ )

$T$ : Temperatura de entrada de los gases al scrubber (298 K)

$P$ : Presión de entrada de los gases al scrubber (1 atm)

$n_{HCN}$ : Flujo molar de HCN (81)

$$n_{HCN} = \frac{M_{HCN}}{t \cdot PM_{HCN}} \quad (81)$$

Donde:

$M_{HCN}$ : Masa de HCN (kg)

$t$ : Tiempo (h)

$PM_{HCN}$ : Peso molecular del HCN (27 kg / kmol)

### 11.7.1.2. Corriente $G_1$

Dada la reacción, conociendo  $n_{HCN}$  en  $G_2$  y suponiendo una conversión del 100 % y una cinética de reacción instantánea, se determina estequiométricamente el flujo molar por componente en  $G_1$  (82).

$$n_{componente} = \frac{v_{componente}}{v_{HCN}} \cdot n_{HCN} \quad (82)$$

Donde:

$n_{componente}$ : Flujo molar del componente (kmol / h)

$v_{componente}$ : Factor estequiométrico del componente

$v_{HCN}$ : Factor estequiométrico del HCN

$n_{HCN}$ : Flujo molar de HCN (kmol / h)

El flujo molar  $G_1$  viene dado por la ecuación (83).

$$G_1 = \sum n_{componente} \quad (83)$$

El flujo volumétrico de  $G_1$  puede obtenerse utilizando la ecuación (80) en las mismas condiciones.

### 11.7.1.3. Corriente L<sub>1</sub>

La entrada de lejía al scrubber debe ser la estequiométricamente necesaria para poder reaccionar todo el HCN introducido en G<sub>2</sub>, además de una cantidad en exceso para asegurar la reacción. La cantidad estimada es 1,2 veces superior a la estequiométricamente necesaria.

La lejía industrial se puede conseguir, como máximo, a concentraciones del 30 % en peso. El caudal volumétrico de lejía, a dicha concentración, se obtiene al desarrollar la ecuación (84).

$$Qv = \frac{\left( \frac{v_{NaClO} \cdot n_{HCN} \cdot PM_{NaClO}}{v_{HCN}} + \frac{v_{NaClO} \cdot n_{HCN}}{v_{HCN} \cdot x_{H2O}} - \frac{v_{NaClO} \cdot n_{HCN}}{v_{HCN}} \right) \cdot PM_{H2O}}{\rho_{lejía\ 30\ \%} \cdot t} \quad (84)$$

Donde:

$v_{NaClO}$ : Factor estequiométrico del NaClO

$n_{HCN}$ : Flujo molar de HCN (kmoles / h)

$PM_{NaClO}$ : Peso molecular del NaClO (74,4 Kg / kmol)

$PM_{H2O}$ : Peso molecular del Agua (18 Kg / kmol)

$\rho_{lejía\ 30\ \%}$ : Densidad de la lejía al 30 % (1,3 Kg / litro)

$t$ : Tiempo (h)

Para que se dé lugar dicha reacción el medio debe de estar en condiciones de pH básico. Esto se consigue adicionando un 30 % del caudal volumétrico de lejía en forma de sosa. La cantidad de sosa que se debe entrar al scrubber junto a la lejía se calcula mediante la ecuación (85).

$$Qv_{sosa} = Qv_{lejía} \cdot 0,3 \quad (85)$$

Donde:

$Qv_{sosa}$ : Caudal volumétrico de sosa (m<sup>3</sup> / h)

$Qv_{lejía}$ : Caudal volumétrico de lejía (m<sup>3</sup> / h)

En términos de caudal volumétrico  $L_1$  es la suma de  $Qv_{lejía}$  más  $Qv_{sosa}$

#### 11.7.1.4. Corriente $L_2$

El flujo  $L_2$  viene dado por la generación de NaCl y  $H_2O$  debido a la reacción que tiene lugar en el interior del scrubber así como a la cantidad de lejía y sosa excedente (86).

$$L_2 = \frac{v_{H_2O} \cdot n_{HCN} \cdot PM_{H_2O}}{v_{HCN} \cdot \rho_{H_2O}} + \frac{v_{NaCl} \cdot n_{HCN} \cdot PM_{NaCl}}{v_{HCN} \cdot \rho_{H_2O}} + 0,5 \cdot Qv_{lejía} \quad (86)$$

Donde:

$Qv_{lejía}$ : Caudal volumétrico de lejía ( $m^3 / h$ )

$n_{HCN}$ : Flujo molar de HCN (kmoles / h)

$v_{H_2O}$ : Factor estequiométrico del agua

$v_{HCN}$ : Factor estequiométrico del HCN

$v_{NaCl}$ : Factor estequiométrico del NaCl

$PM_{H_2O}$ : Peso molecular del agua (18 kg / kmol)

$PM_{NaCl}$ : Peso molecular del agua (58,4 kg / kmol)

$\rho_{H_2O}$ : Densidad del agua (1000 kg /  $m^3$ )

$\rho_{NaCl}$ : Densidad del NaCl (2165 Kg /  $m^3$ )

#### 11.7.2. Medidas del scrubber

El diámetro de la columna del scrubber viene dado por las condiciones de presión, temperatura, por el flujo de gas de entrada y por el flujo molar ( $Gg$ ) según la ecuación (87). A su vez,  $Gg$  se obtiene mediante la ecuación (88).

$$Dc = 1,25 \cdot \left( \frac{G_2 \cdot P}{Gg \cdot T} \right)^{0,5} \quad (87)$$

Donde:

$D_c$ : Diámetro de la columna (m)

$G_z$ : Flujo volumétrico de gas de entrada ( $m^3 / h$ )

$G_g$ : Flujo molar ( $mol / cm^2 \cdot h$ )

$T$ : Temperatura (25 K)

$P$ : Presión (1 atm)

$$G_g = \left( \frac{G_z \cdot \rho_{G2} \cdot \rho_{L2}}{PM_{G2} \cdot F_p \cdot \sigma \cdot \mu_l^a} \right)^{0,5} \quad (88)$$

Donde:

$Y$ : Variable medida mediante el gráfico de correlación entre pérdidas de carga y líneas de inundación en torres empacadas [Eckert, 1970].

$\rho_{G2}$ : Densidad del flujo  $G_2$  ( $1,93 \cdot 10^{-3} \text{ kg} / m^3$ )

$\rho_{L2}$ : Densidad del flujo  $L_1$  ( $1,21 \text{ kg} / m^3$ )

$PM_{G2}$ : Peso molecular del flujo  $G_2$  ( $26,73 \text{ kg} / kmol$ )

$F_p$ : Factor de empacado (300 correspondiente a Rashing rings, 1/32-in. Wall de anchura nominal  $\frac{1}{2}$  in.)

$\sigma$ : Relación de densidades (0,826)

$\mu_l$ : Viscosidad de  $L_1$  ( $0,001 \text{ kg} / m \cdot s$ )

$a$ : Factor dependiente a  $F_p$ , si  $F_p > 90$  entonces  $a = 0,2$

El factor  $Y$  se obtiene mediante factor  $X$  leyendo el gráfico de la relación de pérdida de carga para columnas empacadas en torres de absorción. Esto viene dado por la ecuación (89).

$$X = \left( \frac{L}{G} \right) \cdot \left( \frac{\rho_{L2}}{\rho_{G2}} \right)^{0,5} \quad (89)$$

Donde:

$\rho_{G2}$ : Densidad del flujo  $G_2$  ( $1,93 \cdot 10^{-3} \text{ kg / m}^3$ )

$\rho_{L2}$ : Densidad del flujo  $L_2$  ( $1,21 \text{ kg / m}^3$ )

$L$ : Flujo másico en  $L_2$  ( $18211 \text{ kg / h}$ )

$G$ : flujo másico en  $G_2$  ( $12912 \text{ Kg / h}$ )

Con tal de conocer la altura de un plato teórico, el número de ellos y, finalmente, la altura de la columna empacada del interior del scrubber, se debe desarrollar la ecuación (90).

$$HETP = \frac{\frac{G}{k_y \cdot a \cdot A} \cdot \ln\left(\frac{L}{m \cdot G}\right)}{1 - \frac{m \cdot G}{L}} \quad (90)$$

Donde:

$A$ : Área de paso de la columna ( $\text{m}^2$ )

$G$ : Flujo de gas portador ( $\text{mol / h}$ )

$L$ : Flujo de líquido ( $\text{mol / h}$ )

$K_y$ : Coeficiente global de transferencia de materia en fase gas ( $\text{mol} \cdot \text{s}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ )

$m$ : Pendiente del equilibrio

$a$ : Área de empacado referida a  $\text{m}^3$  de columna ( $\text{m}^2 / \text{m}^3$ )

Sin embargo no se tiene conocimiento de las constantes  $k_y$  y  $m$  que en dicha ecuación aparecen. Por otro lado, se tiene constancia que una altura aceptable de columna es aquella, como mínimo, 2 veces mayor al diámetro de columna ( $D_c$ ). A su vez, para diámetros de columna empacada que sean menores de 122 cm, se recomienda un espacio entre platos de 49 cm [Gas Purification, 1979].

La altura de la columna empacada (HETP) será la descrita por la ecuación (91). La relación entre altura y diámetro se sobre dimensiona a 2,5. El número de platos se obtienen mediante la ecuación (92).



$$HETP = 2,5 \cdot Dc \quad (91)$$

$$N = HETP \cdot \frac{100}{49} \quad (92)$$

## 11.8. Diseño del Chiller

El sistema de refrigeración de agua glicolada se ha separado en dos equipos, el primero (CH501) abastece al sistema de refrigeración en continuo y el segundo (CH502) suministra los requerimientos temporales del sistema batch. Para el manual de cálculos de este equipo se ha tomado como ejemplo el CH501 ya que la determinación del diseño de ambos equipos es análoga.

El cálculo de la potencia necesaria del chiller es definida como el calor necesario para enfriar hasta una temperatura una cantidad determinada de refrigerante. La ecuación (93) define este calor necesario en Kcal/h.

$$Q = m_{ref} \cdot C_p \cdot \Delta T \quad (93)$$

Donde:

$Q$ : Calor (kcal/s).

$m_{ref}$ : Masa de refrigerante (kmol/s)

$C_p$ : Capacidad calorífica (kcal/kmol·K)

$\Delta T$ : Diferencia de temperatura entre entrada y salida.

En el caso particular del CH501, los valores de estos parámetros se corresponden a:

$m_{ref}$ : Suma de todos los caudales continuos de la planta

$$m_{ref} = 3,53 + 3,53 + 1,89 + 1,89 + 5,34 = 16,18 m^3/s$$

$$C_p = 23,15 \text{ (Kcal/kmol}\cdot\text{K)}$$

$$\Delta T = T_s - T_e = 273 - 278 = -5K$$

Se aplica la ecuación (93) con los valores anteriores y se obtiene un calor de 17,02 kcal/s. Una vez obtenido este valor, se relaciona la potencia necesaria del chiller con el calor teniendo en cuenta la relación entre ambas unidades (1KW = 1KJ/s = 0,239 Kcal/s). Por lo tanto, la potencia del chiller que se ha de instalar es de:

$$17,02 \frac{kcal}{s} \cdot \frac{1 kJ/s}{0,239 kcal/s} \cdot \frac{1 kW/s}{1 kJ/s} = 71,22 kW$$

La potencia del chiller que se ha de comprar e instalar en la planta para suministrar el caudal de refrigerante en continuo en las condiciones fijadas es de 71,22 kW.

En el caso del chiller que suministra puntualmente agua refrigerante al sistema batch (reacción y disminución de la temperatura del acetaldehído) es necesario una potencia mínima de 20,87 kW.

## 11.9. Medio Ambiente

### 11.9.1. Estimación de las emisiones en los tanques de almacenamiento

Las emisiones son pequeñas fugas que se producen de forma continua y que se emiten directa o indirectamente a la atmósfera en los procesos de producción y almacenamiento.

Existen dos tipos de emisiones en los tanques de almacenamiento de techo fijo que son las siguientes:

- Pérdidas en reposo: que consisten en la expulsión de vapor del tanque debidas a la expansión y la contracción del vapor y que son resultado de los cambios de temperatura y de presión, sin haber ningún cambio en el nivel del tanque.
- Perdidas en operación: que consisten en la combinación de la pérdida por el llenado y el vaciado del tanque de almacenamiento.

El método que se ha utilizado para determinar las pérdidas totales de emisión es un método desarrollado en Estados Unidos. Solo haremos un ejemplo de cálculo para las emisiones de acetaldehído.

#### 11.9.1.1. Cálculo de las pérdidas totales.

Para calcular las pérdidas de emisiones totales al año se determinan a partir de la ecuación (94) que relaciona las pérdidas en reposo y las pérdidas en operación del tanque de almacenamiento.

$$L_T = L_S + L_W \quad (94)$$

Donde:

$L_S$ : Pérdidas en reposo (lb/año)

$L_W$ : Pérdidas en operación (lb/año)

Primero se determinan las pérdidas en reposo a partir de la ecuación (95):

$$L_S = 330 \cdot V_v \cdot W_v \cdot K_e \cdot K_s \quad (95)$$

Donde:

$L_S$ : Pérdidas en reposo (lb/año)

$V_v$ : Volumen del espacio de vapor en el tanque (ft<sup>3</sup>)

$W_v$ : Densidad de vapor del líquido almacenado (lb/ft<sup>3</sup>)

$K_e$ : Factor de expansión del espacio del vapor

$K_s$ : Factor de saturación del vapor venteado

Para poder realizar el cálculo de la ecuación (95) necesitamos las ecuaciones (96), (97), (98), (99) y (100).

$$W_v = \frac{(M_v \cdot P_{VA})}{(R \cdot T_{LA})} \quad (96)$$

$$K_e = \frac{\Delta T_V}{T_{LA}} + \frac{(\Delta P_V - \Delta P_B)}{(P_A - P_{VA})} \quad (97)$$

$$V_V = \frac{\pi}{4 \cdot D \cdot H_{VO}} \quad (98)$$

$$K_S = \frac{1}{(1 + 0.053 \cdot P_{VA} \cdot H_{VO})} \quad (99)$$

$$H_{VO} = H_S - H_L + \left( \frac{1}{3} \cdot 0.0625 \cdot \left( \frac{1}{2} \cdot D \right) \right) \quad (100)$$

Donde:

$V_V$ : Volumen de vapor. (ft<sup>3</sup>)

$W_V$ : Densidad de vapor.

$K_e$ : Factor de expansión

$K_S$ : Factor de saturación del venteo

$H_{VO}$ : Altura de vapor (ft)

$\Delta T_V$ : Intervalo de temperatura media diaria (°R).

$T_{LA}$ : Temperatura media del líquido (°R)

$\Delta P_V$ : Presión atmosférica (psi)

$\Delta P_B$ : Intervalo de presión de venteo (psi)

$P_A$ : Presión atmosférica (psi)

$P_{VA}$ : Presión de vapor a temperatura media (psi)

$H_S$ : Altura del tanque (ft)

$H_L$ : Altura del líquido (ft)

$D$ : Diámetro del tanque (ft)

En la tabla 11.40 se observan los valores utilizados para las ecuaciones (96), (97), (98), (99) y (100).

El valor obtenido de las pérdidas en reposo para el tanque de almacenamiento de acetaldehído es de:

$$Ls = 0,01 \frac{kg}{año}$$

**Tabla 11.40.** Valores obtenidos para resolver la ecuación (95).

Parámetro	Valor
$Wv$	1,50
$Ke$	0,20
$Ks$	0,22
$H_{VO}$	5,83
$Vv$	0,001

Ahora se determinan las emisiones en operación con la ecuación (101):

$$Lw = 0,0010 \cdot Mv \cdot P_{VA} \cdot Q \cdot K_N \cdot Kp \quad (101)$$

Donde:

$Lw$ : Pérdidas en reposo (lb/año)

$Mv$ : Peso molecular del vapor (lb/mol)

$P_{VA}$ : Presión de vapor a temperatura media (psi)

$Q$ : Cantidad de líquido anual (bbl/año)

$Kp$ : Factor de pérdida de producto en la operación

$K_N$ : Factor de renovación (ecuación 102)

$$K_N = \frac{180+N}{6N} \quad (102)$$

Donde N es el número de renovaciones.

En la tabla 11.41 se observan los valores utilizados para la ecuación (101).

El valor obtenido de las pérdidas en operación para el tanque de almacenamiento de acetaldehído es de:

$$L_w = 41,55 \frac{kg}{año}$$

**Tabla 11.41.** Valores obtenidos para resolver la ecuación (101).

Parámetro	Valor
$Mv$	0,10
$P_{VA}$	1
$Q$	15975
$K_N$	0,53
$Kp$	1

Sustituyendo los valores obtenidos en la ecuación (94), se determina el valor de las emisiones totales.

$$L_T = 41,56 \frac{kg}{año}$$

En la tabla 11.42 se observan los valores obtenidos para los tanques de almacenamiento según la sustancia contenida:

**Tabla 11.42.** Emisiones totales.

Tanque	Pérdidas totales kg/año
Acetaldehído	41,56
Ácido cianhídrico	12,7
Ácido láctico	51,53
Ácido sulfúrico	23,58

11.9.2. Tablas 8.6 Cálculo de impactos (punto 8.5.3)

Actividad	Tipo de impacto	Caracterización																				Valoración
		Carácter	Efecto		Intensidad			Sinergia			Temporalidad			Reversibilidad		Recuperable		Aparición				
			Indirecto	Directo	Mínima	Media	Notable	Sm	A	Sn	C	M	L	R	I	Rc	Ic	Ir	Pr	Cn	Ds	
Transporte de materias primas y productos	Aire: Composición	-1	1	0	0	2,5	0	1	0	0	0	0	1	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	-17,5
	Aire: Calidad	-1	1	0	0	2,5	0	1	0	0	0	0	1	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	-17,5
	Ambiente: ruido y vibraciones	-1	0	5	0	2,5	0	1	0	0	0	0	1	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	-29,5
	Consumo: combustibles fósil	-1	0	5	0	2,5	0	0	5	0	0	3	0	0	5	0	5	0	2,5	2,5	0	-55,5
	Afectación del paisaje de la zona	-1	1	0	1	0	0	1	0	0	0	3	0	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	-18
	Ocupación	1	0	5	0	2,5	0	1	0	0	0	3	0	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	31,5
	Caminos y carreteras	-1	0	5	1	0	0	0	0	3	0	0	1	0	5	0	5	0	2,5	2,5	0	-48

		Caracterización																				Valoración
Actividad	Tipo de impacto	Carácter	Efecto		Intensidad			Sinergia			Temporalidad			Reversibilidad		Recuperable		Aparición				
			Indirecto	Directo	Mínima	Media	Notable	Sm	A	Sn	C	M	L	R	I	Rc	Ic	Ir	Pr	Cn	Ds	
Recepción y descarga	Ambiente: ruido y vibraciones	-1	0	5	0	2,5	0	1	0	0	5	0	0	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	-33,5
	Suelo: composición y calidad	-1	0	5	0	2,5	0	0	5	0	0	3	0	1	0	0	5	0	2,5	2,5	0	-47,5
	Hidrología superficial: composición y calidad	-1	0	5	0	2,5	0	0	5	0	0	3	0	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	-39,5
	Consumo: combustibles fósil	-1	1	0	0	2,5	0	0	0	3	0	0	1	0	5	0	5	0	2,5	2,5	0	-37,5
	Afectación del paisaje de la zona	-1	0	5	0	2,5	0	0	0	3	5	0	0	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	-37,5
	Ocupación	1		5	0	2,5	0	1	0	0	0	3	0	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	31,5



		Caracterización																				
Actividad	Tipo de impacto	Carácter	Efecto		Intensidad			Sinergia			Temporalidad			Reversibilidad		Recuperable		Aparición			Valoración	
			Indirecto	Directo	Mínima	Media	Notable	Sm	A	Sn	C	M	L	R	I	Rc	Ic	Ir	Pr	Cn		Ds
Almacenaje	Suelo: composición y calidad	-1	1	0	0	2,5	0	1	0	0	0	0	1	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	-17,5
	Hidrología superficial: composición y calidad	-1	1	0	1	0	0	1	0	0	0	0	1	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	-16
	Afectación del paisaje de la zona	-1	0	5	0	0	5	0	0	3	5	0	0	0	5	0	5	0	2,5	2,5	0	-56
	Ocupación	1		5	0	2,5	0	1	0	0	0	3	0	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	31,5

Actividad	Tipo de impacto	Caracterización																			Valoración	
		Carácter	Efecto		Intensidad			Sinergia			Temporalidad			Reversibilidad		Recuperable		Aparición				
			Indirecto	Directo	Mínima	Media	Notable	Sm	A	Sn	C	M	L	R	I	Rc	Ic	Ir	Pr	Cn		Ds
Proceso productivo	Ambiente: ruido y vibraciones	-1	0	5	0	0	5	1	0	0	5	0	0	0	5	1	0	0	2,5	2,5	0	-44
	Consumo: agua	-1	0	5			5	1	0	0	5	0	0	0	5	0	5		2,5	2,5	0	-52
	Consumo: envases y embalajes	-1	1	0	1	0	0	1	0	0	0	0	1	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	-16
	Consumo: energía eléctrica	-1	0	5	0	0	5	0	5	0	5	0	0	0	5	0	5	0	2,5	2,5	0	-60
	Ocupación	1		5	0	2,5	0	1	0	0	0	3	0	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	31,5

Actividad	Tipo de impacto	Caracterización																				Valoración
		Carácter	Efecto		Intensidad			Sinergia			Temporalidad			Reversibilidad		Recuperable		Aparición				
			Indirecto	Directo	Mínima	Media	Notable	Sm	A	Sn	C	M	L	R	I	Rc	Ic	Ir	Pr	Cn	Ds	
Limpieza de equipos e instalaciones	Ambiente: ruido y vibraciones	-1	0	5	1	0	0	1	0	0	0	0	1	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	-28
	Suelo: composición y calidad	-1	1	0	0	0	5	1	0	0	5	0	0	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	-24
	Hidrología superficial: composición y calidad	-1	1	0	0	0	5	1	0	0	5	0	0	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	-24
	Consumo: agua	-1	0	5			5	0	5	0	5	0	0	0	1	1	0	0	2,5	2,5	0	-44
	Ocupación	1	0	5	0	0	5	0	5	0	5	0	0	0	5	0	5	0	2,5	2,5	0	60

		Caracterización																				Valoración
Actividad	Tipo de impacto	Carácter	Efecto		Intensidad			Sinergia			Temporalidad			Reversibilidad		Recuperable		Aparición				
			Indirecto	Directo	Mínima	Media	Notable	Sm	A	Sn	C	M	L	R	I	Rc	Ic	Ir	Pr	Cn	Ds	
Calderas	Aire: composición	-1	0	5	0	2,5	0	0	5	0	0	0	1	0	5	1	0	0	2,5	2,5	0	-45,5
	Aire: calidad	-1	0	5	0	2,5	0	0	5	0	0	0	1	0	5	0	5	0	2,5	2,5	0	-53,5
	Ambiente: ruido y vibraciones	-1	0	5	0	2,5	0	0	0	3	0	0	1	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	-33,5
	Consumo: agua	-1	0	5	0	2,5	0	0	5	0	0	0	1	0	5	0	5	0	2,5	2,5	0	-53,5
	Consumo: combustibles fósil	-1	0	5	0	0	5	0	5	0	0	0	1	0	5	0	5	0	2,5	2,5	0	-56
	Afectación del paisaje de la zona	-1	1	0	0	2,5	0	1	0	0	0	0	1	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	-17,5
	Calidad de vida	-1	1	0	1	0	0	1	0	0	0	0	1	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	-16
	Ocupación	1	0	5	0	2,5	0	1	0	0	0	3	1	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	32,5

		Caracterización																				Valoración
Actividad	Tipo de impacto	Carácter	Efecto		Intensidad			Sinergia			Temporalidad			Reversibilidad		Recuperable		Aparición				
			Indirecto	Directo	Mínima	Media	Notable	Sm	A	Sn	C	M	L	R	I	Rc	Ic	Ir	Pr	Cn	Ds	
Equipo de frío	Aire: calidad	-1	1	0	0	2,5	0	1	0	0	0	0	1	0	5	0	5	0	2,5	2,5	0	-33,5
	Ambiente: ruido y vibraciones	-1	0	5	0	2,5	0	0	0	3	0	0	1	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	-33,5
	Suelo: composición y calidad	-1	1	0	1	0	0	1	0	0	0	0	1	0	5	0	5	1	0	0	1	-29
	Hidrología superficial: composición y calidad	-1	1	0	1	0	0	1	0	0	0	0	1	0	5	0	5	1	0	0	1	-29
	Consumo: energía eléctrica	-1	0	5	0	0	5	0	5	0	0	0	1	0	5	0	5	0	2,5	2,5	0	-56
	Afectación del paisaje de la zona	-1	1	0	0	2,5	0	1	0	0	0	0	1	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	-17,5
	Calidad de vida	-1	1	0	1	0	0	1	0	0	0	0	1	1	0	1	0	1	0	0	1	-13
	Ocupación	1	0	5	0	2,5	0	1	0	0	0	3	0	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	31,5

Actividad	Tipo de impacto	Caracterización																			Valoración	
		Carácter	Efecto		Intensidad			Sinergia			Temporalidad			Reversibilidad		Recuperable		Aparición				
			Indirecto	Directo	Mínima	Media	Notable	Sm	A	Sn	C	M	L	R	I	Rc	Ic	Ir	Pr	Cn		Ds
Tratamiento de aguas	Aire: composición	-1	1	0	1	0	0	1	0	0	0	0	1	0	5	0	5	1	0	0	1	-29
	Aire: calidad	-1	1	0	1	0	0	1	0	0	0	0	1	0	5	0	5	1	0	0	1	-29
	Suelo: composición y calidad	-1	0	5	0	0	5	0	5	0	0	0	1	0	5	0	5	1	0	0	1	-53
	Hidrología superficial: composición y calidad	-1	0	5	0	0	5	0	5	0	0	0	1	0	5	0	5	0	2,5	2,5	0	-56
	Afectación del paisaje de la zona	-1	0	5	0	0	5	1	0	0	0	0	1	1	0	1	0	1	0	0	1	-29
	Calidad de vida	-1	1	0	1	0	0	1	0	0	0	0	1	1	0	1	0	1	0	0	1	-13
	Ocupación	1	0	5	0	2,5	0	1	0	0	0	3	0	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	31,5

		Caracterización																				Valoración
Actividad	Tipo de impacto	Carácter	Efecto		Intensidad			Sinergia			Temporalidad			Reversibilidad		Recuperable		Aparición				
			Indirecto	Directo	Mínima	Media	Notable	Sm	A	Sn	C	M	L	R	I	Rc	Ic	Ir	Pr	Cn	Ds	
Mantenimiento	Aire: Composición	-1	1	0	1	0	0	1	0	0	0	0	1	0	5	0	5	1	0	0	1	-29
	Aire: Calidad	-1	1	0	1	0	0	1	0	0	0	0	1	0	5	0	5	1	0	0	1	-29
	Ambiente: ruido y vibraciones	-1	1	0	1	0	0	1	0	0	0	0	1	1	0	1	0	1	0	0	1	-13
	Suelo: composición y calidad	-1	1	0	1	0	0	1	0	0	0	0	1	0	5	0	5	1	0	0	1	-29
	Hidrología superficial: composición y calidad	-1	1	0	1	0	0	1	0	0	0	0	1	0	5	0	5	1	0	0	1	-29
	Consumo: agua	-1	1	0	1	0	0	1	0	0	0	0	1	0	5	0	5	1	0	0	1	-29
	Consumo: envases y embalajes	-1	0	5	0	2,5	0	0	0	3	0	0	1	1	0	1	0	1	0	0	1	-30,5
	Consumo: energía eléctrica	-1	0	5	0	2,5	0	0	0	3	0	0	1	0	5	0	5	1	0	0	1	-46,5
	Consumo: combustibles fósil	-1	0	5	0	2,5	0	0	0	3	0	0	1	0	5	0	5	1	0	0	1	-46,5
	Ocupación	1	0	5	0	2,5	0	1	0	0	0	3	0	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	31,5

		Caracterización																				Valoración
Actividad	Tipo de impacto	Carácter	Efecto		Intensidad			Sinergia			Temporalidad			Reversibilidad		Recuperable		Aparición				
			Indirecto	Directo	Mínima	Media	Notable	Sm	A	Sn	C	M	L	R	I	Rc	Ic	Ir	Pr	Cn	Ds	
Recuperación de gases	Hidrología superficial: composición y calidad	-1	1	0	1	0	0	1	0	0	0	0	1	1	0	1	0	1	0	0	2,5	-14,5
	Consumo: agua	-1	0	5	0	2,5	0	1	0	0	0	3		1	0	1	0	1	0		2,5	-30
	Ocupación	1	0	5	0	2,5	0	1	0	0	0	3	0	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	31,5



		Caracterización																				Valoración
Actividad	Tipo de impacto	Carácter	Efecto		Intensidad			Sinergia			Temporalidad			Reversibilidad		Recuperable		Aparición				
			Indirecto	Directo	Mínima	Media	Notable	Sm	A	Sn	C	M	L	R	I	Rc	Ic	Ir	Pr	Cn	Ds	
Compresores, bombas, etc.	Ambiente: ruido y vibraciones	-1	0	5	0	0	5	0	0	3	0	3	0	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	-38
	Suelo: composición y calidad	-1	1	0	1	0	0	1	0	0	0	0	1	1	0	1	0	1	0	0	1	-13
	Hidrología superficial: composición y calidad	-1	1	0	1	0	0	1	0	0	0	0	1	1	0	1	0	1	0	0	1	-13
	Consumo: energía eléctrica	-1	0	5	0	0	5	1	0	0	0	3	0	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	-34
	Ocupación	1	0	5	0	2,5	0	1	0	0	0	3	0	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	31,5

		Caracterización																				Valoración	
Actividad	Tipo de impacto	Carácter	Efecto		Intensidad			Sinergia			Temporalidad			Reversibilidad		Recuperable		Aparición					
			Indirecto	Directo	Mínima	Media	Notable	Sm	A	Sn	C	M	L	R	I	Rc	Ic	Ir	Pr	Cn	Ds		
Laboratorio	Aire: calidad	-1	1	0	1	0	0	1	0	0	0	0	1	1	0	1	0	1	0	0	1	-13	
	Suelo: composición y calidad	-1	1	0	1	0	0	1	0	0	0	0	1	1	0	1	0	1	0	0	1	-13	
	Hidrología superficial: composición y calidad	-1	1	0	1	0	0	1	0	0	0	0	1	1	0	1	0	1	0	0	1	-13	
	Consumo: envases y embalajes	-1	0	5	0	2,5	0	0	0	0	3	0	0	1	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	-33,5
	Ocupación	1	0	5	0	2,5	0	1	0	0	0		1	1	0	1	0	0	2,5	2,5	0	29,5	

Actividad	Tipo de impacto	Caracterización																				Valoración
		Carácter	Efecto		Intensidad			Sinergia			Temporalidad			Reversibilidad		Recuperable		Aparición				
			Indirecto	Directo	Mínima	Media	Notable	Sm	A	Sn	C	M	L	R	I	Rc	Ic	Ir	Pr	Cn	Ds	
Gerencia, administración y servicios	Suelo: composición y calidad	-1	1	0	1	0	0	1	0	0	0	0	1	1	0	1	0	1	0	0	1	-13
	Hidrología superficial: composición y calidad	-1	1	0	1	0	0	1	0	0	0	0	1	1	0	1	0	1	0	0	1	-13
	Consumo: agua	-1	0	5	0	2,5	0	1	0	0	0	3	0	1	0	1	0		2,5	2,5		-31,5
	Consumo: envases y embalajes	-1	0	5	0	0	5	0	0	3	0	3	0	1	0	1	0		2,5	2,5		-38
	Consumo: energía eléctrica	-1	0	5	0	0	5	1	0	0	0	3	0	1	0	1	0		2,5	2,5		-34
	Ocupación	1	0	5	0	0	5	1	0	0	0	3	0	1	0	1	0		2,5	2,5		34

## 11.10. Bibliografía

- Coulson, J.M., Richardson, J.F., **Ingeniería Química**, Vol 1 y 2, Ed. Reverté, 1979-81
- Dean, J. A., **Lange's Handbook of Chemistry**, Editorial Mc Graw Hill, 1999, 15ª edición
- Donald Q. Kern, **Procesos de transferencia de calor**, Editorial CECSA, 2004, 35ª edición
- Kohl, A., Riesenfeld, F., **Gas purification**, Gulf Publishing Company, 1979, 3ª Edición
- Magyesy, E. F., **Manual de recipientes a presión. Diseño y cálculo**, Ed. Limusa, Noriega editores, 2001, 7ª edición
- Mc Cabe, W. L., Smith, J.C., Harriott, P., **Operaciones unitarias de ingeniería química**, Editorial Mc Graw Hill, 1998, 4ª edición
- Perry, R. H., **Perry's Chemical Engineering Handbook**, Editorial Mc Graw Hill, 1997, 7ª edición
- Ramalho, R.S., **Tratamiento de aguas residuales**, Editorial Reverté, S. A., 1996, 1ª edición
- Vaquero, J., Llorente, V., **Equipos para la industria química y alimentaria**, Ed. Alhambra S. A.
- Vian, A., **Elementos de Ingeniería Química**, Ed. Alhambra, 1975
- Vincoli, J.W., **Risk management for hazardous chemical**, Volumen 2, Lewis publishers, 1997

---

# **DIAGRAMAS Y PLANOS**

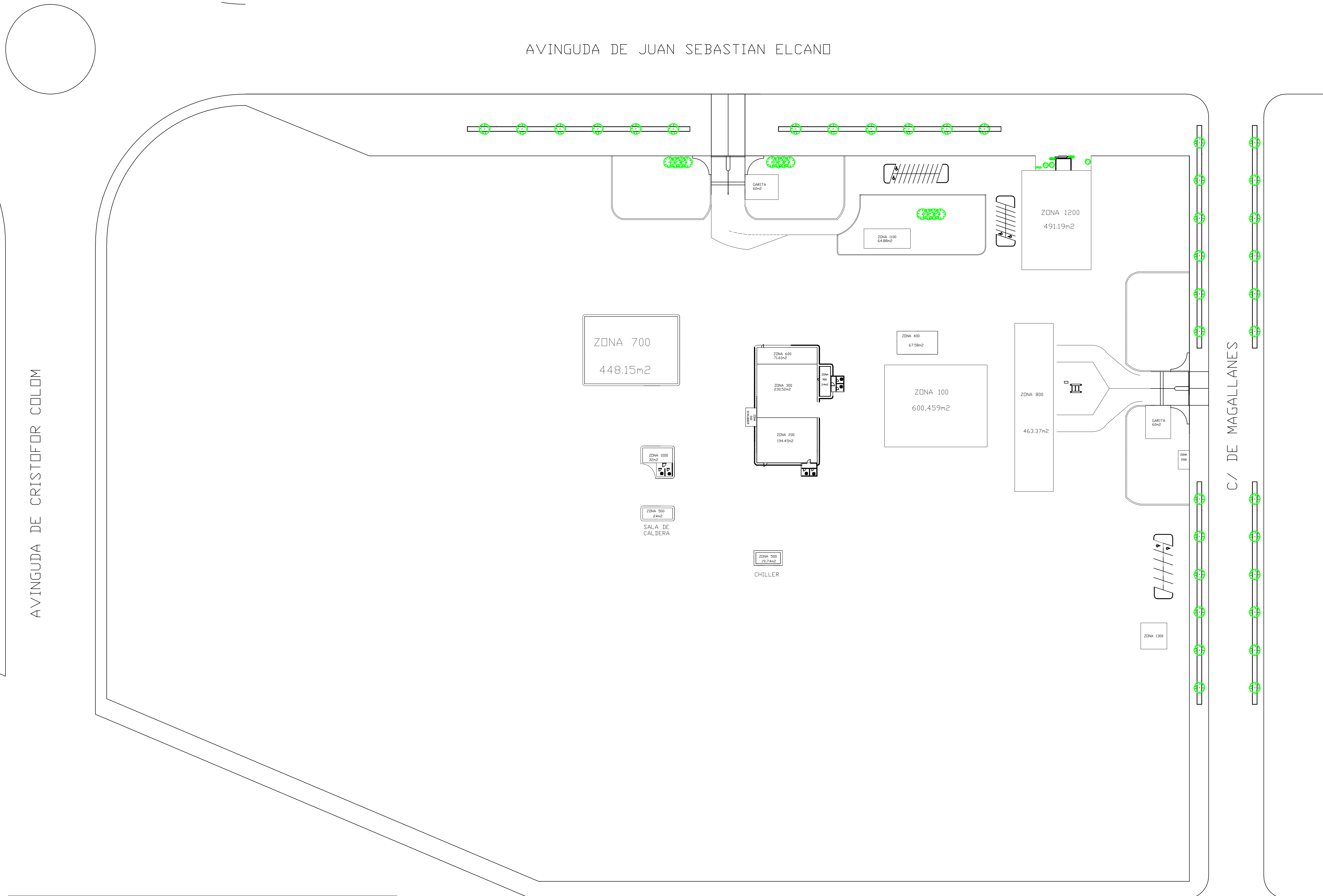
---

AVINGUDA DE JUAN SEBASTIAN ELCANO

AVINGUDA DE CRISTOFOR COLOM

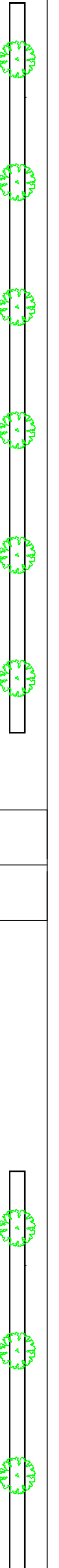
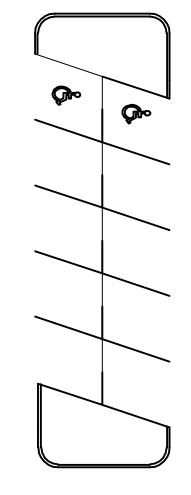
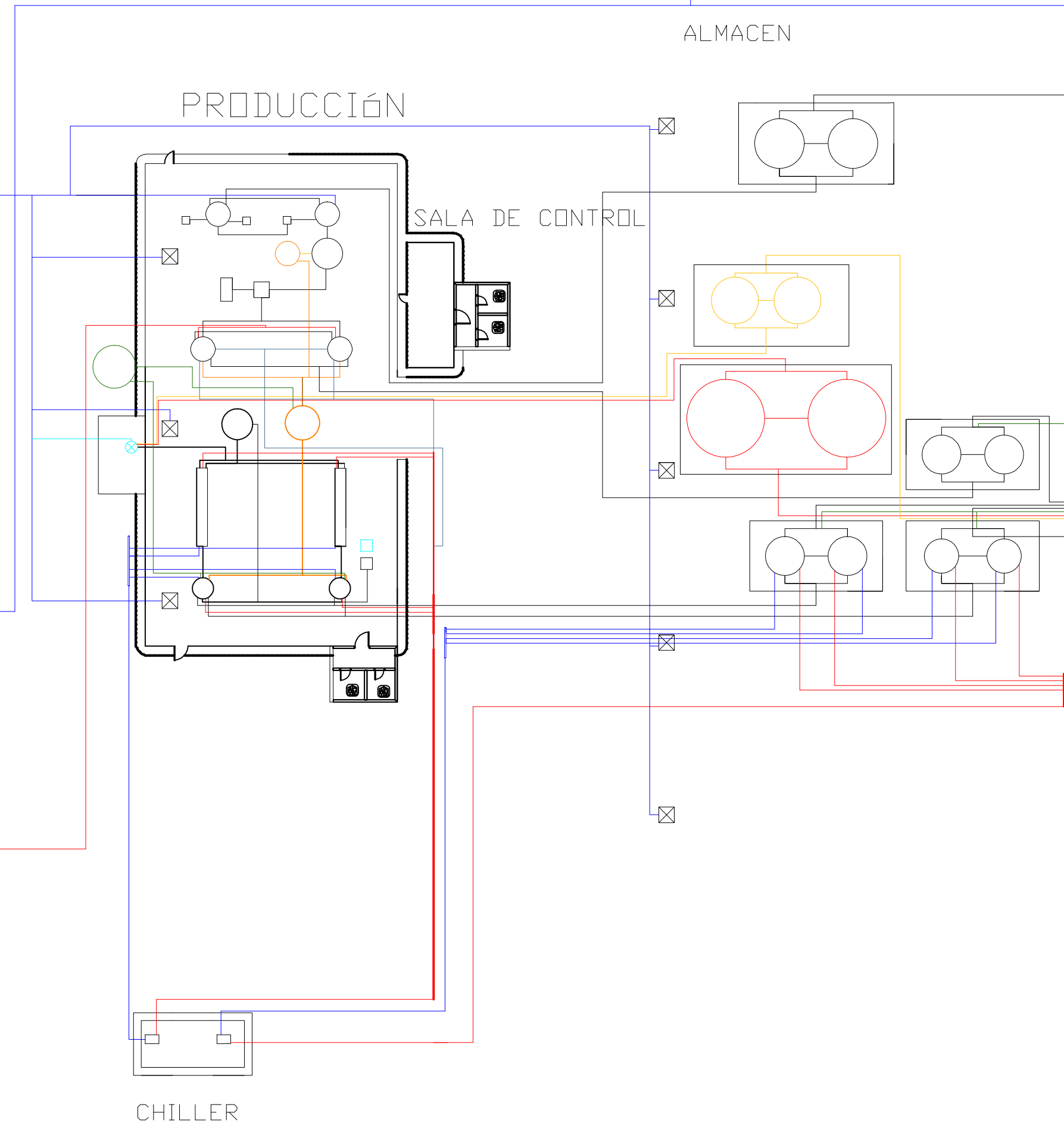
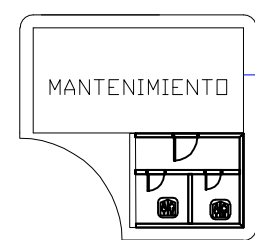
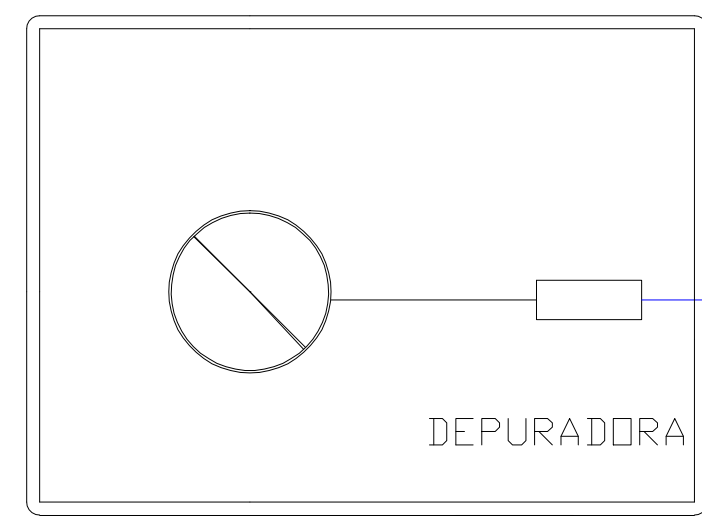
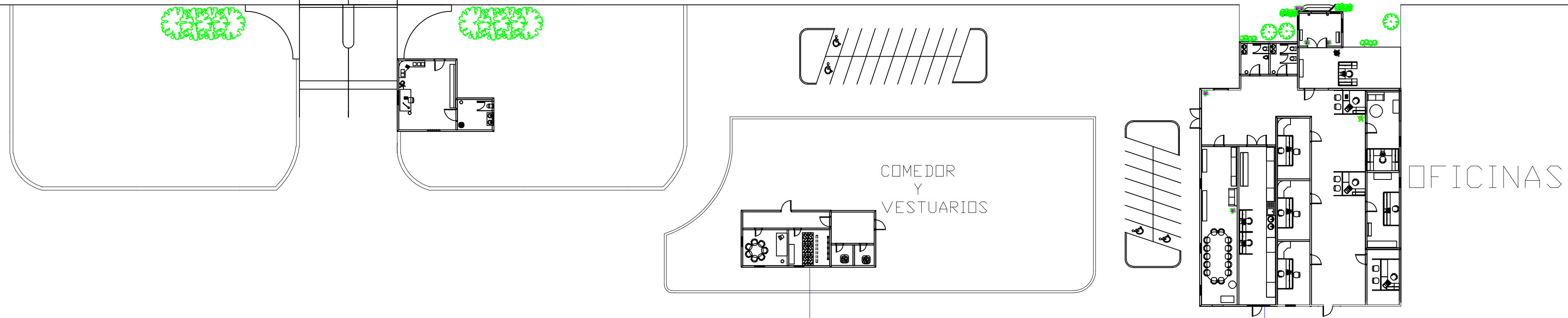
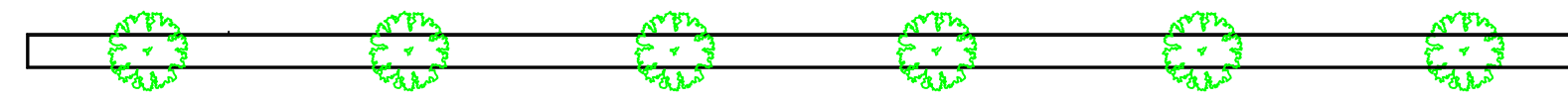
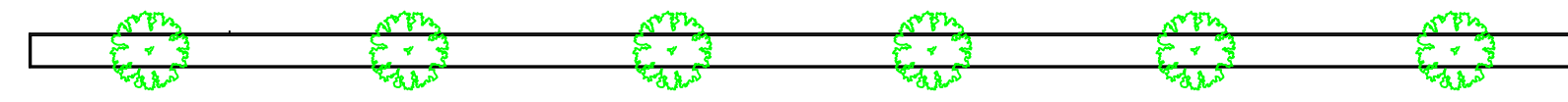
C/ DE MAGALLANES

C/ D'ERIC EL ROIG



TITULO DOCUMENTO	ZONA	NUMERO DE DOCUMENTO
MAPA DE IMPLANTACIÓN	ZONAL	1 de 16
Revisado	Modificación/Motivo	Verificación

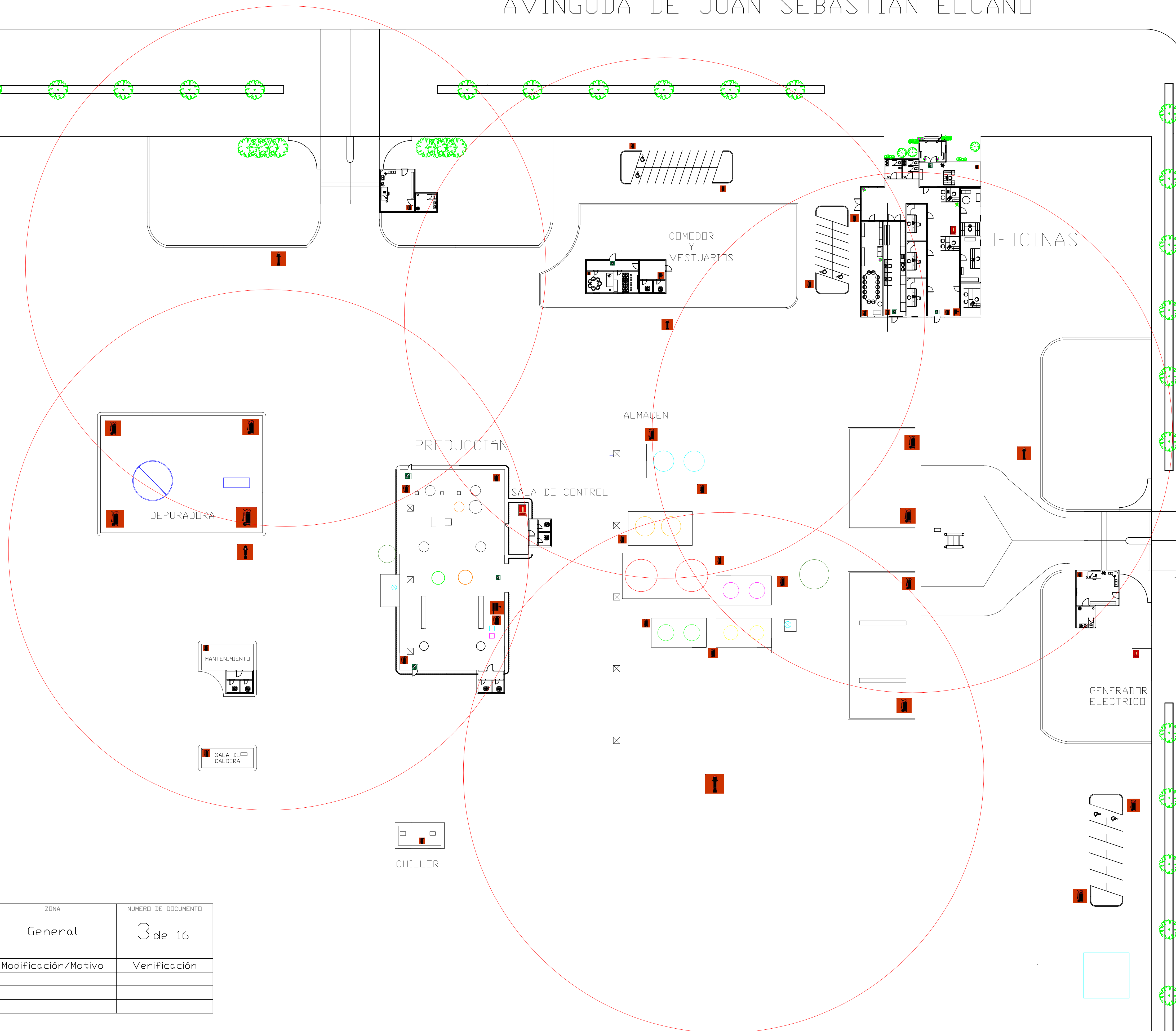
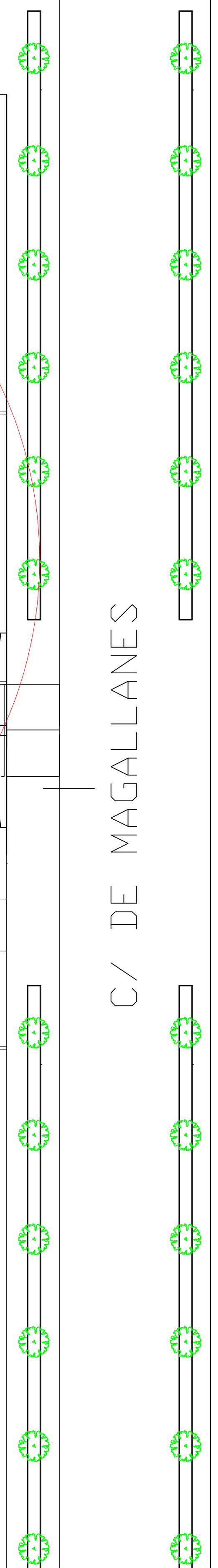
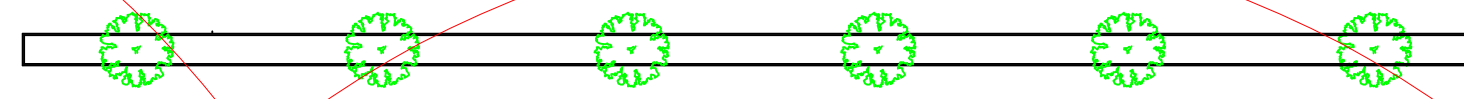
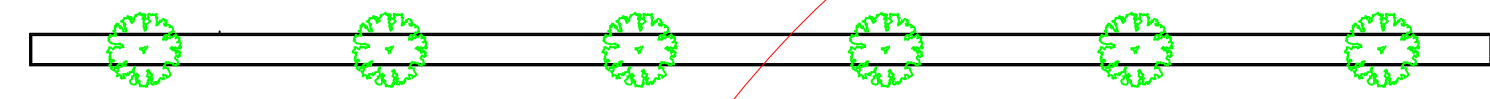
AVINGUDA DE JUAN SEBASTIAN ELCANO



C/ DE MAGALLANES

TITULO DOCUMENTO	ZONA	NUMERO DE DOCUMENTO
MAPA DE IMPLANTACIÓN	GENERAL	2 de 16
Revisado	Modificación/Motivo	Verificación

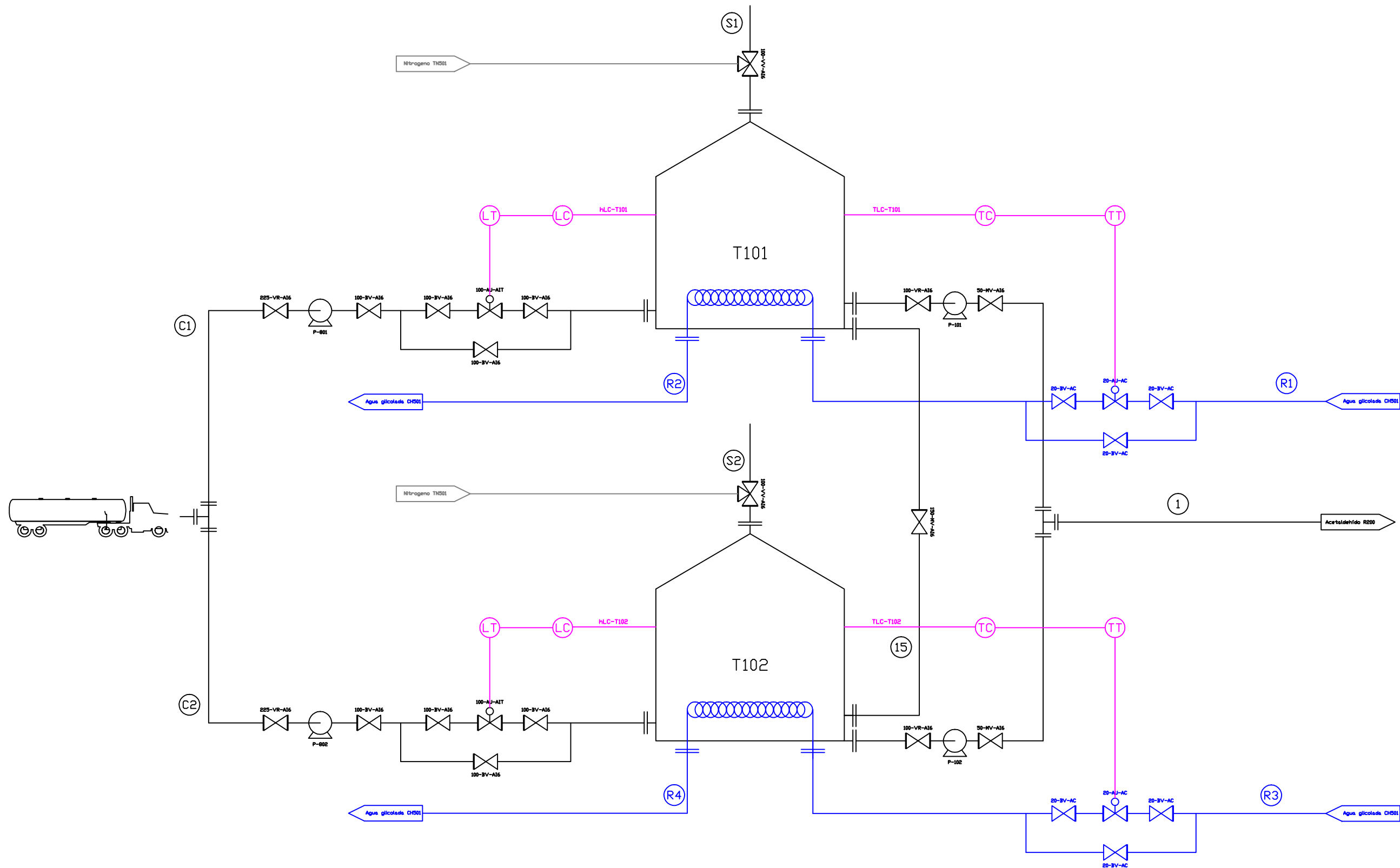
AVINGUDA DE JUAN SEBASTIAN ELCANO



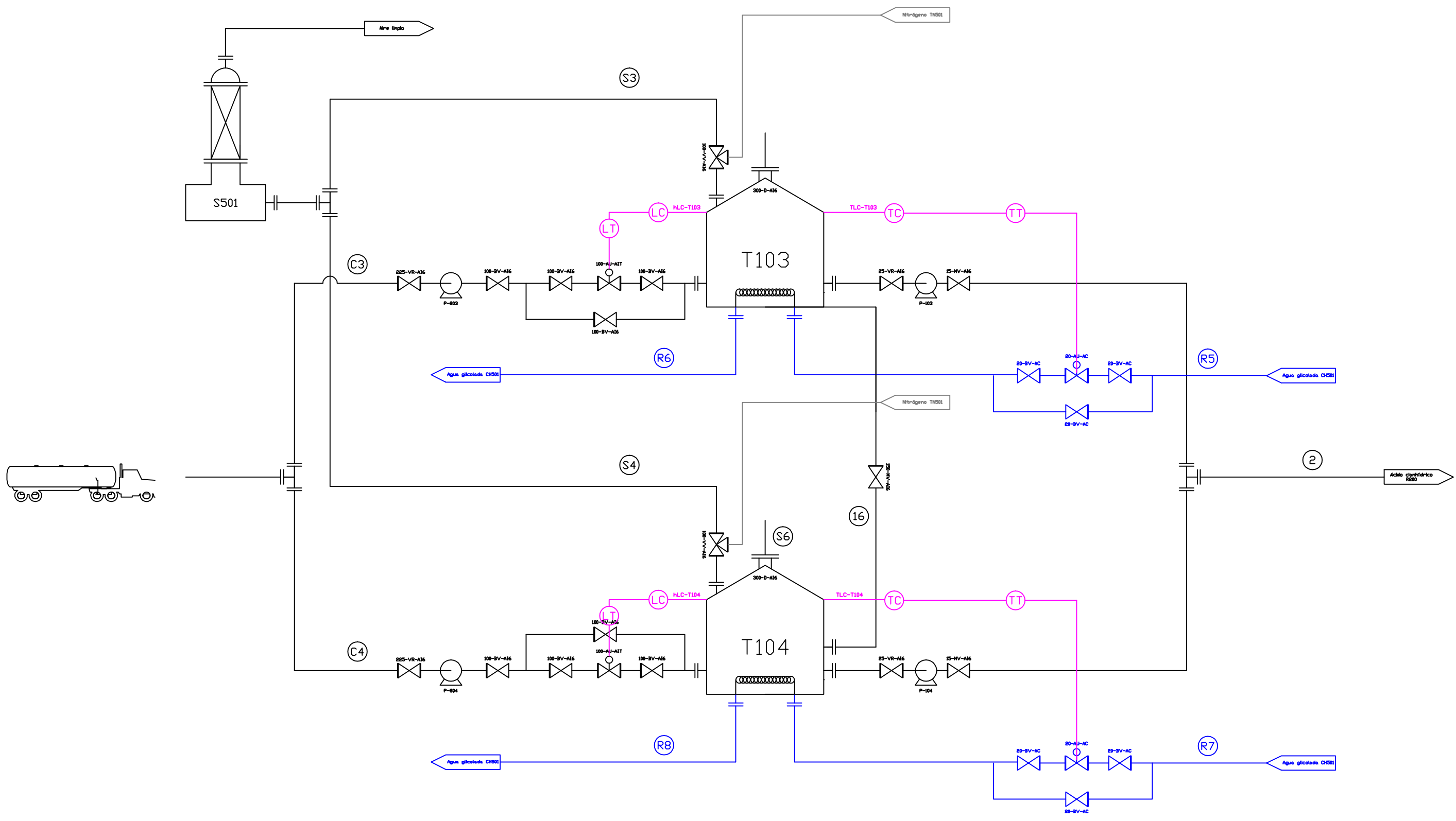
TITULO DOCUMENTO	ZONA	NUMERO DE DOCUMENTO
MAPA CONTRA INCENDIOS	General	3 de 16
Revisado	Modificación/Motivo	Verificación



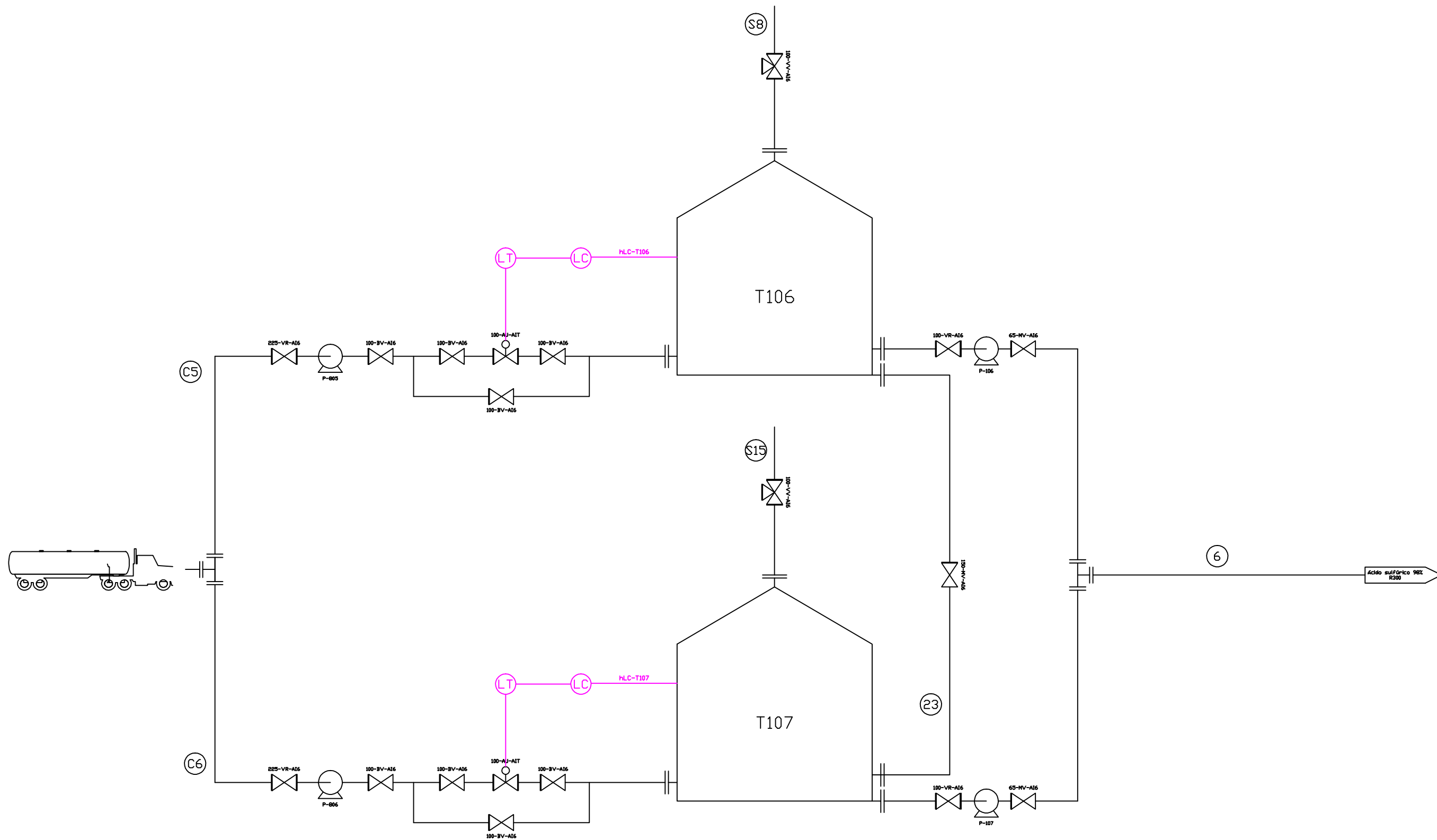




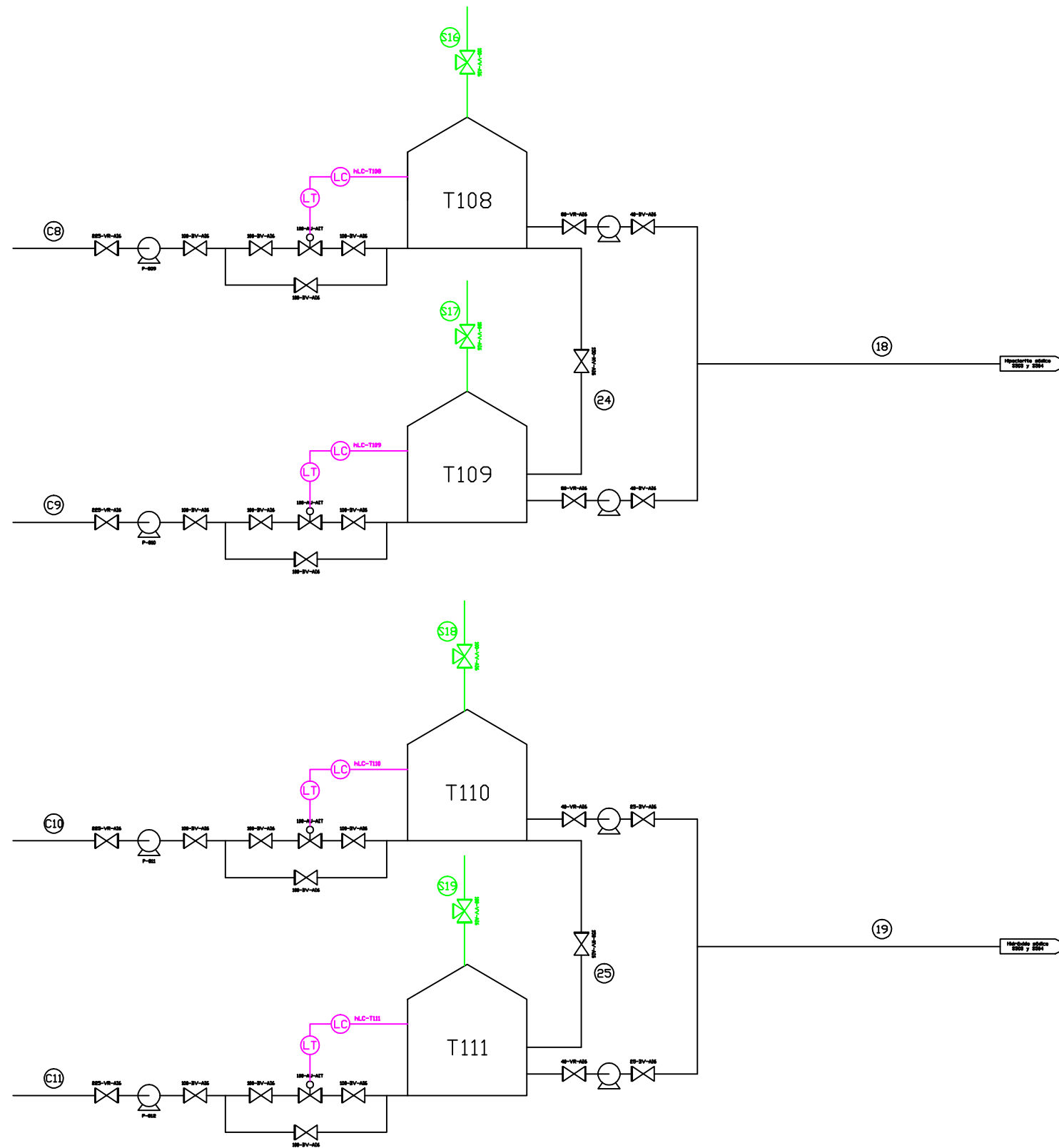
TITULO DOCUMENTO	ZONA	NUMERO DE DOCUMENTO
DIAGRAMA DE INGENIERIA	100A	5 de 16
Revisado	Modificación/Motivo	Verificación



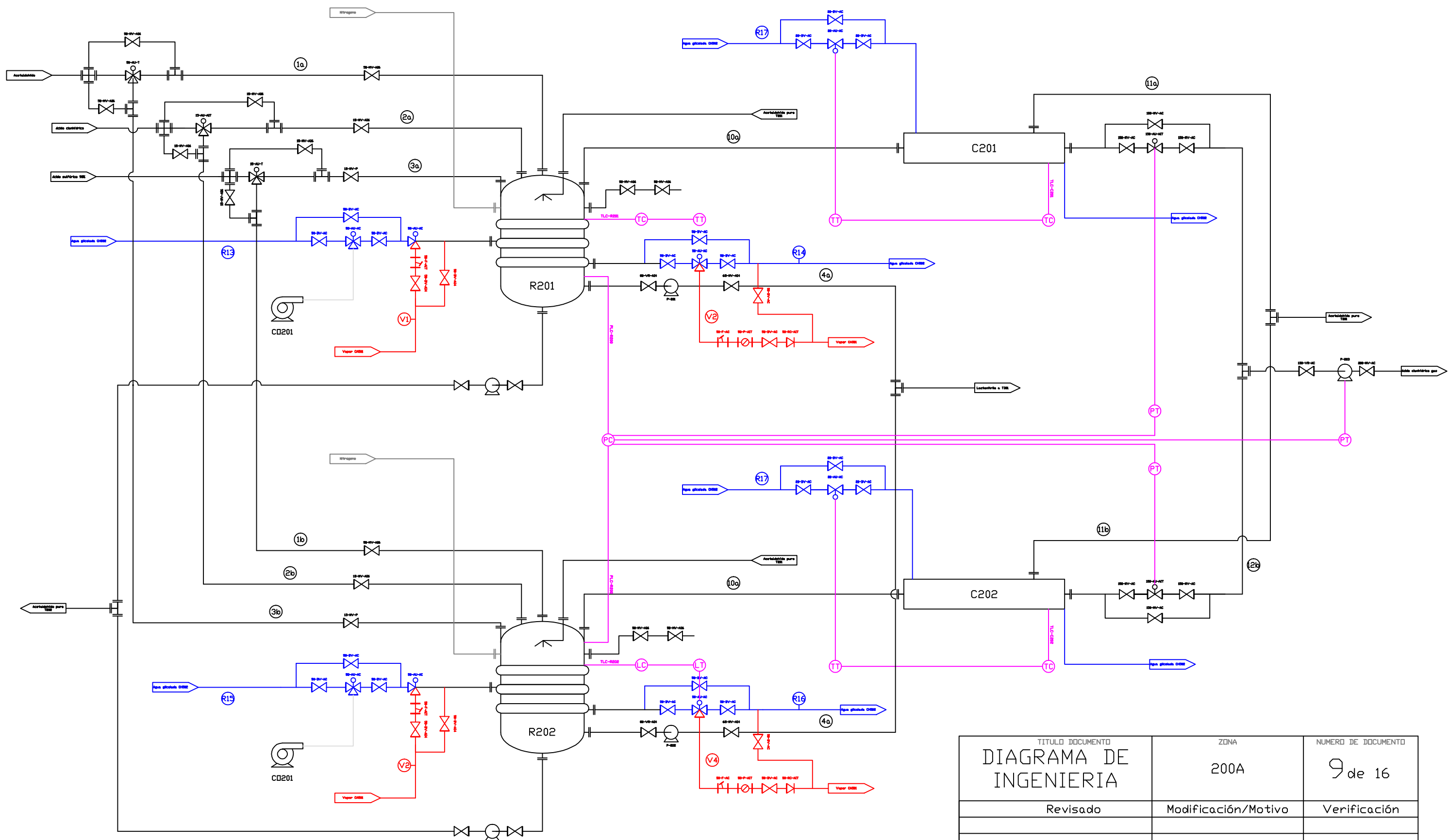
TITULO DOCUMENTO	ZONA	NUMERO DE DOCUMENTO
DIAGRAMA DE INGENIERIA	100D	6 de 16
Revisado	Modificación/Motivo	Verificación



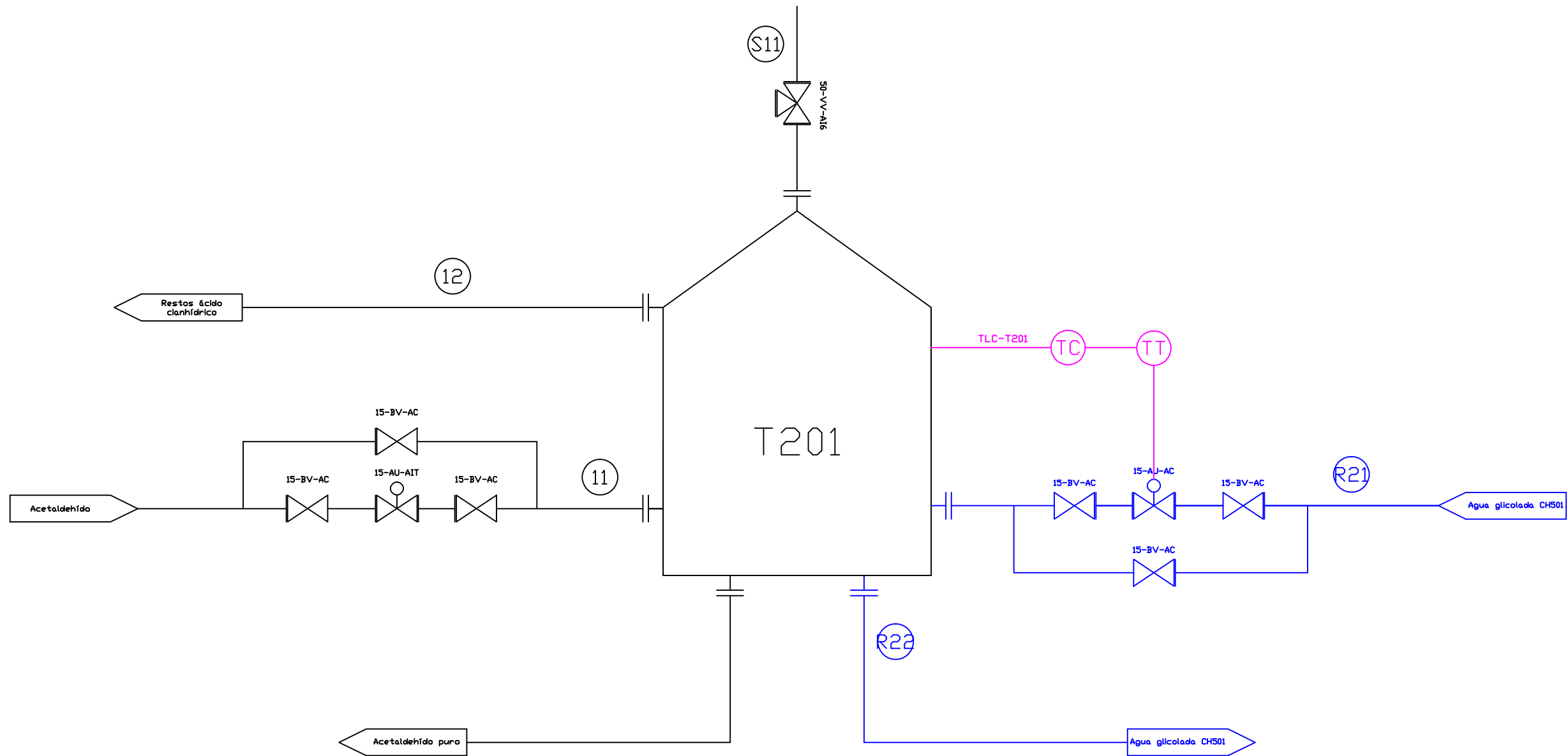
TITULO DOCUMENTO	ZONA	NUMERO DE DOCUMENTO
DIAGRAMA DE INGENIERIA	100C	7 de 16
Revisado	Modificación/Motivo	Verificación



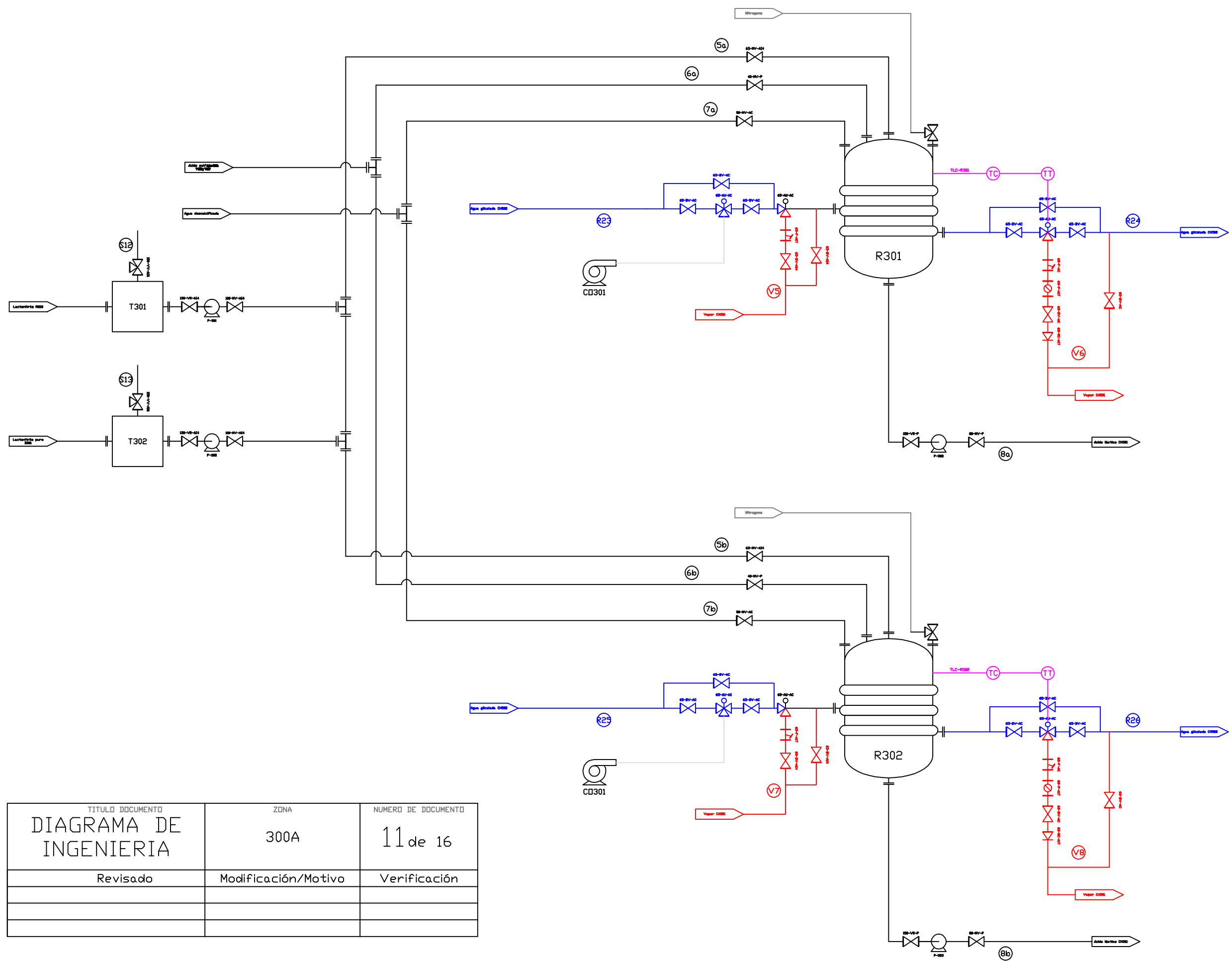
TITULO DOCUMENTO	ZONA	NUMERO DE DOCUMENTO
DIAGRAMA DE INGENIERIA	100D	8 de 16
Revisado	Modificación/Motivo	Verificación



TITULO DOCUMENTO	ZONA	NUMERO DE DOCUMENTO
DIAGRAMA DE INGENIERIA	200A	9 de 16
Revisado	Modificación/Motivo	Verificación

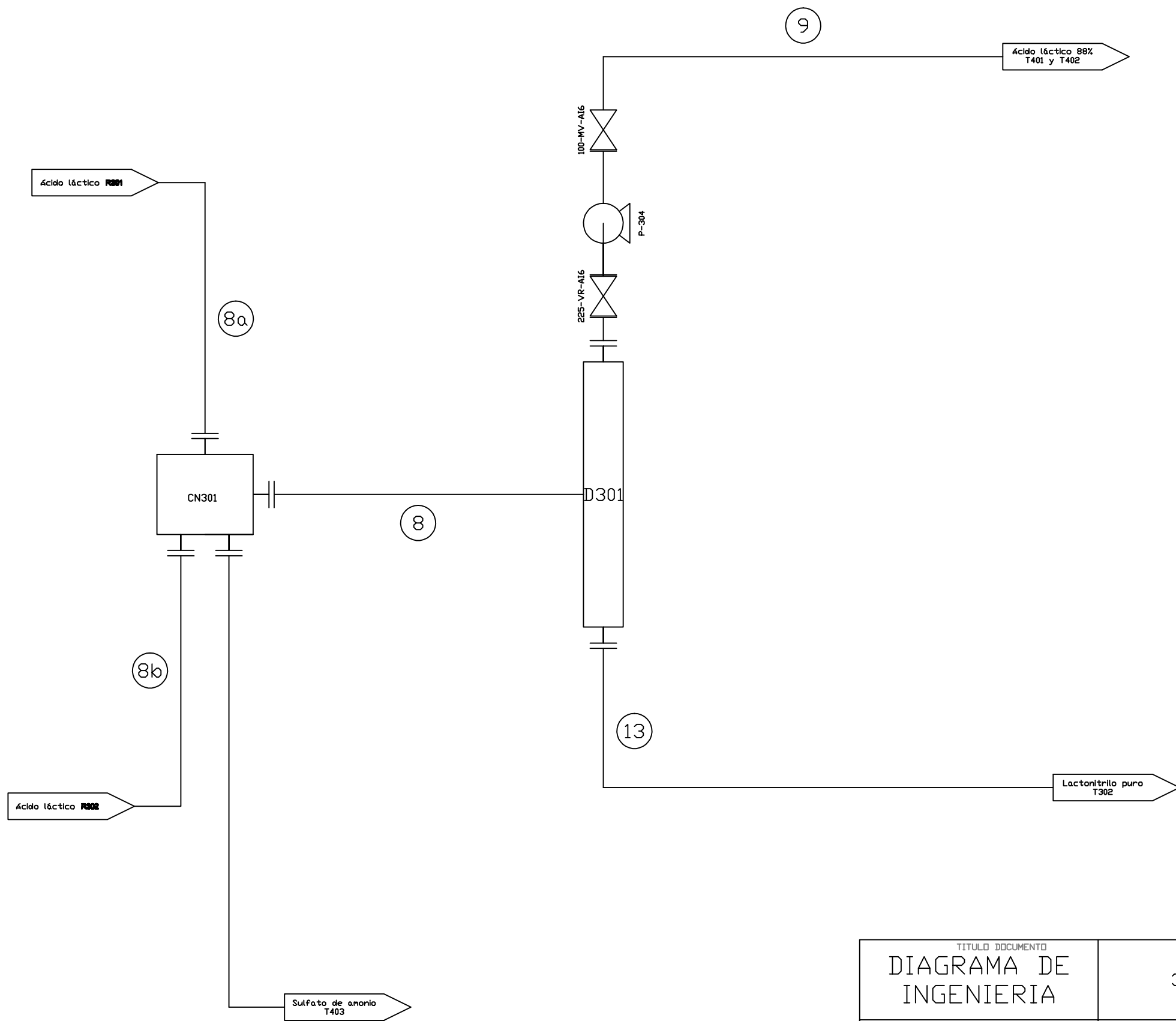


TITULO DOCUMENTO	ZONA	NUMERO DE DOCUMENTO
DIAGRAMA DE INGENIERIA	200B	10 de 16
Revisado	Modificación/Motivo	Verificación

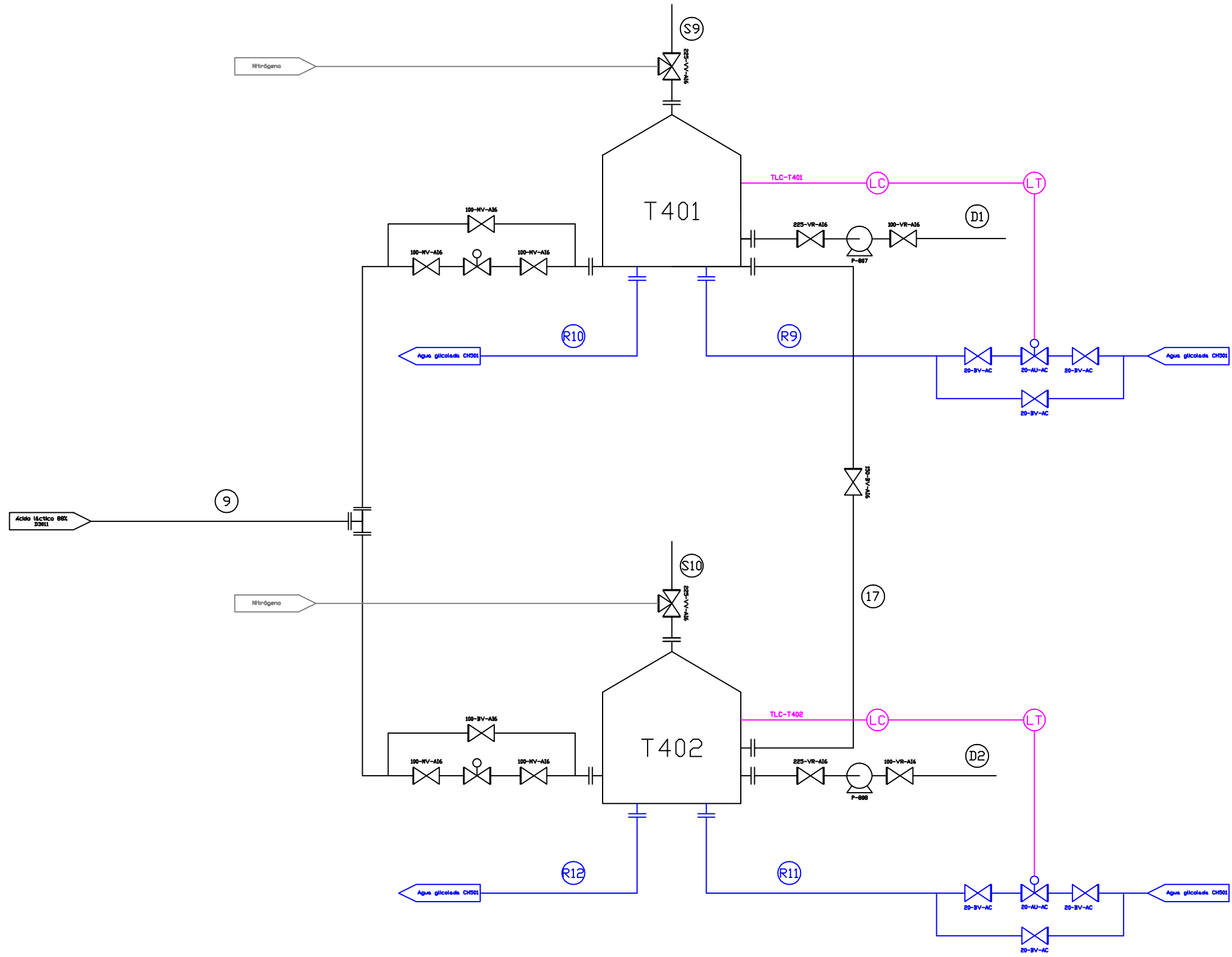


TITULO DOCUMENTO	ZONA	NUMERO DE DOCUMENTO
DIAGRAMA DE INGENIERIA	300A	11 de 16
Revisado	Modificación/Motivo	Verificación

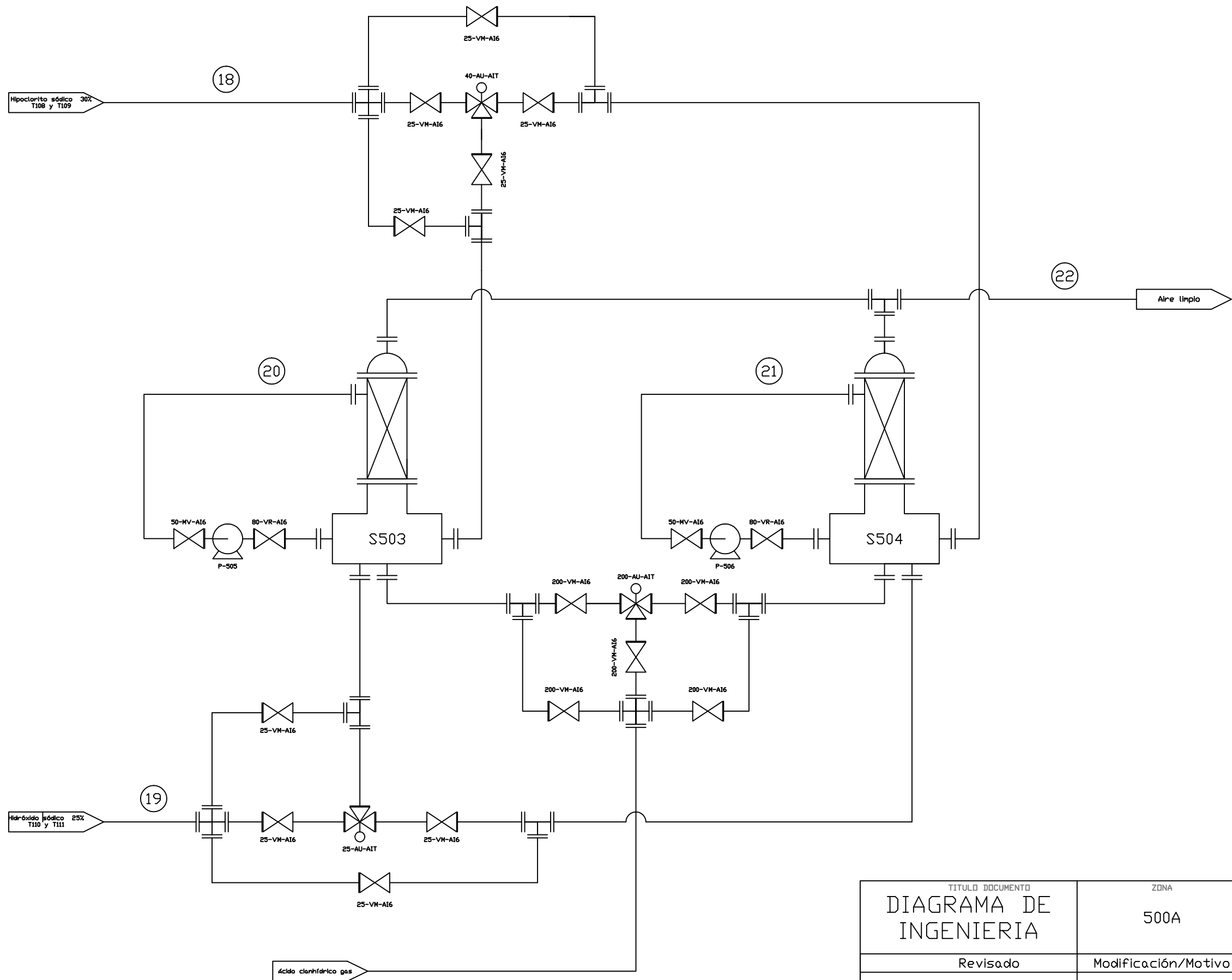




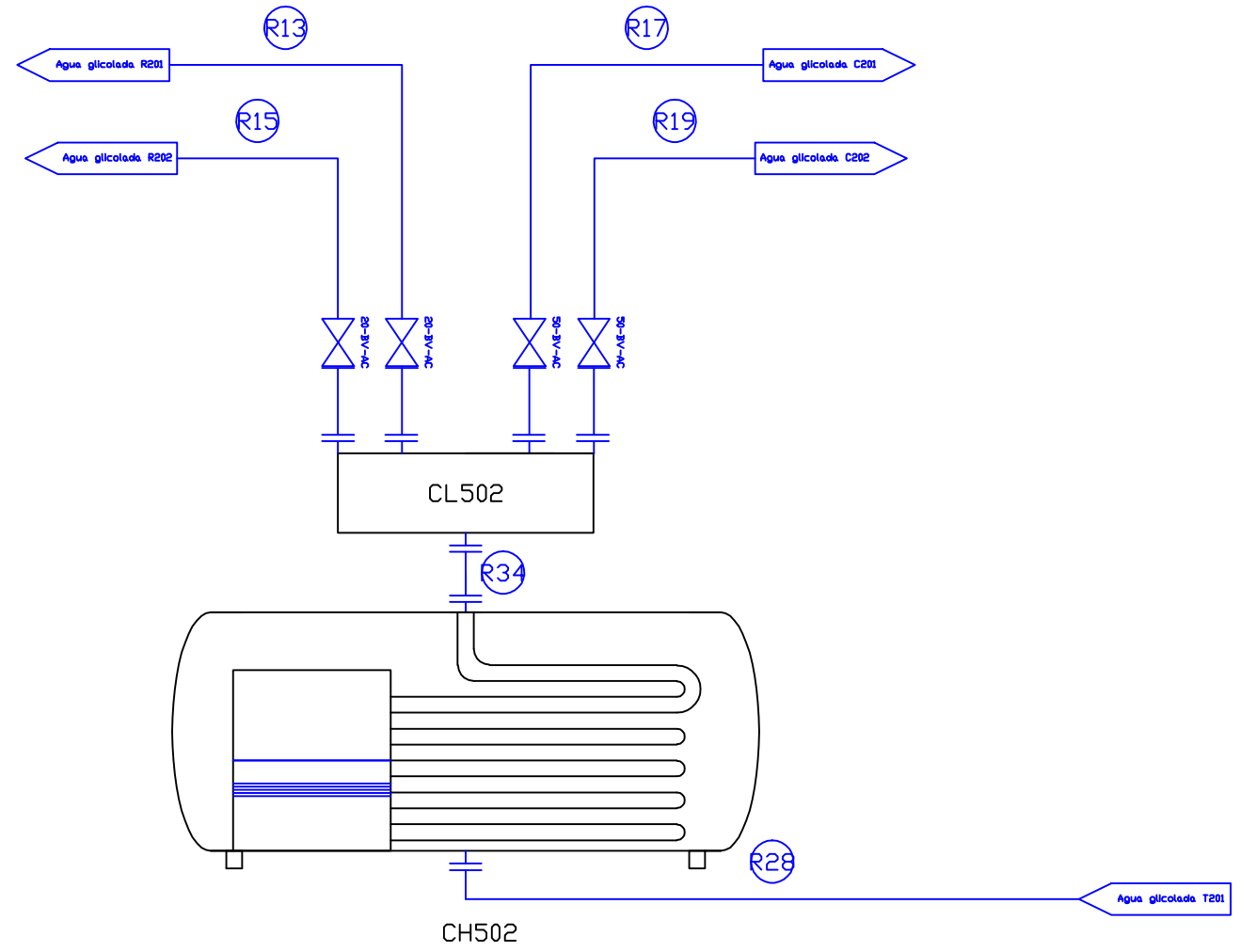
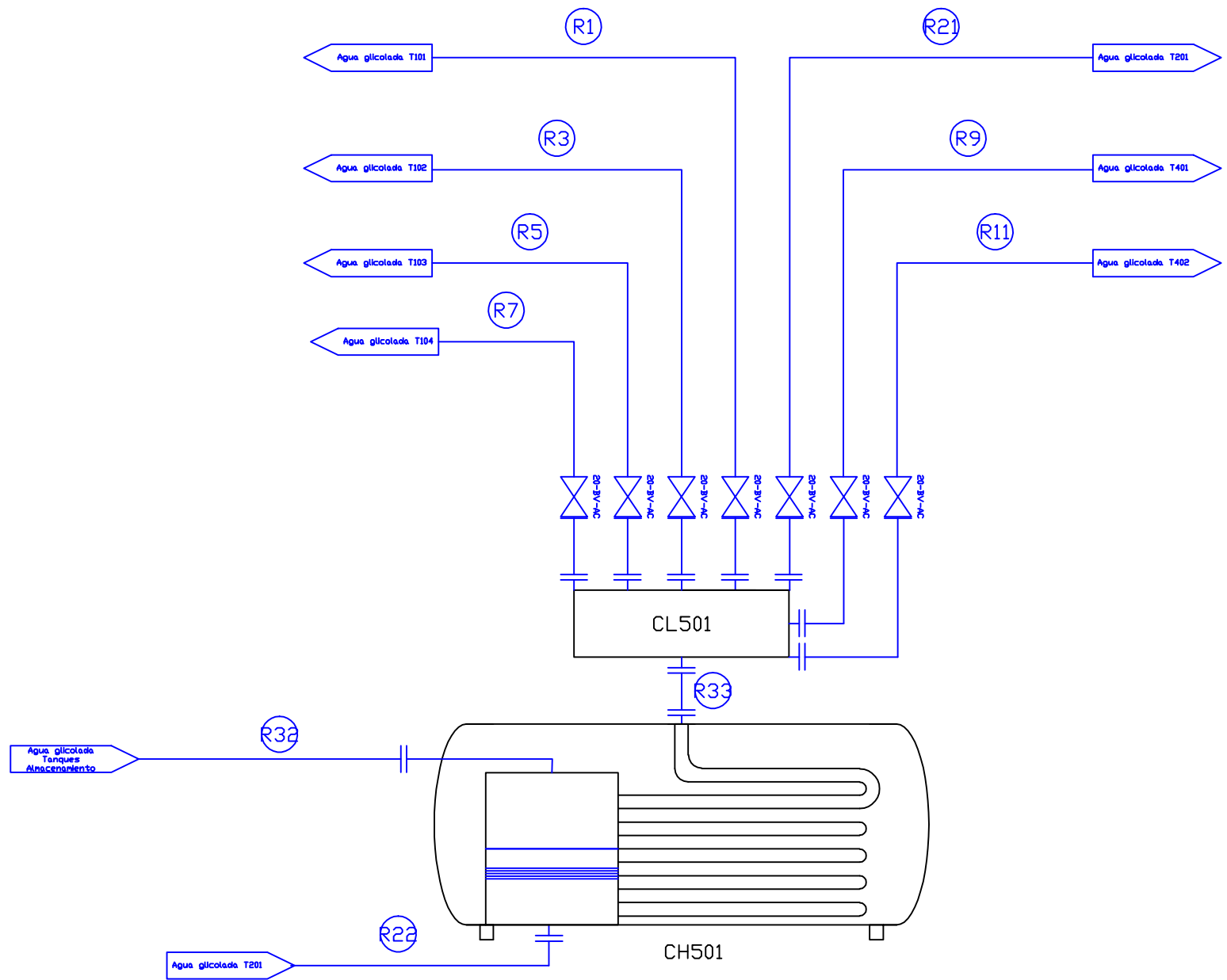
TITULO DOCUMENTO	ZONA	NUMERO DE DOCUMENTO
DIAGRAMA DE INGENIERIA	300B	12 de 16
Revisado	Modificación/Motivo	Verificación



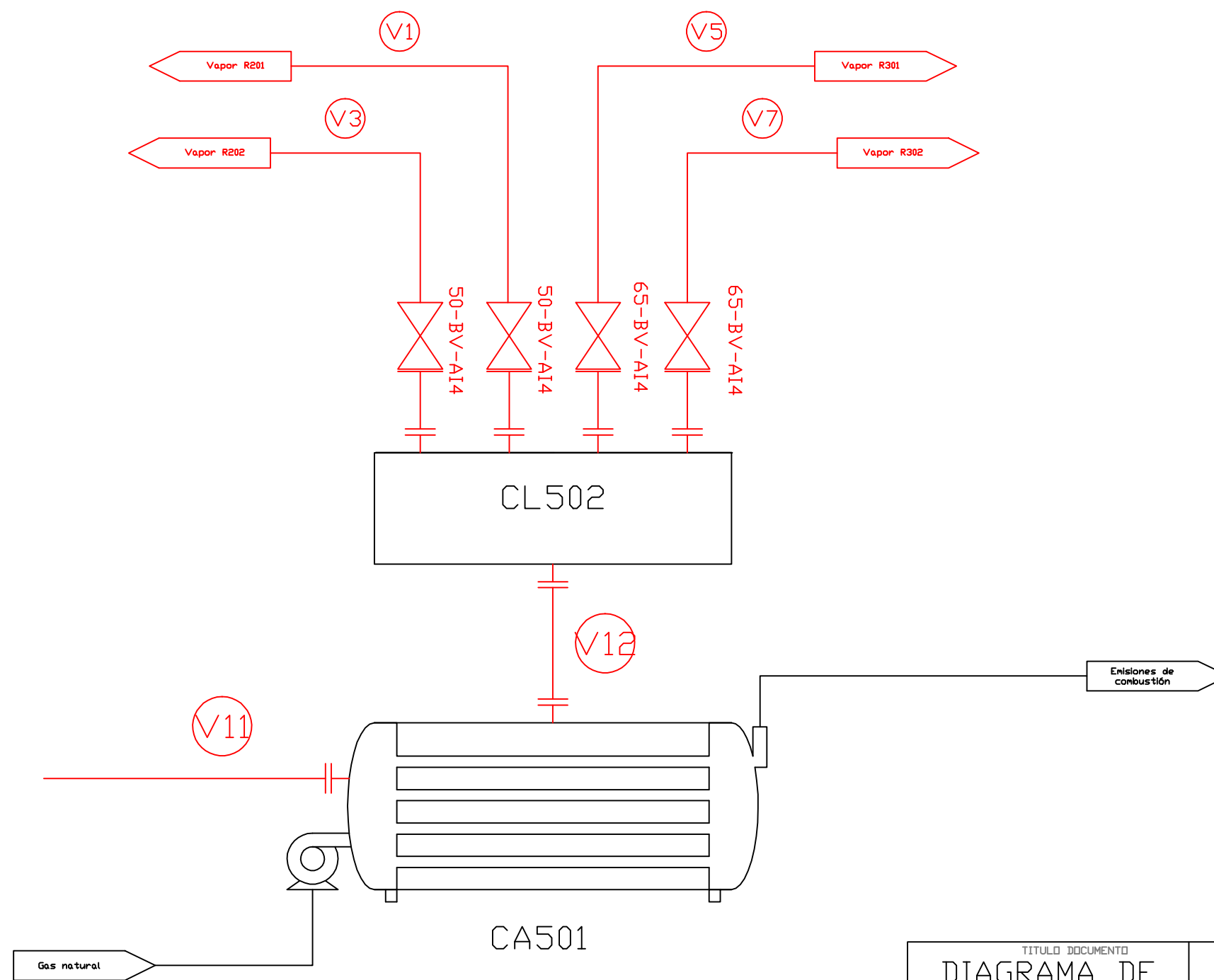
TITULO DOCUMENTO <b>DIAGRAMA DE INGENIERIA</b>	ZONA 400	NUMERO DE DOCUMENTO 13 de 16
Revisado	Modificación/Motivo	Verificación



TITULO DOCUMENTO	ZONA	NUMERO DE DOCUMENTO
DIAGRAMA DE INGENIERIA	500A	14 de 16
Revisado	Modificación/Motivo	Verificación



TITULO DOCUMENTO	ZONA	NUMERO DE DOCUMENTO
DIAGRAMA DE INGENIERIA	500B	15 de 16
Revisado	Modificación/Motivo	Verificación



TITULO DOCUMENTO	ZONA	NUMERO DE DOCUMENTO
DIAGRAMA DE INGENIERIA	500C	16 de 16
Revisado	Modificación/Motivo	Verificación