



OPTIMIZACIÓN DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN DE KM

Trabajo final de grado

Identificador: TFGEQ_2218

Miembros :

Marta González Roncero

Luis Moya Tortajada



Aleix Valldepérez González

Tutor DEQ: Pere Gabarra

Tutor empresa: Neus Segura

Grado: Ingeniería química

Tarragona, 12 junio del 2022

Departament d'Enginyeria Química. Universitat Rovira i Virgili.	
Vist i plau pel lliurament i defensa del TFG del grau d'Enginyeria Química.	
TÍTOL DEL TFGEQ: <u>OPTIMIZACIÓN DEL PROCESO DE KM</u>	
SUBTÍTOL	
AUTOR: MARTA GONZÁLEZ RONCERO	
CURS ACADÈMIC: <u>2021/22</u>	
VIST I PLAU DEL TUTOR ACADÈMIC	
En/Na <u>PERE GABARRA GIRONÈS</u>	
en la seva capacitat de tutor acadèmic fa constar que considera que el TFGEQ	
<input checked="" type="checkbox"/> és adequat i en conseqüència recomana la seva defensa <input type="checkbox"/> no en recomana la defensa per presentar les mancances exposades en el document annex	
Signatura:	Data:
 <p>Firmado digitalmente por GABARRP Nombre de reconocimiento (DN): dc=NET, dc=BASF, dc=BASFAG, ou=Ciber-ITS, ou=EU, ou=USOB, ou=Tamagora, ou=Users, cn=GABARRP, email=per.gabarra.girones@basf.com Fecha: 2022.06.08 22:15:09 +0200</p>	8/6/2022
DECLARACIÓ D'ABSÈNCIA DE CONFLICTES DE CONFIDENCIALITAT	
En/Na <u>NEUS SEGURA BOSCH</u> , en la seva capacitat de supervisor extern ^(*) del treball fa constar que ha revisat el contingut del TFGEQ i que no conté cap informació que pugui ser considerada com confidencial per part de l'empresa <u>BASF</u>	
(*) Cas que el TFGEQ no sigui extern serà el professor tutor qui emplenarà aquesta secció	
Signatura:	Data:
 <p>Firmado digitalmente por SEGURAN2 Fecha: 2022.06.09 20:47:27 +02'00'</p>	09/06/22

EXECUTIVE SUMMARY

In this project, a series of improvements have been made to the production process of the Kresoxim-Methyl plant for the company BASF S.L., located in Tarragona. During the study carried out during this project, a series of improvements have been implemented to increase the plant's production without affecting the final quality of the product.

On the one hand, improvements have been made in the fifth stage of the production process, which is one of the longest and most complex and has been one of the main parts of this project. In this part, a new pump, a degasser and a new exchanger have been designed to replace the two previously existing ones.

On the other hand, an auxiliary HCl supply system has been designed, as the current HCl purification system generates many delays in production due to unexpected stoppages in the purification process. This system will have an installation of 8 cylinders connected directly to the process and will be put into operation when problems arise with the conventional method used up to now.

Once all the improvements have been designed both in the fifth stage and in the auxiliary HCl system, the PFD, P&ID, list of instruments, valves and piping have been made and only for the fifth stage part of the process a HazOp has been carried out.

For the implementation of the improvements in stage 5, an economic study has been carried out with the following results, a VAN of 518756 €, a TIR of 37% and a payback period of the initial investment of 2 years 7 months and 2 days.

To check the viability of the process, an economic study has also been carried out for the installation of the auxiliary HCl system, with the following results, a VAN of 729566 €, an TIR of 53% and a payback period of 1 year 10 months and 24 days for the initial investment.

The implementation of these improvements increases production by a total of 5 loads per season, equivalent to a total of 15 tonnes of final product, thanks to the modifications to the R500 and 41 loads per season, equivalent to a total of 123 tonnes of final product, thanks to the auxiliary HCl system.

ÍNDICE

1. INTRODUCCIÓN.....	8
1.1. Información del proyecto	8
2. ETAPA PRELIMINAR.....	9
2.1. Ubicación.....	9
2.2. Base del proyecto	9
2.3. Alcance del Proyecto	10
2.4. Diagrama Gantt	11
3. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO	12
3.1. Etapa 1	12
3.1.1. Síntesis del carboxilato (R100).....	12
3.1.2. Cristalización del metil-PBS.....	13
3.1.3. Centrifugación del metil-PBS	13
3.1.4. Suspensión de tolueno en m-PBS.....	13
3.1.5. Recuperaciones	14
3.2. Etapa 2.....	15
3.2.1. Formación del PBC.....	15
3.3. Etapa 3	16
3.4. Etapa 4.....	17
3.4.1. Reacción de Pinner	17
3.5. Etapa 5	18
3.5.1. Oximación	18
3.5.2. Extracciones.....	19
3.5.3. Destilación de metoxamina (MAH).....	20
3.5.4. Aislamiento de la Oxima	21
3.6. Etapa 6	21
3.6.1. Preparación de la solución metanol/HCl al 38%.....	22
3.6.2. Isomerización.....	22
3.6.3. Centrifugación.....	22
3.6.4. Tratamiento de aguas madre en W610 A/B	22
3.7. Utilities	23
3.7.1. Unidad de clorhídrico (SKID)	23
3.7.2. Sistema ABGAS.....	23
3.7.3. Incinerador de gases (MUFLA/A800)	24
3.7.4. Caldera de vapor.....	24
3.7.5. Columna de lavado de gases.....	24
3.7.6. Denox	24

3.7.7.	<i>Vapores de planta</i>	25
3.7.8.	<i>Energías</i>	25
3.7.9.	<i>Materias primas</i>	25
4.	MODELO ESTRATÉGICO	27
4.1.	Lean Manufacturing	27
4.2.	Mapeo de valor	27
5.	ESTUDIO DE ALTERNATIVAS	29
5.1.	Estudio del R500	29
5.1.1.	<i>Cambio de la bomba P500 y de la salida de gases del reactor.</i>	29
5.1.2.	<i>Reacción en paralelo</i>	30
5.1.3.	<i>Substitución del calentamiento de la prereacción.</i>	30
5.1.4.	<i>Substituir R500 por R503</i>	31
5.1.5.	<i>Estudio de los intercambiadores W500 y W501</i>	31
5.1.6.	<i>Matriz de las alternativas al R500</i>	32
5.2.	Estudio de materia prima y residuos	33
5.2.1.	<i>Estudio de la unidad de gasificación de HCl</i>	33
5.2.2.	<i>Estudio del nuevo sistema de gasificación del HCl al 100%</i>	34
6.	BASES DEL DISEÑO	35
6.1.	Especificación de alimentación	35
6.1.1.	<i>Entrada al reactor R500</i>	35
6.1.2.	<i>Entrada de gasificación de HCl</i>	35
6.2.	Factores de servicio	36
6.3.	Códigos de diseño y estándares	36
6.4.	Especificación de los servicios auxiliares disponibles	36
7.	INGENIERÍA BÁSICA DEL R500	38
7.1.	Diagramas	38
7.1.1.	<i>PFD</i>	38
7.1.2.	<i>P&ID 500</i>	41
7.1.3.	<i>P&ID 501</i>	42
7.1.4.	<i>P&ID 502</i>	43
7.2.	Sistema HAZOP	44
7.2.1.	<i>Matriz de riesgos de BASF</i>	44
7.2.2.	<i>Diseño del estudio de la matriz de HAZOP</i>	46
7.2.3.	<i>P&ID modificado</i>	49
7.3.	Balances.....	50
7.4.	Diseño y listado de tuberías.....	50
7.5.	Listado de instrumentación del R500	55

7.6.	Listado de equipos nuevos del R500	56
7.7.	Listado de válvulas manuales, automáticas y reguladoras	57
7.8.	Diseño de PSV (Pressure Safety Valve).....	60
7.9.	Diseño de equipos.....	62
7.9.1.	<i>Elección de la nueva bomba P500</i>	62
7.9.2.	<i>Cambio del W500 y W501 por el nuevo sistema</i>	65
7.9.3.	<i>Diseño de los apagallamas en el abgas 005</i>	67
7.10.	Estrategia de control de los nuevos equipos	69
7.10.1.	<i>Control del trasvase del R500 a R503</i>	69
7.10.2.	<i>Control del nuevo abgas 005</i>	70
7.10.3.	<i>Control del nuevo sistema de recuperación de gases de R500</i>	70
7.10.4.	<i>Resumen de control de las válvulas</i>	70
8.	BALANCE ECONÓMICO DEL R500	72
8.1.	Inversión inicial	72
8.1.1.	<i>Inversión de equipos e instrumentación</i>	73
8.2.	Coste de producción	74
8.3.	Beneficios	75
8.4.	Estudio de rentabilidad	76
9.	INGENIERÍA BÁSICA DE LA UNIDAD DE GASIFICACIÓN DE HCL	79
9.1.	Ubicación.....	79
9.2.	Diagramas.....	80
9.2.1.	<i>PFD</i>	81
9.2.2.	<i>P&ID Unidad de HCl</i>	82
9.3.	Diseño y listado de tuberías.....	83
9.4.	Listado de instrumentación.....	87
9.5.	Listado de válvulas	88
9.6.	Diseño de equipos.....	89
9.6.1.	<i>Diseño de almacén de las bombonas de HCl al 100%</i>	89
9.6.2.	<i>Carretilla elevadora</i>	91
9.6.3.	<i>Scrubber</i>	91
9.6.4.	<i>Bombonas</i>	93
9.6.5.	<i>Ventilador</i>	93
9.6.6.	<i>P992: bomba a salinas (tratamiento)</i>	95
9.7.	Estrategia de control de los nuevos equipos.....	97
9.7.1.	<i>Puesta en servicio de las casetas A/B</i>	97
9.7.2.	<i>Puesta en servicio del sistema del lavado de gases (Scrubber)</i>	98
9.7.3.	<i>Control de la balsa del Scrubber</i>	98

9.7.4. <i>Resumen del control de las válvulas</i>	99
9.8. Seguridad de la unidad auxiliar	100
9.9. Balance económico	100
9.9.1. <i>Inversión inicial</i>	100
9.9.2. <i>Coste de la producción</i>	102
9.9.3. <i>Beneficios</i>	102
9.9.4. <i>Estudio de rentabilidad</i>	103
10. MANUALES DE OPERACIÓN	105
10.1. Manual de la nueva bomba (P500, P991 y P992).....	105
10.1.1. <i>Puesta en marcha de una bomba centrífuga</i>	105
10.1.2. <i>Parada de la bomba centrífuga</i>	105
10.2. Manual del nuevo intercambiador W501 (B)	105
10.2.1. <i>Puesta en marcha del intercambiador W501(B)</i>	105
10.2.2. <i>Parada del intercambiador</i>	106
10.3. Manual de limpieza de los apagallamas	106
11. BIBLIOGRAFÍA	107
ANEXO	109
A.1 Cálculos de bomba	109
A.1.1. <i>Hoja de especificación de la bomba P500</i>	111
A.1.2 <i>Hoja de especificación de la nueva bomba P992</i>	112
A.2 Simulación en ASPEN	113
A.3 Cálculos del dimensionamiento del nuevo desgasificador K500	114
A.3.1 <i>Hoja de especificación del desgasificador K500</i>	116
A.4 Cálculos del dimensionamiento del nuevo intercambiador W501 (b)	118
A.5 Cálculo de fuga de bombonas.....	119
A.6 Cálculos para el diseño de tuberías	120
A.6.1. <i>Temperatura y presión de diseño</i>	120
A.6.2 <i>Velocidad, área y diámetro de tubería</i>	120
A.7 Balance económico	121
A.8 Hoja de especificación de la bombona de HCl.....	123
A.9 Fichas de seguridad	124
A.5.2	125
A.9.1. <i>Ficha de seguridad metanol</i>	125
A.9.2. <i>Ficha de seguridad tolueno</i>	126
A.9.3. <i>Ficha de seguridad MAH</i>	127
A.9.4. <i>Ficha de seguridad m-oximaeter</i>	128
A.9.5 <i>Ficha de seguridad HCl al 100%</i>	129

1. INTRODUCCIÓN

1.1. Información del proyecto

En este apartado se muestra la distribución de los colores para poder identificar cual es la parte que ha realizado cada estudiante de este proyecto.

En este proyecto se encuentra mejoras para la producción de mEOE. El methyl-EOE es un principio activo de un fungicida y un producto intermedio que se fabrica en la planta de Kresoxim-Methyl, BASF S.L de Tarragona.

También se encuentra un estudio de mejoras de las materias primas. En este proyecto, se encuentra el estudio de la mejora de la gasificación de HCl al 100%.

La distribución por colores es la siguiente:

Marta González Roncero



Luis Moya Tortajada



Aleix Valdepérez González



2. ETAPA PRELIMINAR

2.1. Ubicación

BASF Tarragona se ubica en el complejo químico más grande del sur de Europa, y forma parte de la Asociación Empresarial Química de Tarragona (AEQT) junto con más de 30 empresas presentes en el territorio. Tiene un gran valor logístico ya que dispone de un rack de tuberías conectadas con el Puerto de Tarragona y una Buena conexión con la red ferroviaria y carreteras cercanas

La planta de producción de Kresoxim-metil se encuentra junto a la N-340, la Canonja. Forma parte de un total de 6 plantas que abastecen a industrias que fabrican productos finales que se utilizan día a día, como, por ejemplo, detergentes, cosméticos, plásticos o fungicidas.

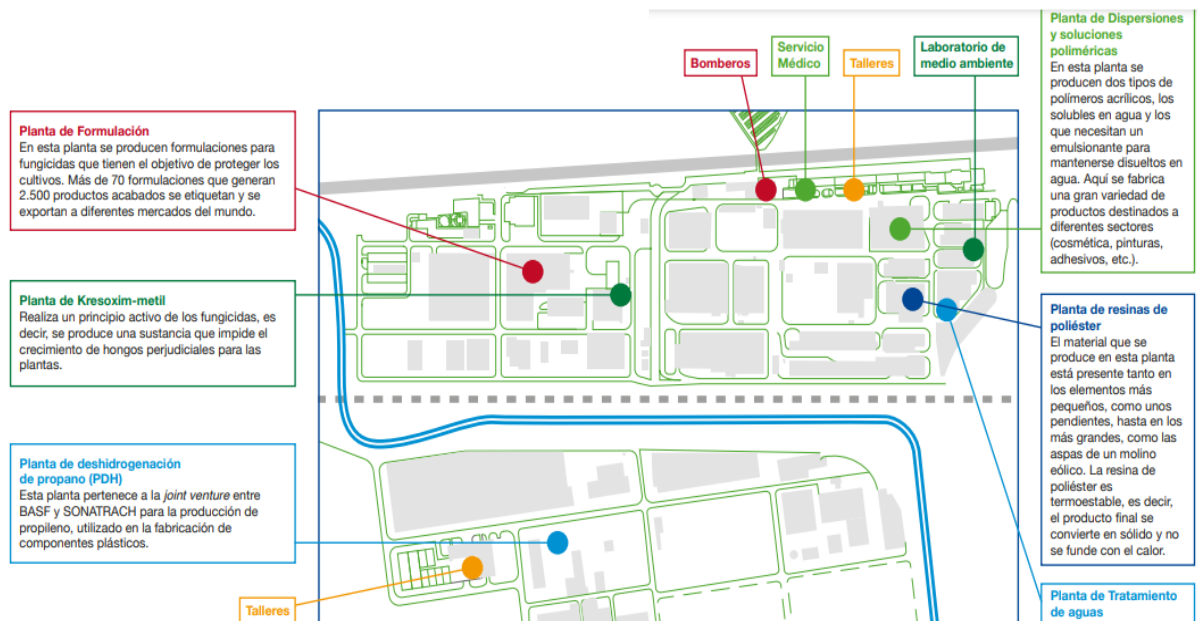


Figura 2.1. Mapa de Basf en el Site de Tarragona.

2.2. Base del proyecto

En la actualidad se habla mucho sobre productividad, pero en realidad muy pocos son los que conocen su significado y, sobre todo, cómo medirla para poder mejorarla.

Muchas empresas se esfuerzan por aumentar sus ventas, disminuir sus costes y mejorar su imagen, pero son pocas las que realmente están logrando resultados tangibles.

En este proyecto se analizarán las principales limitaciones de la productividad del proceso de la planta Kresoxim-methyl y se establecerán formas para detectarlo y remediarlo. De esta forma, se busca optimizar el proceso productivo, estudiando las operaciones o procesos que influyen de manera negativa en la productividad, y modificarlas, suprimirlas o reemplazarlas, dentro de lo posible, para aumentar la productividad sin que la calidad del producto final se vea afectada.

El proceso se basa en la producción de metil-EOE (BAS 505). El metil-EOE es un producto intermedio envasado en *big bags* de 500 kg para la producción de otro principio activo de fungidas (*Dimoxystrobin*)

La planta de producción consta de 6 etapas de forma *Batch*.

A través de la filosofía *Lean Manufacturing*, se realiza un mapeo de valor con el que ayuda a identificar en que parte del proceso es donde se pierde más tiempo del ciclo. A su

vez, se estudiará reducir uno de los principales subproductos generados en reacciones no deseadas. Este producto es un gas llamado Cloruro de Metilo que afecta al rendimiento del producto intermedio y final.

Por otro lado, se estudia también las materias primas y residuos generados. Con esto se pretende reducir costes anuales y ahorro de los *utilities*, así como también ahorro de tiempo y coste económico que supone el mantenimiento de la unidad actual de ácido clorhídrico (K90).

El documento incluye diagramas de bloque, PFD, P&ID. También incluye los listados de las nuevas tuberías, de los nuevos instrumentos y de los nuevos equipos de la parte mejorada del proceso. Todo esto se realiza para garantizar la correcta operación de manera segura. Para ello, se ha planificado el estudio de las alternativas de las posibles mejoras como también, las alternativas del proceso y de los equipos a mejorar, incluyendo así los balances de materia, los balances económicos y el manual de operación.

2.3. Alcance del Proyecto

Como se menciona anteriormente, el proyecto consiste en identificar y reducir el momento del ciclo *batch* del proceso donde se pierde más tiempo. Con estas modificaciones, se consigue un menor tiempo de producción, y con ello, aumentarla y eliminar subproductos no deseados.

A través de la propia experiencia como operadores de la planta, se realiza un estudio en el reactor R500 y en la unidad de gasificación de HCl. El R500, por ser el principal cuello de botella y, la unidad de gasificación, por suponer un retraso de producción por sus paradas repentinas por mantenimiento o por problemas de logística. Para ello, previamente se realiza un estudio de alternativas y como resultado, se obtiene una matriz de valores. Estos resultados vienen dados a través de unos porcentajes según su valor en coste, mantenimiento, operatividad, seguridad, sistema de control y duración/fiabilidad.

Estas mejoras consisten en el cambio de la bomba utilizada en el trasvase con lo que se ha de mejorar la evacuación de gases generados. Para eliminar el subproducto de cloruro de metilo, se plantea la posibilidad de poner en serie un intercambiador y un desgasificador en serie para que, aparte de eliminar el subproducto, se pueda reaprovechar la mayor cantidad posible de producto que será retornado al reactor.

Para el apartado de mejora de materias primas y eliminación del residuo se estudia la posibilidad de eliminar la actual columna de desabsorción. Esta columna convierte el 37% del HCl proveniente en cisterna a gas de ácido clorhídrico al 100%. Como consecuencia, se genera un residuo de HCl al 21%. La alternativa a esta columna es plantear un sistema donde comprar bombonas de HCl al 100%. Con esto se requiere también el estudio de una nueva unidad auxiliar. Esto genera un ahorro de las *utilities* como también un ahorro de tiempo y un ahorro económico por paros inesperados y/o mantenimiento.

2.4. Diagrama Gantt

En este apartado se muestra la planificación del proyecto a través de la aplicación Gantt.

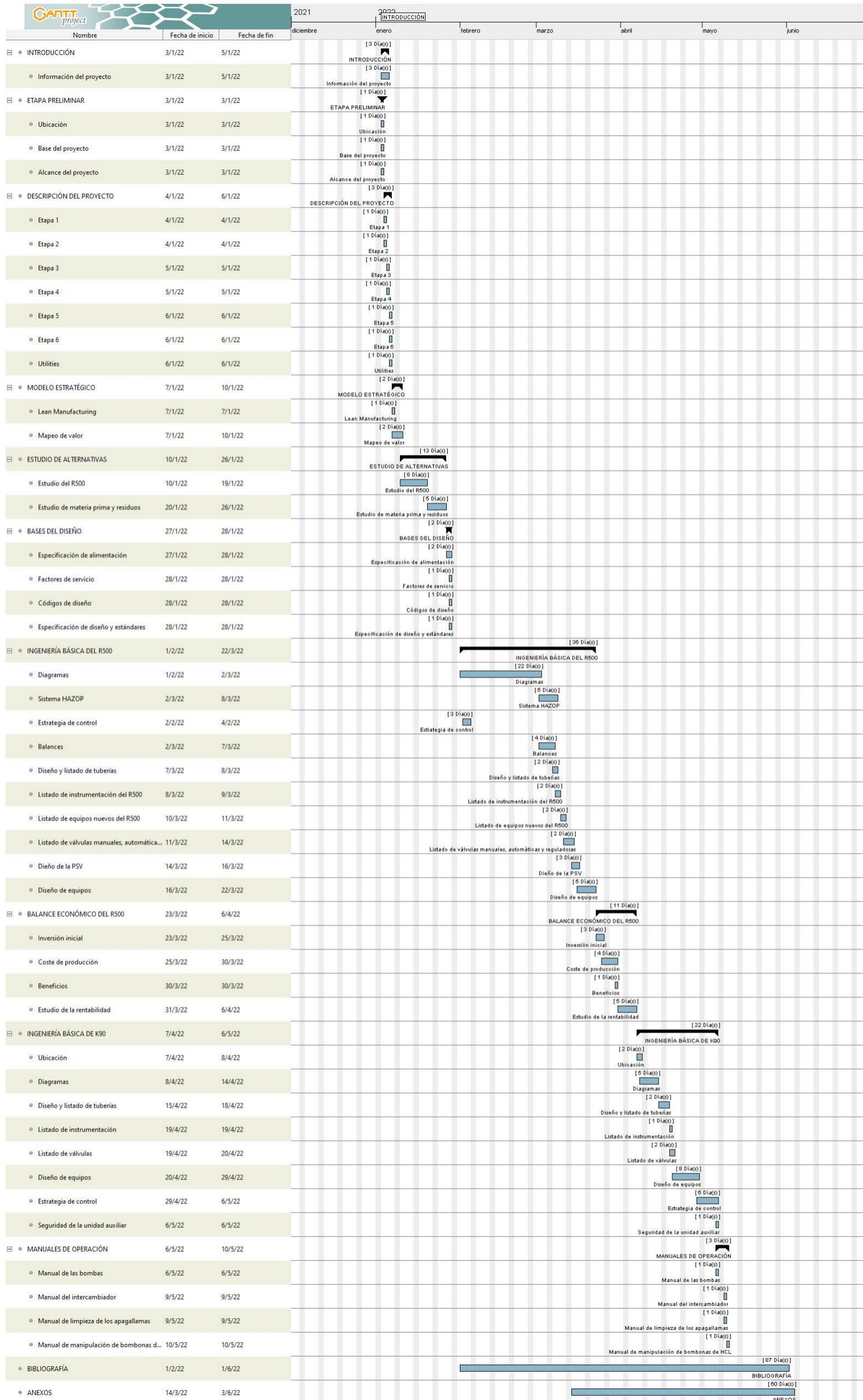


Figura 2.2 Diagrama Gantt del proyecto

3. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

El metil-EOE (m-EOE), es un producto intermedio para la producción de otro principio activo para la producción de fungicidas (Dimoxystrobin)

El proceso, cuenta con 6 etapas:

- 1º etapa: Síntesis, cristalización y recuperación del m-PBS
- 2º etapa: Formación del m-PBC
- 3º etapa: Formación del m-BCN
- 4º etapa: Reacción Pinner: síntesis del cetoéster i cetoamida
- 5º etapa: Formación de oximaéter
- 6º etapa: Isomerización

A continuación, se explican las diferentes etapas.

3.1. Etapa 1

En la etapa 1 se realiza la síntesis del carboxilato, la cristalización, centrifugación y fundido del m-PBS. También hay una parte de recuperaciones de subproductos. A continuación, en la Figura. 3.1, se describe el proceso de la etapa 1 en diagrama de bloques.

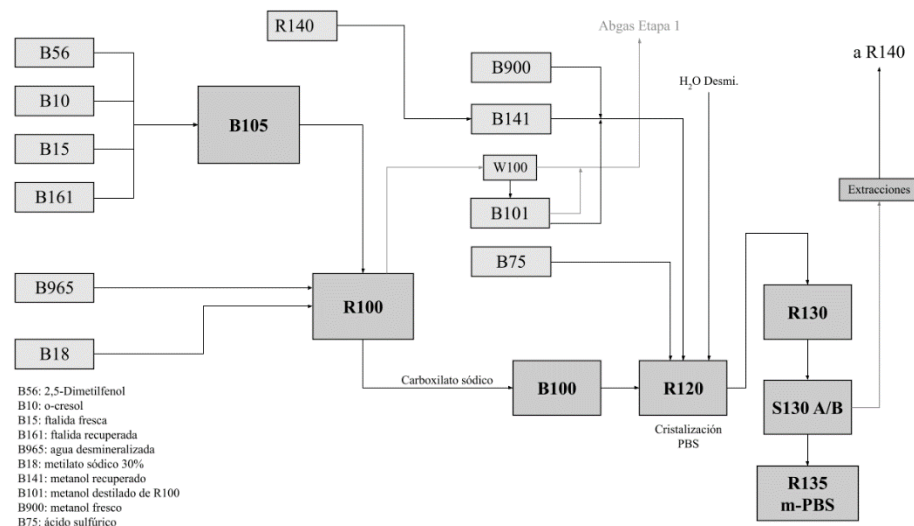


Figura. 3.1 Diagrama de bloques etapa 1

3.1.1. Síntesis del carboxilato (R100)

En esta primera parte, se sintetiza el metil-PBS a partir de 2,5-dimetilfenol, metilato sódico y ftalida.

En una primera reacción, se combinan el 2,5-dimetilfenol y metilato sódico, para formar el 2,5-dimetilfenolato y el metanol. En una segunda reacción, se combina el 2,5-dimetilfenolato con la ftalida para formar el metil-PBS y el hidróxido sódico.

Esta reacción tiene lugar en el reactor R100, su procedimiento es el siguiente:

Primero, se introduce una cantidad exacta de 2,5-dimetilfenol previamente pesada en un depósito pulmón (B105) y se introduce posteriormente al R100 junto con el metilato sódico que entra directo al R100. Después, se introduce la ftalida recuperada que proviene del depósito (B161) y a continuación ftalida fresca, previamente pesadas en B105.

Una vez se tienen los reactivos en el R100, comienza la destilación, que tiene como función eliminar la mayor parte de metanol y agua mediante una destilación.

Durante la destilación, se generan vapores que, a través de un intercambiador, son recogidos en B101 para posteriormente utilizarlo en la cristalización del R120.

Una vez acabada la destilación, se envía la carga preparada hacia un depósito pulmón (B100).

3.1.2. Cristalización del metil-PBS

A partir del carboxilato formado en el R100, se forma m-PBS con metanol recuperado (B141 o B101), agua desmineralizada (B965) y con ácido sulfúrico (B75).

Al reactor R120, donde se realiza la cristalización, se le alimenta carboxilato en continuo del depósito pulmón B100, metanol recuperado (B141 o B101), agua desmineralizada (B965) y ácido sulfúrico (B75). Estos reactivos se dosifican con relación al caudal de carboxilato:

1 kg de carboxilato = 0,75 de metanol, 1,70 de agua y aproximadamente el 10% de ácido sulfúrico.

El carboxilato (B100), entra por un tubo buzo y según se van formando los cristales, van subiendo a la superficie y, por rebose, alimentan al R130.

3.1.3. Centrifugación del metil-PBS

El reactor R120 alimenta a R130 en continuo, y éste, a las dos centrifugas S130 A/B que operan alternativamente.

La principal función de las centrifugas es la de separar el sólido de la suspensión del metil-PBS necesario para la reacción de la segunda etapa.

La suspensión del R130 se carga en ciclos y el m-PBS sólido se acumula como una torta en una tela filtrante. El sistema de control de llenado se hace a través de un flotador (bandera). Una vez cargada la centrifuga con el ciclo, se lava dos veces, una con metanol (B141) y la otra con agua desmineralizada.

Una parte importante de las centrifugas sucede entre el bombo y la carcasa, nunca entrando en contacto con el producto del interior de la centrifuga. En ese lugar, se van acumulando todos los subproductos por la fuerza centrífuga del equipo, el lavado de metanol y de agua. Todo esto es arrastrado por una corriente de tolueno que se le denominará aguas madres e irán directas al reactor R140 para posteriormente recuperar subproductos.

Finalmente, la torta de m-PBS se centrifuga a elevadas revoluciones para extraer tanto líquido como sea posible y descargarlo en R135 donde queda en suspensión con tolueno.

3.1.4. Suspensión de tolueno en m-PBS

La suspensión del m-PBS en tolueno tiene lugar en el reactor R135. Primero se carga una cantidad de tolueno recuperado de los B526, para recibir el m-PBS húmedo de las centrifugas a una temperatura de aproximadamente 80°C, se necesita descargar una cantidad de ciclos desde S130 A/B para completar la carga en R135.

Una vez completada la carga con todos los ciclos necesarios, se calienta con una rampa de vapor de 17 bar, para iniciar el secado de la suspensión del m-PBS en tolueno mediante una destilación del azeótropo tolueno-agua a 84°C. Durante el proceso, todos los vapores generados se condensan en W137 y se recogen en el decantador B136. La fase orgánica resultante en B136 vuelve a R135 a modo de reflujo para mantener constante la cantidad de tolueno y la fase acuosa se recoge en el R140. A medida que la concentración de agua va disminuyendo, la temperatura

de ebullición de la suspensión irá en aumento debido a la menor presencia del azeótropo y una vez eliminado, la temperatura de R135 alcanzará una temperatura de aproximadamente 115°C para asegurar que no quedan restos de tolueno.

Una vez que la destilación finaliza, el contenido del R135 se descarga por completo a R200, luego esta línea de descarga se limpia con tolueno hacia R200 para transportar el producto residual y evitar así posibles taponamientos futuros.

3.1.5. Recuperaciones

En R140 se acumulan todas las aguas madres que provienen de los lavados de las centrífugas. Estas aguas madres contienen muchos subproductos que son materias primas utilizadas en nuestro proceso, por ello se ha diseñado un sistema de recuperación de todas ellas, las principales materias a recuperar son metanol, ftalida y tolueno.

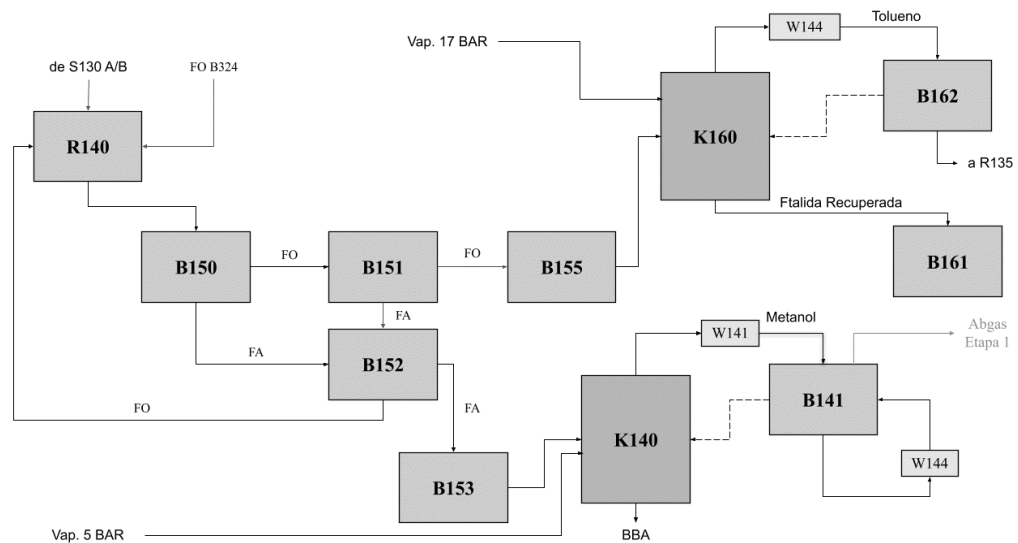


Figura. 3.2 Diagrama de bloques de las recuperaciones de la etapa 1

El R140 ha de tener un $\text{pH} \leq 2,5$ para evitar que el m-PBS se convierta en carboxilato otra vez.

El objetivo es que en la fase acuosa estén todas las sales y subproductos inorgánicos y en la fase orgánica todos los subproductos orgánicos. Para la separación de fases, la mezcla se envía al depósito decantador B150, la fase acuosa se envía a B152 (mixer-settler) y la fase inorgánica al B151 (mixer-settler). En B152, se añade tolueno recuperado de B162 con un ratio de 0,2 kg tolueno/1 L de fase acuosa para mejorar la extracción. Cuando la separación se completa, la fase acuosa del B152 se envía al B153 (agua, metanol y sales) y la parte orgánica vuelve al R140.

El B153 es un depósito pulmón que alimenta a una columna de destilación K140, para recuperar la máxima cantidad de metanol posible en B141. La K140 se neutraliza a 8-11 de pH, con sosa al 25%, para proteger dicha columna de la corrosión, ya que es de acero inoxidable. Los vapores de la cabeza son condensados con un intercambiador y recogidos en B141. Este metanol recuperado se utiliza en R100, R120, S130A/B y B614. El fondo de columna (agua y sales) se calienta con vapor a 5 bar y a través de un intercambiador se enfría antes de ser enviado a la planta de tratamiento de aguas residuales. Aseguraremos que el fondo de la columna esté a más de 98°C para evitar enviar metanol a tratamiento.

En el B151, se añade agua desmineralizada con un ratio 0,2 kg de agua/1 L de fase orgánica para mejorar la extracción. Finalmente, la fase orgánica de B151 se envía al B155 (tolueno y ftalida recuperada)

El B155 es un depósito pulmón que alimenta a una columna de destilación K160, para recuperar tolueno y ftalida del proceso. Los vapores de tolueno de la cabeza que salen a 110°C, condensan en dos intercambiadores en serie y se recogen en B162, que se utilizarán para recoger los lavados de las centrifugas. El fondo de la K160 se recircula a través de un intercambiador para mantener a 160°C con vapor de 17 bar. Se mantendrá el nivel de la columna enviando en continuo al B161 (para posteriormente utilizar en R100). Para evitar la acumulación de impurezas, una pequeña cantidad de B161 se envía a B610 por carga para quemar en A800. Todos los gases de la etapa 1 se envían al oxidador térmico A800 utilizando su propio sistema de tuberías.

3.2. Etapa 2

3.2.1. Formación del PBC

La síntesis del m-PBC se lleva a cabo por la reacción del m-PBS disuelto en tolueno procedente de la primera etapa, R135, y el cloruro de tionilo (B20) utilizando como catalizador el DMF (dimetilformamida). En esta reacción se produce SO₂ y HCl como subproductos.

El procedimiento es el siguiente:

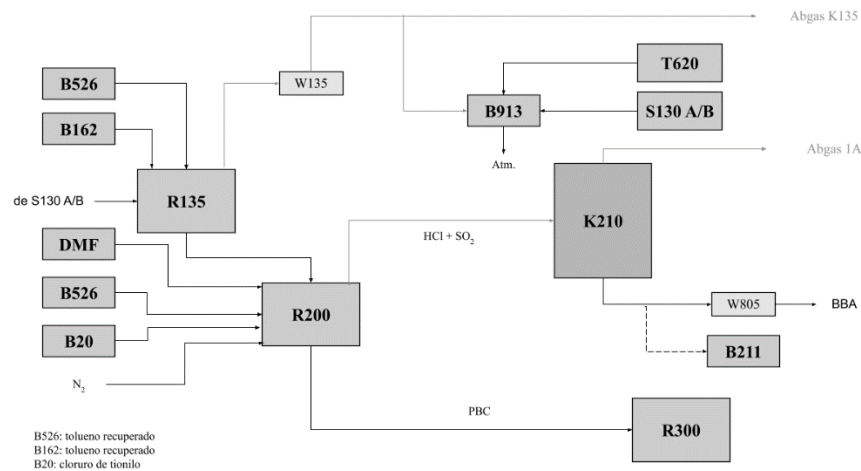


Figura. 3.3 Diagrama de bloques etapa 2

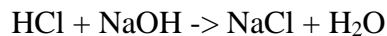
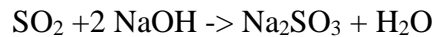
El R135 se vacía por completo al R200, donde ya hay una cantidad de tolueno. A continuación, se añade el catalizador DMF. Se debe conseguir una temperatura de 70°C y entonces, durante 4h, se dosificará el cloruro de tionilo (SOCl₂) manteniendo la temperatura de reacción constante. La reacción del m-PBS con SOCl₂ es endotérmica.

Cuando ya ha terminado de entrar el cloruro de tionilo, durante 40 minutos, se recircula para acabar de reaccionar el restante de m-PBS. A continuación, se saca muestra para analizar si hay presencia de anhídrido lo cual quiere decir que aún hay PBS sin reaccionar: Si el resultado está bien (<0.1%), empieza el borboteo de nitrógeno a 3 bar a través del tubo buzo durante una hora para eliminar los gases de HCl y SO₂ generados durante la reacción. Después de este tiempo, la mezcla se enfría a 45°C manteniendo el borboteo de nitrógeno hasta que la temperatura es

alcanzada. Entonces, ya estaría listo para enviarlo posteriormente a R300. Si el resultado no está bien, se debe de añadir más SOCl_2 .

Durante la reacción, se desprenden vapores formados por SO_2 , HCl y tolueno. Éstos se condensan en los dos intercambiadores del reactor (W200 y W201) y se recogen de nuevo en R200. Los gases no condensados se envían a la columna de lavado K210, donde son absorbidos con hidróxido de sodio al 25% con el pH ajustado a 11, formando así sulfito de sodio, Na_2SO_3 . A un menor pH, el lavado no será efectivo y por ello habrá emisiones de SO_2 y HCl a la atmósfera.

Gracias al stripping de la columna K210, se arrastran las posibles trazas de tolueno con nitrógeno para evitar que vayan a tratamiento biológico.



Para asegurar el correcto lavado, la K210 tiene dos duchas en la línea de recirculación. La solución acuosa generada en K210 es lavada con sosa al 25% se enfrían en un intercambiador y se transfiere a la red de agua salina. El nivel será controlado con la adición de agua industrial en caso de necesidad. Los gases residuales de la etapa 2, después de la K210, son enviados a la A800 a través del sistema de abgas 1A. Si la A800 para, son conducidos a la columna K805.

3.3. Etapa 3

La síntesis del m-BCN se lleva a cabo mediante la reacción entre el m-PBC y el cianuro sódico (NaCN), utilizando como catalizador de transferencia de fases el TBAB (bromuro de tetrabutilamonio).

El procedimiento es el siguiente:

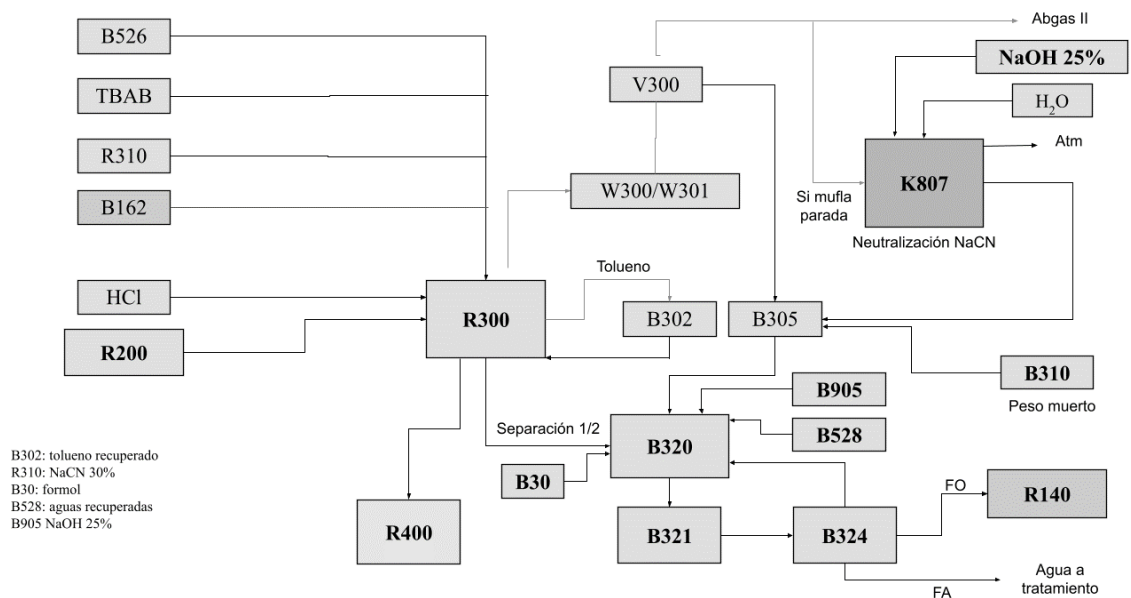


Figura. 3.4 Diagrama de bloques de la etapa 3

En R310, se dosifica el agua desmineralizada y el NaCN sólido desde un contenedor. El objetivo en este depósito es preparar una solución al 30% de NaCN en agua necesaria para la reacción en R300.

En R300 se lleva a cabo la reacción de cianización. Es una reacción de transferencia de fase entre el PBC (fase orgánica) y el CN⁻ (fase acuosa). El TBAB al 50% se utiliza como catalizador de transferencia de fase.

En el reactor R300, se añade una cantidad de tolueno recuperado procedente del B302 y el resto se dosifica de B526. A continuación, se añade la solución de NaCN al 30% en agua de R310 a R300 y cuando se alcanza una temperatura entre 34°C y 36°C se añade el catalizador (TBAB). Seguidamente, se dosifica la solución de m-PBC (preparada en R200) de manera controlada durante unos 70 min aproximadamente y controlando la temperatura a 48°C. Una vez finalizada la reacción se lleva a cabo la separación de fases. La fase acuosa se envía al depósito B320 para la descianización. La fase orgánica restante que contiene m-BCN y subproductos se lava con agua desmineralizada y HCl diluido al 37% y se vuelve a parar para realizar la segunda separación de fases. La fase acuosa vuelve a enviarse a B320. El objetivo es destilar una cantidad fija de tolueno. Durante la destilación aumenta de 35°C a 62°C aproximadamente. Los vapores de la de la destilación son condensados y recogidos en B302 para reutilizarlos en la siguiente carga del B300. En B302, siempre queda un peso muerto para cubrir el tubo buzo y así asegurar el vacío.

Cuando la cantidad de tolueno en B302 es alcanzada, se rompe el vacío. La solución restante de tolueno se mantiene en R300 esperando a ser transferido completamente al reactor de la cuarta etapa R400. El agua se envía a B305 y enviado posteriormente a B320. En el depósito B320 se produce la descianización de la fase acuosa de R300 para eliminar la mayor cantidad de cianuro sódico y convertirlo en cianhidrina y así enviarla a B321. En B321, se enfría y se realiza una separación de fases hacia B324 que se utiliza como decantador, las dos fases permanecen en B324, la fase orgánica se envía a R140 para recuperar subproductos y la fase acuosa retorna a B320. Una vez asegurado que no queda fase orgánica en B321, se refrigera a 38°C y se envía a la planta de tratamiento biológico, para asegurar de que no se envía tolueno a tratamiento se deja un peso muerto en B321, ya que, por densidad, el tolueno permanecerá en la parte superior.

3.4. Etapa 4

3.4.1. **Reacción de Pinner**

La síntesis del metilcetoéster y metilcetoamida se lleva a cabo reaccionando el m-BCN obtenido en la tercera etapa con metanol y agua y un medio fuertemente ácido y con presencia de tolueno.

En esta reacción, el nitrilo reacciona con el HCl y el metanol. Se conoce como sal de Pinner la que reacciona con el agua y metanol formando amidas y ésteres. La metilcetoamida (m-KA) es un subproducto que se transforma en metilcetoéster (m-KE) añadiendo metanol.

Previamente en B410, se prepara una solución metanólica de HCl al 48% con HCl/metanol de B614. También se añade agua. Aproximadamente la reacción será un 48% de HCl, un 7% de agua y el resto metanol. Se mantendrá este depósito a -15°C ya que, a una temperatura mayor, el HCl no se diluye y daría problemas en el sistema de abgases residual 1B. Otro problema sería que se necesitaría más tiempo de gasificación para llegar a la concentración deseada. Cuando ya está gasificado, se envía a R400.

Proceso:

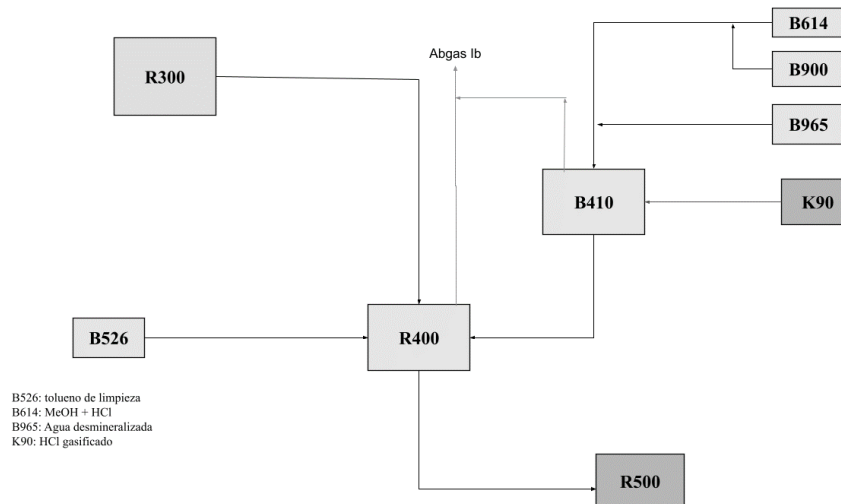


Figura. 3.5 Diagrama de bloques etapa 4

Se dosifica R300 a R400 por completo una vez tenemos preparado B410, seguido del tolueno de limpieza final de R300. Se enfría R400 para cristalizar y cuando alcanza una temperatura de 40°C se dosifica el B410. Una vez dosificado, la mezcla se mantiene en reacción a 28°C durante 7h y 30 min. Durante la reacción se forma una suspensión de metilcetoéster y metilcetoamida. Cuando la reacción ha finalizado, se adiciona una cantidad de metanol de B512 para favorecer la conversión de metilcetoamida a metilcetoéster. Después, se calienta la mezcla hasta alcanzar los 55°C y se mantiene a esa temperatura durante una hora y a continuación se trasvasa el contenido a R500. Cuando el trasvase ha finalizado, se realiza una limpieza con 100 kg de tolueno del B526 y se envía al R500 para arrastrar las sales que han quedado en el fondo del reactor.

Para enfriar y calentar la camisa del R400 se utiliza agua de 92°C o glicol a -15°C. Los gases de la etapa 4 se conducen a la mufla (A800) a través del sistema de gases residuales 1B.

3.5. Etapa 5

La quinta etapa está dividida en cuatro fases que se detallan a continuación.

3.5.1. Oximación

Una vez tenemos listo el R400, se dosifica la solución de metanol y MAH (hidrocloruro de metoxamina) al 15-17% previamente preparada en B515, el cual contiene aproximadamente un 0,5% de HCl (medio ácido). A continuación, empieza el trasvase del R400. La reacción se produce durante 10 h y 30 min a una temperatura determinada de 68°C, a esta temperatura favorece que la metil-cetoamida y el metil-cetoéster junto al hidrocloruro de metoxamina se produzca m-EOE y m-ZOE respectivamente.

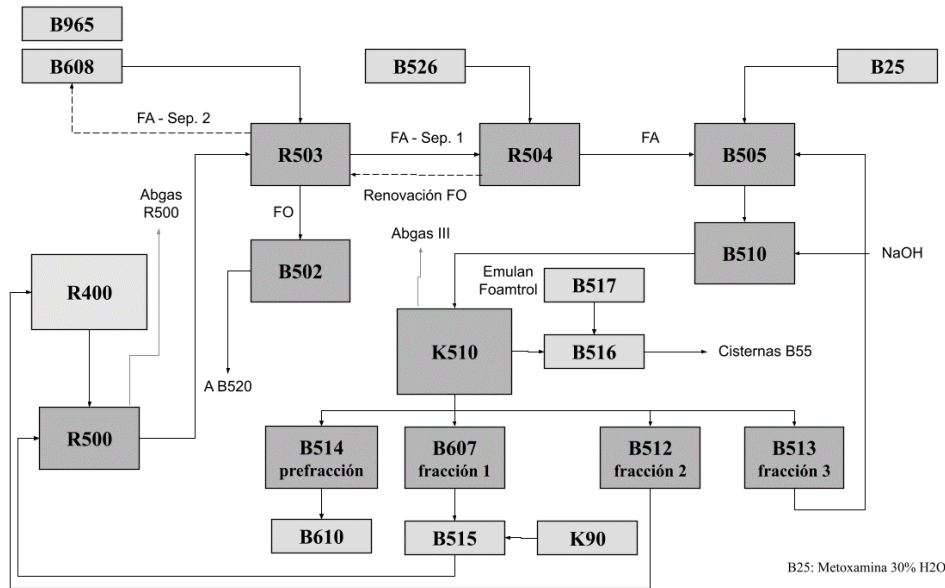


Figura. 3.6 Diagrama de bloques etapa 5

Cuando termina la reacción, se borbotea con N_2 mediante tubo buzo para reducir la cantidad de cloruro de metilo y se realiza un lavado con agua para enfriar y disolver las sales de cloruro de amonio que se forman durante la reacción m-KA a m-KE, evitando taponamientos durante el siguiente trasvase taponamientos que sucederían en los intercambiadores. La cantidad de agua a dosificar proviene de B608 que es agua de recogida de las centrífugas de la sexta etapa y que contiene un porcentaje de m-EOE.

3.5.2. Extracciones

En el R503 se efectúan los lavados con agua necesaria para extraer de la fase toluoica el máximo de productos inorgánicos como sales, hidrócloruro de metoxamina y HCl, también es necesario para eliminar todo el cloruro de metilo residual de la reacción de R500. Las extracciones se realizan con agitación y a 45°C .

En el R503, se añade el agua de B608 necesaria para la primera extracción. A continuación, se añade el R500 y se agita durante 30 minutos. Después, con el agitador parado, se decanta durante 90 minutos para una buena separación de fases. La fase acuosa se envía a R504. La fase toluoica contiene tolueno, m-ZOE, m-EOE y subproductos orgánicos, se lava de nuevo con agua desmineralizada de B965 y se agita durante 30 min. A continuación, se para el agitador y se decanta durante 120 minutos. La fase acuosa se envía a B608 donde se mezclará con los lavados de las centrífugas S605 A/B, (se utilizará esta agua para la primera extracción del R503 y para R500). La fase orgánica (producto), se envía a B502.

El objetivo principal de R504 es recuperar el máximo de hidrócloruro de metoxamina.

El R504 contiene una cantidad de tolueno recuperado de B526 para realizar de nuevo una extracción de fases. La fase acuosa del R503 (1^o extracción) con el tolueno de B526 se agita durante 60 min y para realizar la decantación se para el agitador durante 210 minutos. La fase acuosa del R504 se envía a B505 que contiene hidrócloruro de metoxamina, ácido clorhídrico, sales, agua y metanol. La fase orgánica contiene restos de m-ZOE, m-EOE y subproductos orgánicos que permanece en R504 durante 5 cargas y luego se envía a R503 y se renueva con tolueno de B526.



3.5.3. Destilación de metoxamina (MAH)

En el proceso de metil-EOE se utiliza MAH disuelta en metanol para la reacción de oximación. El MAH comercial se disuelve en agua por temas de seguridad durante el transporte. El agua, en la reacción del R500, es un contaminante. Por ello, es necesaria eliminarla.

La destilación tiene como objetivo principal obtener MAH disuelto en metanol que se prepara en B505. El producto para destilar en K510 es una mezcla de MA, metanol, agua, NMA, tolueno, HCl, NH₄Cl y otras impurezas. De la destilación se obtienen cuatro fracciones:

1. Prefracción: Se recoge en B514 compuesto por NMA y tolueno que forma un azeótropo con el metanol.
2. 1º fracción: Se recoge en B607/B515 y se obtiene MA y metanol
3. 2º fracción: Se recoge en B512 y contiene metanol principalmente
4. 3º fracción: Se recoge en B513 y contiene agua con restos de MA que se utiliza en B505

La parte inferior de B510, cuando ya se ha terminado la destilación, se envía a B516 para su tratamiento antes de ser enviado a la planta de aguas residuales.

Para ello, en B505 se recibe la fase acuosa de R504 y la tercera fracción de la destilación (B513). La solución se mezcla y se saca muestra para ajustar con la cantidad correcta de MAH al 30% en agua procedente de B25.

En B505, se prepara la disolución MAH+NMAH/metanol para la destilación de MA en B510/K510. La relación de MAH/metanol. Esta solución ha de contener una relación superior 1:5,5 entre MAH y metanol. Esta disolución se envía al B510 que es un depósito pulmón de una columna de destilación en vacío K510, dónde comienza la destilación de las cuatro fracciones mencionadas anteriormente.

1. Prefracción:

La prefracción se envía a B514 y de allí a B610 para quemar en A800. En esta prefracción se destila una cantidad fija de kilos y su función es la de eliminar NMA.

2. Primera fracción:

En B607, se recoge la primera fracción de la destilación. El objetivo es extraer la mayor cantidad de metoxamina y metanol y se envía al B515 para transformar MA en MAH.

En B515 se producen dos tipos de reacción: calor de reacción y de dilución, se neutralizan a través de W515 y recirculación. Cuanto más fría sea la reacción, mejor será el HCl gas disuelto en metanol, mejorando la reacción y evitando enviar pérdidas de HCl a través del abgas. Habrá un exceso de HCl para asegurar la conversión completa de MA a MAH.

3. Segunda fracción:

En la segunda fracción se recoge en B512 y de allí se envía a R400 para mejorar la conversión de m-cetoamida en m-cetoéster. También se puede enviar a B505 para ajustar la concentración de metanol.

4. Tercera fracción:

La tercera fracción se recoge en B513 que posteriormente se envía a B505, para la siguiente destilación. Su función es la de eliminar la metoxamina residual que pueda haber en B510.

Cuando la destilación ya ha terminado, se envía a B516 para ser tratado y enfriado posteriormente antes de enviar a la planta de tratamiento. Los gases residuales de todo el proceso de destilación se conducen a A800 a través del sistema de abgas 3.

3.5.4. Aislamiento de la Oxima

La oxima (m-EOE/m-ZOE) se aísla con los subproductos y el tolueno se destila tanto como sea posible por evaporación. Los vapores de tolueno destilados se conducen a la columna K525. La oxima restante, se recogerá como masa fundida en B524 A/B para la isomerización en la Etapa 6 en R600 A/B.

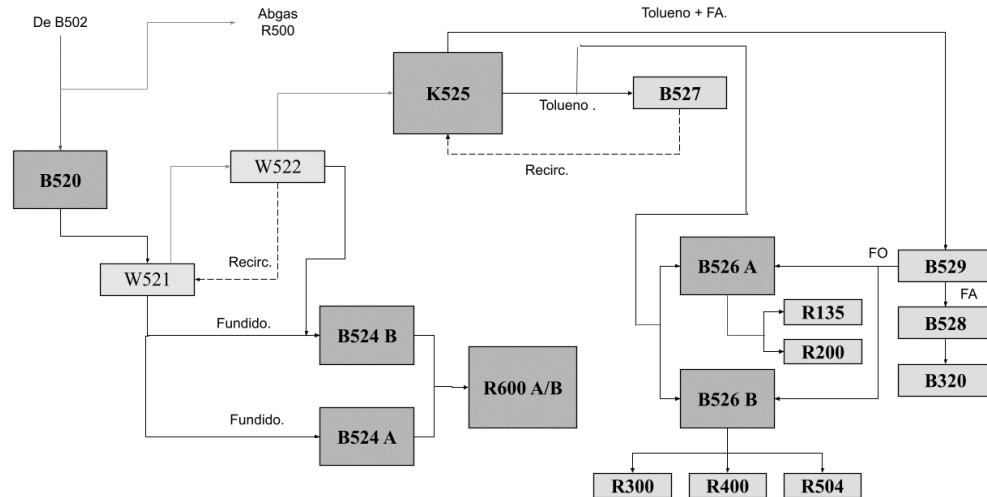


Figura. 3.7 Diagrama de bloques aislamiento de oxima y recuperación de tolueno

En B502, que contiene la fase orgánica procedente de R503 (una mezcla de m-EOE y m-ZOE en tolueno), se envía en continuo al evaporador W521 a través del decantador B520 para separar la poca cantidad de fase acuosa que pueda existir. En W521 no se destila por completo el tolueno porque la oxima necesita estar disuelta para ser enviada a W522. El W522, es un evaporador donde se calienta con vapor de 5 bares para fundir el producto. El fundido de W522 se recoge en B524 A/B. Cuando la cantidad es alcanzada en B524 A/B se envía la cantidad necesaria a R600 A/B respectivamente para la isomerización.

Los vapores de W521 y W522 se mezclan y se envían a la columna K525. El líquido de sello de la V525 es agua desmineralizada y el sobrante se recoge en el decantador B529. Aquí también se recogen el tolueno condensado que provienen de W526 y W527 y se recogen en B529. Desde este depósito (con función de decantador), la fase orgánica se envía a B527 para alimentar de nuevo la K525. La fase acuosa se envía al B528 y desde allí a B320 para descianizar los posibles restos de cianuro que pudiese contener.

3.6. Etapa 6

La principal función de la sexta etapa es la de cambiar la molécula m-ZOE a m-EOE en un medio ácido (ácido clorhídrico) y metanol a una determinada temperatura (31°C).

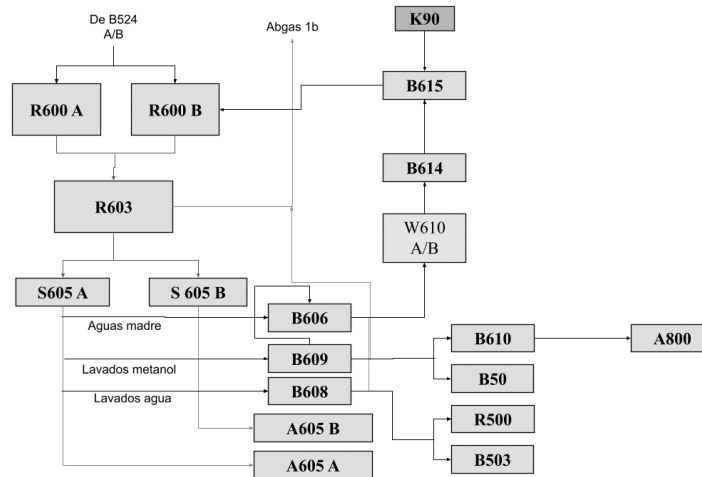


Figura. 3.8 Diagrama de bloques etapa 6

3.6.1. Preparación de la solución metanol/HCl al 38%

En B614 se recogen los condensados de HCl/Metanol de W761. Adicionalmente, se recoge el metanol de B141, se enfría y se mantiene en recirculación continua con W614. El contenido de B614 se envía a B615. Parte del contenido de B614 también se envía a B410 para aprovechar el %HCl.

En B615, se prepara una solución metanólica de ácido clorhídrico al 38% aproximadamente con el contenido de B614 y de ahí se envía a R600 A o B para la futura cristalización.

3.6.2. Isomerización

En R600A/B se dosifica la cantidad correspondiente que proviene de B615, el caudal del fundido de los B524 A o B y el SP de llenado en las centrifugas, se calculan estos parámetros con el resultado del subproducto (m-BME) analizado en la muestra de los B524 A/B. Una vez finalizada la reacción se envía al R603.

3.6.3. Centrifugación

El m-EOE (sólido) se separa del HCl/metanol (líquido) por filtración a través de las centrifugas S605 A/B.

Antes de cargar el ciclo, se lava la precapa con metanol de B900 y se recoge en B609. Después el espacio interno de la centrifuga se limpia con agua desmineralizada (CIP). El paso de llenado de la centrifuga, la suspensión de R603 se carga por peso, el m-EOE se acumula formando una torta. Las aguas resultantes se recogen en B606 y desde allí se envían al sistema de recuperación de HCl y metanol (W610 A/B). Finalmente, la torta limpia, se centrifuga a altas revoluciones para extraer la mayor cantidad de líquido posible durante un determinado tiempo. Transcurrido este tiempo, se disminuyen las revoluciones de las centrifugas y el m-EOE húmedo se descarga y se envasa el producto final en big-bags en las envasadoras A605 A/B.

3.6.4. Tratamiento de aguas madre en W610 A/B

Las aguas madres que provienen del llenado de las centrifugas compuestas en su mayor parte por metanol y ácido clorhídrico se recogen en B606. Este tratamiento tiene como objetivo destilar el metano y HCl, condensarlo en W611 y refrigerarlos en W761 y W762 y recogiéndose en B614 y B615 para el proceso. El resto de los productos y subproductos son enviados a B610 donde se quemará en A800.

Las aguas madres se bombean continuamente desde B606 al evaporador W610 A/B cuya camisa se calienta con vapor a 5 bares. La alimentación es en paralelo.

3.7. Utilities

3.7.1. Unidad de clorhídrico (SKID)

El objetivo principal de la unidad de HCl es la de producir HCl gas al 100% a partir de ácido clorhídrico al 37%, para ello se genera un subproducto como es el ácido clorhídrico al 21%.

El ácido clorhídrico se utiliza para las gasificaciones en B410, B515 y B615.

3.7.2. Sistema ABGAS

El sistema de abgas consiste en la recogida de todos los gases generados en las reacciones. Se dispone de una entrada de nitrógeno para controlar la presión y posteriormente cuatro apagallamas para proteger del retroceso en caso de paro de llama de la A800, ya que todos los abgas tienen una lanza de entrada a A800. Se disponen de ocho lanzas.

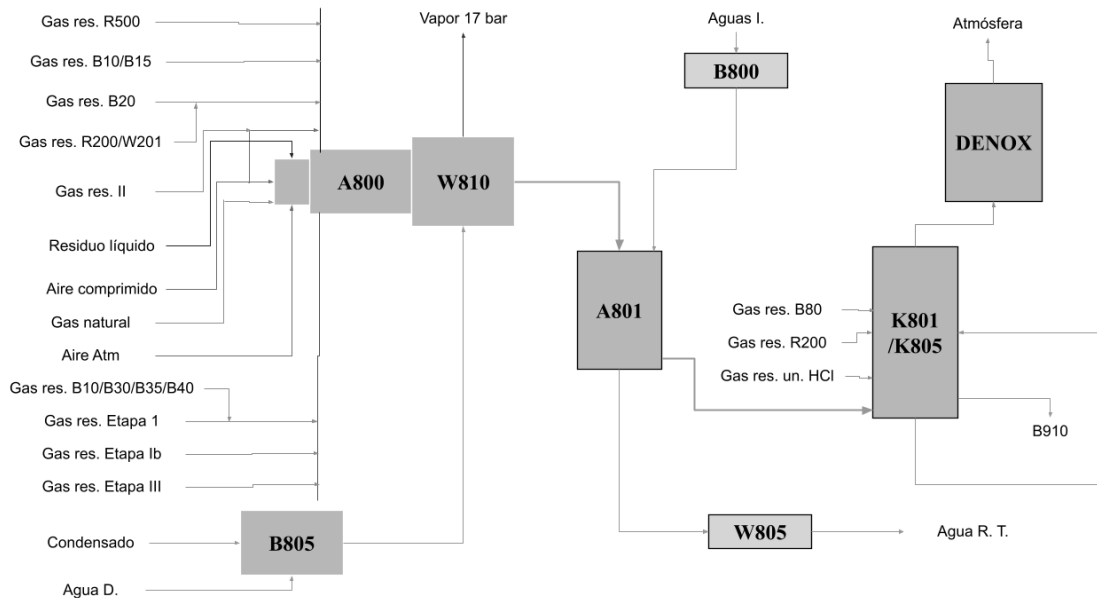


Figura. 3.9 Diagrama de recogida de gases dirigidos a la mufla (A800)

A continuación, se explican los diferentes abgases:

- Abgas Etapa 1/Boscalid: Recoge los gases de todos los equipos de la primera etapa, algunos depósitos del parque de tanques como B18, B30, B35 y B40, también los gases generados en el Boscalid (planta utilizada para la obtención de otro producto).
- Abgas 1A: Se recogen todos los gases generados de la reacción de la etapa 2 (R200, B20 y K210)
- Abgas 1B: Recoge los gases de todos los equipos que contienen HCl como son B410, B515, B615 y las centrifugas tanto de la primera etapa como las de la sexta.
- Abgas B10/B15/K135: Recoge los gases generados en B10, B15 y K135, ya que son los depósitos que contiene ftalida.

- Abgas II: Recoge todos los gases generados en la etapa 3, contiene HCN. Se trabaja en vacío con el objetivo de que no salgan gases de HCN a la atmósfera, se dispone de una columna de lavado de gases llamada K807, para neutralizar el posible HCN que pueda salir a la atmósfera.
- Abgas III: Se recogen los gases del B900 y todos los equipos de la quinta etapa, excepto el R500 y los que contienen HCl.
- Abgas R500: En este abgas solo tiene cabida el reactor R500, ya que en el momento de la reacción desprende una cantidad muy elevada de gases.
- Residuos líquidos: B610 contiene todos los residuos líquidos generados en planta, para posteriormente incinerarlos en A800.

3.7.3. Incinerador de gases (MUFLA/A800)

El incinerador de gases A800, es una cámara de oxidación térmica, que utiliza como combustible el gas natural y el oxígeno como comburente. Por un lado, le entrarán todos los gases desde el sistema de abgases y por otro lado todos los residuos líquidos que se generen en el proceso procedentes de B610.

El interior de la cámara trabaja en vacío a 6 mbar y a temperaturas elevadas de aproximadamente 1200°C, los gases que se producen en el interior del quemador, los vamos a aprovechar en nuestra caldera W810 para generar vapor de 17 bar.

3.7.4. Caldera de vapor

Los gases generados en el quemador están aproximadamente a 1200°C, y van a recorrer un haz de tubos intercambiados por agua de refrigeración para bajar esa temperatura a 450°C, gracias a este intercambio de temperaturas se genera vapor de 17 bares, posteriormente estos gases serán más refrigerados en el *Quench* a A801 hasta 70°C y entrarán a la columna de lavado de gases K801.

La caldera W810 necesita tener un pH neutro, ya que si fuera básico podríamos taponar los tubos del interior ya que se generarían sales y si fuera muy ácida podríamos tener problemas de corrosión.

3.7.5. Columna de lavado de gases

Los gases generados por la caldera se recogen en K801 a 70°C, ya que de no ser así podríamos tener un gran problema porque la columna está hecha de polietileno recubierta con fibra. Por rebose, alimenta a K805, donde se realiza el lavado de gases. Para la neutralización de los gases ácidos generados en la segunda etapa como el SO₂ y los que provienen de las gasificaciones como el HCl, tenemos una entrada de hidróxido de sodio (NaOH), también se dispone de una entrada de bisulfito sódico que controla el potencial REDOX, es decir que las cargas eléctricas estén en equilibrio. Los gases que se generan en K805 se envían al DENOX y los gases convertidos en sales se diluyen en agua y se envían a tratamiento.

3.7.6. Denox

La combustión de gases que proceden de las reacciones químicas de K805, se obtienen como subproductos SO₂ y NO_x.

En la unidad DENOX se pretende la reducción de los óxidos de nitrógeno a nitrógeno y agua, para ello se realiza una reacción catalizada con urea que es un agente reductor. Después de pasar por el DENOX, los gases son enviados a la atmósfera a través de una chimenea A805,



donde se tiene un control de emisiones de HCl, TOC, CO, NO_x, Partículas, O₂ y SO₂, donde hay un analizador en continuo que emite los valores directamente a la Generalitat.

3.7.7. Vapores de planta

El vapor que disponemos en planta proviene de la caldera W810 la cual la tenemos regulada a 17 bares. También se tiene vapor de 35 bares que se obtiene de la red de fábrica. El proceso no necesita vapor tan elevado, entonces se obtiene a 17 bares a través de una reguladora.

En planta además de utilizar vapor de 17 bares, necesitamos vapor de 5 y 1,5 bares, que se obtiene a partir de reguladoras de presión.

3.7.8. Energías

En la planta hay una parte dedicada a energías, que consiste en todos los depósitos auxiliares que necesitamos en el proceso.

B952: Depósito de recogida de todos los condensados de planta.

B955: Depósito de agua de 50°C.

B950: Depósito de agua de 92°C.

B931: Depósito de agua a 0°C.

B921: Depósito de glicol a -15°C.

B900: Depósito de metanol.

B905: Depósito de NaOH al 25%.

B910: Recogida de aguas residuales de la planta.

3.7.9. Materias primas

Las materias primas disponibles en planta se almacenan todas en el parque de tanques.

-Tolueno en B35, es un disolvente orgánico que se utiliza en todas las partes de nuestro proceso y alimenta principalmente los B526.

- Metanol en B40, se utiliza para la cristalización que sucede en R120, las limpiezas de las centrifugas y para la disolución del hidrocloreto de metoxamina (MAH) y en ácido clorhídrico (HCl).

- Metilato sódico diluido al 30% en metanol y se utiliza para la reacción en R100.

- 2,5 dimetilfenol en cisternas calefactadas con vapor y es necesario para la reacción en R100.

- Ftalida se almacena en B15 y se utiliza en la reacción en R100.

- Ácido sulfúrico al 97% se almacena en B75.

- Cloruro de tionilo en B20 es la materia prima utilizada en la reacción de R200.

- Formol al 40% en agua se almacena en B30 y su función es la de la descianización en B320.

- Hidrocloreto de metoxamina en B25, viene disuelto en agua y se envía a B505 para diluirlo en metanol.

- Bisulfito sódico en B18, es necesario para la reducción de REDOX en K805.



- NaOH al 50%, se utiliza tanto en los lavados de gases en K805, K210 y K807 y para ajustar el pH en B510.
- Cianuro sódico, viene en contenedores y es utilizado para la reacción en R300.
- Ácido clorhídrico al 37% se almacena en B60 y es la materia prima para la unidad de clorhídrico que se utiliza para las gasificaciones.

4. MODELO ESTRATÉGICO

4.1. Lean Manufacturing

Lean Manufacturing es el nombre que recibe el sistema justo a tiempo (*just in time*) en occidente. Se puede definir como un proceso continuo y sistemático de identificación y eliminación del desperdicio o excesos, entendiendo como exceso toda aquella actividad que no agrega valor en un proceso, pero sí coste y trabajo.

El verdadero poder de *Lean Manufacturing* radica en descubrir continuamente las oportunidades de mejora que esconde toda empresa, pues siempre existirán desperdicios que podrán ser eliminados. Se trata de crear una forma de vida en la que se reconozca que los desperdicios existen y siempre serán un reto para aquellos que estén dispuestos a encontrarlos y eliminarlos.

En los mercados actuales, los clientes y consumidores requieren soluciones cada vez más ágiles a sus necesidades. Junto a esta realidad, *Lean Manufacturing* ha identificado una fuerte relación entre la velocidad de respuesta y la rentabilidad del negocio. En otras palabras, se entiende que un proceso que tarda mucho tiempo puede estar ocultando una serie de desperdicios costosos, como esperas o errores en la planificación de la producción, descomposturas en las máquinas, producción en lotes grandes, transportes, etc.; la mayoría invisibles para la gerencia. Estos desperdicios ocultos dejan casi siempre una huella que puede ayudar a entrarlos: el tiempo. Los largos tiempos de respuesta normalmente serán una evidencia clara de la presencia de otro tipo de problemas recurrentes, por esto en manufactura se deben buscar procesos con mínimo tiempo de ciclo, es decir, con menos desperdicios y con un sistema de flujo continuo de producción.

No es suficiente con ser capaz de hacer un trabajo de excelente calidad si la máquina con la que se opera está descompuesta, por ello en este sistema de manufactura esbelta es indispensable la máxima eficiencia en la maquinaria para lograr también optimizar su eficacia. Esto se logra gracias a que el operador se ocupa del cuidado de su equipo mediante actividades diarias de limpieza, lubricación, revisiones generales y pequeños ajustes. Esto es parte fundamental de *Lean Manufacturing*, que basa el sistema en la participación activa del personal y en las mejoras por iniciativa propia. Este enfoque se logra motivando a las personas a participar en las mejoras y permitiéndoles tomar decisiones sobre lo que, para la producción y sus procesos, es relevante en la creación de valor.

Finalmente, el control visual es parte importante de *Lean Manufacturing*, ya que permite a cualquier persona detectar anomalías y tomar decisiones sobre estas simplemente con ayudas visuales como avisos, luces, guías y procedimientos. El reto consiste en crear fábricas que sean una organización dedicada a generar valor con el mínimo de desperdicio.

Desde el principio, *Lean Manufacturing* partió de la premisa de que el peor de todos los desperdicios es la sobreproducción.

4.2. Mapeo de valor

A continuación, se presenta un mapeo de valores (Figura. 4.1) con las principales operaciones unitarias del proceso, desde la compra de las materias primas hasta la venta y distribución del producto final. En este, se analiza todos los tiempos que se emplean en cada etapa de producción y así poder determinar donde actuar en función del tiempo de ciclo y de la capacidad de mejora.

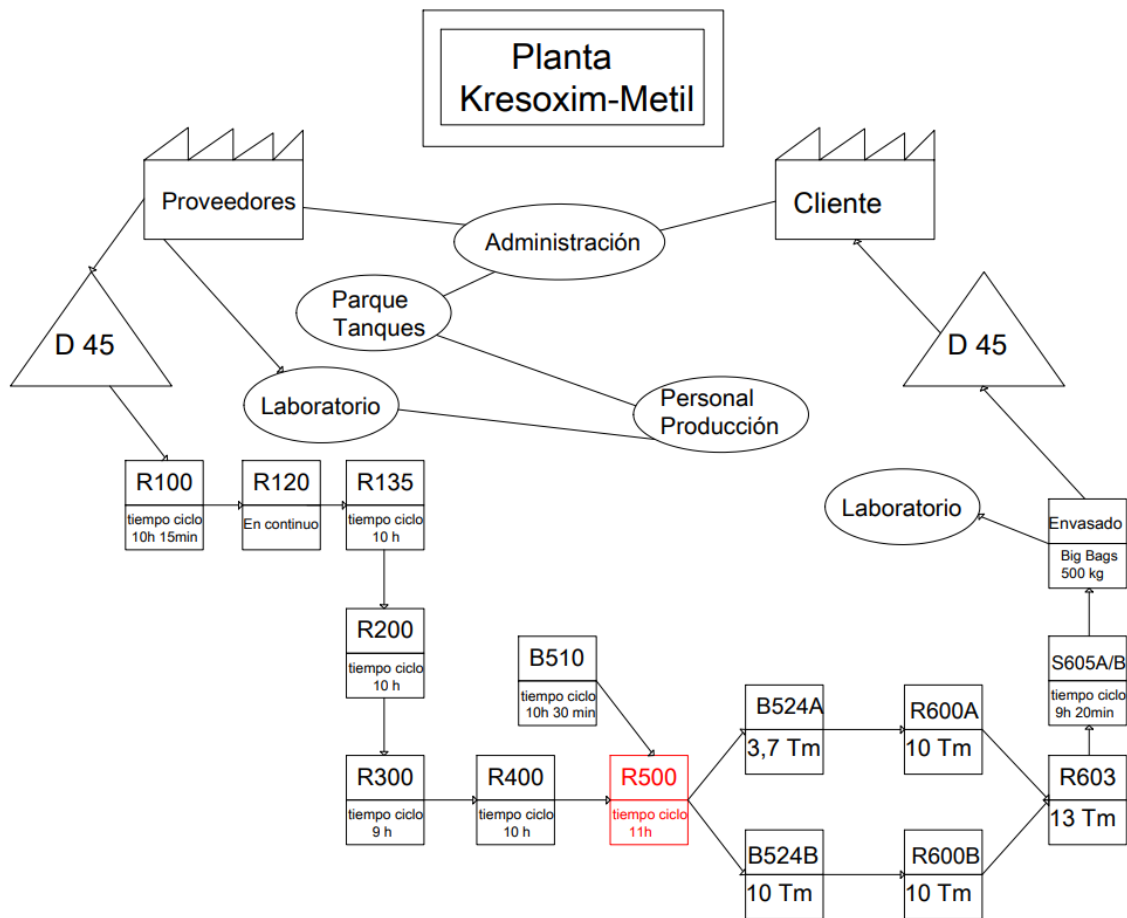


Figura. 4.1 Mapeo de valor

En la Figura. 4.1, se observa que el mayor tiempo de ciclo del proceso sucede en el R500 ya que se invierten 11 horas, siendo el llamado “cuello de botella” del proceso de producción. En este tiempo a parte del tiempo de reacción, se incluye también los tiempos de trasvase previos y posteriores a la reacción.

Si se analiza con detalle el mapeo hay otras etapas que se acercan al tiempo del R500 como puede ser el R100 y B510. Se descarta hacer un estudio de alternativas en estos dos depósitos porque son dos reactores que no están precedidos por otra etapa. Por lo tanto, la capacidad de mejora del R500 junto la dependencia que tiene hacia las demás etapas del proceso (R135, R200, R300 y R400), es la opción elegida por tener el mayor tiempo de ciclo.

5. ESTUDIO DE ALTERNATIVAS

5.1. Estudio del R500

El estudio en el R500 tiene como objetivo optimizar el tiempo que el producto permanece en el reactor sin tocar los parámetros de reacción, es decir, ni la temperatura ni la presión. Para ello, se van a proponer diferentes alternativas y mejoras de los equipos involucrados para poder acelerar el tiempo de ciclo sin que se vea afectada la calidad del producto ni las condiciones de seguridad operacionales utilizando una matriz de selección de las alternativas

5.1.1. Cambio de la bomba P500 y de la salida de gases del reactor.

Como se explica en el apartado 3.5.1 Oximación, una vez terminada la reacción, entra el agua para finalizar la reacción en el R500. Para ello, primero tiene que despresurizar el reactor hasta una cierta presión y a continuación, comienza el trasvase. Se deduce que a un cambio de bomba por una de más potencia se consigue un menor tiempo de trasvase. Para ello, es necesario una buena evacuación de gases y eso se consigue con una modificación del *abgas 1b*. Véase apartado 3.7.2

En la siguiente figura se muestra el sistema actual.

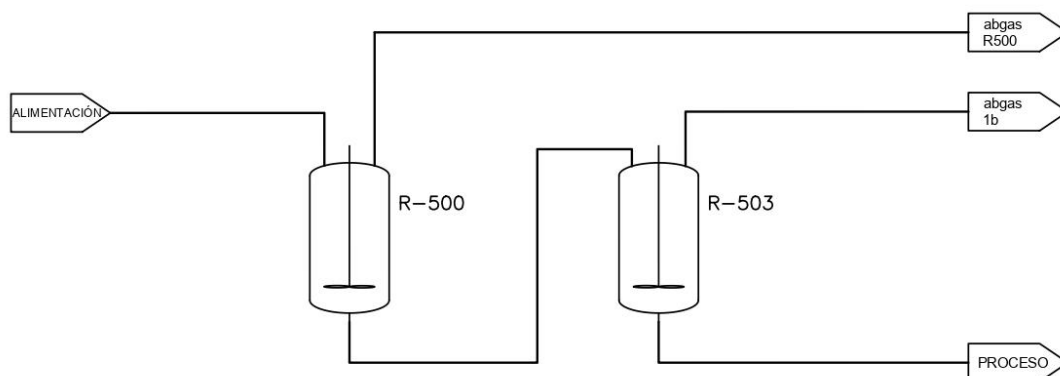


Figura. 5.1 Sistema actual de evacuación de gases durante el trasvase

5.1.1.1 Compensación de gases hacia el abgas R500

Para la mejora de la evacuación de gases hubo diferentes propuestas. La primera sería conectar directamente el abgas del R503 con el del R500. Esta opción es la más económica ya que solo es unir la salida del R503 y juntarla con la salida del R500, tal y como se muestra en la siguiente figura.

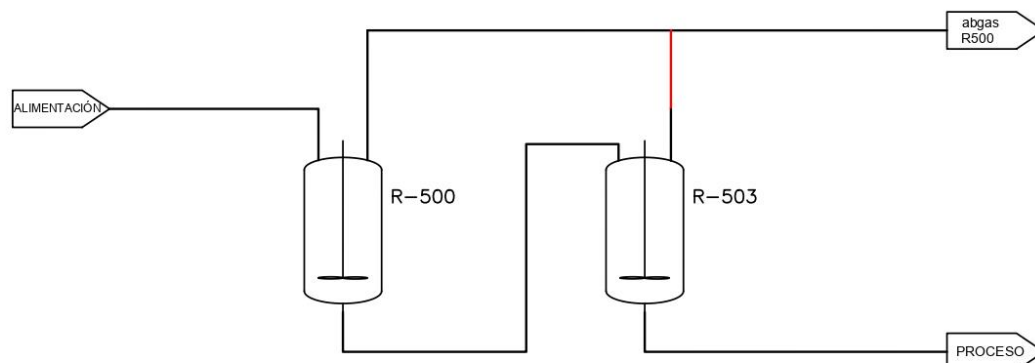


Figura. 5.2 Modificación de la salida de gases del R503 junto a R500

5.1.1.2 Nuevo colector de gases, abgas005

La segunda opción es la que se explica a continuación. Se propone crear una nueva línea de abgas. La desventaja de crear una nueva línea es económica ya que se ha de instalar los nuevos apagallamas que protejan de un retorno de la llama del oxidador térmico con su respectivo control de presión. Pero esta opción queda como definitiva ya que aparte de mejorar el sistema de evacuación de gases del R500 y mejorar el tiempo de trasvase, existe la posibilidad de usar esta nueva línea para conectar otras salidas de gases del proceso. Esto se plantea ya que el *abgas 1b* actualmente contiene todos los gases de aquellos depósitos que contienen HCl, que en la planta son varios depósitos. Por eso, de esta manera, al crear una nueva línea y mejorar el tiempo de trasvase, se liberaría el actual *abgas 1b* mejorando así, varios trasvases del proceso en general.

Entonces, en este apartado se propone cambiar el *abgas 1b* por el *abgas 5*.

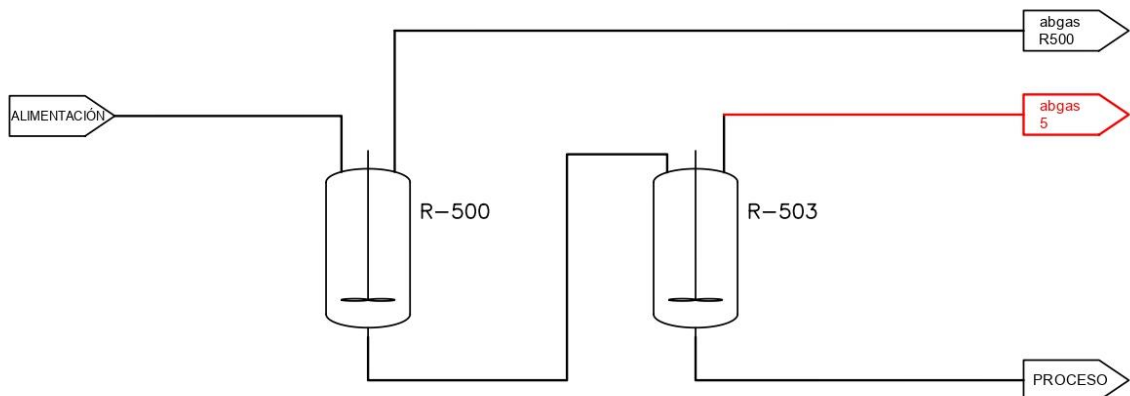


Figura. 5.3 Nuevo sistema de recogida de gases, abgas 5

5.1.2. Reacción en paralelo

La segunda alternativa que se propone es la de doblar el reactor. Al instalar un segundo reactor en paralelo, se optimiza el tiempo de proceso como ya sucede en la sexta etapa (R600 A/B)

Esta alternativa sería una muy buena opción para eliminar el cuello de botella de manera inmediata, pero se va a analizar en una matriz que se puede ver en la Tabla 5.1, si es viable realizar esta alternativa.

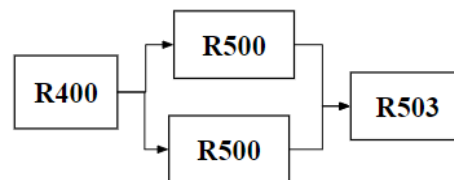


Figura. 5.4 Doble reactor para realizar una reacción en paralelo.

5.1.3. Substitución del calentamiento de la prereacción.

Para poder iniciar el tiempo de reacción, el reactor ha de estar a una temperatura determinada.

El sistema de calentamiento actual es una entrada de vapor a una presión de 1,5 bares, por lo que se van a estudiar diferentes alternativas para acelerar el calentamiento previo a la reacción y así ganar tiempo de ciclo. Ver Figura. 5.5

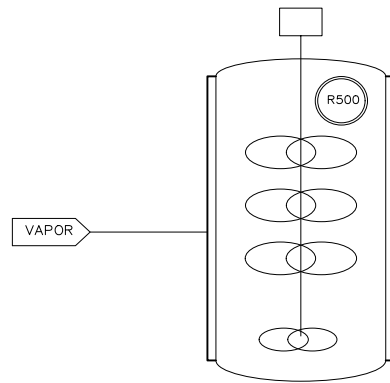


Figura. 5.5 Sistema actual del calentamiento durante la prereacción.

5.1.4. Substituir R500 por R503

Otra alternativa a analizar es la de eliminar directamente el reactor R500, entonces toda la reacción se haría en el siguiente reactor que es el R503, esto nos mejoraría el tiempo total del proceso, ya que el R503 tiene una mayor capacidad, pero por otro lado se genera un tiempo de ciclo mayor, es decir, un ‘cuello de botella’ mucho mayor que el que se tiene actualmente. Ver Figura. 5.6

$$V_{500} = 20\text{m}^3$$

$$V_{503} = 27\text{m}^3$$

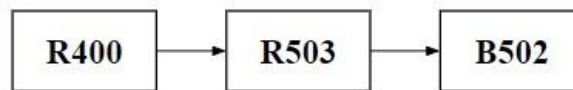


Figura. 5.6 Diagrama de bloques en la sustitución del R500 por R503

5.1.5. Estudio de los intercambiadores W500 y W501

Se propone estudiar los intercambiadores de condensación del abgas del R500. Este estudio tiene como objetivo optimizar los gases de cloruro de metilo que retornan al R500 ya que como se ha mencionado anteriormente, el cloruro de metilo es un subproducto que afecta negativamente a la calidad del producto final y así retornar el máximo de producto al reactor.

El sistema actual es el que se muestra en la siguiente figura.

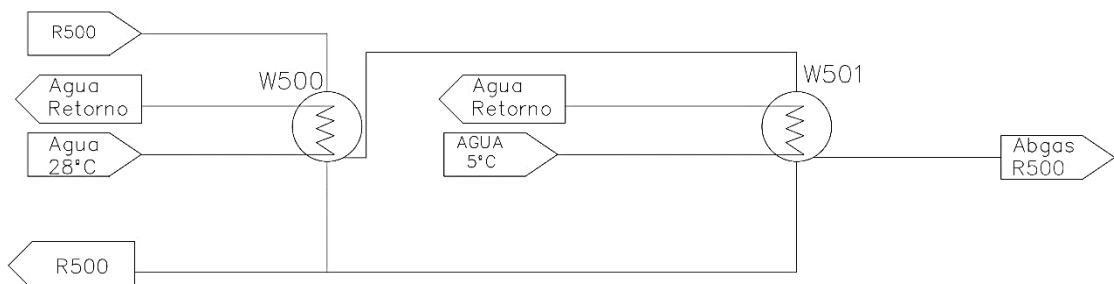


Figura. 5.7 Sistema actual de la condensación de gases

Con tal de mejorar la situación actual, se estudia la posibilidad de instalar en serie un intercambiador (W501B), junto a un depósito que su función será la de separar la fase líquida del gas (K500). Esto sucede gracias a que primero, los gases provenientes de la reacción del R500 pasan primero por el intercambiador que ayudará a condensar dichos gases con agua de 5°C. Los gases están a una temperatura de 68°C y una presión de 1.3 barg con lo cual, hay parte

del producto que, sin ser condensados, irían directamente al quemador. Una vez salen del intercambiador, esta corriente (que contiene fase gas y fase líquida), llega al separador. El líquido permanecerá en el depósito hasta la siguiente carga mientras que el gas, cloruro de metilo, es eliminado hacia el quemador de gases (A800). La propuesta de diseño es la que se muestra a continuación.

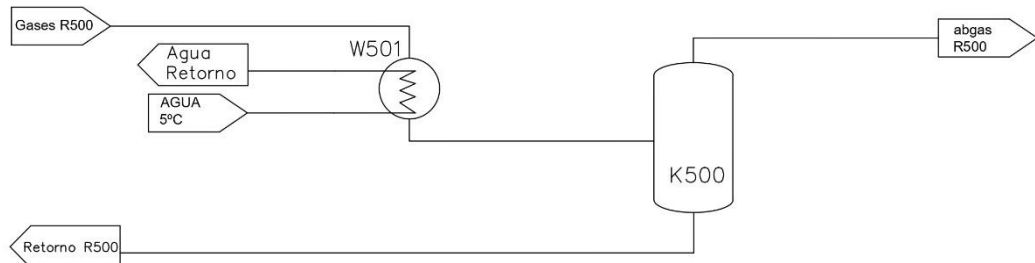


Figura. 5.8 Alternativa elegida para la condensación y recuperación de producto

5.1.6. Matriz de las alternativas al R500

A continuación, en la matriz, se califican los diferentes parámetros, para seleccionar la alternativa más adecuada. Se le da un porcentaje de importancia y se puntúa siendo el valor de 1 el más desfavorable y el 10 el más conveniente.

Tabla 5.1 Matriz de porcentajes

Criterio	Porcentaje (%)	Doblar equipo	Cambio de abgas y P500	Sistema de calentamiento	Sustitución del R500	Substitución W500 y W501
Coste	25	2	7	7	8	7
Mantenimiento	15	1	6	6	5	6
Operatividad	15	4	5	5	6	8
Seguridad	20	8	8	8	8	7
Sistema de control	15	6	7	7	2	8
Duración/Fiabilidad	10	7	5	5	3	4
Total	100	4,65	6,5	6,5	5,5	6,8

Después de las alternativas propuestas, se elige el cambio de bomba por una que evacúe más caudal durante el trasvase hacia el R500 con lo cual, esto conlleva que ha de tener una salida mayor de gases. También, se realizará el anterior cambio junto con la sustitución de los intercambiadores. Aunque el sistema de calentamiento sería mejorable no se va a estudiar. Esto no procede ya que actualmente la válvula de entrada de vapor está regulada por un sistema de seguridad y calidad de producto. Esta limitación existe ya que, al principio, se quiere ir despacio para evacuar todos los gases de cloruro de metilo sin saturar la salida de gases.

Para la elección de la bomba, se propone directamente una bomba de tipo centrífuga de acople magnético para adecuarse a las características de la planta y del producto.

Para el estudio de los intercambiadores W500 y W501, se propone comparar el sistema actual con un sistema de un intercambiador y un desgasificador en serie. Se propone también que el intercambiador sea de tubos y carcasa por la gran transferencia de calor del proceso ya que se requiere una temperatura máxima de 25 grados en la corriente de proceso de la salida del intercambiador. Esta temperatura está optimizada ya que a una temperatura diferente no se recuperaría menos tolueno y se eliminaría menos cloruro de metilo.

Y, por último, aunque la opción de doblar el reactor R500 eliminaría de forma inmediata el cuello de botella, se descarta porque actualmente existen limitaciones de las dimensiones estructurales de planta. Y, para la alternativa de substituir el R500 por el R503, se descarta porque, aunque se ganaría el tiempo de trasvase, se pierde tiempo de ciclo. Esto sucede porque mientras el R503 ya estaría decantando, en el R500 ya está empezando de nuevo la secuencia de la reacción.

5.2. Estudio de materia prima y residuos

En el proceso se generan una gran cantidad de residuos. Uno de los más relevantes es el HCl al 21%. Este es importante porque el proceso requiere una demanda alta de HCl al 37% que proviene de cisternas y, por consiguiente, se genera el HCl al 21%.

Por lo tanto, se va a estudiar el poder optimizar el sistema de gasificación del HCl para la obtención de éste al 100%.

5.2.1. Estudio de la unidad de gasificación de HCl

En la unidad de ácido clorhídrico, como materia prima se necesita HCl al 37%, y mediante un proceso de adsorción se concentra al 100%, que es a la concentración que se necesita en el proceso. En este proceso de concentración, se genera como residuo ácido clorhídrico al 21%, que es un residuo, porque no se puede reaprovechar en el proceso. Por lo tanto, se elimina en el exterior mediante cisternas.

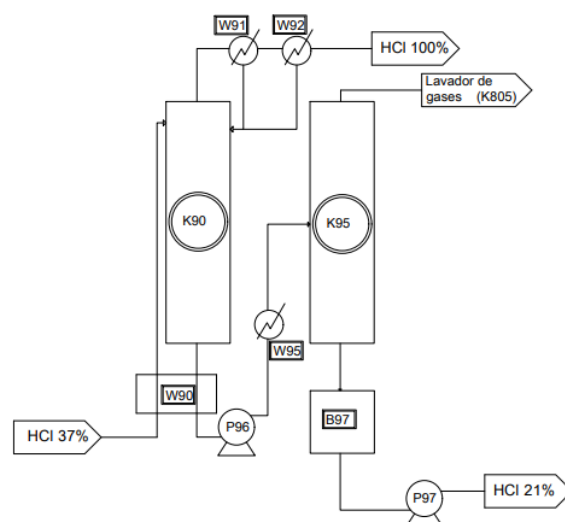


Figura. 5.9 Sistema actual de gasificación de HCl al 37% a 100%

Actualmente, se necesita gas clorhídrico al 100% para los depósitos B410, B515 y B615. Cuyas cantidades aproximadas por carga se muestran a continuación.

Tabla 5.2 Estimación de quilos de HCl gas necesarios para una carga

	kg de HCl gas
B410	1021
B515	550
B615	3666
Total	5237

La campaña de metil-EOE dura 6 meses. Se realiza un estudio con los datos de la producción del año 2021, donde se necesitó un consumo total de 4734 toneladas de HCl al 37% con un precio de 117,01 euros/tonelada por lo que se requiere un presupuesto anual de 553939,52€.

El equivalente de 4734 toneladas de HCl al 37% es de 1657 toneladas de HCl al 100%, generando 3078 toneladas de residuo de HCl al 21%, al encontrarse a esta concentración, el ácido solo se podrá volver a concentrar hasta su punto azeotrópico, ya que la fase líquida y la fase gas por mucho que se varíen las condiciones de operación siempre tendrá la misma concentración del 21% o menor. Este residuo se vende como materia prima a una empresa externa, esto supone un beneficio de 33858€ total de las cisternas vendidas, por lo tanto, actualmente el gasto en materia prima por campaña es de 520081,52€ en HCl.

5.2.1.1 Problemas de la unidad de gasificación

Como toda unidad de producción se destina varios días al año al mantenimiento de ésta. Este mantenimiento produce una serie de costes anuales. Estos costes se dividen en mano de obra y el de las propias piezas dañadas. Pero, a pesar de poder planificar la parada de esta unidad para poder hacer el mantenimiento preventivo y que esto no ocasione retraso a la producción general por no poder gasificar, ocurren imprevistos. Estos imprevistos son impredecibles, por ejemplo, imprevistos mecánicos (problemas en la bomba) o químicos, producidos la mayoría por el propio contenido de HCl creando fugas. También cabe la posibilidad que existan problemas logísticos como, por ejemplo, falta de suministro de cisterna de HCl al 37%.

Esta unidad se estudia para poder mejorar dichos imprevistos con tal de no generar pérdida de tiempo y, por consiguiente, evitar la pérdida de gasificación de los depósitos y generar retraso de tiempo.

5.2.2. Estudio del nuevo sistema de gasificación del HCl al 100%.

Como alternativa al sistema actual, se plantea la posibilidad de comprar directamente bombonas de HCl al 100%. Para ello, hay que instalar un servicio de lavado de los gases de cloro en caso de emergencia que, en caso de emisión, ayude a la gestión y control, contención, dilución y neutralización de la propia fuga.

En primer lugar, se pensó directamente en eliminar el sistema actual de gasificación y sustituirlo directamente por el sistema de bombonas al 100% con la unidad de lavado. Pero, durante la campaña de metil-EOE, se necesitaría un total aproximado de 2500 bombonas de 650 kg cada una. Actualmente no existe ningún proveedor de bombonas que pueda facilitar tal cantidad de gas HCl al 100% en bombonas, ni por cisterna por la alta presión del producto.

Por ello, se plantea la posibilidad de que convivan las dos instalaciones juntas, ésta última como sistema auxiliar en caso de paro de la columna principal (K90).

6. BASES DEL DISEÑO

6.1. Especificación de alimentación

A continuación, dentro de las bases de diseño, se explica las condiciones de alimentación al reactor R500 y el sistema auxiliar de HCl al 100%.

6.1.1. **Entrada al reactor R500**

El caudal másico que entra al reactor R500 en cada carga es el que procede directamente del R400 (corriente 1) y el que proviene del B515 (corriente 3). Este caudal total, viene dado en kg/ch (quilo por carga).

A continuación, en la Tabla 6.1, se puede ver la composición de cada uno de estos dos corrientes por separado y el de la mezcla conjunta.

Tabla 6.1 Alimentación al R500

Corriente	1 (de R400)	3 (de B515)	Reactor (R500)
Caudal total (kg/ch)	10762,22	5409,78	16172,00
Composición % (m/m)			
Metanol	7,59	81,93	32,46
Tolueno	53,21	-	35,41
Agua	1,12	1,48	1,24
Cloruro de metilo	0,95	-	0,63
Ácido clorhídrico	7,53	1,06	5,36
Cloruro de amonio	2,97	0,55	2,16
Hidrocloruro de metoxamina	0,28	14,99	5,20
Cetoamida	11,27	-	7,50
Cetoéster	15,08	-	10,04

6.1.2. **Entrada de gasificación de HCl**

Tal y como se explica en el apartado 5.2.2 Estudio del nuevo sistema de gasificación del HCl al 100%., el nuevo sistema de HCl trabajará de manera auxiliar (*backup*) de tal manera que para los posibles paros imprevistos de la unidad principal (K90) pueda ponerse en marcha con el objetivo de no generar retrasos de tiempo en el proceso.

Tabla 6.2 Alimentación a la unidad de gasificación de HCl

Producto	Cantidad en bombona	Cantidad para una carga	Cantidad disponible al año
HCl	650 kg	6140 kg	384 bombonas

6.2. Factores de servicio

La planta de Kresoxim-methyl trabaja aproximadamente el 85% del período anual. Destinado el 15% restante a parada y cambio de producto. Durante todo el año se divide el proceso en dos productos, el primero es el Kresoxim-metil (EOE), que se vende como producto final de un principio activo. El segundo producto es el BAS 505 (m-EOE), que se comercializa como producto intermedio del (Dimoxystrobin). Por lo tanto, el 42,5 % se dedica a la producción de EOE, mientras que el restante al m-EOE.

Durante la producción de m-EOE (42,5% del total), se estima que en el año 2021 se estuvo en total 1 mes parado por imprevistos de la columna K90. Si una carga dura 16 h, supone un total de 45 cargas. Para ello se diseña el nuevo sistema para 8 bombonas de 650 kg de HCl. Con 8 bombonas hay previsión para dos cargas enteras mientras la unidad principal (K-90) está parada por mantenimiento. Pero, aunque la caseta auxiliar sea de 8 bombonas, se mantiene un stock total de 250 bombonas al año.

6.3. Códigos de diseño y estándares

Tabla 6.3 Códigos de diseño

Código de diseño (ref.1)	Equipo
ASME (<i>American Society of Mechanical Engineers</i>) (ref. 2)	K500
TEMA (<i>Tubular Exchanger Manufacturers Association</i>) (ref. 3)	W501B
ISO 5199:2002 (<i>International Organization for Standardization</i>) (ref.4)	P500

Estos códigos de diseño son propios de la propia planta.

6.4. Especificación de los servicios auxiliares disponibles

Como ya se ha mencionado anteriormente, la planta dispone de un servicio de *utilities*, donde se ubican los diferentes servicios.

Tabla 6.4 Condiciones de los Servicios auxiliares.

Servicio	Valores	Unidades
Nitrógeno		
Caudal	Ilimitado (red de fábrica)	m ³ /h
Presión	3	bar
Temperatura	Ambiente	°C
Aire de instrumentación		
Caudal	Ilimitado (red de fábrica)	m ³ /h
Temperatura	Ambiente	°C

Calidad	500	Ppm de H ₂ O
Vapor		
Caudal	Ilimitado (red de fábrica)	t/h
Presión	35	bar
Agua de 5°C		
Caudal	150-200	m ³ /h
Temperatura	5	°C
Presión	4,5	bar
Electricidad		
Potencia máxima	600	kW
Potencial	380	V

El **nitrógeno** se usa en planta para inertizar el sistema de gases y equipos, y para hacer barridos a las líneas.

El **aire de instrumentación** se usa para accionar las diferentes válvulas automáticas y reguladoras.

El **vapor** se utiliza para calentar a través de la camisa los diferentes reactores y/o intercambiadores que lo requieran. Esto ayuda a calentar o a mantener la temperatura de los diferentes equipos.

El **agua de 5°C** se utiliza en los intercambiadores que necesiten refrigerar o condensar el producto. Esta agua proviene del depósito B-931 donde se consigue gracias a un compresor.

La **electricidad** se utiliza para el control de los equipos como, por ejemplo, bombas y agitadores, y control de proceso e iluminación de la planta.

7. INGENIERÍA BÁSICA DEL R500

7.1. Diagramas

En este apartado se muestran los diferentes diagramas del R500 que pertenece a la etapa 5 del proceso desde que se recibe el R400 hasta que se envía al R503, el PFD con el balance de materia completo y los diferentes P&ID del proceso, donde se muestran las modificaciones en color rojo, sobre el plano ya existente (negro). Estas modificaciones incluyen líneas, equipos e instrumentación nuevas.

En la Figura. 7.1, se muestra el diagrama de bloques del R500.

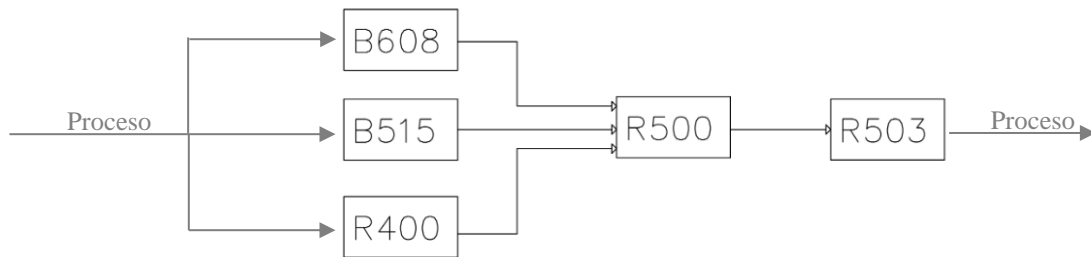


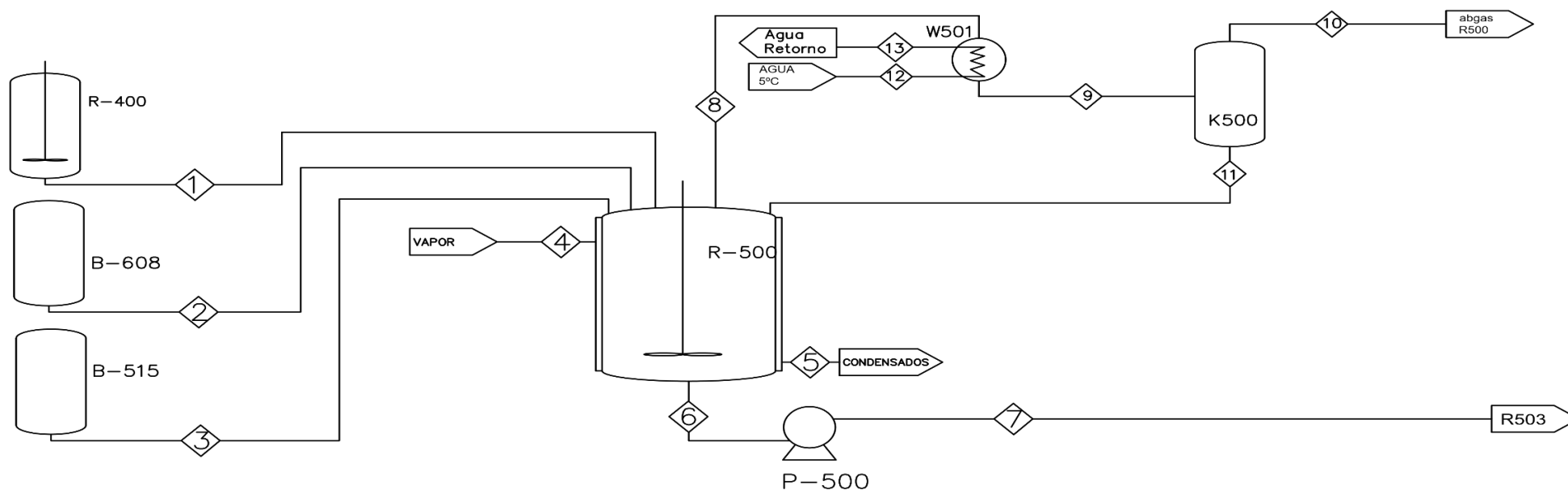
Figura. 7.1 Diagramas de bloques del R500

7.1.1. PFD

A continuación, se muestra el diagrama del R500 con el cual se ha realizado el balance de materia.

Las corrientes del proceso se muestran como kg/ch (quilos/carga) mientras que los *utilities* (vapor a la camisa o agua de refrigeración al intercambiador) se muestran en kg/h (quilos/hora) ya que estos últimos pertenecen a sistemas auxiliares con ciclos cerrados.

Para la realización del PFD y del balance de materia se ha realizado una simulación con el programa *Aspen Plus* de la parte nueva, es decir, del intercambiador W501B y del desgasificador K500, se puede ver la simulación en el apartado A.2 Simulación en ASPEN.



Corriente	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
Temperatura (°c)	28.00	30.00	10.00	143.75	143.75	56.9	56.9	68.00	25.00	25.00	25.00	5.00	10.00
Presión absoluta (bar a)	1.00	4.00	2.50	2.50	1.00	1.05	7.40	2.30	2.30	2.30	2.30	2.20	2.20
Composición (kg/ch)	(kg/ch)	(kg/ch)	(kg/ch)	(kg/h)	(kg/h)	(kg/ch)	(kg/ch)	(kg/ch)	(kg/ch)	(kg/ch)	(kg/ch)	(kg/h)	(kg/h)
Metanol	755.00	250.30	3852.00	0.00	0.00	5250.75	5250.75	67.95	67.95	12.90	55.05	0.00	0.00
Tolueno	5631.00	0.15	0.00	0.00	0.00	5293.50	5293.50	433.20	433.20	27.35	405.85	0.00	0.00
Agua	120.60	1687.75	79.80	1241.00	1241.00	2036.55	2036.55	42.15	42.15	6.81	35.34	7354.00	7354.00
Cloruro de Metilo	102.20	0.60	0.00	0.00	0.00	1.35	1.35	597.60	597.60	462.92	134.68	0.00	0.00
HCl	810.00	4.45	57.24	0.00	0.00	113.18	113.18	540.71	540.71	522.16	18.55	0.00	0.00
Cloruro de amonio	320.12	1.35	29.64	0.00	0.00	415.20	415.20	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Hidrocloruro de metoxiamina	30.30	0.45	811.00	0.00	0.00	214.65	214.65	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
m-EOE	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	1521.40	1521.40	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
m-ZOE	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	656.30	656.30	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
m-cetoamida	1109.65	0.00	0.00	0.00	0.00	39.60	39.60	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
m-cetoester	1581.33	0.00	0.00	0.00	0.00	10.90	10.90	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Total	10460.20	1945.05	4829.68	1241.00	1241.00	15553.38	15553.38	1681.61	1681.61	1032.15	649.46	7354.00	7354.00

Figura 7.1 PFD con balance de materia

7.1.2. P&ID 500

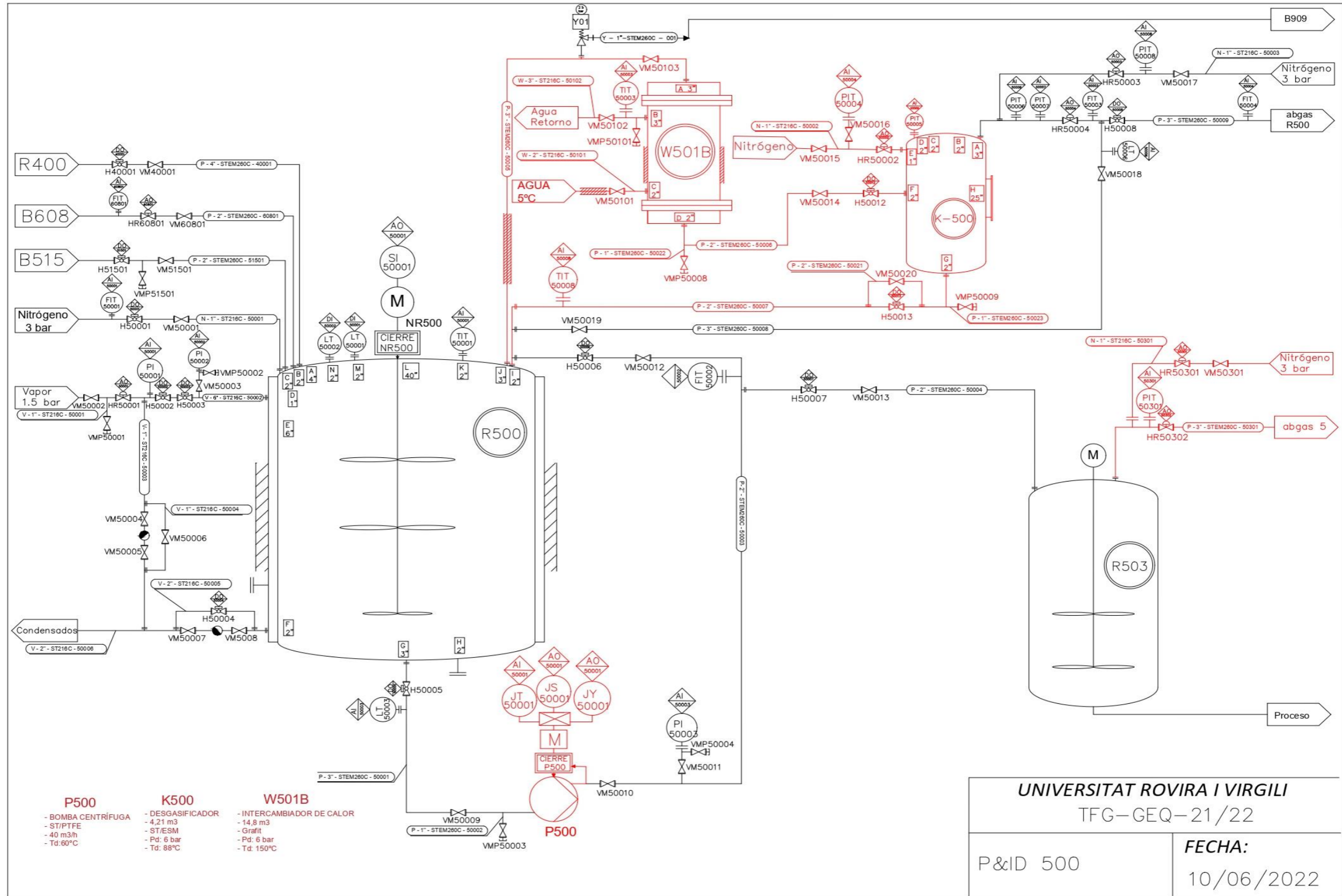


Figura 7.2 Plano del R500

7.1.3. P&ID 501

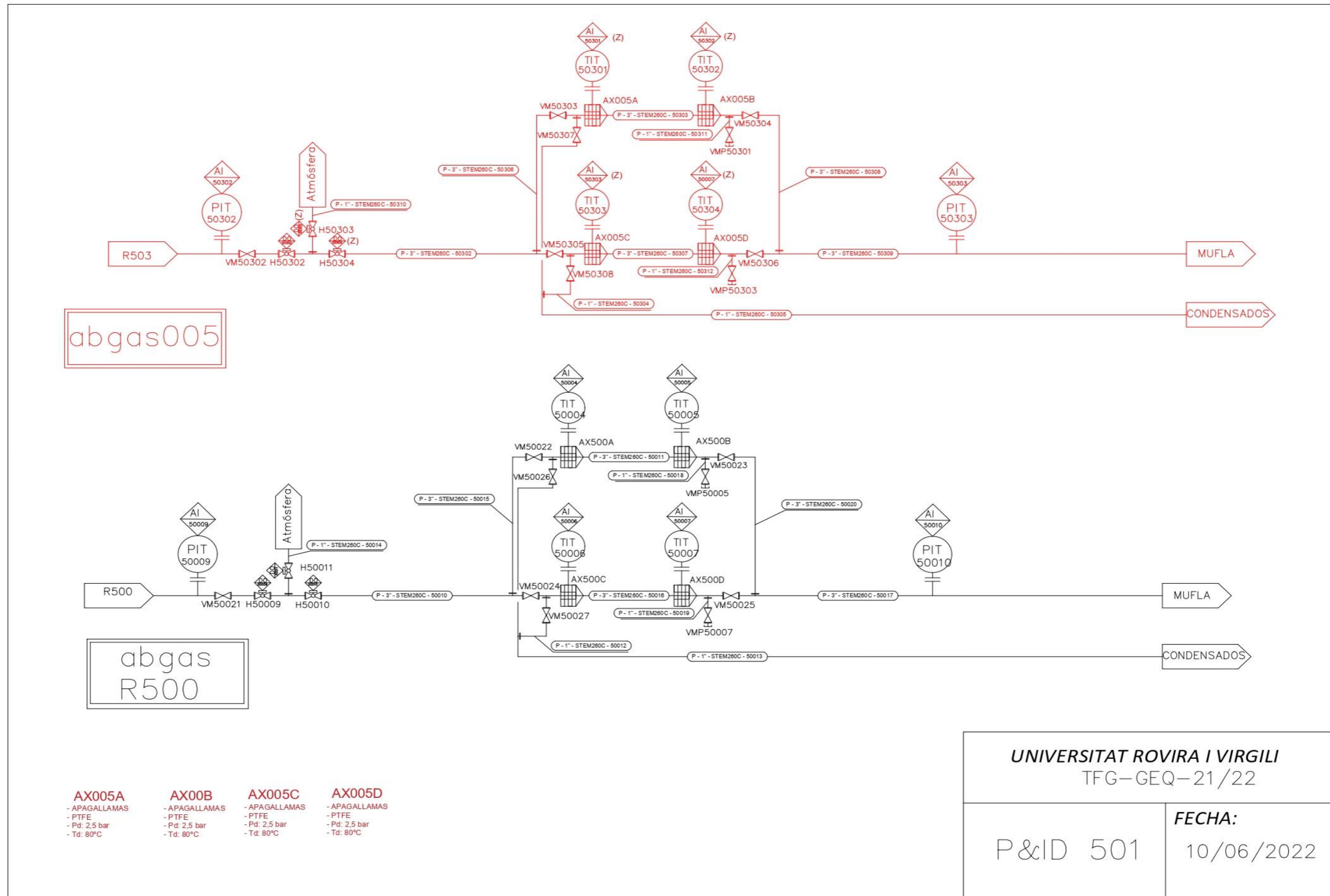


Figura 7.3 Plano del abgas 005

7.1.4. P&ID 502

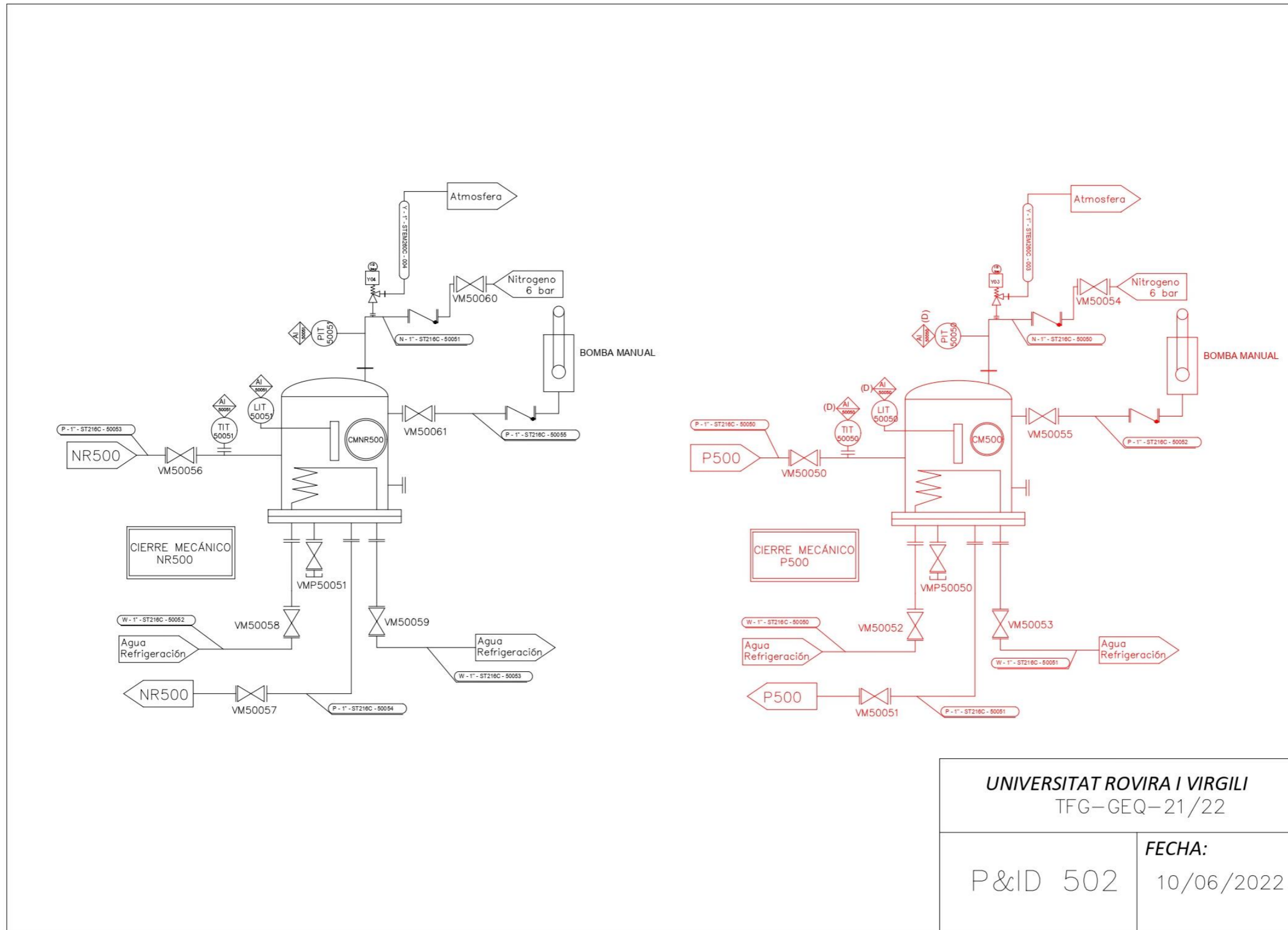


Figura 7.4 Plano de los calderines

7.2. **Sistema HAZOP**

El objetivo principal del estudio del sistema HAZOP es describir las reglas básicas para aplicar la matriz de riesgos de BASF y estas reglas deben de cumplirse para las evaluaciones de riesgo (*Hazard assessments, HA*) que puede contemplar cada equipo de la instalación.

Consiste en reducir el riesgo combinando medidas de seguridad primaria y medidas de seguridad secundaria. La seguridad primaria evita la liberación de materia o energía al exterior. Este tipo de seguridad incluye sistemas instrumentados de seguridad (SIS), sistema de protección mecánica y organizativas. Por el contrario, las seguridades secundarias se definen en los conceptos de seguridad de la planta o *Site* y cubren varios escenarios.

Se considera riesgo como el producto de la probabilidad y gravedad de un evento.

Para reducir los riesgos se pueden seguir los siguientes pasos:

Identificar los peligros que presentan sus materiales, sus propiedades físicas y químicas, condiciones de operación y del equipo.

Eliminar o reducir los peligros a través de un sistema más seguro.

Gestionar el riesgo restante.

Documentar los peligros, riesgos y contramedidas como concepto de seguridad en la planta y un control de implementación.

Se utiliza la matriz de riesgos de BASF como una herramienta de evaluación de riesgos y debe utilizarse para todas las evaluaciones de riesgos que involucren efectos en la salud.

7.2.1. **Matriz de riesgos de BASF**

Para la aplicar la matriz de BASF se siguen 9 pasos para completar correctamente cada paso y cumplir con las reglas.

Paso 1: Identificación de los peligros. Todos los procesos químicos conllevan riesgos. En este paso se examina las fuentes del peligro inherente a un producto químico concreto, a una operación unitaria concreta o a un proceso

Paso 2: Identificar las desviaciones. Los peligros ocurren cuando se produce una desviación de las condiciones normales. Estas desviaciones serán el punto de partida. Se tiene que determinar las desviaciones que pueden producirse y conducen a una condición insegura.

Paso 3: Identificar los fallos primarios independientes. Se tiene que investigar las causas de cada una de las desviaciones para determinar el suceso iniciador. Cada suceso iniciador se denomina fallo primario. Varios fallos primarios pueden dar lugar a una desviación.

Paso 4: Determinar las consecuencias de estas desviaciones. Para cada desviación hay que determinar las consecuencias probables y la cadena de acontecimientos que conducen a esas consecuencias. Esto es necesario para determinar la gravedad. Estos escenarios se evalúan mediante la matriz de riesgo, Figura. 7.2 Matriz de probabilidad / Severidad

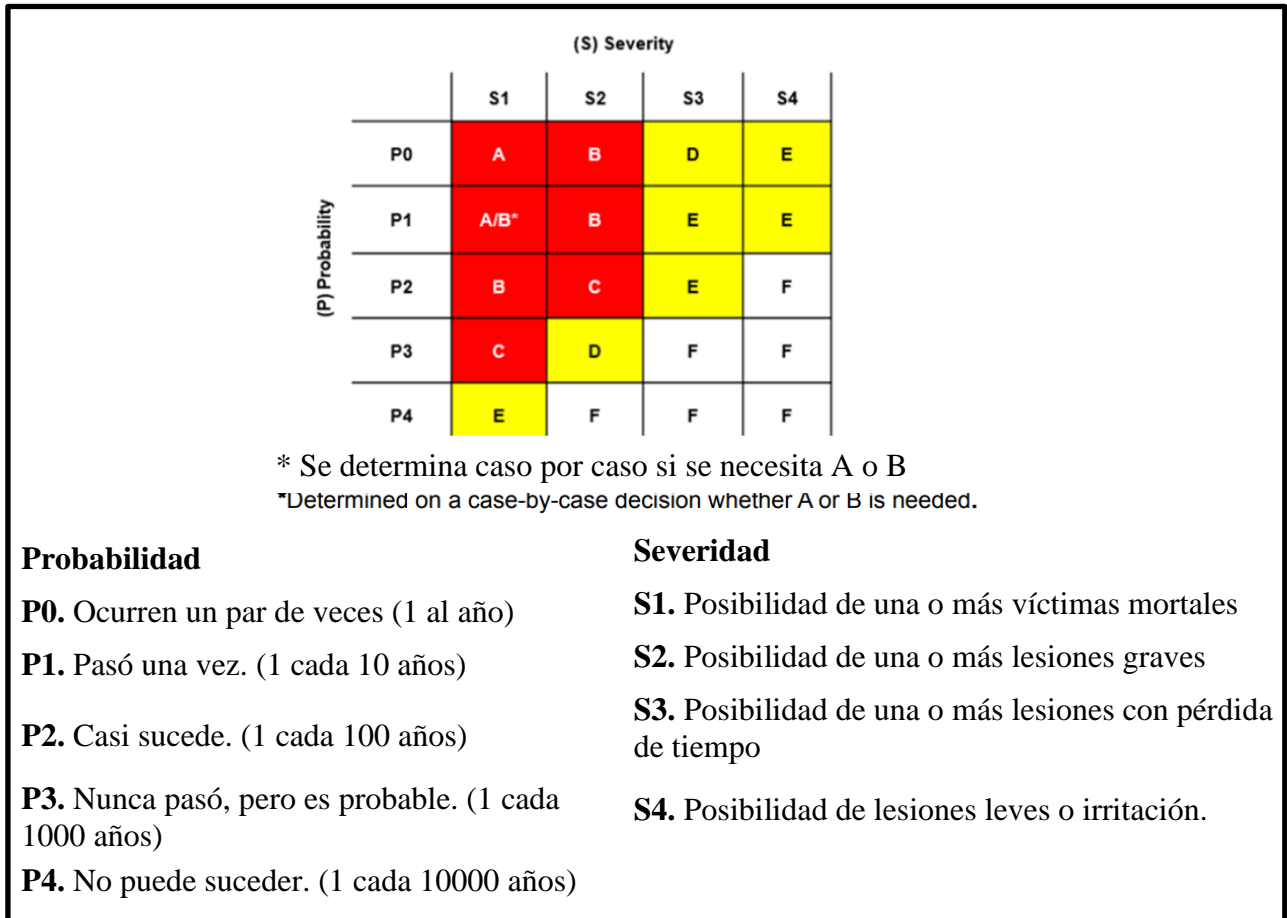


Figura. 7.2 Matriz de probabilidad / Severidad

Paso 5: Determinar para cada suceso iniciador, la gravedad y la probabilidad. Una vez identificado el incidente, se puede evaluar la gravedad de los efectos del incidente y la probabilidad de la ocurrencia de cada consecuencia.

Paso 6: Determinar el nivel de riesgo. La probabilidad (P0 a P4) y la gravedad (S1 a S4) en la matriz de riesgo se dan como órdenes de magnitud. Estos valores se representan una clase de riesgo entre A y F.

Paso 7: Determinar las medidas de reducción del riesgo necesarias para trasladar el riesgo al nivel objetivo.

Paso 8: Determinar si es necesaria una mayor reducción del riesgo.

Paso 9: Documentar la evaluación de riesgos. Esta documentación debe conservarse de forma apropiada.

7.2.2. Diseño del estudio de la matriz de HAZOP

A continuación, se muestra la matriz donde se han aplicado los nueve pasos anteriores para la correcta evaluación de la seguridad. Primero se muestra las dos acciones que se han de implementar en el nuevo plano ya que en un primero momento no se tuvieron en cuenta, Tabla 7.2. Por ello, se muestra NO OK, con una acción a realizar y un responsable. Las medidas que se muestran OK no necesitan instalar ningún instrumento nuevo, Tabla 7.3.

Tabla 7.2 Tabla de acciones a corregir

Raw Risk HAZOP											Open Item/Action Item			
Parámetro	Desviación	Causa	Consecuencia	p	Justificación P	S	Justificación S	RC	Contramedida	Tipo	Rm	Acción	Tipo de acción	Responsable
Más presión	K500 (Pd=6 bar)	1. Presurizado a 2,3 bar. (N2 a 3 bar, regulado a 1,5 bar)	No se puede exceder la presión de diseño	P4	El equipo está diseñado a 6 bares	S2	Daños irreversibles por proyección de fragmentos	F	No se dispone de una válvula de seguridad en el desgasificador K500, pero se disponía un PIT50005	SIL1	NO OK	Instalar una válvula de seguridad PSV, para proteger al equipo de una posible sobrepresión y no dañar el equipo.	Instalar PSV (Y02)	Marta González /Aleix Valdepérez
		2. Salida de abgas bloqueado												
		3. Mal funcionamiento del W501B: a. Fallo de agua de refrigeración (temperatura y caudal) b. Más caudal de gases generados en la reacción R500												
Más nivel	K500	1. Acumulación de condensados sin descarga	Contenido de K500 realiza un <i>backflow</i> hacia W501 b	P3	Posibilidad muy baja de que suceda	S4	Daños en la calidad de producto. Sin daños en la seguridad hacia las personas	F	No se dispone de un medido de medidor de nivel máximo.	SIL1	NO OK	Se instala un medidor de nivel para proteger la posibilidad de que el fluido realice un <i>backflow</i>	LIT 50004	Luis Moya

Tabla 7.3 Acciones realizadas

Raw Risk HAZOP											
Parámetro	Desviación	Causa	Consecuencia	p	Justificación P	S	Justificación S	RC	Contramedida	Tipo	Rm
Más presión	W501B (Pd=6 bar)	1. H50012 cerrada	No se puede exceder la presión de diseño Pd=6 bar	P3	Fallo en el sistema de control	S2	Daños irreversibles por proyección de fragmentos	D	Instrictamente seguro al disponer de la PSV del R500 (Y01)	SIL1	OK
		2. Bloqueo de línea de refrigeración de agua de 5°C	Rotura del intercambiador debido a la expansión térmica	P4	El equipo está diseñado a 6 bares	S2	Daños irreversibles por proyección de fragmentos	F	Válvula VM50002 (salida del intercambiador de circuito de refrigeración) se bloquea abierta.		
	P500	1. Bomba con funcionamiento en seco: a. R500 sin nivel por fallo de control	Rotura de la bomba por mala manipulación debido a un aumento de temperatura por la transmisión de la energía producida por el motor de la bomba. Aumento de la presión si la impulsión se bloquea.	Peor caso de la bomba	P3	S2	Daños irreversibles por exposición tóxica	D	LIT 50003	SIL1	OK
		2. Bomba con funcionamiento contra válvula bloqueada: a. Válvulas manuales cerradas b. Fallo de control						D	PS- PIT 50003 LS- L50003	SIL1	
		3. Bomba puede bloquearse simultáneamente impulsión y aspiración: a. Debido a válvulas manuales de impulsión y aspiración cerrada									
	Más temperatura	W501B fallo refrigeración	Fallo control o error de operación de circuito de refrigeración agua a 5°C:	1. Menor o sin condensación de vapores, bloqueo del intercambiador con posible incremento de presión	P4	El equipo está diseñado a 6 bares y a 150 °C	S2	Daños irreversibles por proyección de fragmentos	F	Instrictamente seguro ya que la temperatura de operación es de 68°C	
a. Más caliente de lo habitual b. Válvulas de entrada y salida cerradas			2. Vapores tóxicos e inflamables son enviados a mufla en grandes cantidades, generando dispersión tóxica cuando actúen las protecciones de la mufla.	P2	Fallo en el sistema de control	S1	Dispersión tóxica a la atmósfera.	B	TIT50003 contiene un valor Z. En caso de alarmar, automáticamente cierra H50008 para no enviar gases a mufla en grandes cantidades. En este caso, HR50004 se mantendrá abierta para poder evacuar en caso de ser necesario recircular los condensados a R500	Z (SIL3)	
P500		1. Bomba funcionamiento en seco por: a. Fallo control	Daños en la bomba por aumento de temperatura por fricción mecánica: Pérdida de estanqueidad, fuga de mezcla de oximaéter, cloruro de metilo, metanol, tolueno, MAH, HCl y trazas de HCN	P3	Fallo en el sistema de control	S2	Daños irreversibles por exposición tóxica	D	PS- PIT 50003 LS- L50003	SIL1	OK
		2. Funcionamiento con la impulsión o aspiración bloqueada: a. Fallo control (P2) b. Válvulas manuales cerradas por error (P2: no se operan normalmente, sólo durante tareas de mantenimiento)	Aumento de presión si la impulsión se bloquea (Pd es superior). Aumento de temperatura por la transmisión de la energía producida por el motor de la bomba (2.8 kW). Daño en los equipos por posibles fugas del contenido. Los productos no presentan riesgos de descomposición térmica.	P3	Peor caso de la bomba	S2	Daños irreversibles por exposición tóxica	D	PS- PIT 50003 Bloqueo siempre abierta VM50010 y VM50012	SIL1	OK
		3. Puede bloquearse (impulsión y aspiración) a. Válvulas manuales cerradas por error (P2: no se operan normalmente, sólo durante tareas de mantenimiento)	Aumento de presión por dilatación térmica del líquido bloqueado produce aumento de presión produciendo rotura con proyección de fragmentos y con posibilidad de fuga	P3	Posibilidad muy baja de que suceda	S2	Daños irreversibles por proyección de fragmentos	D	H50005, H50006 y H50007 cerradas, enclavan bomba P500	SIL1	OK

Más nivel	Abgas 005	Fallo de control en la salida de gases: a. Retorno de llama b. Evacuación de gases a altas temperaturas	Aumento de la temperatura y posible degradación de los apagallamas. Td=80°C	P2	Posibilidad muy baja de que suceda	S1	Daños irreversibles por degradación de los equipos	Z	TIT 50301, TIT 50302, TIT 50303, TIT 50304 enclave bomba P500. Cerraría H50304 y abriría H50303.	SIL3	
	W501B	1. Fuga en el circuito de agua con H50012 cerrada	Incremento en el nivel de K500	P3	Posibilidad muy baja de que suceda	S4	Daños en la calidad de producto. Sin daños en la seguridad hacia las personas	F	El nivel está controlado por el LIT 50004 con alarma de L+. En caso de alarma, abrir H50013 y en fallo de ésta, abrir manualmente la VM50020 (bypass de salida). Además existe un medidor de temperatura TIT 50003		OK
Menos presión	W501B	1. Válvula H50012 cerrada sin compensar el abgas en vaciado del R500	Contracción del depósito	P4	El equipo está diseñado para el vacío	S3	Daños irreversibles del equipo sin daños a la salud ni al proceso	F	El equipo es resistente al vacío		OK
	K500	1. Válvula H50002, H50003 y H50004 cerradas sin compensar el abgas en el vaciado al R500									
Menos nivel	K500	1. Sin alimentación (cerrada H50012)	Sin consecuencias de seguridad								OK
Explosión	K500	Líquidos inflamables por encima de su <i>flash point</i> .	Posible formación de atmósfera explosiva en caso de presencia de oxígeno (aire) por falta de estanqueidad (sistema presurizado a 60 mbar)	P3	Fallo en el sistema de control	S2	Daños irreversible por exposición tóxica	D	Mediante la inertización continua a 60 mbar se evita la generación de atmósfera explosiva. Pequeño flujo controlado por FIT 50003	SIL1	OK
NO	Fallo n2	Fallo red de fábrica	Desinertización de la K500	P4	Fallo de la red	S3	Probabilidad de la generación de atmosferas explosivas	F	Actualmente se dispone de un medidor de presión PIT50008	SIL1	OK
			Fallo en la inertización del cierre mecánico de la P500, provocando una posible fuga al exterior del producto	P4	Fallo de la red	S2	Dispersión tóxica a la atmósfera.	F	Alarma de presión PIT 50050		OK
	Fallo agua de refrigeración	Fallo del compresor del circuito de agua a 5°C	Mal funcionamiento del intercambio térmico del W501B. Ver más en "más presión y más temperatura" de W501B.								OK
	Fallo aire de instrumentación	Fallo red de fábrica	Pérdida de actuación sobre las válvulas automáticas y reguladoras						Se realizan un estudio de la posición segura de válvulas		OK
	Fallo red eléctrica	Fallo red de fábrica	Paro de bomba P500						Sin consecuencias para la seguridad de proceso		OK
	Rotura del cierre CM 500	1. Rotura del cierre secundario 2. Rotura del cierre primario 3. Rotura de los dos simultáneo	1. Vaciado del botellín hacia el exterior (no depende de la diferencia de presión entre botellín e impulsión) 2. Si es menos presión en el fluido que en el botellín, vaciaremos el líquido del botellín al proceso. En caso contrario, se llenaría el botellín del proceso 3. Si es más presión en el fluido que en el botellín, habría fuga hacia al exterior. En caso contrario, entraría aire al proceso con la posibilidad de crear atmósfera explosiva.	P3	Peor caso de la bomba	S2	Dispersión tóxica a la atmósfera	D	LIT 50050 PIT 50050 TIT 50050	SIL1	OK
Fuga	W501B	Expansión térmica	Entrada de agua de refrigeración a proceso (sin consecuencia en la seguridad)	P4	El equipo está diseñado a 6 bares	S2	Daños irreversibles por proyección de fragmentos	F	Válvula VM50002 (salida del intercambiador de circuito de refrigeración) se bloquea abierta.		OK
Fallo de bomba	P500	Avería del motor	No se podría realizar el envío de producto de R500 a R503						Sin consecuencias para la seguridad de proceso		OK

7.2.3. P&ID modificado

Según el estudio de seguridad basándose en el HAZOP, se modifica el plano del R500. (P&ID – 500)

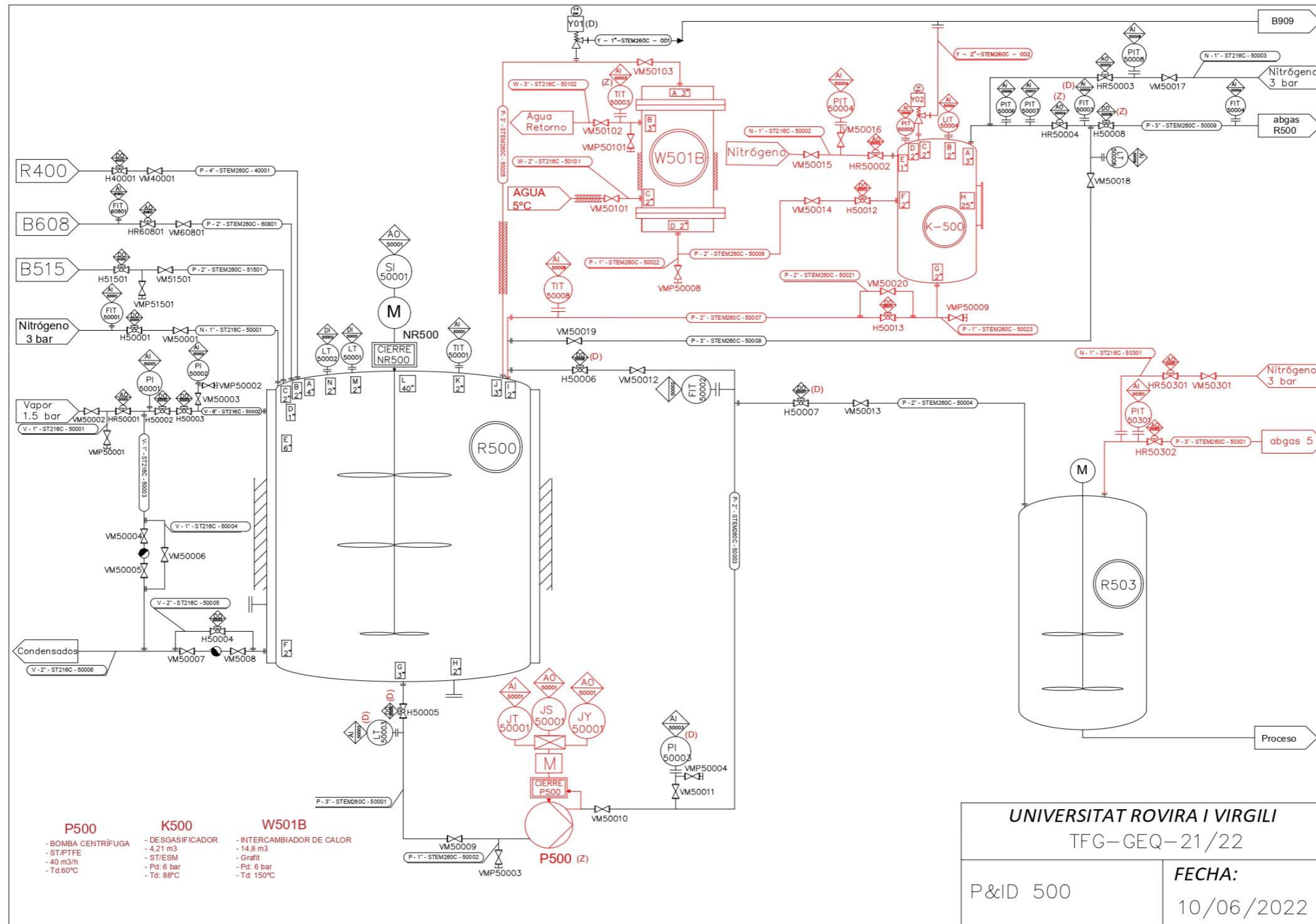


Figura 7.5 Plano 500 con modificaciones del HAZOP

7.3. Balances

En este apartado se muestra el balance de materia propio del R500.

Tal y como se muestra en la Tabla 7.4, para el balance de materia del R500 se tienen en cuenta las entradas de los productos más importantes. Las salidas se van a dividir en dos: la primera hacia el abgas y la segunda, el producto final que se dirige al R503.

Como el proceso es *Batch*, los cálculos se realizan por carga (*Charge - Ch*)

Tabla 7.4 Entradas y salidas

Productos	Entrada (kg / Ch)	Salida (kg / Ch)
Cetoamida y cetoéster (R400)	10460,20	-
Agua de lavado (B608)	1945,05	-
Metoxamina 0.5% HCl (B515)	5409,68	-
Cloruro de metilo (abgas R500)	-	1681,61
m-Eoximeter y m-Zoximeter (producto R500)	-	15553,38

En la Figura 7.6, se ilustra el balance de materia en un diagrama input/output

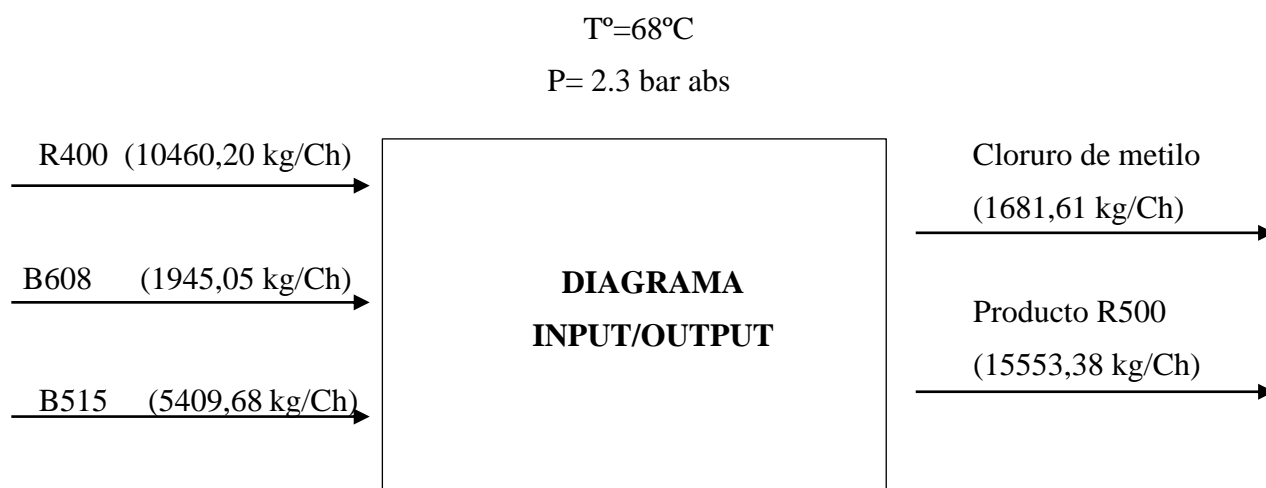


Figura 7.6 Diagrama input/output del R500

7.4. Diseño y listado de tuberías

Las tuberías ya existentes se han respetado. Las nuevas tuberías de las modificaciones se han dimensionado teniendo en cuenta las velocidades típicas de los fluidos tanto de alimentación como producto.

El material utilizado está especificado por la propia empresa. Utilizando acero esmaltado tipo STEM 260 C en todas aquellas corrientes que contienen producto. Para nitrógeno, vapor y agua de refrigeración se utiliza acero ST 216 C. El acero STEM 260 C está asociado a un acero estructural denominado St 37.0 y en este caso es esmaltado. Para el ST 216C, está asociado a un acero estructural denominado St 37.0 pero en este caso es soldado y no esmaltado.

A continuación, se muestra una tabla resumen de las características principales de los materiales mencionados anteriormente.

Tabla 7.5 Resumen de las características principales de los materiales utilizados

Propiedades (ref. 5)	St.37.0	
Resistencia a la tracción (Mpa)	235	
Densidad (kg/m ³)	7800 - 8000	
Módulo elástico (GPa)	190 - 210	
Coefficiente de Poison	0,27 – 0,30	
Composición	C	≤ 0,30
	Cr+Mo+Ni+V+Cu	≤ 0,40
	Mn	≤ 1,20
	P	≤ 0,05
	S	≤ 0,045

Cuando sea necesario, las tuberías irán acompañadas de un calorifugado para reducir la pérdida de temperatura. El material utilizado es lana de roca.

A continuación, se muestran diferentes tablas de las tuberías nuevas. La primera tabla nos indica en que P&ID se encuentra, su origen, su final, el fluido y la fase en la que se encuentra, Tabla 7.6. La segunda tabla, Tabla 7.7, nos indica las condiciones de diseño y de operación. Básicamente presiones y temperaturas. En esta tabla se encuentran dos presiones de diseño, la primera nos indica la presión mínima de diseño y la segunda es la presión de diseño real, ya que en los estándares de fábrica las tuberías se diseñan a 11 bares de presión absoluta. Por último, se muestra una tercera tabla donde se recogen los cálculos del dimensionamiento de las tuberías, Tabla 7.8.

Estas tablas se han completado siguiendo los cálculos adjuntos en el A.6 Cálculos para el diseño de tuberías.

Tabla 7.6 Listado de tuberías nuevas

Línea	P&ID	Origen	Final	Fluido	Fase
P-3"-STEM260C-50005	500	R-500 (J 3")	W-501B (A 3")	Proceso (3)	Gas
P-2"-STEM260C-50006	500	W-501B (D 2")	K500 (F 2")	Proceso(3)	Gas
W-2"-ST216C-50101	500	Red de agua refrigeración	W-501B (C 2")	Agua	Líquido
W-3"-ST216C-50102	500	W-501B (B 3")	Red de agua refrigeración	Agua	Líquido
P-1"-STEM260C-50022	500	Purga W-501B		Proceso (3)	Gas
N-1"-ST216C-50002	500	Red de nitrógeno	K500 (E 1")	Nitrógeno	Gas
P-2"-STEM260C-50007	500	K500 (G 2")	R500 (I 2")	Proceso (3)	Líquido
P-2"-STEM260C-50021	500	Bypass H50013		Proceso (3)	Líquido
P-1"-STEM260C-50023	500	Purga K-500		Proceso (3)	Líquido
N-1"-ST216C-50301	500	Red de nitrógeno	P-3"-STEM260C-50301	Nitrógeno	Gas
P-3"-STEM260C-50301	500	R-503	P-3"-STEM260C-50302	Proceso (2)	Gas
P-3"-STEM260C-50302	501	P-3"-STEM260C-50301	Mufla	Proceso (2)	Gas
P-3"-STEM260C-50303	501	AX005A	AX005B	Proceso (2)	Gas
P-1"-STEM260C-50304	501	VM50308	P-1"-STEM260C-50305	Proceso (2)	Gas
P-1"-STEM260C-50305	501	VM50307	Condensados	Fluidos residuales	Líquido
P-3"-STEM260C-50306	501	P-3"-STEM260C-50302	AX005A	Proceso(2)	Gas
P-3"-STEM260C-50307	501	AX005C	AX005D	Proceso(2)	Gas
P-3"-STEM260C-50308	501	AX005B	P-3"-STEM260C-50309	Proceso(2)	Gas
P-3"-STEM260C-50309	501	AX005D	MUFLA	Proceso(2)	Gas
P-1"-STEM260C-50310	501	P-3"-STEM260C-50302	Atmósfera	Proceso(2)	Gas
P-1"-STEM260C-50311	501	Purga apagallamas AX005B		Proceso(2)	Gas
P-1"-STEM260C-50312	501	Purga apagallamas AX005D		Proceso(2)	Gas

Proceso (2): Metanol, tolueno agua, ácido clorhídrico, hidrocloreuro de metoxamina

Proceso (3): Metanol, tolueno, agua, ácido clorhídrico, Cloruro de metilo

Tabla 7.7 Condiciones de operación y diseño

Línea	T° operación (°C)	T° diseño (°C)	P operación (bar.a)	P diseño (bar.a)	Test de presión (bar.a)	Pdiseño real (bar.a)	Material	Color tubería	Calorifugado	Tipo calorifugado
P-3"-STEM260C-50005	68	88	2,3	3,8	4,94	11	Acero esmaltado tipo 260C	Marrón	SI	Lana de roca
P-2"-STEM260C-50006	25	45	2,3	3,8	4,94	11	Acero esmaltado tipo 260C	Marrón	NO	-
W-2"-ST216C-50101	5	25	2,2	3,7	4,81	11	Acero tipo 216C	Verde	SI	Lana de roca
W-3"-ST216C-50102	10	30	2,2	3,7	4,81	11	Acero tipo 216C	Verde	NO	-
P-1"-STEM260C-50022	25	45	2,3	3,8	4,94	11	Acero esmaltado tipo 260C	Marrón	NO	-
N-1"-ST216C-50002	20	40	3	4,5	5,85	11	Acero tipo 216C	Amarillo	NO	-
P-2"-STEM260C-50007	25	45	2,3	3,8	4,94	11	Acero esmaltado tipo 260C	Marrón	NO	-
P-2"-STEM260C-50021	25	45	2,3	3,8	4,94	11	Acero esmaltado tipo 260C	Marrón	NO	-
P-1"-STEM260C-50023	25	45	2,3	3,8	4,94	11	Acero esmaltado tipo 260C	Marrón	NO	-
N-1"-ST216C-50301	20	40	3	4,5	5,85	11	Acero tipo 216C	Amarillo	NO	-
P-3"-STEM260C-50301	50	70	1,1	2,6	3,38	11	Acero esmaltado tipo 260C	Amarillo	NO	-
P-3"-STEM260C-50302	50	70	1,1	2,6	3,38	11	Acero esmaltado tipo 260C	Amarillo	NO	-
P-3"-STEM260C-50303	25	45	1	2,5	3,25	11	Acero esmaltado tipo 260C	Amarillo	NO	-
P-1"-STEM260C-50304	25	45	1	2,5	3,25	11	Acero esmaltado tipo 260C	Amarillo	NO	-
P-1"-STEM260C-50305	25	45	1	2,5	3,25	11	Acero esmaltado tipo 260C	Amarillo	NO	-
P-3"-STEM260C-50306	25	45	1	2,5	3,25	11	Acero esmaltado tipo 260C	Amarillo	NO	-
P-3"-STEM260C-50307	25	45	1	2,5	3,25	11	Acero esmaltado tipo 260C	Amarillo	NO	-
P-3"-STEM260C-50308	25	45	1	2,5	3,25	11	Acero esmaltado tipo 260C	Amarillo	NO	-
P-3"-STEM260C-50309	25	45	1	2,5	3,25	11	Acero esmaltado tipo 260C	Amarillo	NO	-
P-1"-STEM260C-50310	25	45	1	2,5	3,25	11	Acero esmaltado tipo 260C	Amarillo	NO	-
P-1"-STEM260C-50311	25	45	1	2,5	3,25	11	Acero esmaltado tipo 260C	Amarillo	NO	-
P-1"-STEM260C-50312	25	45	1	2,5	3,25	11	Acero esmaltado tipo 260C	Amarillo	NO	-

Tabla 7.8 Cálculos del dimensionamiento de las tuberías

Línea	Caudal (kg/h)	Densidad (kg/m ³)	Q volumétrico (m ³ /s)	Velocidad típica (m/s)	Área (m ²)	Diámetro tubería (m)	Diámetro tubería (inch'')	Diámetro catalogado (inch)	Diámetro catalogado (m)	Área Real (m ²)	Velocidad real (m/s)
P-3"-STEM260C-50005	800	3,9	0,0570	15	0,00380	0,0695	2,74	3	0,0762	0,00456	12,5
P-2"-STEM260C-50006	800	6,33	0,0351	25	0,00140	0,0423	1,66	2	0,0508	0,00203	17,3
W-2"-ST216C-50101	7354	1000	0,00204	1,1	0,00186	0,0486	1,91	2	0,0508	0,00203	1,01
W-3"-ST216C-50102	7354	1000	0,00204	0,5	0,00409	0,0721	2,84	3	0,0762	0,00456	0,448
P-1"-STEM260C-50022	200	6,33	0,00878	25	0,000351	0,0211	0,832	1	0,0254	0,000507	17,3
N-1"-ST216C-50002	65	1,25	0,0144	30	0,000481	0,0248	0,975	1	0,0254	0,000507	28,5
P-2"-STEM260C-50007	649,46	902,13	0,000200	0,2	0,00100	0,0357	1,40	2	0,0508	0,00203	0,0987
P-2"-STEM260C-50021	649,46	902,13	0,000200	0,2	0,00100	0,0357	1,40	2	0,0508	0,00203	0,0987
P-1"-STEM260C-50023	300	902,13	0,0000924	0,2	0,000462	0,0243	0,955	1	0,0254	0,000507	0,18
N-1"-ST216C-50301	65	1,25	0,0144	30	0,000481	0,0248	0,975	1	0,0254	0,000507	28,5
P-3"-STEM260C-50301	850,35	3,9	0,0606	20	0,00303	0,0621	2,44	3	0,0762	0,00456	13,3
P-3"-STEM260C-50302	850,35	3,9	0,0606	20	0,00303	0,0621	2,44	3	0,0762	0,00456	13,3
P-3"-STEM260C-50303	850,35	3,9	0,0606	20	0,00303	0,0621	2,44	3	0,0762	0,00456	13,3
P-1"-STEM260C-50304	200	3,9	0,0142	30	0,000475	0,0246	0,968	1	0,0254	0,000507	28,1
P-1"-STEM260C-50305	200	3,9	0,0142	30	0,000475	0,0246	0,968	1	0,0254	0,000507	28,1
P-3"-STEM260C-50306	850,35	3,9	0,0606	20	0,00303	0,0621	2,44	3	0,0762	0,00456	13,3
P-3"-STEM260C-50307	850,35	3,9	0,0606	20	0,00303	0,0621	2,44	3	0,0762	0,00456	13,3
P-3"-STEM260C-50308	850,35	3,9	0,0606	20	0,00303	0,0621	2,44	3	0,0762	0,00456	13,3
P-3"-STEM260C-50309	850,35	3,9	0,0606	20	0,00303	0,0621	2,44	3	0,0762	0,00456	13,3
P-1"-STEM260C-50310	200	3,9	0,0142	30	0,000475	0,0246	0,968	1	0,0254	0,000507	28,1
P-1"-STEM260C-50311	200	3,9	0,0142	30	0,000475	0,0246	0,968	1	0,0254	0,000507	28,1
P-1"-STEM260C-50312	200	3,9	0,0142	30	0,000475	0,0246	0,968	1	0,0254	0,000507	28,1

7.5. Listado de instrumentación del R500

En este apartado se recopila la descripción de los diferentes instrumentos utilizados tanto los ya existentes como los nuevos que han sido instalados por las modificaciones pertinentes.

Tabla 7.9 Listado de instrumentación

TAG	P&ID	Descripción	Línea / Equipo	Rango de valores de diseño	I/O	Fabricante	Modelo	Material
TIT50003	500	Transmisor de temperatura salida agua refrigeración W501 B	W-3"-ST216C-50102	de -50 a 85 °C	AI	Siemens	Sitrans TF 320	Stainless Steel 316 L
LIT50004	500	Transmisor de nivel de K500	K500 (B 2")	de -40 a 60 °C	AI	Vega	Vega plus 11	PVFD (fluoruro de polivinilideno)
PIT50004	500	Transmisor de presión de nitrógeno de entrada a K500	N-1"-ST216C-50002	de 0 a 30 bar	AI	Siemens	Sitrans P420	Stainless Steel 316 L
PIT50005	500	Transmisor de presión de K500	K500 (D 2")	de 0 a 30 bar	AI	Siemens	Sitrans P420	Stainless Steel 316 L
TIT50008	500	Transmisor de temperatura de salida de K500	P-2"-STEM260C-50007	de -50 a 85 °C	AI	Siemens	Sitrans TF 320	Stainless Steel 316 L
PIT50301	500	Transmisor de presión de abgas 005	P-3"-STEM260C-50301	de 0 a 30 bar	AI	Siemens	Sitrans P420	Stainless Steel 316 L
PIT50302	501	Transmisor de presión abgas 005	P-3"-STEM260C-50302	de 0 a 30 bar	AI	Siemens	Sitrans P420	Stainless Steel 316 L
PIT50303	501	Transmisor de presión hacia mufla	P-3"-STEM260C-50309	de 0 a 30 bar	AI	Siemens	Sitrans P420	Stainless Steel 316 L
TIT50301	501	Transmisor de temperatura abgas 005	AX005A	de -50 a 85 °C	AI	Siemens	Sitrans TF 320	Stainless Steel 316 L
TIT50302	501	Transmisor de temperatura abgas 005	AX005B	de -50 a 85 °C	AI	Siemens	Sitrans TF 320	Stainless Steel 316 L
TIT50303	501	Transmisor de temperatura abgas 005	AX005C	de -50 a 85 °C	AI	Siemens	Sitrans TF 320	Stainless Steel 316 L
TIT50304	501	Transmisor de temperatura abgas 005	AX005D	de -50 a 85 °C	AI	Siemens	Sitrans TF 320	Stainless Steel 316 L

En esta tabla se han utilizado diferentes referencias para encontrar los tipos de instrumentos utilizados. Referencia (6), (7), (8).



7.6. Listado de equipos nuevos del R500

En la Tabla 7.10 que se muestra a continuación, se describe los equipos utilizados con las características propias como pueden ser la presión de diseño y la de operación, tipo de material, etc.

Tabla 7.10 Listado de los nuevos equipos

TAG	P&ID	Descripción del equipo	T operación (°C)	T diseño (°C)	P operación (bar)	P diseño (bar)	Material	Calorifugado
P-500	500	Bomba centrífuga de R500	60	80	7,4	10	Acero/PTFE	No
W501B	500	Intercambiador de frio de 5°C	68	150	2,3	6	Grafito	Lana de roca
K-500	500	Desgasificador	25	88	2,3	6	Acero estructural / Esmaltado	No
AX005A	501	Apagallamas	25	80	1,05	2,5	PTFE	No
AX005B	501	Apagallamas	25	80	1,05	2,5	PTFE	No
AX005C	501	Apagallamas	25	80	1,05	2,5	PTFE	No
AX005D	501	Apagallamas	25	80	1,05	2,5	PTFE	No

7.7. Listado de válvulas manuales, automáticas y reguladoras

En la siguiente tabla se muestran los tipos de válvulas que se han utilizado tanto para las válvulas automáticas, reguladoras, y manuales.

Tabla 7.11 Listado de válvulas y válvulas de seguridad

TAG	P&ID	Ubicación	Descripción	Codificación de tubería	T operación (°C)	T diseño (°C)	P operación (bar)	P diseño (bar)	Tipo	Fabricante	Modelo	Material
VM50103	500	De R-500 a W-501B	Válvula manual	P-3"-STEM260C-50005	68	200	2,3	16	Bola	Richter	KN	Carbon Steel 1.4408
VM50101	500	Entrada agua W-501B	Válvula manual	W-2"-ST216C-50101	5	120	1,5	16	Bola	Genebre	2231	Carbon Steel 1.0619
VM50102	500	Salida agua W-501B	Válvula manual	W-3"-ST216C-50102	10	120	1,5	16	Bola	Genebre	2231	Carbon Steel 1.0619
VM50014	500	Salida de W501 B a K500	Válvula manual	P-2"-STEM260C-50006	25	200	2,3	16	Bola	Richter	KN	Carbon Steel 1.4408
VMP50008	500	Purga W-501B	Válvula manual de purga	P-1"-STEM260C-50022	25	200	2,3	16	Bola	Richter	KN	Carbon Steel 1.4408
VM50015	500	Entrada nitrógeno a K500	Válvula manual	N-1"-ST216C-50002	20	200	3	16	Bola	Richter	KN	Carbon Steel 1.4408
VM50016	500	PI 50004	Válvula manual	N-1"-ST216C-50002	20	200	3	16	Bola	Richter	KN	Carbon Steel 1.4408
H50012	500	De W-501B a K500	Válvula automática	P-2"-STEM260C-50006	25	80	2,3	20	Obturador rotativo	Pfeiffer	TB 23-b	DIN 1.4408
HR50002	500	Entrada nitrógeno a K500	Válvula automática reguladora	N-1"-ST216C-50002	20	220	3	24	Válvula de membrana de paso recto	Samson	3241DWA	A 105 (Carbon Steel)

TAG	P&ID	Ubicación	Descripción	Codificación de tubería	T operación (°C)	T diseño (°C)	P operación (bar)	P diseño (bar)	Tipo	Fabricante	Modelo	Material
VM50020	500	Salida condensados de K500 a R500	Válvula manual	P-2"-STEM260C-50007	25	200	2,3	16	Bola	Richter	KN	Carbon Steel 1.4408
VMP50009	500	Purga K500	Válvula manual de purga	P-1"-STEM260C-50023	25	200	2,3	16	Bola	Richter	KN	Carbon Steel 1.4408
H50013	500	De K500 a R500	Válvula automática	P-2"-STEM260C-50007	25	80	2,3	20	Obturador rotativo	Pfeiffer	TB 23-b	DIN 1.4408
VM50301	500	Nitrógeno de entrada a abgas 005	Válvula manual	N-1"-ST216C-50301	20	200	3	16	Bola	Richter	KN	Carbon Steel 1.4408
HR50301	500	Nitrógeno de entrada a abgas 005	Válvula automática reguladora	N-1"-ST216C-50301	20	220	3	24	Válvula de membrana de paso recto	Samson	3241DWA	A 105 (Carbon Steel)
HR50302	500	Salida R503 a abgas 005	Válvula automática reguladora	P-3"-STEM260C-50301	25	220	1	24	Válvula de membrana de paso recto	Samson	3241DWA	A 105 (Carbon Steel)
VM50302	501	Salida R503 a apagallamas	Válvula manual	P-3"-STEM260C-50302	25	120	1	16	Bola	Genebre	2231	Carbon Steel 1.0619
H50302	501	Salida R503 a apagallamas	Válvula automática	P-3"-STEM260C-50302	25	80	1	20	Obturador rotativo	Pfeiffer	TB 23-b	DIN 1.4408
H50303	501	Salida a atmósfera	Válvula automática	P-1"-STEM260C-50310	25	80	1	20	Obturador rotativo	Pfeiffer	TB 23-b	DIN 1.4408
H50304	501	Salida R503 a apagallamas	Válvula automática	P-3"-STEM260C-50302	25	80	1	20	Obturador rotativo	Pfeiffer	TB 23-b	DIN 1.4408

TAG	P&ID	Ubicación	Descripción	Codificación de tubería	T operación (°C)	T diseño (°C)	P operación (bar)	P diseño (bar)	Tipo	Fabricante	Modelo	Material
VM50303	501	Entrada a apagallamas AX005A	Válvula manual	P-3"-STEM260C-50306	25	120	1	16	Bola	Genebre	2231	Carbon Steel 1.0619
VM50304	501	Salida apagallamas AX005B	Válvula manual	P-3"-STEM260C-50308	25	120	1	16	Bola	Genebre	2231	Carbon Steel 1.0619
VM50305	501	Entrada apagallamas AX005C	Válvula manual	P-3"-STEM260C-50302	25	120	1	16	Bola	Genebre	2231	Carbon Steel 1.0619
VM50306	501	Salida apagallamas AX005D	Válvula manual	P-3"-STEM260C-50309	25	120	1	16	Bola	Genebre	2231	Carbon Steel 1.0619
VM50307	501	Salida condensados AX005A	Válvula manual	P-1"-STEM260C-50305	25	120	1	16	Bola	Genebre	2231	Carbon Steel 1.0620
VM50308	501	Salida condensados AX005C	Válvula manual	P-1"-STEM260C-50304	25	120	1	16	Bola	Genebre	2231	Carbon Steel 1.0621
VMP50301	501	Purga condensados AX005A/B	Válvula manual de purga	P-1"-STEM260C-50311	25	200	1	16	Bola	Richter	KN	Carbon Steel 1.4408
VMP50303	501	Purga condensados AX005C/D	Válvula manual de purga	P-1"-STEM260C-50312	25	200	1	16	Bola	Richter	KN	Carbon Steel 1.4408

Este listado de válvulas se ha completado siguiendo las referencias (9), (10), (11), (12).

7.8. Diseño de PSV (Pressure Safety Valve)

La válvula de seguridad es un sistema de alivio de presión, su principal función es la de no sobrepasar la presión de diseño de un equipo o conjunto de equipos que estén conectados entre ellos.

Existen varios tipos de válvulas de seguridad, dependiendo de su funcionamiento o su rango de operación.

Con tal de escoger que válvula de seguridad instalar, se ha tenido en cuenta que el equipo está diseñado a una presión de 6 bar, por lo tanto, su presión de tarado no puede superar la presión del diseño del equipo, siendo la presión de tarado de 3,5 bar, ya que la válvula de seguridad del reactor (R500), es de esa misma presión y comparten la línea de expansión.

Primero de todo para calcular y dimensionar la PSV, es importante conocer el caudal de gas que se ha de liberar en la situación más extrema. Para este cálculo, se ha de tener en cuenta el equipo al que se le hace referencia y los motivos del incremento de presión que puede tener. La planta de Kresoxim-metil está catalogada como zona ATEX 2.2, por ello en este caso, el motivo de la sobrepresión puede ser debido al aumento de la presión externa, principalmente proviene de fuego externo (ref. 13).

Otro motivo de sobrepresión puede ser por un taponamiento en la salida del caudal de gas.

A continuación, se explica cómo se ha de marcar el *Setpoint* de alivio de presión de la válvula de seguridad, como conocer la temperatura y presión del equipo. Una vez realizado se utiliza la ecuación (7.1), con tal de obtener la temperatura en el momento de disparo debido al fuego externo.

$$T_1 = \left(\frac{P_1}{P_n}\right) \cdot T_n \quad (7.1)$$

Donde:

T1: Temperatura de relieve (K)

P1: Presión de salto (bar)

Pn: Presión nominal de operación (bar)

Tn: Temperatura normal de operación (K)

Posteriormente, se calcula el caudal que produce cuando hay un fuego externo, para ello se realiza mediante la siguiente ecuación:

$$W = 2,77 \cdot \sqrt{MP_1} \cdot \left[\frac{A' \cdot (T_w - T_1)^{1.25}}{T_1^{1.1506}} \right] \quad (7.2)$$

La temperatura de la pared (T_w) en el caso de los equipos esmaltados nunca ha de superar la temperatura de 850°C.

Tabla 7.12 Características físicas de la PSV

Parámetro	Unidades	Valor
Temperatura de operación	°C	25
Presión de operación	bar a	2,3
Presión de tarado	bar a	3,5
Wfuego externo	kg/h	1579,64
Wtaponamiento	kg/h	1032

Una vez se comparan los dos caudales, es decir, el caudal de fuego externo y el caudal máximo que produciría un taponamiento en la salida del gas, se utiliza la siguiente ecuación para obtener el área del orificio de la válvula. (ref. 14)

$$A = \left[\frac{W}{387.2 \cdot C \cdot P \cdot K \cdot K1 \cdot K2} \right] \sqrt{\frac{ZT}{M}} \quad (7.3)$$

Donde:

C: Coeficiente de expansión en función de (k)

K: Coeficiente de descarga

K1: Coeficiente corrector por contrapresión en válvulas convencionales, si $P_b > 0,5 P$ (gases y vapores)

K2: Coeficiente corrector por contrapresión en válvulas equilibradas, si $P_2 > 0,3 P_1$ (gases y vapores)

Z: Coeficiente de compresibilidad, valor de 1.

M: Peso molecular

El valor de K es 0,946 debido a que es la válvula de descarga de gas, los valores de K1 y K2 se encuentran a partir de gráficas que se muestran a continuación:

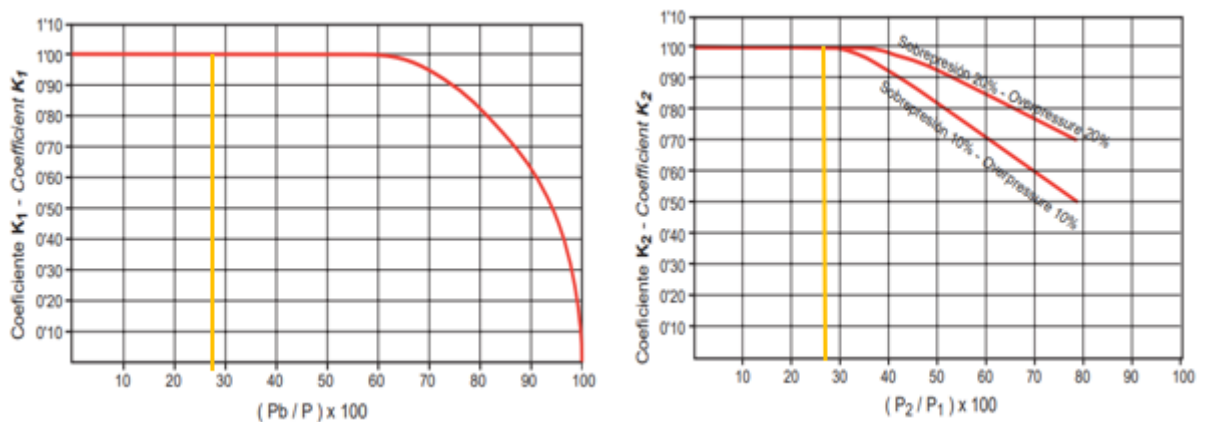


Figura 7.7 Cálculos de los valores K1 y K2.

Con las figuras se determina que los valores de K1 y K2 es de un valor de 1, siendo el valor de P_b/P y P_2/P_1 de 28,57.

Una vez se encuentra el valor de A, área necesaria, mediante el catálogo, se selecciona el orificio y se comprueba que el valor del caudal que es capaz liberar, a continuación, se muestran todos los valores obtenidos de un catálogo de válvulas de seguridad (ref. 15)

Tabla 7.13 Valores catalogados de válvulas de seguridad

Característica	Unidades	Valor
Área requerida	cm ²	4,97
Área catalogada	cm ²	5,06 (Tipo H)
Caudal de descarga	Nm ³ /h	1347
Tamaño	in	2 x 3
Rating	-	300 x 150
Modelo	-	3-5211

7.9. Diseño de equipos

7.9.1. Elección de la nueva bomba P500

Tal y como se muestra en el apartado (alternativas R500), se opta por cambiar de bomba por una que contenga mayor potencia y así proporcionar un mayor caudal del que existe actualmente. La nueva bomba será de características parecidas. Será una bomba centrífuga de acople magnético con el fin de prevenir posibles fugas ya que son más estancas. La marca será RICHTER. (ref.16)

Para el diseño de la bomba se han realizado una serie de cálculos (ecuación de Bernoulli, pérdidas de carga, etc.) los cuales se pueden ver en el anexo A.1 Cálculos de bomba. Para el cálculo de pérdidas de carga que se generan en la aspiración e impulsión de la bomba, se ha tenido en cuenta todos los elementos que se encuentran en el camino, por ejemplo, las válvulas automáticas, reguladoras y accesorios de las tuberías.

Para la selección de la bomba, lo primero que se ha de saber es el caudal del fluido de impulsión y la altura que ha de desplazar. En la bomba anterior, el caudal máximo de la bomba era de 20 m³/h. Para la nueva bomba, se propone doblar el caudal y reducir el tiempo de trasvase. Aunque la altura seguirá siendo de 14 metros a desplazar y el caudal nuevo será de 40 m³/h.

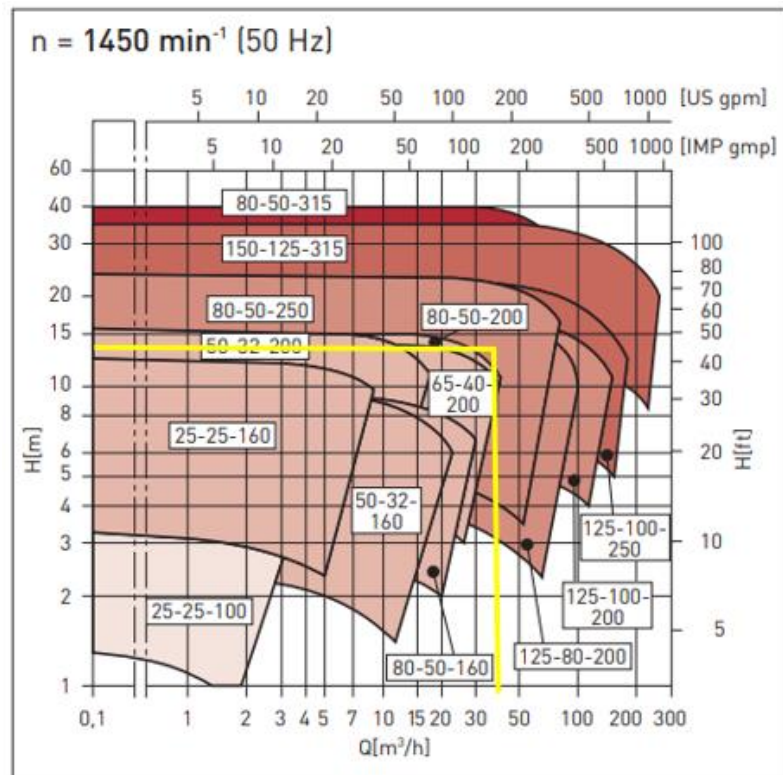


Figura 7.8 Curvas para seleccionar la bomba

Como se observa en la Figura 7.8 Curvas para seleccionar la bomba, se selecciona el modelo 80-50-250.

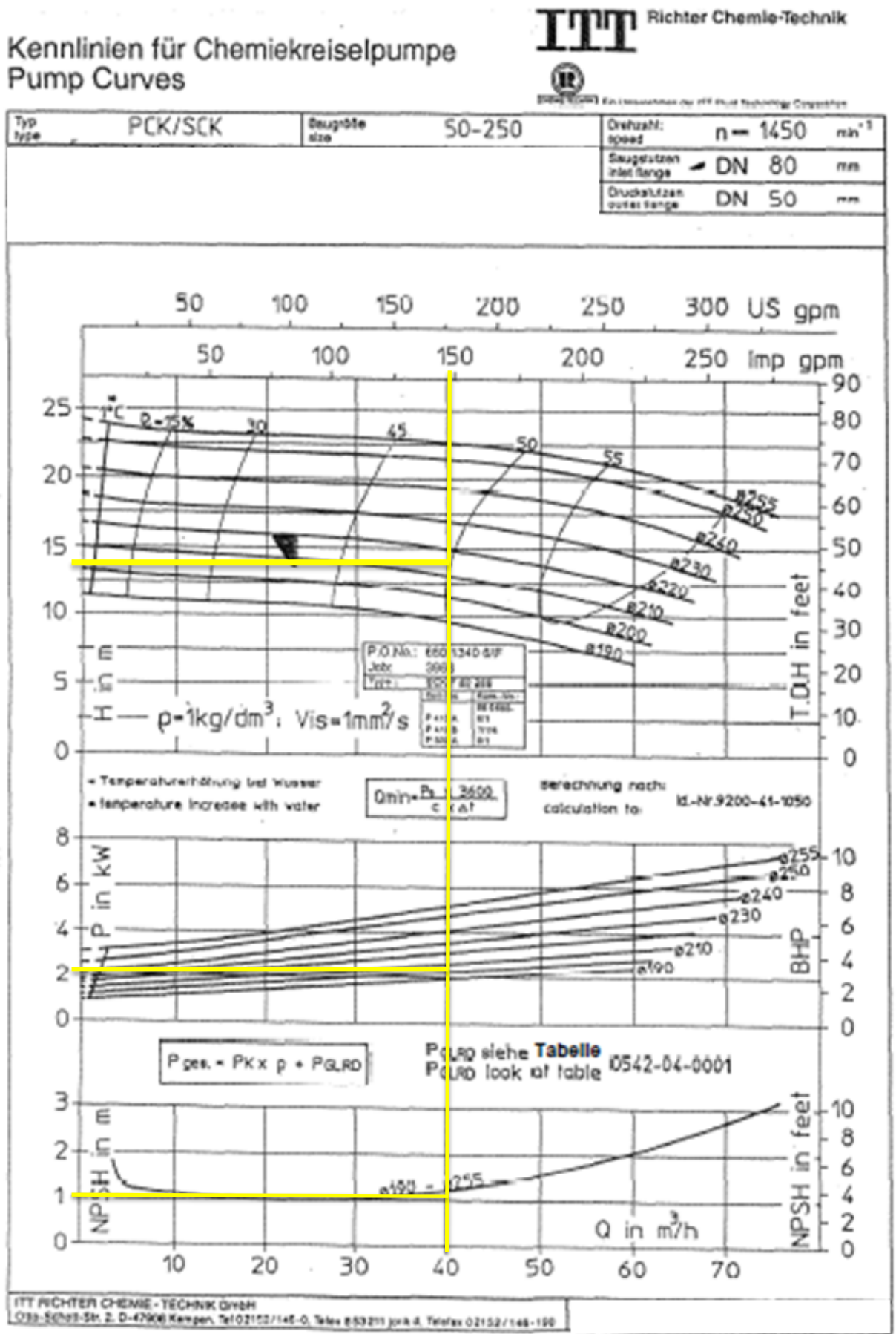


Figura 7.9 Curvas características de la bomba elegida



Una vez seleccionada la bomba, se piden las curvas específicas del modelo al proveedor y, con las mismas características de altura y caudal impulsado, se obtiene el tamaño del rodete, la potencia y, por último, se puede comparar el NPSH disponible con el NPSH requerido con la curva del rodete versus caudal de impulsión. Ver Figura 7.9

Para consultar los detalles más específicos de la nueva bomba y los cálculos realizados, consultar el anexo A.1.1 Hoja de especificación de la bomba P500.

7.9.2. Cambio del W500 y W501 por el nuevo sistema

Puesto que uno de los principales objetivos es reducir la cantidad de gases de cloruro de metilo producidos en el R500, se plantea la posibilidad de cambiar los dos intercambiadores ya existentes (W500 y W501) por un intercambiador de mayor potencia calorífica junto con un separador donde ayudarán a retornar el líquido de producto de interés y eliminar por la parte superior los gases de cloruro de metilo con tal de mejorar el rendimiento.

A partir de una simulación realizada con el programa *Aspen Plus*, se comparan los datos obtenidos directamente del balance de materia proporcionado por el personal de la planta con la nueva propuesta de diseño con el intercambiador y el separador.

Tabla 7.14 Comparación de cantidades con el sistema actual y nuevo

Componente	Dos intercambiadores (actualidad)	Intercambiador con separador (propuesta)
Tolueno (kg/ch)	350,70	405,85
Cloruro de metilo (kg/ch)	410,75	462,92

Como se observa en la Tabla 7.14, con la nueva propuesta de diseño se va a recuperar más tolueno líquido y se va a eliminar más cloruro de metilo.

La recuperación de tolueno es importante ya que en las etapas posteriores se consigue purificar en K525 para poder reutilizarlo en diferentes equipos del proceso, por lo tanto, se consigue recuperar y no quemar como residuo gas en la mufla (A800).

Por otro lado, se consigue una mayor eliminación de cloruro de metilo que, aunque no sea muy significativo, ayudará a rebajar los ppm del producto final sobre el límite establecido por la normativa de cada país.

7.9.2.1. Diseño del desgasificador K500

Para el diseño del nuevo desgasificador K500, se diseñará según la normativa ASME, en posición vertical con la cabeza y fondo elipsoidal 2:1, ya que los de tipo semiesférico son utilizados a presiones de diseño más elevados.

Para los cálculos de dimensionamiento, primero de todo, se han de calcular las medidas del depósito. Para ello, se ha de conocer el volumen del gas de entrada, y con ello se calcula la longitud con un radio interno propuesto.

A continuación, se puede ver la Tabla 7.15 con las características principales del separador K-500. Para consultar los cálculos, más detallados y la hoja de especificación, consultar el Anexo A.2.



Tabla 7.15 Características físicas del desgasificador

Equipo	K-500
Volumen total (m ³)	4,19
Volumen útil (m ³)	3,35
Altura parte cilíndrica(m)	3,00
Altura cabezales (m)	0,31
Diámetro interno (m)	1,25
Espesor (mm)	17,97
Temperatura de diseño (°C)	88,00
Presión de diseño (bar a)	6,00
Presión de prueba (bar a)	7,80
Masa (kg)	169,41

7.9.2.2. Diseño del nuevo intercambiador W501 (b)

Para el diseño del intercambiador de calor W501B, se ha utilizado el programa de simulación *Aspen Exchanger Design (EDR)*. Para realizar la simulación, no se ha tenido en cuenta el caudal del balance de materia si no que se ha tenido en cuenta el caudal de entrada de la hoja de especificación del intercambiador W500 (el cual vamos a substituir por el nuevo).

Este intercambiador de calor esta sobredimensionado ya que el caudal de gases que provienen del R500 en la reacción no son constantes en el tiempo. Lo que si se conoce es el caudal de gases que se genera durante toda la reacción, siendo un valor de 1681 kg por carga. Por lo tanto, se realizará el estudio con un caudal de gases de 800 kg/h.

Para diseñar el intercambiador de calor se elige de tipo tubo y carcasa de tipo BEM, en posición vertical. Nuestra experiencia nos dice que para su propio mantenimiento tanto preventivo como correctivo, es mucho más fácil de limpiar los tubos. Por el interior de los tubos pasa el producto principal del proceso, mientras que por la carcasa pasará el agua de 5°C. El proceso pasa por los tubos porque como hay un cambio de fase de gas a líquido, éste es mucho más fácil de dirigir hacia la salida. Si pasara por la carcasa el gas se mantendría dentro del intercambiador y solo saldría el líquido. De igual forma, por el interior de los tubos suele pasar el fluido más “sucio” ya que los tubos son mucho más fáciles de limpiar.

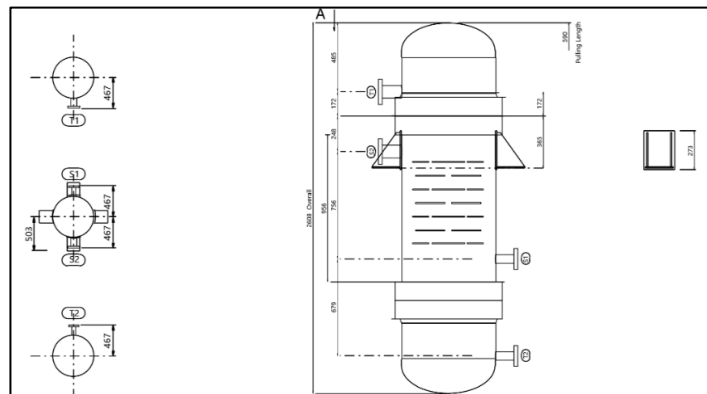


Figura 7.10 Diseño gráfico del intercambiador

El intercambiador de calor es de grafito y se debe tener en cuenta que los cálculos se han realizado con presiones absolutas.

A continuación, se muestra una tabla con los datos principales de las entradas de la corriente fría y corriente caliente.

Tabla 7.16 Características de las entradas y salidas del nuevo intercambiador W501 (b)

Parámetro	Corriente Caliente	Corriente Fría
Producto	Proceso	Agua
Temperatura de entrada (°C)	68	5
Temperatura de salida (°C)	25	10
Caudal másico (kg/h)	800	--

Una vez realizada la simulación, se obtiene el caudal de agua de 5°C necesario, las principales características del intercambiador geométricas y el intercambio de calor que se lleva a cabo en el equipo. A continuación, se muestra una tabla con los principales valores obtenidos:

Tabla 7.17 Resultados obtenidos para el diseño del nuevo intercambiador W501 (b)

Parámetro	Valor
Caudal de agua de refrigeración (kg/h)	7354
Área de transferencia (m ²)	14,8
Calor transferido (kW)	42,9
Número de tubos	246
Diámetro de tubos (mm)	20
Longitud del tubo (m)	1,22
Coefficiente transferencia de calor (U) (W/m ² ·K)	265,9

Toda la información detallada del intercambiador de calor W501 (b), se puede ver en la hoja de especificaciones en el apartado A.4 Cálculos del dimensionamiento del nuevo intercambiador W501 (b).

7.9.3. Diseño de los apagallamas en el abgas 005

Los apagallamas protegen las instalaciones de los efectos causados por una explosión definida como una reacción repentina de oxidación o descomposición con aumento de la temperatura, de la presión o ambas a la vez.

Los apagallamas instalados en esta planta son del tipo estático seco y consisten en un dispositivo instalado en la abertura de una envolvente o sistema de tuberías de conexión y cuya función es permitir el flujo, pero impedir la transmisión de la llama. El elemento principal de

los apagallamas permite liberar el calor de la llama y bajar la temperatura de ésta por debajo de la temperatura de ignición.

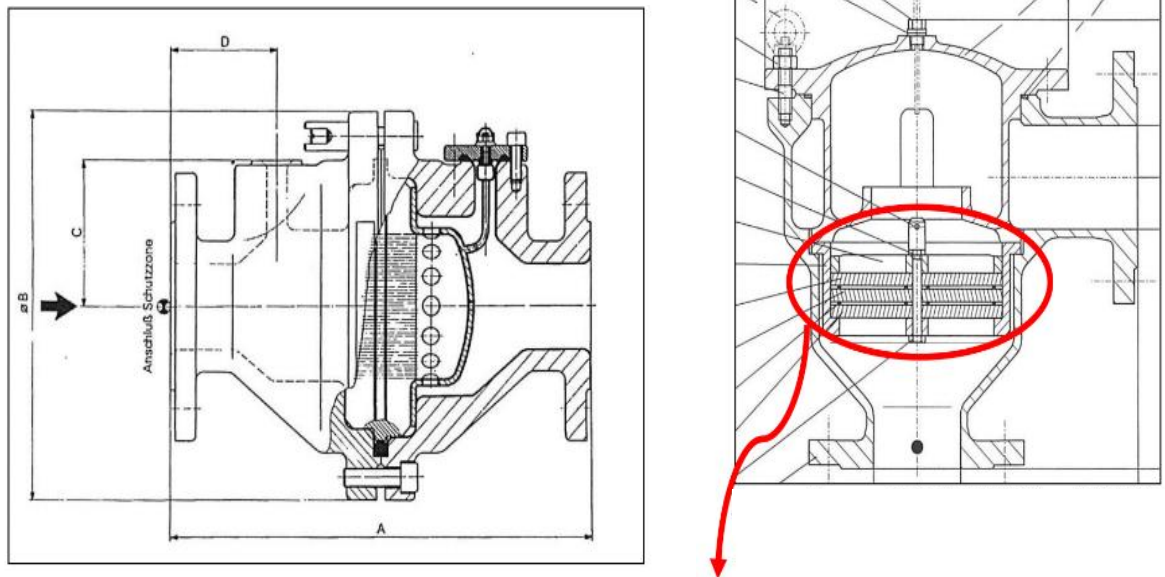
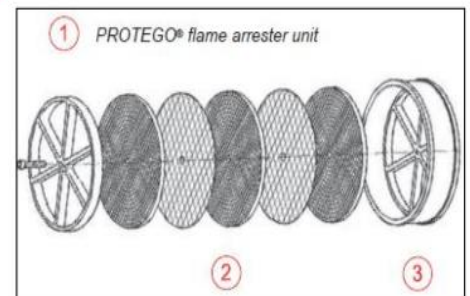


Figura 7.11 Diseño interno de los apagallamas

El principal componente de los apagallamas es la unidad supresor de llama (1) que es modular y consiste en varios discos (2) de bandas de metal enrolladas e instaladas en una jaula (3) que se aloja en el cuerpo del apagallamas. El número de discos y el material de éstos dependen de los parámetros de proceso como temperatura, presión y grupo de vapor de los gases manejados.



Cuando se produce la inflamación de una mezcla en un intersticio entre dos paredes, la llama se propaga en dirección a la mezcla no quemada. La expansión volumétrica de la mezcla quemada comprime la mezcla no quemada y acelera la llama.

La extinción de la llama tiene lugar por la liberación de calor en la capa límite "s" en la gran superficie del intersticio en relación con la anchura del mismo "D" y la pérdida de temperatura por debajo de la temperatura de ignición del producto. Ver Figura 7.12.

La anchura y la longitud del intersticio determinan la capacidad de extinción del elemento apagallamas.

Cuanto más estrecho y largo es el intersticio, más efectiva es la capacidad de extinción. Cuando más ancho y corto es el intersticio, menor es la pérdida de presión. La optimización entre ambos se obtiene a través de la experimentación.

El nuevo abgas 005 tendrá las mismas condiciones que el abgas R500 por la similitud de las características de los fluidos que albergan en su interior. Por lo tanto, el material será PTFE (Politetrafluoroetileno).

Si se basa en el estudio de la zona ATEX, se puede observar que toda la planta de Kresoximetil está catalogada como zona 1. Por eso mismo, y tal como se muestra a continuación, las líneas que conecten con el oxidador térmico irán acompañados de dos apagallamas porque es un área de trabajo en la que pueden producirse atmósferas explosivas provocadas por mezclas de aire y gases, vapores o nieblas inflamables durante el funcionamiento normal.

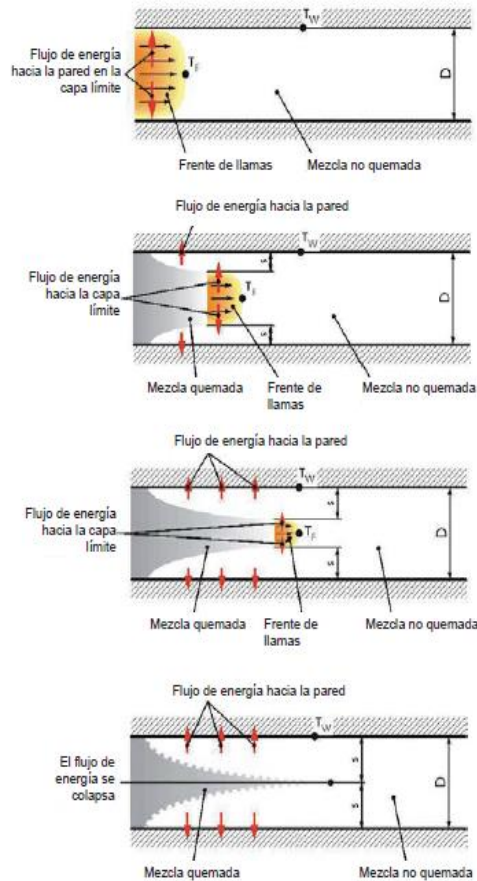


Figura 7.12 Extinción de la llama en un intersticio estrecho a través de la liberación de calor.

Ver apartado 10.3 Manual de limpieza de los apagallamas, donde se encuentra la limpieza eficiente para un correcto funcionamiento.

7.10. Estrategia de control de los nuevos equipos

7.10.1. Control del trasvase del R500 a R503

Al finalizar la reacción, se forman dos fases: una que contiene m-Eoximeter, m-Zoximeter y tolueno; y la otra fase que contiene, metanol, agua y subproductos.

Previamente, se borbotea el tanque para eliminar el máximo de cloruro de metilo durante 30 minutos.

Por consiguiente, se enviará el contenido del R500 al R503 abriendo la válvula de fondo H50005 y la entrada del reactor R503 (H50007) y con la bomba P500 en marcha. Para que esto se realice, se han de cumplir una serie de condiciones:

Para llevar a cabo la descarga, el contenido del R500 se envía a través de la bomba P500 a R503. La presión de envío se realiza a 7.4 bares y aproximadamente 55 °C. Esta acción se realizará hasta alarmar el nivel mínimo del fondo del R500, LT 50003. Este nivel nos indica que el reactor R500 se ha quedado vacío. Por consiguiente, cuando alarme la presión de descarga de la bomba P500 (PI 50003), la bomba parará y seguidamente la válvula de fondo H50005 cerrará para una mayor protección de la bomba P500.



Para evitar que el reactor R503 haga vacío durante la descarga, durante todo el trasvase se le aporta nitrógeno de 3 bares.

7.10.2. Control del nuevo abgas 005

Durante el proceso, el abgas está presurizado a 40 mbar para asegurar que el tanque está inertizado. Para conseguir esto, se le aporta nitrógeno de 3 bares a través de la reguladora HR50301. Una vez empezado el trasvase del R500 al R503, aumenta la presión. Al aumentar la presión, la reguladora HR50301 irá cerrando mientras que, la reguladora HR50302 irá abriendo para dirigir los gases del trasvase a mufla. Estas dos reguladoras son de rango partido.

En el nuevo sistema de abgas 005, los dos trasmisores de presión, PIT 50302 (de la entrada) y PIT 50303 (de la salida), tienen la función de medir la presión de la entrada y salida respectivamente. Esto ayuda a saber si los apagallamas están saturados de condensados y tal y como se explica en el apartado 10.3 Manual de limpieza de los apagallamas, habrá que hacer una limpieza de los mismos. Esto es importante ya que con la línea del abgas 005 saturada, tardaría mucho más en realizarse el trasvase del R500 y R503 que es el principal problema que ocurre en la actualidad.

7.10.3. Control del nuevo sistema de recuperación de gases de R500

En el R500, después de trasvasar aproximadamente 5400 kg y 11800 kg de B515 y R400 respectivamente, el contenido se calienta dura 1h a 68°C con vapor de 1,5 bar y se deja aumentar la presión hasta 1300 mbar. La mezcla se agita durante 10 horas a una temperatura aproximada de 68°C.

Durante todo este proceso, los vapores de R500 se dirige al intercambiador W501 (b) y luego al separador con la finalidad de condensar el máximo de producto, eliminando así el máximo el gas de cloruro de metilo.

Al principio, los gases provenientes del R500, entran al intercambiador W501 (b) donde se realiza un intercambio de calor utilizando agua de 5°C. El contenido de éste se dirige al separado K500. El producto que sale del W501 (b) contiene dos fases, gas y liquido de tal forma que cuando entra al separador, automáticamente los gases salen por la cabeza y el líquido es retornado al reactor R500. Para asegurarnos un retorno del líquido al reactor, éste permanecerá en el interior del depósito hasta la siguiente carga. Es decir, siendo la carga n , el líquido retornará en la carga $n+1$. Para que esto sea efectivo, el separador se mantendrá a una presión de 2 bares gracias a la entrada de nitrógeno a través de la reguladora HR50002 y nos aseguraremos de que haya nivel en el interior con el LIT5004. El gas que sale por la cabeza del separador K500 se incinera en A800.

Queda en estudio la posibilidad de utilizar el TIT50008 como controlador para aumentar o disminuir la entrada de vapor al R500.

7.10.4. Resumen de control de las válvulas

En la siguiente tabla, se puede observar la posición de las válvulas en cada una de las situaciones que se pueden presentar durante las diferentes partes de proceso. Analizando también, los posibles problemas que pueden surgir o situaciones adversas.

Cuando marca "A" significa abierta. Cuando marca "C" significa cerrada. Para las válvulas reguladoras de N₂ marcamos "A/C" ya que la propia automática reguladora abrirá o cerrará dependiendo de las necesidades de proceso. También se marca como "A/C" en las válvulas manuales para la limpieza de los apagallamas en caso de saturación del abgas.

Tabla 7.18 Listado de válvulas en diferentes escenarios

Válvulas	Condiciones normales							Fallos operacionales												
	Llenado de R400	Llenado de B515	Prereacción (Calentamiento con vapor)	Reacción	Postreacción	Vaciado a R503	Trasvase de K500 a R500	Temperatura alta en W501B(°C)	Presión alta en K500 (bar)	Nivel alto en K500 (%)	Menos presión en K500 (bar)	Fallo de red eléctrica	Fallo de agua de refrigeración	Fallo de nitrógeno	Fallo de aire de instrumentación	Bypass de fondo K500	Limpieza apagallamas A/B	Limpieza apagallamas C/D	Gases a atmosfera	
SET POINT								80	3.5	95	1									
H50012	A	A	A	A	A	A	C	A	C	C	C	A	A	C	A	C	A	A	A	
H50013	C	C	C	C	C	C	A	C	A	A	C	C	C	A	C	A	C	C	C	
HR50002	C	C	C	C	C	C	A/C	C	C	C	A/C	C	C	C	C	A/C	C	C	C	
HR50301	C	C	C	C	C	A/C	C	C	C	C	A/C	C	C	C	C	A/C	A/C	A/C	A/C	
HR50302	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	
H50302	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	
H50304	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	C	
H50303	C	C	C	C	C	C		C	C	C	C	C	C	C	C	C	C	C	A	
VM50103	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	
VM50101	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	
VM50102	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	
VM50014	A	A	A	A	A	A	A	A	C	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	
VM50015	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	
VM50020	C	C	C	C	C	C	C	C	C	A	C	C	C	C	A	C	C	C		
VM50301	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	C	A	
VM50302	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	
VM50303	A/C	A/C	A/C	A/C	A/C	A/C	A/C	A/C	A/C	A/C	A/C	A/C	A/C	A/C	A/C	A/C	C	A	A/C	
VM50304	A/C	A/C	A/C	A/C	A/C	A/C	A/C	A/C	A/C	A/C	A/C	A/C	A/C	A/C	A/C	A/C	C	A	A/C	
VM50305	A/C	A/C	A/C	A/C	A/C	A/C	A/C	A/C	A/C	A/C	A/C	A/C	A/C	A/C	A/C	A/C	A	C	A/C	
VM50306	A/C	A/C	A/C	A/C	A/C	A/C	A/C	A/C	A/C	A/C	A/C	A/C	A/C	A/C	A/C	A	C	A/C	A/C	
VM50307	C	C	C	C	C	C	C	C	C	C	C	C	C	C	C	A	C	C	C	
VM50308	C	C	C	C	C	C	C	C	C	C	C	C	C	C	C	C	A	C	C	



8. BALANCE ECONÓMICO DEL R500

Para conocer el rendimiento económico de las modificaciones que se van a realizar en la planta de Kresoxim-methyl, se ha realizado el siguiente estudio.

8.1. Inversión inicial

Previamente, se han calculado los costes de la inversión inicial. Estos costes iniciales están directamente relacionados con los nuevos equipos instalados, con la instrumentación y con las válvulas necesarias. Para calcular el precio se ha utilizado la metodología *Turton et al* (ref.17)

$$\log_{10} * Cp^0 = K_1 + K_2 * \log_{10}(A) + K_3 * [\log_{10}(A)^2] \quad (8.1)$$

Donde:

C_p : coste del equipo a presión atmosférica

K_1 , K_2 y K_3 : parámetros característicos de cada equipo (ver anexo A.7 Balance económico)

A : capacidad o potencia de cada equipo.

Seguidamente, se debe calcular el factor de presión (F_p). El factor de presión es el factor de corrección en bar.

$$\log_{10} * FP = C_1 + C_2 * \log_{10}(P) + C_3 * [\log_{10}(P)^2] \quad (8.2)$$

Donde:

P : presión de operación

C_1 , C_2 y C_3 : parámetros característicos de cada equipo (ver anexo A.7 Balance económico)

Finalmente, conocidos F_p y F_M (factor de correlación del material de construcción) se procede al cálculo final del precio del equipo. Para ello se utiliza la siguiente ecuación (8.3)

$$C_{BM} = C_p^0 * F_{BM} = C_{PO} (B_1 + B_2 * F_M * F_p) \quad (8.3)$$

Donde:

C_p^0 : El precio del equipo inicial

B_1 y B_2 : constantes características de cada equipo. Se encuentran en el anexo A.7 Balance económico

Hay que tener en cuenta, que esta metodología proporciona el precio de los equipos referentes al año 2001. Para pasar dichos precios a la actualidad se utiliza la siguiente ecuación (8.4)

$$C_{BM\ final} = C_{BM} * \frac{X_2}{X_1} \quad (8.4)$$

Donde:

C_{BM} : es el precio obtenido en el año 2001, ecuación (8.4)

X_1 : en el año 2001 (397)

X_2 : calor del CEPCI en el año 2019 (607.5)

A continuación, se muestra la Tabla 8.1 con el valor de cada uno de los equipos nuevos.

Tabla 8.1 Valor en dólares del precio de los nuevos equipos

Equipo	C_{BM} (Turton) \$
Desgasificador K500	55695
Intercambiador de calor W501B	46034
Bomba centrífuga P500	25259

8.1.1. Inversión de equipos e instrumentación

En la Tabla 8.2, se muestra el coste total de la instrumentación y válvulas necesarias para la nueva mejora del R500.

Tabla 8.2 Tabla resumen del precio (en dólares) de la nueva instrumentación y valvulería.

Equipo de instrumentación	Unidades	€/ unidad	Valor (€)	Valor (\$)
Transmisor de presión Sitrans P420	5	700	3500	3290
Transmisor de temperatura SITRANS TF320	6	2750	16500	15510
Transmisor de nivel Vega Plus 11	1	3100	3100	2914
Válvula manual de bola Genebre 2231	9	1550	13950	13113
Válvula manual de bola Richter KN	10	1650	16500	15510
Válvula automática Pfeiffer TB 23-b	5	1530	7650	7191
Válvula automática reguladora Samson 3241DWA	3	3500	10500	9870
Válvula de seguridad Y02	1	8000	8000	7520
Inversión de Instrumentación y válvulas			74918	\$

Una vez se conoce el precio de todos los equipos, se debe realizar una aproximación de lo que supondría construir la instalación incluyendo los costes debido a la contratación de una empresa para poder llevar a cabo los diferentes documentos de ingeniería entre otros.

A parte de considerar el precio de los nuevos equipos, se ha de realizar una aproximación de lo que supondría construir la nueva instalación incluyendo, por ejemplo, los costes a Obra Civil, Ingeniería al detalle, a la Pintura, etc. Todos estos costes de la inversión se pueden observar en la Tabla 8.3, que se muestra a continuación.

Tabla 8.3 Aproximación del valor en dólares de los diferentes apartados

Apartado	Aproximación	Valor mínimo	Valor máximo	Unidad
Equipos		126988	126988	\$
Materiales	60-70% (Equipos)	76193	88891	\$
Obra civil	28% Materiales	21334	24890	\$
Obra metalúrgica	45 % Materiales	34287	40001	\$
Instrumentación		74918	74918	\$
Electricidad	10% Materiales	7619	8889	\$
Aislamiento	5% Materiales	3810	4445	\$
Pintura	2% Materiales	1524	1778	\$
Ingeniería al detalle	25-30% (Equipos + Materiales)	50795	64764	\$
Construcción	50-70% (Equipos + Materiales)	101590	151116	\$

Supervisión construcción	10% (Equipos + Materiales)	20318	21588	\$
Contingencias	5 % (Equipos + Materiales)	10159	10794	\$
Total inversión		519375	608267	\$
Inversión final			563821	\$

Finalmente, se obtiene de coste total de la inversión. Se utiliza un promedio entre el valor mínimo y máximo del precio total que será necesario para la planta de Kresoxim-methyl. Para dichas modificaciones será de 563821 \$. Dado que, a fecha de 04/2022 es 1\$ = 0.94 €, se obtiene un coste total de 529992 €.

8.2. Coste de producción

Para conocer el precio de los costes de producción se ha consultado con el personal interno de la planta de Kresoxim-methyl. Con ello se conoce los valores aproximados de costes relacionados con los *utilities* (vapor, electricidad, gas natural y materias primas). En la Tabla 8.4, se puede observar el precio tanto de los servicios auxiliares de la planta como de las materias primas.

Tabla 8.4 Coste de materias primas más sistemas auxiliares

Servicio	Valor	Unidad
Materias primas	27	€/kg
Nitrógeno	0,07	€/nm ³
Vapor	16,3	€/Tn
Electricidad	0,08	€/kWh
Gas natural	135	€/MWh

A partir de las optimizaciones implantadas en la planta de Kresoxim-metil, se ha conseguido reducir el tiempo de *batch* en 0.5 horas. Esta mejora comporta un aumento en la producción. En la Tabla 8.5, se puede observar una comparativa entre la producción con o sin mejoras.

Tabla 8.5 Comparación del sistema actual con el sistema mejorado

Parámetro	Sin mejoras (SM)	Con mejoras (CM)
Producción (Tn/campaña)	463 Tn/campaña	478 Tn/campaña
Tiempo de ciclo (horas/batch)	16 horas/batch	15,5 horas/batch
Numero de batch	154	159

Conocidas las diferencias de producción se calcula el valor adicional de los diferentes servicios:

- Materias primas: el coste de las materias primas se ha calculado en función del aumento de producción generado por las mejoras implantadas. Por lo tanto, se multiplica el valor de la materia prima por la diferencia de producción (15000 kg)



- Vapor: sabiendo que en una carga se necesitan 13 toneladas de vapor para mantener la temperatura de reacción en el R500 y que, con las mejoras, se pueden realizar 5 cargas más por campaña se deben multiplicar por estos dos valores.
- Nitrógeno: principalmente se utiliza el nitrógeno para la descarga e inertización del K500 y el barrido final en la postreacción. En total 86 Nm³ por carga.
- Electricidad: se tiene en cuenta la diferencia de potencia entre la bomba antigua y la nueva, siendo ésta de 1,3 KWh. Por otra parte, se debe tener en cuenta el consumo del agitador que es de 22 KWh por carga.
- Gas natural: debido al aumento de producción se enviará a mufla más cantidad de gases residuales (gases a la salida de la cabeza de K500), haciendo aumentar el caudal por hora de gas necesario para mantener en condiciones óptimas del servicio de mufla.

A continuación, se muestra una tabla con la cantidad y valor diferente a cada servicio auxiliar.

Tabla 8.6 Valor y cantidad de los servicios auxiliares.

Servicio	Valor de coste	Cantidad	Valor final
Materias primas	27 €/kg	15000 kg	405000 €
Nitrógeno	0,07 €/Nm ³	86 Nm ³	6,05 €
Vapor	16,3 €/Tn	65 Tn	1062 €
Electricidad	0,08 €/kWh	116,5 kWh	9,32 €
Gas natural	135 €/MWh	25 MWh	3416 €
Total	-	-	409493€

Para el cálculo del coste variable se utiliza la siguiente ecuación:

$$\text{Coste de producción variable} = C_{UT} + C_{RM} + 0,069 * FCI$$

Donde:

C_{UT} : Coste de utilities

C_{RM} : Coste de materias primas

FCI: coste asociado al mantenimiento de los nuevos equipos.

De esta expresión obtenemos que el coste de producción variable = 481914 \$ = 452999 €

8.3. **Beneficios**

El beneficio obtenido proviene de las 15 toneladas más que se van a producir por campaña. Debido a que el precio del producto final es 49€/kg, se obtienen unos beneficios totales de 735000 € por campaña.

Es decir, 15 toneladas = 5 *batch*.

8.4. Estudio de rentabilidad

Para conocer la viabilidad económica de este Proyecto, primeramente, se calcula la amortización del diseño con la ecuación (8.5). Se supone una vida útil de los equipos de aproximadamente 20 años y un valor residual de cero.

$$\text{Amortización} = (\text{Inversión inicial} - \text{Valor residual}) / \text{Vida útil} \quad (8.5)$$

Después, se analiza el beneficio antes de impuestos o beneficio bruto con la ecuación (8.6) el impuesto de la sociedad y, posteriormente, el beneficio después de impuestos. Se considera una tasa del 30% (t).

$$B.A.I = \text{Ingresos} - \text{Pérdidas} - \text{Amortización} \quad (8.6)$$

$$\text{Impuesto sociedad} = - BAI * t \quad (8.7)$$

$$B.D.I = (1-t) * BAI \quad (8.8)$$

El Cash Flow (CF) de la inversión se calcula de la siguiente forma:

$$CF = B.D.I + \text{Amortización} \quad (8.9)$$

Y finalmente, se procede al cálculo del VAN, payback y la TIR a partir de las siguientes ecuaciones.

$$VAN = -I_0 + \sum CF * (1+i)^{-n} \quad (8.10)$$

Donde I_0 es la inversión inicial, i es la tasa de retorno (de un 15%) y n el número de años (10 años).

$$\text{Payback} = \text{Inversión inicial} / \text{Cash Flow} \quad (8.11)$$

Tabla 8.7 Resumen de gastos

Ingresos	735000 €
-Gastos	452999 €
-Amortización	14985 €
BAI	282001 €
-Impuestos	-84,600 €
BDi	197401 €
CASH FLOW	212385 €

En la Figura 8.1, se muestra el flujo de caja en 10 años. Esto muestra la inversión inicial y los beneficios que vas teniendo en los siguientes años.

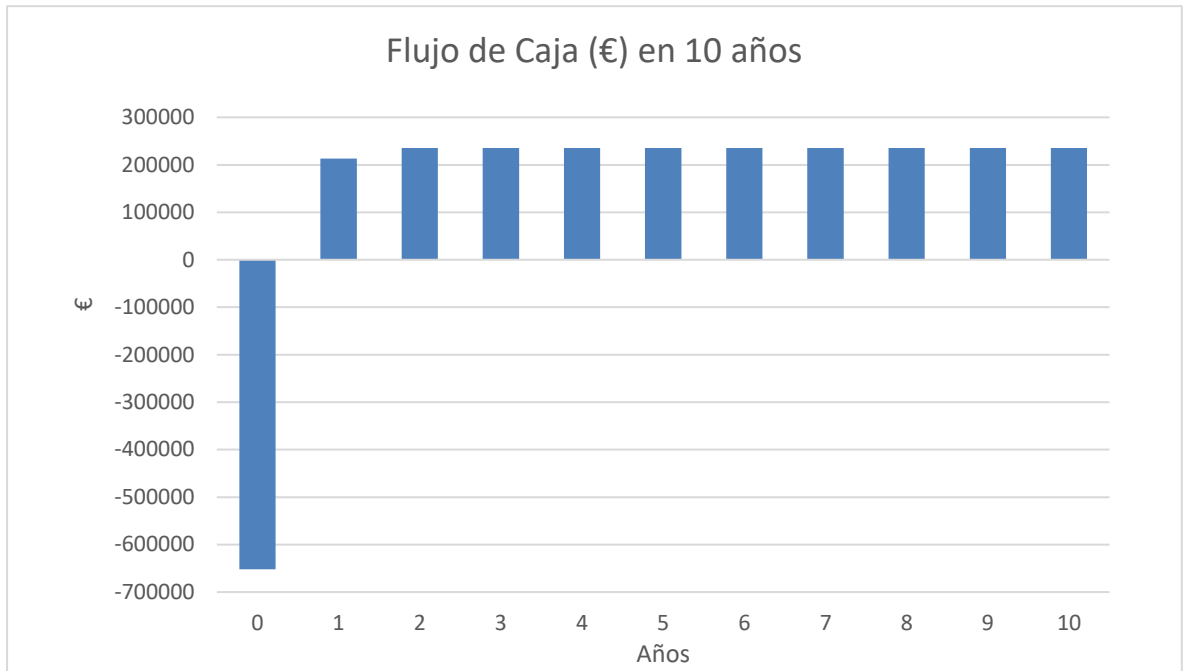


Figura 8.1 Flujo de caja en 10 años.

Como no se puede asegurar el valor del mercado, se calcula el VAN con una tasa de interés de 5% y 30%, ya que el cálculo inicial se calcula al 15% obteniendo así un VAN de 518756 € en 10 años y un valor de la TIR del 37%. En Figura 8.2, se puede observar el VAN en función del tiempo y según el tipo de interés del mercado.

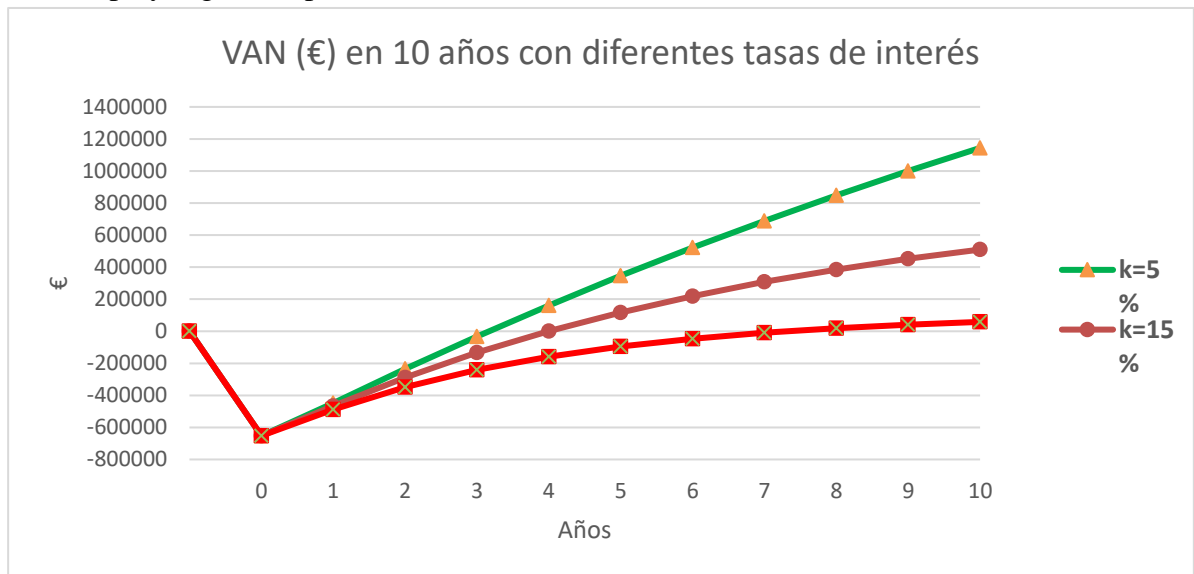


Figura 8.2 Valor de VAN en 10 años según el tipo de interés

En el siguiente apartado se muestra los resultados obtenidos.

Tabla 8.8 Resultados finales de VAN, TIR y PAYBACK

VAN	518756 €
TIR	37 %
PAY BACK	2 años, 7 meses y 2 días.

- VAN: El valor actual neto es un criterio de inversión que consiste en actualizar los cobros y pagos de un proyecto o inversión para conocer cuánto se va a ganar o perder con esa inversión.
- TIR: La tasa interna de retorno es la tasa de interés o rentabilidad que ofrece una inversión. Es decir, es el porcentaje de beneficio o pérdida que tendrá una inversión para las cantidades que no se han retirado del proyecto.
- Payback: El payback o plazo de recuperación es un criterio para evaluar inversiones que se define como el periodo de tiempo requerido para recuperar el capital inicial de una inversión.

Es un método estático para la evaluación de inversiones. Al tratarse de un proyecto con un VAN positivo, una tasa interna de retorno elevada y un período de recuperación de 2 años y 7 meses y 2 días aproximados, se concluye que la instalación de optimización del R500 se trata de un proyecto rentable, que reportaría beneficios a un aumento de la producción de mEOE.

9. INGENIERÍA BÁSICA DE LA UNIDAD DE GASIFICACIÓN DE HCL

El sistema auxiliar de HCl se va a diseñar como alternativa al sistema de gasificación de HCl actual del cual se dispone en la planta de Kresoxim-metil.

La implantación de este nuevo sistema tiene como objetivo principal minimizar las pérdidas ocasionadas por los paros de la K90 (sistema actual) ya que este sistema suele tener bastantes paros inesperados debido a problemas de mantenimiento y /o por logística (falta de materia prima). El paro de K90 hace parar automáticamente la producción porque los depósitos B410, B515 y B615 no pueden ser gasificados.

Este sistema dispondrá de dos casetas anexas (A/B), las cuales tendrán capacidad para almacenar cuatro bombonas cada caseta. Cada una de estas bombonas, dispondrá de una capacidad de 999 l, y albergarán en su interior un total de 650 kg de HCl al 100% a una presión de 42 bar.

Estas bombonas estarán conectadas directamente a la salida del HCl al 100% proveniente de la cabeza de la columna K90 que, como ya existe la línea, se enviará a los depósitos que necesitan ser gasificados.

Linde Gas España (Barcelona), se ha comprometido a poder enviar un total de 384 bombonas por año. Esto equivale a 249 toneladas de HCl al año y esto a su vez en un total de 27 días de producción. Como cada carga (*batch*), tiene un promedio de duración de 16 horas, en total sería equivalente a poder gasificar 41 cargas.

De esta forma, dejaría de ser uno de los principales problemas existentes en la planta de Kresoxim-metil a la hora de parar la producción.

En planta, solo dispondremos de las 8 bombonas necesarias (4 para cada caseta). Cada caseta de cuatro bombonas es suficiente para gasificar una carga. De esta manera, el proveedor tiene tiempo de enviar de manera urgente 4 bombonas más en un plazo de las 16 horas de las cuatro bombonas restantes.

Las casetas dispondrán de un sistema de seguridad que constará de un extractor que enviará cualquier posible fuga de HCl a un *scrubber* de doble etapa. El objetivo es eliminar o neutralizar el gas antes de ser emitido a la atmósfera. (Ver 9.6.3 Scrubber)

Cada caseta irá sobre un cubeto capaz de almacenar en caso de fuga el contenido de una bombona por caseta. (Ver 9.6.1 Diseño de almacén de las bombonas de HCl al 100%)

Por último, para realizar todas las maniobras es necesario una carretilla diésel con unas características especiales para realizar los cambios de cada bombona. (Ver 9.6.2 Carretilla elevadora)

9.1. Ubicación

La nueva instalación auxiliar para gasificar los depósitos B410, B515 y B615, se ha de ubicar en una zona al exterior y con buena ventilación. Por ello, se plantea la zona justo al lado de la unidad actual K90.

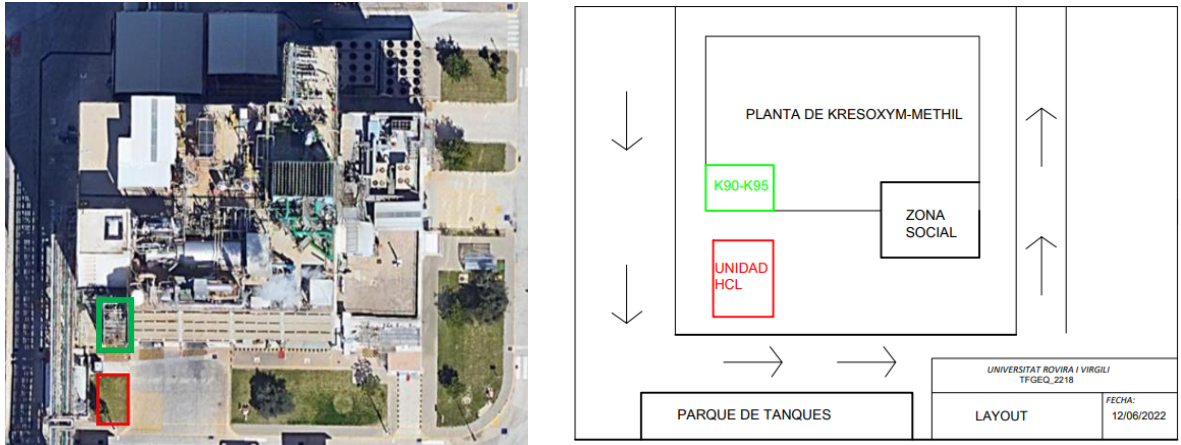


Figura 9.1 Foto real y Layout

En esta figura se muestra de color verde la actual instalación de gasificación (K90 / K95) y en rojo donde se ubicaría la caseta *back up* de la unidad de HCl al 100%.

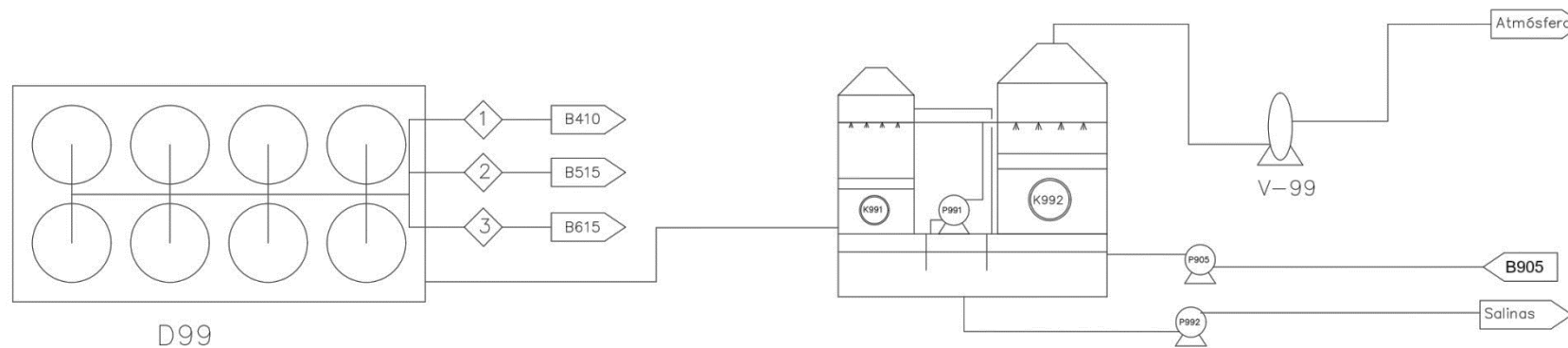
Se plantea esta opción por varias razones:

1. Ubicar todo los sistemas de HCl juntos en planta. De esta forma ayuda a reconocer inmediatamente su contenido y su peligrosidad
2. Buena zona para poder reponer los bidones con la carretilla y/o toro ya que tiene una buena zona de paso.
3. La distancia de la nueva tubería que se dirige desde la caseta *back up* (Unidad HCl) hasta la cabeza de columna (K90- K95) es mucho menor.
4. Existe también la posibilidad de alargar el sistema de rociado de agua existente. Este sistema de rociado ayuda a crear una cortina de agua en caso de fuga de HCl.

9.2. Diagramas

A continuación, se muestra el PFD con el propio balance de materia. También se puede ver el P&ID.

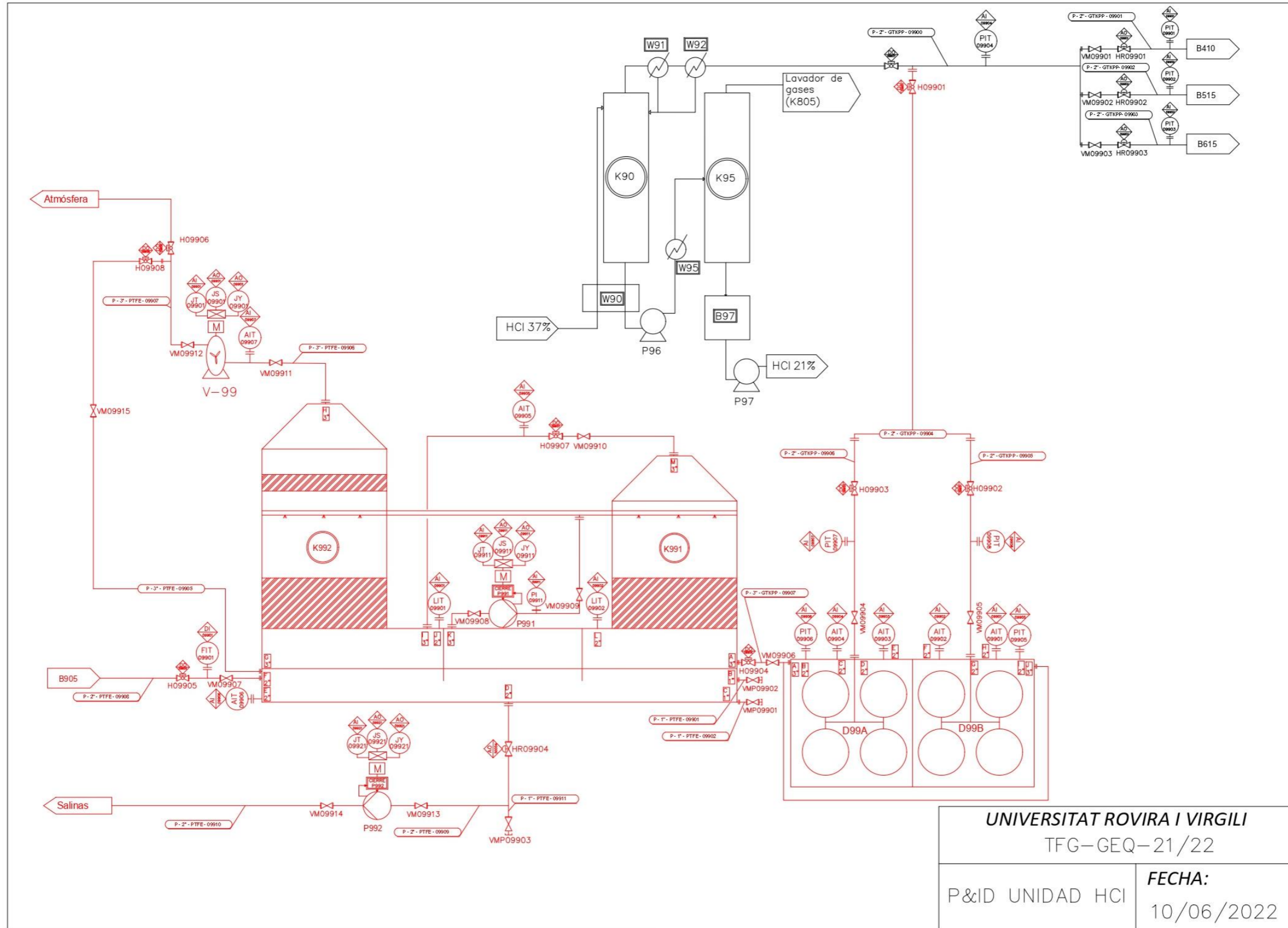
9.2.1. PFD



CORRIENTE	1	2	3
Temperatura (°C)	25	25	25
Presión (bar)	1	1	1
Caudal (kg/h)	125	50	150
Total (kg/h)		325	

Figura 9.2 PFD del sistema auxiliar de HCl

9.2.2. P&ID Unidad de HCl



UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI TFG-GEQ-21/22	
P&ID UNIDAD HCl	FECHA: 10/06/2022

Figura 9.3 Plano de la unidad auxiliar HCl



9.3. Diseño y listado de tuberías

Para el estudio de la elección del material a elegir, se requiere un estudio previo del fluido que transcurre en el interior de los equipos, en nuestro caso hay un estándar a seguir de diseño de equipos.

En las tuberías, por las que fluye ácido clorhídrico al 100% se utilizará un código de tubería GTKPP, estas siglas corresponden a un poliéster reforzado con fibra de vidrio con recubrimiento interior de polipropileno, se escoge este material ya que es un material resistente a la corrosión y al fuego, es un material de gran durabilidad, es fácil de instalar, aislante térmico y tiene alta resistencia mecánica.

En las tuberías por donde fluya agua con NaOH al 25% se utilizará un código estandarizado de PTFE, estas siglas corresponden al politetrafluoroetileno, el *scrubber* se diseñará también con este material se escoge este material, ya que tiene una elevada resistencia química, para soportar la corrosión de la sosa.

A continuación, en la Tabla 9.1, se muestra un resumen de las características técnicas de los dos materiales escogidos para el diseño de tuberías y equipos de la unidad de ácido clorhídrico.

Tabla 9.1 Características técnicas de los materiales

Material	PTFE (2) (3)	GTKPP o PRFV (1)
Densidad	2,2 g/cm ³	1,3 g/cm ³
Dureza Vickers	6,5 MPa	-
Dureza Barcol	-	45-55
Módulo de Young	0,5 GPa	9 GPa
Resistencia a la tracción	550 MPa	115 MPa
Resistencia a la compresión	8 MPa	250 MPa
Resistencia a la flexión	21 MPa	150 MPa
Resistencia al Impacto	1,6 kJ/m ²	95 kg cm / cm ²
Estabilidad Térmica	-200°C a 260 °C	-40 °C a 130 °C

Este listado se ha realizado siguiendo las referencias (18), (19), (20).

A continuación, se muestran tres tablas de diseño de las nuevas tuberías. La primera tabla (Tabla 9.2) nos indica el P&ID donde se encuentran las tuberías, además de su origen y su final, la segunda tabla (Tabla 9.3) muestra las características del fluido y presiones y temperaturas de diseño y operación y por último una tercera tabla (Tabla 9.4) dónde se muestran las dimensiones y velocidades de las tuberías.

Tabla 9.2 Listado de tuberías nuevas

Línea	P&ID	Origen	Final
P - 2" -GTKPP - 09904	099	P - 2" -GTKPP - 09905 / P - 2" -GTKPP - 09906	P - 2" -GTKPP - 09900
P - 2" -GTKPP - 09905	099	Caseta D099/A (G 2")	P - 2" -GTKPP - 09904
P - 2" -GTKPP - 09906	099	Caseta D099/A (D 2")	P - 2" -GTKPP - 09904
P - 3" -GTKPP - 09907	099	Caseta D099/A (A 3") y D099/B (J 3")	Balsa del <i>Scrubber</i>
P - 1" - PTFE - 09901	099	Purga balsa del <i>Scrubber</i> (B 1")	
P - 1" - PTFE - 09902	099	Purga balsa del <i>Scrubber</i> (C 1")	
P - 3" - PTFE - 09906	099	K992 (H 2")	Aspiración V99
P - 3" - PTFE - 09907	099	Impulsión V99	Atmosfera
P - 3" - PTFE - 09905	099	P - 3" - PTFE - 09907	Balsa del <i>Scrubber</i> (G 3")
P - 2" - PTFE - 09908	099	B905	Balsa del <i>Scrubber</i> (F 2")
P - 2" - PTFE - 09909	099	Balsa del <i>Scrubber</i> (D 2")	Aspiración P992
P - 2" - PTFE - 09910	099	Impulsión P992	Salinas
P - 1" - PTFE - 09911	099	Purga de línea P - 2" - PTFE - 09909	

Tabla 9.3 Condiciones de operación y diseño

Línea	Fluido	Fase	T° operación (°C)	T° diseño (°C)	P operación (bar.a)	P diseño (bar.a)	Test de presión (bar.a)	Material	Color tubería	Calorifug ada
P - 2" -GTKPP - 09904	HCl al 100%	Gas	20	40	1	2,5	3,25	PRVF*	Amarillo	NO
P - 2" -GTKPP - 09905	HCl al 100%	Gas	20	40	1	2,5	3,25	PRVF*	Amarillo	NO
P - 2" -GTKPP - 09906	HCl al 100%	Gas	20	40	1	2,5	3,25	PRVF*	Amarillo	NO
P - 3" -GTKPP - 09907	HCl al 100%	Gas	20	40	1	2,5	3,25	PRVF*	Amarillo	NO
P - 1" - PTFE - 09901	NaOH al 25%	Líquid o	25	45	1	2,5	3,25	PTFE	Lila	NO
P - 1" - PTFE - 09902	NaOH al 25%	Líquid o	25	45	1	2,5	3,25	PTFE	Lila	NO
P - 3" - PTFE - 09906	Aire + HCl <10 ppm	Gas	35	55	1	2,5	3,25	PTFE	Amarillo	NO
P - 3" - PTFE - 09907	Aire + HCl <10 ppm	Gas	35	55	1	2,5	3,25	PTFE	Amarillo	NO
P - 3" - PTFE - 09905	Aire + HCl <10 ppm	Gas	35	55	1,5	3	3,9	PTFE	Amarillo	NO
P - 2" - PTFE - 09908	NaOH al 25%	Líquid o	25	45	1,5	3	3,9	PTFE	Lila	NO
P - 2" - PTFE - 09909	Agua con sales	Líquid o	25	45	1	2,5	3,25	PTFE	Verde	NO
P - 2" - PTFE - 09910	Agua con sales	Líquid o	25	45	2	3,5	4,55	PTFE	Verde	NO
P - 1" - PTFE - 09911	Agua con sales	Liquid o	25	45	1	2,5	3,25	PTFE	Verde	NO

(*) PRVF con recubrimiento interior de polipropileno



Tabla 9.4 Cálculos del dimensionamiento de las tuberías

Línea	Caudal (kg/h)	Densidad (kg/m ³)	Q volumétrico (m ³ /s)	Velocidad típica (m/s)	Área (m ²)	Diámetro tubería (m)	Diámetro tubería (inch'')	Diámetro catalogado (inch'')	Diámetro catalogado (m)	Área Real (m ²)	Velocidad real (m/s)
P - 2" -GTKPP - 09904	325	1,543	0,0585	30	0,0019	0,050	1,96	2	0,051	0,0020	29,89
P - 2" -GTKPP - 09905	325	1,543	0,0585	30	0,0019	0,050	1,96	2	0,051	0,0020	29,89
P - 2" -GTKPP - 09906	325	1,543	0,0585	30	0,0019	0,050	1,96	2	0,051	0,0020	29,89
P - 3" -GTKPP - 09907	650	1,543	0,1170	30	0,0039	0,071	2,77	3	0,076	0,0046	26,57
P - 1" - PTFE - 09901	300	1182	0,000071	0,2	0,00035	0,021	0,83	1	0,025	0,00051	0,14
P - 1" - PTFE - 09902	300	1182	0,000071	0,2	0,00035	0,021	0,83	1	0,025	0,00051	0,14
P - 3" - PTFE - 09906	550	1,290	0,12	30	0,0039	0,071	2,79	3	0,076	0,0046	25,97
P - 3" - PTFE - 09907	550	1,290	0,12	30	0,0039	0,071	2,79	3	0,076	0,0046	25,97
P - 3" - PTFE - 09905	550	1,290	0,12	30	0,0039	0,071	2,79	3	0,076	0,0046	25,97
P - 2" - PTFE - 09908	850	1182	0,00020	0,2	0,0010	0,036	1,40	2	0,051	0,0020	0,10
P - 2" - PTFE - 09909	850	1025	0,00023	0,3	0,00077	0,031	1,23	2	0,051	0,0020	0,11
P - 2" - PTFE - 09910	850	1025	0,00023	0,3	0,00077	0,031	1,23	2	0,051	0,0020	0,11
P - 1" - PTFE - 09911	300	1025	0,000081	0,3	0,00027	0,019	0,73	1	0,025	0,00051	0,16

9.4. Listado de instrumentación

A continuación, se muestra los diferentes instrumentos nuevos que se van a instalar.

Tabla 9.5 Listado de instrumentación

TAG	P&ID	Descripción	Línea / Equipo	Rango de valores de diseño	I/O	Fabricante	Modelo	Material
AIT09901	099	Transmisor de concentración de HCl	Caseta D99/B (H 2")	0 a 100 ppm	AI	Duran electrónica	Detector RS485	Makrolon y ABS
AIT09902	099	Transmisor de concentración de HCl	Caseta D99/B (F 2")	0 a 100 ppm	AI	Duran electrónica	Detector RS485	Makrolon y ABS
AIT09903	099	Transmisor de concentración de HCl	Caseta D99/A (E 2")	0 a 100 ppm	AI	Duran electrónica	Detector RS485	Makrolon y ABS
AIT09904	099	Transmisor de concentración de HCl	Caseta D99/A (C 2")	0 a 100 ppm	AI	Duran electrónica	Detector RS485	Makrolon y ABS
PIT09905	099	Transmisor de presión	Caseta D99/B (I 2")	0 a 60 bar	AI	WIKA	A-10	Acero inoxidable
PIT09906	099	Transmisor de presión	Caseta D99/A (B 2")	0 a 60 bar	AI	WIKA	A-10	Acero inoxidable
PIT09907	099	Transmisor de presión de salida de la caseta D99/A	P - 2" - GTKPP - 09906	0 a 60 bar	AI	WIKA	A-10	Acero inoxidable
PIT09908	099	Transmisor de presión de salida de la caseta D99/B	P - 2" - GTKPP - 09905	0 a 60 bar	AI	WIKA	A-10	Acero inoxidable
AIT09907	099	Transmisor de concentración de HCl	P - 3" - PTFE - 09906	0 a 100 ppm	AI	Duran electrónica	Detector RS485	Makrolon y ABS
FIT09901	099	Transmisor de caudal de NaOH al 25%	P - 2" - PTFE -09908	0,01 a 25 m/s	AI	FLEXIM	FLUXUS F831	Acero inoxidable 316

Este listado se ha realizado siguiendo las referencias (21), (22), (23).

9.5. Listado de válvulas

Tabla 9.6 Listado de válvulas

TAG	P&I D	Ubicación	Descripción	Codificación de tubería	T operación (°C)	T diseño (°C)	P operación (bar)	P diseño (bar)	Tipo	Fabricante	Modelo	Material
VM09904	099	Salida de caseta D99A hacia proceso	Válvula manual	P - 2" - GTKPP - 09906	20	40	1	2,5	Bola	Richter	KN	Carbon steel 1.4408
VM09905	099	Salida de caseta D99B hacia proceso	Válvula manual	P - 2" - GTKPP - 09905	20	40	1	2,5	Bola	Richter	KN	Carbon steel 1.4408
H09901	099	Salida de las casetas hacia proceso	Válvula automática	P - 2" - GTKPP - 09904	20	40	1	2,5	Obturador rotativo	Pfeifer	TB 23-b	DIN 1.4408
H09902	099	Salida de caseta D99B hacia proceso	Válvula automática	P - 2" - GTKPP - 09905	20	40	1	2,5	Obturador rotativo	Pfeifer	TB 23-b	DIN 1.4408
H09903	099	Salida de caseta D99A hacia proceso	Válvula automática	P - 2" - GTKPP - 09906	20	40	1	2,5	Obturador rotativo	Pfeifer	TB 23-b	DIN 1.4408
VM09906	099	Salida de casetas D99A y D99/B hacia <i>Scrubber</i>	Válvula manual	P - 3" - GTKPP - 09907	20	40	1	2,5	Bola	Richter	KN	Carbon steel 1.4408
H09904	099	Salida de casetas D99A y D99/B hacia <i>Scrubber</i>	Válvula automática	P - 3" - GTKPP - 09907	20	40	1	2,5	Obturador rotativo	Pfeifer	TB 23-b	DIN 1.4408
VMP09901	099	Purga de la balsa del <i>Scrubber</i>	Válvula manual de purga	P - 1" - PTFE - 09902	25	45	1	2,5	Bola	Richter	KN	Carbon steel 1.4408
VMP09902	099	Purga de la balsa del <i>Scrubber</i>	Válvula manual de purga	P - 1" - PTFE - 09901	25	45	1	2,5	Bola	Richter	KN	Carbon steel 1.4408
HR09904	099	Saliga de aguas salinas de la balsa del <i>Scrubber</i>	Válvula automática reguladora	P - 2" - PTFE - 09909	25	45	1	2,5	Válvula de membrana de paso recto	Samson	3241DW A	Carbon steel A.105
VM09913	099	Salida de aguas salinas de la balsa del <i>Scrubber</i>	Válvula manual	P - 2" - PTFE - 09909	25	45	1	2,5	Bola	Richter	KN	Carbon steel 1.4408
VM09914	099	Salida de aguas salinas de la balsa del <i>Scrubber</i>	Válvula manual	P - 2" - PTFE - 09910	25	45	2	3,5	Bola	Richter	KN	Carbon steel 1.4408
VMP09903	099	Purga de la línea de vaciado de balsa del <i>Scrubber</i>	Válvula manual de purga	P - 1" - PTFE - 09911	25	45	1	2,5	Bola	Richter	KN	Carbon steel 1.4408
VM09907	099	Entrada de NaOH al 25 % a la balsa del <i>Scrubber</i>	Válvula manual	P - 2" - PTFE - 09908	25	45	1,5	3	Bola	Richter	KN	Carbon steel 1.4408
H09905	099	Entrada de NaOH al 25 % a la balsa del <i>Scrubber</i>	Válvula automática	P - 2" - PTFE - 09908	25	45	1,5	3	Obturador rotativo	Pfeifer	TB 23-b	DIN 1.4408
VM09911	099	Aspiración de gases hacia V99	Válvula manual	P - 3" - PTFE - 09906	35	55	1	2,5	Bola	Richter	KN	A 105 (Carbon steel)
VM09912	099	Impulsión de gases de V99 hacia atmósfera	Válvula manual	P - 3" - PTFE - 09907	35	55	1,5	3	Bola	Richter	KN	Carbon steel 1.4408
H09906	099	Impulsión de gases de V99 hacia atmósfera	Válvula automática	P - 3" - PTFE - 09907	35	55	1,5	3	Obturador rotativo	Pfeifer	TB 23-b	DIN 1.4408
H09908	099	Recirculación de gases hacia balsa del <i>Scrubber</i>	Válvula automática	P - 3" - PTFE - 09905	35	55	1	2,5	Obturador rotativo	Pfeifer	TB 23-b	DIN 1.4408
VM09915	099	Recirculación de gases hacia balsa del <i>Scrubber</i>	Válvula manual	P - 3" - PTFE - 09905	35	55	1	2,5	Bola	Richter	KN	Carbon steel 1.4408

9.6. Diseño de equipos

9.6.1. **Diseño de almacén de las bombonas de HCl al 100%**

Se han diseñado dos casetas contiguas para almacenar las bombonas de HCl, se divide en dos casetas por temas de seguridad para no almacenar las 8 bombonas a presión juntas, por lo tanto, cada caseta almacenará 4 bombonas, estas bombonas se colocarán en posición horizontal, dos en la parte inferior y dos en la parte superior, cada una de las bombonas debe estar separada del resto con una distancia mínima del diámetro de esta, en este caso de 0,9 metros. (ref.24)

Estas casetas independientemente tendrán una salida hacia el *Scrubber*, para en caso de fuga del HCl gas no vayan directamente a la atmósfera, también dispondrá de una puerta corredera completamente hermética, para contener cualquier tipo de fuga tanto líquida como de forma gas, por otro lado, esta compuerta solo se podrá abrir cuando la concentración de HCl sea de 0 ppm en el interior. También es necesario un cubeto de recogida de fugas para líquidos,

Para el diseño del cubeto, se ha tenido en cuenta el volumen máximo de cada una de las bombonas almacenadas, en este caso como todas las bombonas tienen el mismo volumen, se va a diseñar un cubeto de recogida de HCl que pueda contener el derrame de una de ellas, que sería de 650 kg, es decir, 999 l. En un futuro, se podría estudiar la posibilidad de recuperar el producto que permanece en el cubeto por la fuga y reenviarlo al depósito B65 ya que contiene materia prima de HCl al 37%.

A continuación, se muestra una imagen en 3D de las casetas donde irán ubicadas las bombonas de HCl y lo que se muestra en la parte inferior de la caseta, es el cubeto de seguridad por posibles fugas:

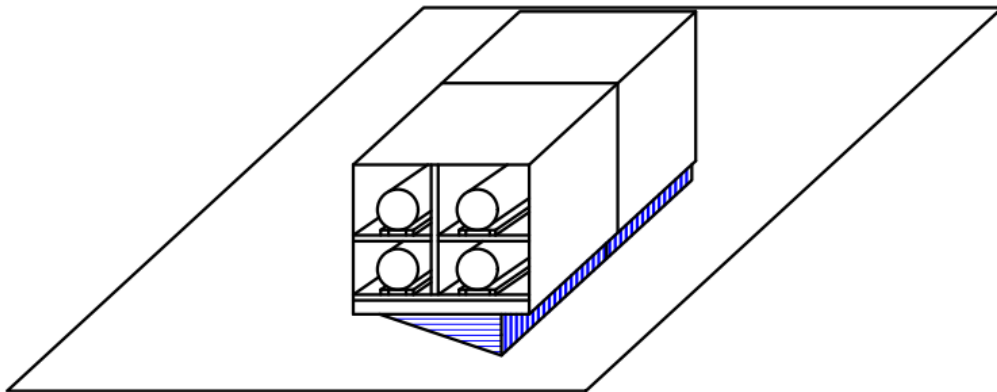


Figura 9.4 Esquema 3D de la caseta de almacenamiento de HCl

En la siguiente imagen se observan las diferentes vistas (alzado, perfil y planta) de la caseta con el cubeto, con sus dimensiones:

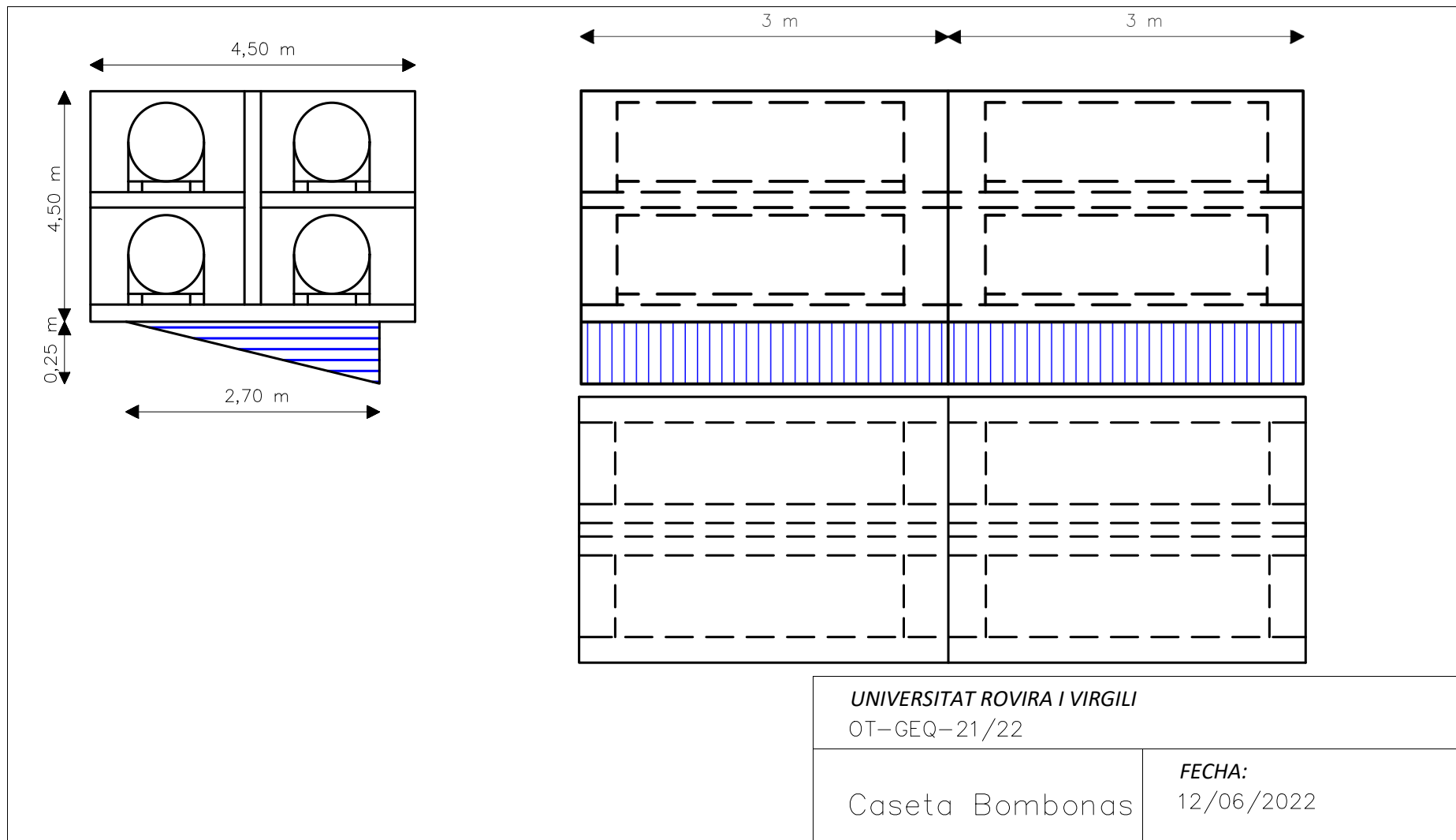


Figura 9.5 Dimensionamiento de la caseta de las bombonas

9.6.2. Carretilla elevadora

Para el transporte y la sustitución de las bombonas de HCl, se necesitará una nueva carretilla elevadora, para ello se propone una carretilla con más capacidad de carga y con una longitud de palas lo suficientemente capacitadas para la manipulación de las bombonas en el interior de la caseta principalmente, ya que la carretilla que hay actualmente en la planta no satisface las necesidades requeridas al instalar el nuevo *back up* de HCl.

A continuación, se muestra una tabla de las principales características de la carretilla propuesta. (ref.25)

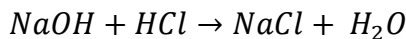
Tabla 9.7 Características de la carretilla elevadora

Modelo	M335H-D
Sistema de tracción	Diesel
Capacidad de carga	3500 kg
Distancia al centro de gravedad de la carga	500 mm
Altura máxima de elevación	7470 mm
Velocidad de traslación, con/sin carga	19/19.5 km/h
Velocidad de elevación, con/sin carga	0,42/0,45 m/s
Radio de giro	2520 mm
Tipo de motor	Toyota 1ZS

9.6.3. Scrubber

El *Scrubber* es un sistema de depuración de gases, que se usa principalmente para eliminar tanto partículas como gases que se generan durante procesos industriales, en el caso de la nueva instalación de la planta de KM, se va a instalar para eliminar cualquier posible fuga proveniente de las bombonas de HCl al 100%.

En este caso al tratarse de eliminar ácido clorhídrico, va a ser un *scrubber* de doble etapa, distribuido por la empresa *Amer Air Intl.* Constará de dos torres de lavado, cada una de estas contiene un lecho empacado que favorecerá la neutralización del ácido. Estas dos columnas estarán conectadas en serie, y por la parte superior se rociará, NaOH al 25% para eliminar el contenido de HCl del corriente gas, siguiendo la siguiente reacción:



Debido a que se ha calculado el caudal de una posible fuga en las bombonas de HCl de 311 m³/h (ver apartado A.5 Cálculo de fuga de bombonas), y según la estequiometría de la anterior reacción se ha podido calcular la cantidad mínima de sosa necesaria para poder neutralizar esta cantidad de ácido.

Primeramente, se ha conocido el caudal másico a partir del caudal volumétrico, ya conocido y la densidad del HCl.

$$qv_{HCl} \left(\frac{m^3}{h} \right) \cdot \rho_{HCl} \left(\frac{kg}{m^3} \right) = q_{HCl} \left(\frac{kg}{h} \right) \quad (9.1)$$

Una vez conocido este valor se puede conocer el caudal molar utilizando el peso molecular del HCl, y con este valor y sabiendo que la relación estequiométrica entre la sosa y el ácido es 1:1, se podrá conocer el caudal molar de sosa mínimo necesario.

$$q_{HCl} \left(\frac{kg}{h} \right) / PM_{HCl} \left(\frac{kg}{kmol} \right) = q \text{ molar}_{HCl} \left(\frac{kmol}{h} \right) = q \text{ molar}_{NaOH} \left(\frac{kmol}{h} \right) \quad (9.2)$$

Conocido este valor, se realizan los cálculos anteriores de manera inversa para obtener la sosa necesaria para neutralizar el HCl y sabiendo que la sosa está al 25% (m/m). Se puede conocer el caudal másico de la mezcla.

$$q \text{ molar}_{NaOH} \left(\frac{kmol}{h} \right) \cdot \frac{PM_{NaOH} \left(\frac{kg}{kmol} \right)}{0.25} = qNaOH_{25\%} \left(\frac{kg}{h} \right) \quad (9.3)$$

Y por último con la densidad de la misma se puede saber el caudal volumétrico mínimo necesario para eliminar el ácido.

$$qNaOH_{25\%} \left(\frac{kg}{h} \right) \cdot \rho_{NaOH(25\%)} \left(\frac{kg}{m^3} \right) = qv_{NaOH 25\%} \left(\frac{m^3}{h} \right) \quad (9.4)$$

En la Tabla 9.8, se puede ver un resumen de los valores utilizados para realizar los cálculos anteriores. Siendo qv (caudal volumétrico), ρ (densidad), PM (peso molecular) y q (caudal másico)

Tabla 9.8 Valores para el calculo de la sosa necesaria

Parámetro	Valor	Unidades
qv_{HCl}	311	m^3/h
ρ_{HCl}	1,543	kg/m^3
q_{HCl}	479,87	kg/h
PM_{HCl}	36,5	$kg/kmol$
$q \text{ molar}_{HCl}$	13,15	$kmol/h$
$q \text{ molar}_{NaOH}$	13,15	$kmol/h$
PM_{NaOH}	40	$kg/kmol$
$qNaOH_{25\%}$	2103,45	kg/h
$\rho_{NaOH(25\%)}$	1182	kg/m^3
$qv_{NaOH 25\%}$	1,78	m^3/h

Conociendo el valor del caudal volumétrico mínimo necesario de sosa, se le ha proporcionado este dato a la empresa que realizará el dimensionamiento tanto de la balsa del *scrubber*, como de las dos torres de lavado.

El NaOH estará situado en la parte inferior de las dos torres en una balsa y será impulsado por la bomba hacia los rociadores, estará en funcionamiento para evitar la formación de cristales.

Este depósito, tendrá un aporte de NaOH al 25%, que procede de un tanque ya disponible en planta con lo que se necesita (B905). También se dispone de una línea de vaciado hacia salinas, ya que esta agua se ira concentrando en sales.

La balsa de agua se regenerará cada vez que el *scrubber* se ponga en funcionamiento por una fuga en la caseta de almacenaje de HCl. De esta forma, una vez eliminado todo el HCl del proceso, se iniciaría el proceso de vaciado de la misma por la línea de agua a salinas, y se volvería a llenar con sosa al 25% del depósito B905.

En la cabeza de la segunda torre de lavado de gases (K992), se dispone de un ventilador para aspirar todos los gases que se van generando en el *scrubber* y son enviados a la atmósfera.

En la Figura 9.6, se puede ver el esquema general de este proceso de lavado de gases. (ref.26).

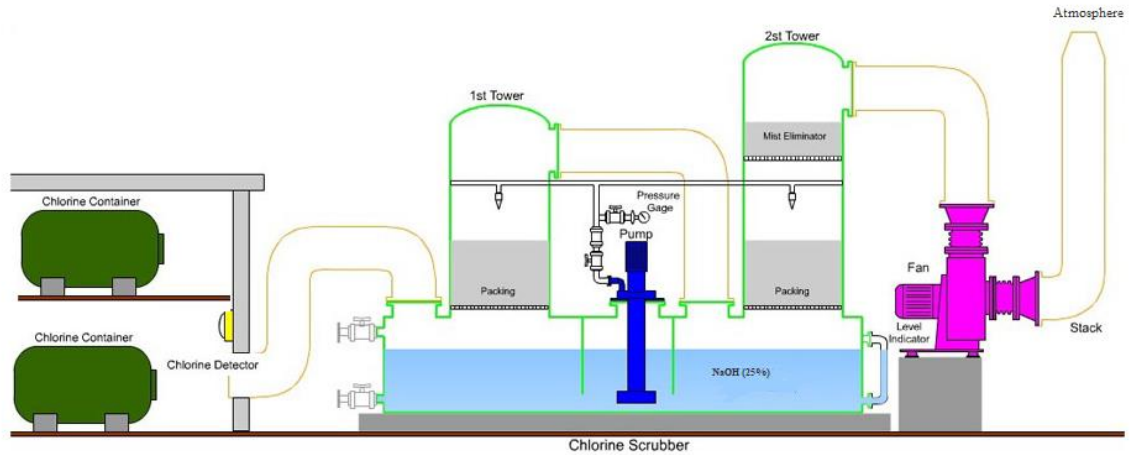


Figura 9.6 Esquema Scrubber

9.6.4. Bombonas

El diseño de las bombonas viene predeterminado por el fabricante, a continuación, en la Tabla 9.9 se muestra un resumen de las dimensiones y características principales:

Tabla 9.9 Características de una bombona

Característica	Valor	Unidades
Capacidad	1000	litros
Diámetro	900	mm
Altura	2240	mm
Pesto total llenas	2036	Kg
Presión de vapor a 20°C	42	bar
Contenido del gas	650	kg

En el anexo A.8 Hoja de especificación de la bombona de HCl, va adjuntado un plano de una bombona con condiciones muy parecidas a las que nos proporcionaría la empresa Linde.

9.6.5. Ventilador

Con el objetivo de aspirar la posible fuga que se puede producir en el interior de las casetas, se ha diseñado un ventilador centrífugo, que se colocará a la salida de la segunda etapa del *scrubber* Figura 9.6.

Para la elección de este ventilador se ha supuesto el caudal de una hipotética fuga, estos cálculos se pueden ver en el anexo A.5 Cálculo de fuga de bombonas.

Una vez es conocido el caudal que será de 311m³/h, se ha llevado a cabo la elección del ventilador óptimo para la instalación.

Lo primero que se debe conocer para el diseño del ventilador es la diferencia de presión total, que se calcula a partir la siguiente ecuación:

$$\Delta P_t = \Delta P_e + \Delta P_d \quad (9.5)$$

Donde:

ΔP_t es la diferencia de presión total.

ΔP_e es la variación de presión estática y se calcula como la diferencia entre la presión a la entrada y a la salida del ventilador en este caso es de 0,01 bar que equivale a 1000 Pa.

ΔP_d es la variación de presión dinámica, que se calcula con la siguiente ecuación:

$$\Delta P_d = \frac{\varphi}{2} \cdot (v_s - v_e) \quad (9.6)$$

En la ecuación anterior, φ es la densidad, mientras que v_s y v_e son las velocidades de salida y entrada respectivamente. Por tanto, el valor de ΔP_d es de 38 Pa y, por consiguiente, la ΔP_t será de 1038 Pa.

Una vez se conoce el valor de ΔP_t , y sabiendo también el caudal, se ha elegido el ventilador centrífugo idóneo para la instalación. En la siguiente tabla, se pueden ver sus características principales.(ref.27)

Tabla 9.10 Características del ventilador

Característica	Datos
Fabricante	HLU®
Modelo	HR R 15/17
Eficiencia	70%
Caudal volumétrico	De 100 a 5000 m ³ /h
Diferencia de presión máxima	1600 Pa
Velocidad	3760 rpm
Potencia	0,37 kW

La potencia, la velocidad y la eficiencia, se han obtenido, consultando la curva característica del ventilador que se puede ver en la Figura 9.7.

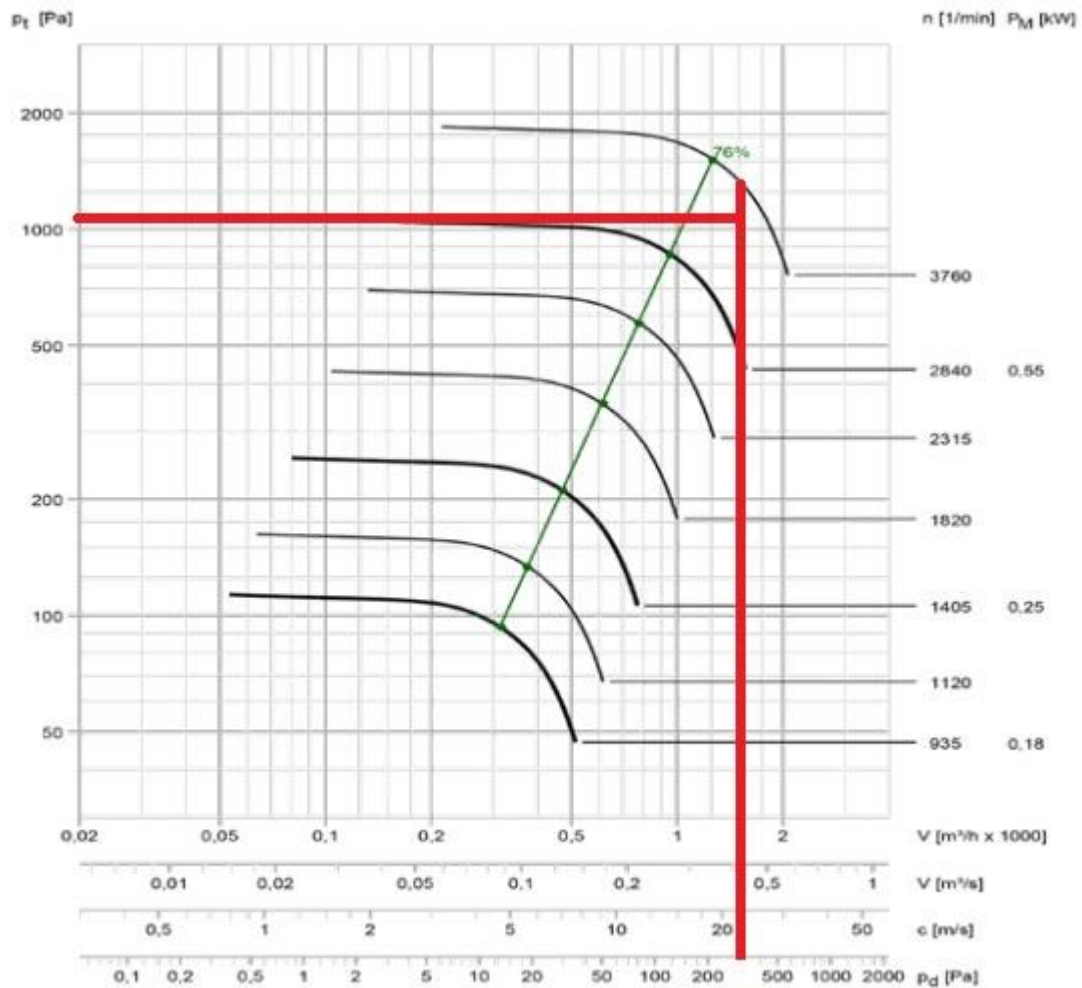


Figura 9.7 Curva característica del ventilador

9.6.6. P992: bomba a salinas (tratamiento)

Para el diseño de la bomba P992, se han realizado los mismos cálculos que para la bomba P500, es decir, se calcula (ecuación de Bernoulli, pérdidas de carga, etc.) los cuales se pueden ver en el anexo A.1 Cálculos de bomba. Para el cálculo de pérdidas de carga que se generan en la aspiración e impulsión de la bomba, se ha tenido en cuenta todos los elementos que se encuentran en el camino, por ejemplo, las válvulas automáticas, reguladoras y accesorios de las tuberías que se detallan en el anexo.

Para la selección de la bomba, primero de todo es necesario conocer las características del fluido, también es importante el caudal del fluido que se ha de impulsar y la altura que ha de desplazar.

Una vez conocido el fluido a impulsar que es agua con sales, el caudal del fluido que es de $5 m^3/h$ y una altura de 14 metros a desplazar, pasamos a seleccionar el modelo de la bomba, a partir del catálogo proporcionado por la empresa *Grundfos*. (ref.28)

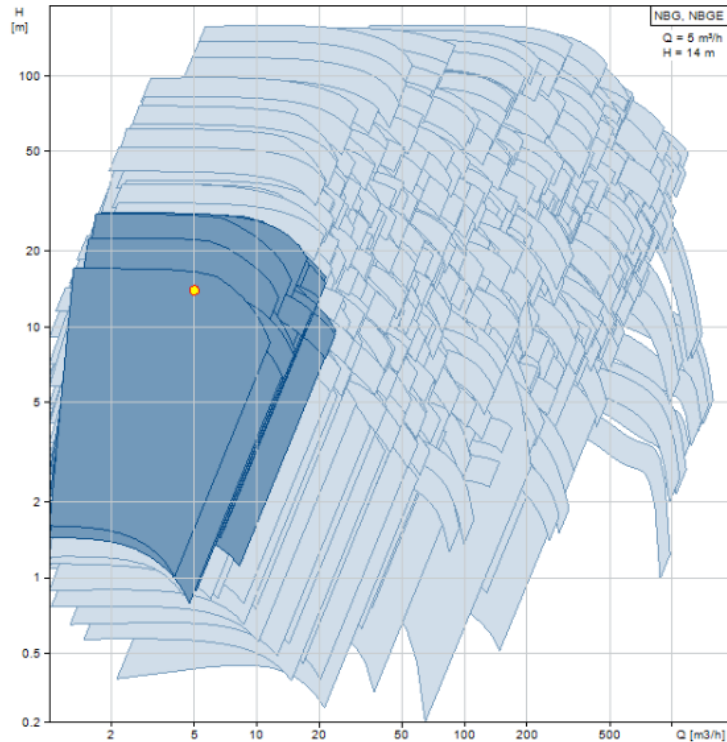


Figura 9.8 Curvas para seleccionar la bomba

A partir de la Figura 9.8 se obtienen diferentes bombas que coinciden con las características que se necesitan para el proceso, por lo tanto, de entre todas las disponibles se selecciona el modelo NBG-50-32-200, una vez seleccionado el modelo, el fabricante nos proporciona las curvas características de la bomba.

Primero de todo con el caudal y la altura requerida para el diseño, y consultando las curvas características proporcionadas por la empresa se ha seleccionado el tamaño óptimo del rodeté, se puede apreciar en la Figura 9.9

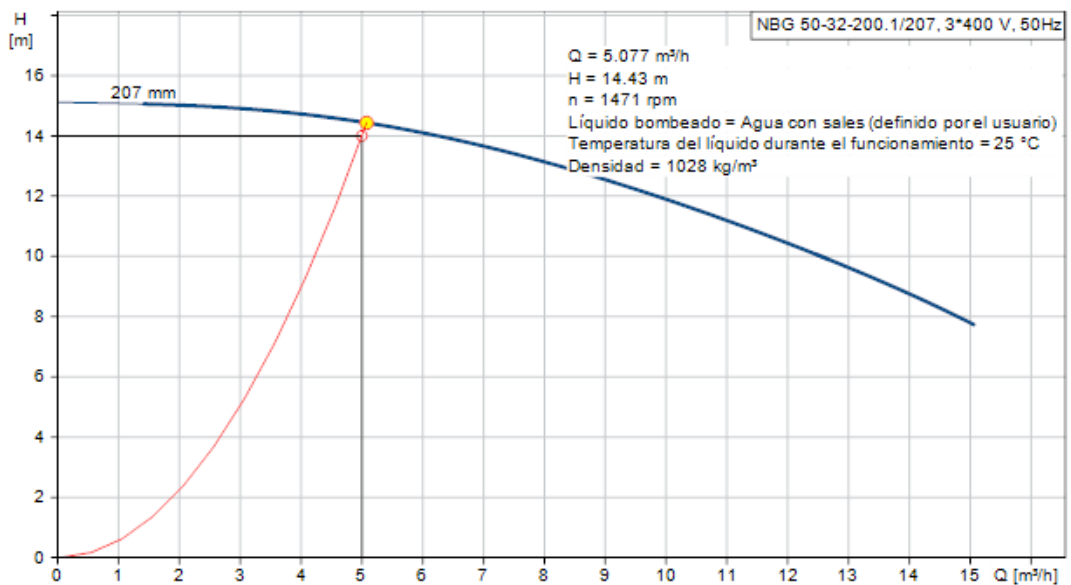


Figura 9.9 Selección del rodeté

A continuación, en la siguiente curva característica Figura 9.10, se puede observar la potencia de la bomba.

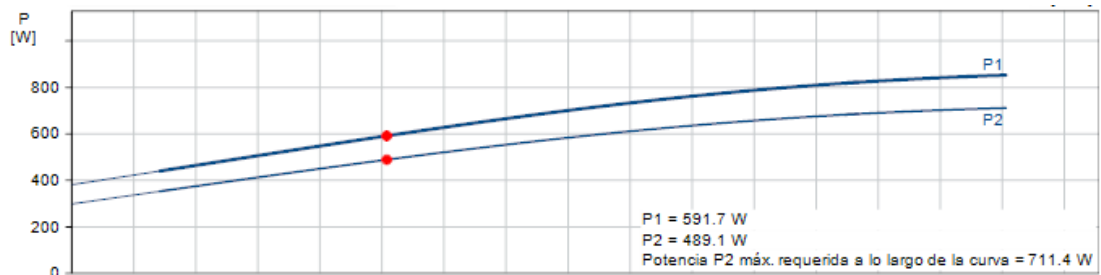


Figura 9.10 Potencia de la bomba

Por último, en la Figura 9.11, se observa el valor de NPSH requerido, este valor se ha de comparar con el NPSH disponible, es decir, el calculado. Cumpliendo así que el $NPSH_d > NPSH_r$.

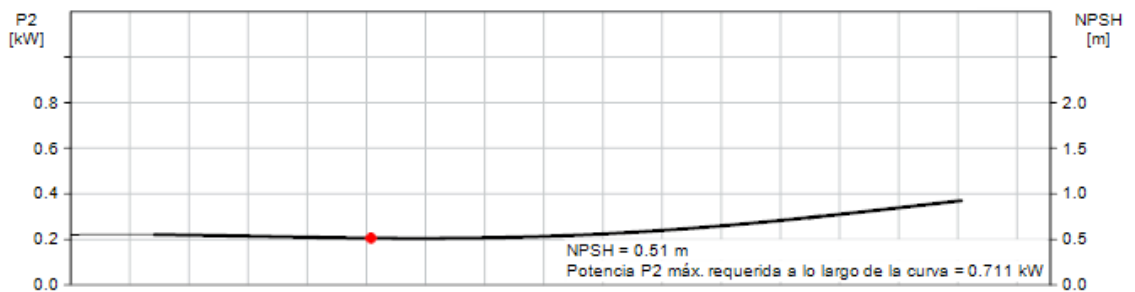


Figura 9.11 NPSH requerido

9.7. Estrategia de control de los nuevos equipos

A continuación, se procede a explicar la estrategia de control de los diferentes trabajos que se realizan en la unidad auxiliar.

9.7.1. Puesta en servicio de las casetas A/B

La unidad auxiliar gasificará directamente en los depósitos B410, B515 y B615. Esto se pondrá en marcha cuando haya algún paro en la unidad principal K90. Estos problemas pueden ser por mantenimiento o por logística. Entonces, automáticamente, la H09920 cerrará.

Cuando se pone en marcha la unidad auxiliar, entra en servicio el primer cubeto (A). Primero, habrá que comprobar la presión de cada una de las bombonas de HCl y que se encuentren en condiciones óptimas para ser utilizadas. Una vez se haya comprobado se procede a abrir la VM09904 con la cual, el PIT 09907 recibirá señal de presión y automáticamente abrirá H09903. Esto permite dirigir el contenido de HCl al 100% hacia la línea. Por lo tanto, en el momento que H09903 abra, la automática H09901 también abrirá por enclavamiento, dirigiendo el gas hacia los depósitos.

Una vez se hayan consumido las bombonas del cubeto A, alarmará la presión mínima de PIT 09904 y PIT 09907. Esto hará que cierre automáticamente la H09903 y consecuentemente la H09901, manualmente se procede a cerrar la VM09904. Entonces, se procede al cambio de cubeto B. Para ello, se comprueba en campo que realmente las cuatro bombonas no tengan presión ni haya habido ninguna fuga. Entonces, se comprueba las presiones de las bombonas del cubeto B y que se encuentra en condiciones óptimas para operar. Por lo tanto, se abre la

manual VM09905 con la cual, el PIT 09908 recibirá señal de presión y abrirá la automática H09902 y esto permitirá abrir la H09901 y dirigir de nuevo el HCl hacia los depósitos.

Una vez se hayan consumido las bombonas del cubeto B, alarmará la presión PIT 09904 y PIT 09908. Esto hará que cierre automáticamente la H09902 y consecuentemente la H09901, manualmente se procede a cerrar la VM09905. Para ello, se comprueba en campo que realmente las cuatro bombonas no tengan presión ni haya habido ninguna fuga. Entonces, se procede al cambio de cubeto A en caso de que las bombonas hayan sido repuestas. Realizar los mismos pasos explicados anteriormente.

9.7.2. Puesta en servicio del sistema del lavado de gases (Scrubber)

Por seguridad, cada cubeto dispone de dos analizadores de concentración de HCl. Según BOE (Boletín Oficial del Estado), el límite por emisiones es de 10 mg/Nm³ (ref.29) pero en esta instalación reduciremos ese límite a la mitad por seguridad. En caso de detectar 5 mg/Nm³, cerrará las automáticas H09902 o H09903 según el cubeto en servicio. Como VM09906 permanece siempre abierta, en el momento que alarme cualquier de los 4 analizadores, abrirá H09904 direccionando el gas de las casetas al Scrubber. Por lo tanto, en el momento que abra H09904 el ventilador V99, se pondrá en marcha dirigiendo la corriente gas neutralizada hacia atmosfera. En caso de que alarme AIT 09907, la automática H09906 cerrará impidiendo el paso hacia atmosfera y dirigiendo la corriente gas fuera de los límites establecidos hacia el Scrubber ya que la manual VM09913 permanecerá siempre abierta.

El propio sistema de Scrubber contiene una bomba P991 que aspira sosa al 25% de la propia balsa para dirigirlo hacia las duchas internas de las columnas para poder neutralizar el corriente gas. Para evitar problemas de taponamiento en las duchas, la bomba P991 siempre estará en servicio.

9.7.3. Control de la balsa del Scrubber

Finalizada la fuga, la automática H09904 cerrará y enclavará el paro del ventilador V99. Durante la reacción, se producen sales que se acumulan en el interior de la balsa. Para evitar dicha acumulación y que la concentración de sales no aumente, se procederá a renovar la balsa en cada servicio finalizado del Scrubber.

Para ello, se para la bomba P991 y desde panel, se abre la reguladora HR09904 enclavando la puesta en marcha de la bomba P992 que dirige el fluido a salinas (tratamiento). Para renovar el contenido de la balsa, se abre la automática H09905 la cual permite la entrada del sosa al 25%. Para controlar el caudal de entrada se dispone de un caudalímetro FIT 09901 y el límite de nivel viene dado por los dos transmisores de nivel: LIT 09901 y LIT 09902, con una alarma de nivel mínimo del 65% de la balsa. En caso de alarmar estos niveles, cerraría H09905 y se puede poner en servicio la P991 para poner a recircular de nuevo.

La balsa dispone de un analizador AIT 09906 el cual informa en todo momento del pH de la balsa. En caso de que sea ácido, se alimentará de sosa al 25% abriendo la automática H09905 hasta conseguir un pH mayor de 7 y hasta un nivel máximo del 90% de la balsa. Cuando el AIT 09906 contenga un pH entre 5 y 9 se puede enviar a salinas. Esto se puede regular mediante HR 09904 al mismo tiempo que se rellena el nivel.

En caso de tener algún problema, se dispone de dos purgas: VMP 09901 y VMP 09902. Estas purgas permitirán realizar maniobras no contempladas ya sea para vaciar a contenedores, rellenar la balsa de agua desmineralizada a través de mangueras para diluir el contenido de la balsa, etc.

9.7.4. Resumen del control de las válvulas

En la siguiente tabla, se puede observar la posición de las válvulas en cada una de las situaciones que se pueden presentar durante las diferentes partes de proceso. Analizando también, los posibles problemas que pueden surgir o situaciones adversas.

Cuando marca “A” significa abierta. Cuando marca “C” significa cerrada. Para las válvulas reguladoras de N₂ marcamos “A/C” ya que la propia automática reguladora abrirá o cerrará dependiendo de las necesidades de proceso. También se marca como “A/C” en las válvulas manuales para la limpieza de los apagallamas en caso de saturación del abgas.

Tabla 9.11 Resumen de control de las válvulas

Manuales o Automáticas o Reguladoras	Cond. normales		Anomalías									
	Puesta en servicio cubeto A	Puesta en servicio cubeto B	Fuga de HCl (ppm)	Recirculación HCl (ppm)	Vaciado de la balsa del Scrubber, con la caseta A en servicio	Vaciado de la balsa del Scrubber, con la caseta B en servicio	Vaciado de la balsa del Scrubber, cuando esté en servicio K90	Llenado de la balsa del Scrubber, con la caseta A en servicio	Llenado de la balsa del Scrubber, con la caseta B en servicio	Llenado de la balsa del Scrubber, cuando esté en servicio K90	pH balsa con el Scrubber esta en servicio	POSICIÓN EN FALLO DE AIRE
SET POINT			10	5				65%	65%	65%	< 7	
H09901	A	A	C	C	A	A	C	A	A	C	C	C
H09902	C	A	C	C	C	A	C	C	A	C	C	C
H09903	A	C	C	C	A	C	C	A	C	C	C	C
VM09904	A	C	C	C	A	C	C	A	C	C	C	C
VM09905	C	A	C	C	C	A	C	C	A	C	C	C
H09904	C	C	A	A	C	C	C	C	C	C	C	A
VM09906	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A
H09905	C	C	C	C	C	C	C	A	A	A	A	C
HR09904	C	C	C	C	A	A	A	C	C	C	A/C	C
VM09915	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A
VM09914	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A
VM09911	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A
VM09912	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A
H09908	C	C	C	A	C	C	C	C	C	C	C	C
H09906	A	A	A	C	A	A	A	A	A	A	A	A
VM09907	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A
VM09913	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A	A

9.8. Seguridad de la unidad auxiliar

Dado que dentro de la caseta se almacena bombonas con contenido de HCl al 100%, hay que tener en cuenta una serie de medidas de seguridad. Estas bombonas deben de estar:

1. Almacenados en lugares ventilados
2. Ubicados en el exterior
3. Libres de toda fuente de ignición
4. Debidamente protegidos para evitar su caída
5. Separando físicamente las botellas llenas de las vacías

Para asegurar una buena manipulación y almacenamiento de los productos químicos existen algunos criterios de seguridad. Estos son:

1. Disponer de instrucciones escritas de las prácticas de almacenamiento
2. Contar con las hojas de seguridad
3. La ubicación correspondiente debe ilustrarse en un plano del depósito o del sector.
4. En un registro químico figurará la máxima cantidad permitida de todos los productos químicos en general y por clases.
5. Los protocolos químicos almacenados serán examinados periódicamente, al menos una vez al año.
6. Aquellos cuya vida útil hubiera expirado, estuvieran deteriorados o se encontraran con fugas, deberán ser descartados en condiciones de seguridad.
7. Buen etiquetaje.

En el apartado número 7, la etiqueta es un elemento esencial para la organización de los productos químicos almacenados. De tal forma, el usuario puede reconocer de manera inmediata la sustancia química y sus riesgos.

En sustancias corrosivas como el ácido clorhídrico, pueden dañar sus recipientes y propagarse en la atmósfera del área de almacenamiento. Los vapores de ácido pueden corroer los materiales estructurales y los equipos y ejercer una acción tóxica sobre el personal.

Este tipo de sustancias deben mantenerse a baja temperatura, pero muy por encima de su punto de congelación, ya que, al congelarse, podría romper su envase y propagarse. Por ello, se instalará un sistema de aire acondicionado para mantener siempre la temperatura a 20°C.

9.9. Balance económico

Para conocer el rendimiento económico de las modificaciones que se van a realizar en la planta de Kresoxim-methyl, relacionadas con el aporte de HCl por bombonas, se ha realizado el siguiente estudio.

9.9.1. Inversión inicial

Primeramente, se ha calculado la inversión inicial teniendo en cuenta el coste del conjunto de equipos, instrumentación, válvulas y otros equipos auxiliares. En la siguiente tabla, se pueden ver detallados los costes.



Tabla 9.12 Valor de los equipos de instrumentación y válvulas

Equipo	Unidades	€/ unidad	Valor (€)
<i>Scrubber</i>	1	32300	32300
Ventilador	1	865	865
Bomba P992	1	1987	1987
Caseta-Cubeto	1	45000	45000
Transmisor de presión WIKA A-10	4	2410	9640
Transmisor de caudal FLEXIM FLUXU F831	1	2350	2350
Transmisor de concentración Duran RS485	5	3125	15625
Válvula manual de bola Richter KN	12	1650	19800
Válvula automática Pfeiffer TB 23-b	7	1530	10710
Válvula automática reguladora Samson 3241DWA	1	3500	3500
Carretilla elevadora	1	42000	42000

Al precio de los nuevos equipos instalados, se ha de realizar la misma aproximación que se realizó en el estudio del R500 de lo que supondría construir la nueva instalación incluyendo, por ejemplo, los costes a Obra Civil, Ingeniería al detalle, a la Pintura, etc. Todos estos costes de la inversión se pueden observar en la siguiente tabla.

Tabla 9.13 Aproximación del valor de los diferentes apartados

Apartado	Aproximación	Valor mínimo	Valor máximo	Unidad
Equipos		80152	80152	€
Materiales	60-70% (Equipos)	48091	56106	€
Obra civil	28% Materiales	13466	15710	€
Obra metalúrgica	45 % Materiales	21641	25248	€
Instrumentación y válvulas		61625	61625	€
Electricidad	10% Materiales	4809	5611	€
Aislamiento	5% Materiales	2405	2805	€
Pintura	2% Materiales	962	1122	€
Ingeniería al detalle	25-30% (Equipos + Materiales)	32061	40878	€
Construcción	50-70% (Equipos + Materiales)	64122	95381	€
Supervisión construcción	10% (Equipos + Materiales)	12824	13626	€
Contingencias	5 % (Equipos + Materiales)	6412	6813	€
Equipos auxiliares		42000	42000	
Total inversión		390569	447076	€



Finalmente se obtiene el coste total de la inversión. Se utiliza un promedio entre el valor mínimo y máximo del precio total, siendo un valor de inversión final de 418823 €.

Como se puede ver en la tabla anterior, el valor de la inversión inicial, será de 418823 €.

9.9.2. Coste de la producción

Para calcular los gastos de producción se ha tenido en cuenta por un lado las bombonas que se llegarían a utilizar en un año y por otro el aumento en el coste de materias primas que va a generar la implantación del sistema auxiliar de HCl, ya que este va a suponer un aumento en la producción de 41 cargas anuales. En la siguiente tabla, se puede ver un resumen de los costes de producción.

Tabla 9.14 Coste de la materia prima

Servicio	Precio	Cantidad	Coste (€)
Materias primas	27 €/kg	123000	3321000
Bombonas	6200 €/unidad	384	2380800
Total		5701800	€

Para los costes de producción también se deben tener en cuenta los gastos de *utilities* que se va a generar durante el aumento de la producción. En la siguiente tabla, se pueden ver estos gastos en detalle.

Tabla 9.15 Coste de utilities

Servicio	Precio	Cantidad	Coste (€)
NaOH	2 €/kg	3150 kg	6300
Electricidad	0,08 €/kwh	24 Kwh	1,92
Total		6301,92	€

La suma de estos valores genera un coste de producción total de 5708102 €.

9.9.3. Beneficios

Para calcular los beneficios de la nueva instalación, se ha calculado el valor en función del aumento de la producción que va a generar el sistema auxiliar de HCl. En la siguiente tabla, se ven resumidos al detalle estos beneficios.

Tabla 9.16 Cálculo de beneficios

Parámetro	Cálculo de los beneficios	
Precio del producto final	49	€/kg
Cargas ganadas	41	Cargas
Producción de una carga	3000	Kg/carga
Beneficio generado	6027000	€/campana

Como se puede ver en la tabla anterior el beneficio que se va a generar con este proyecto es de 6027000 €.

9.9.4. Estudio de rentabilidad

Para conocer la viabilidad económica de este Proyecto, se han obtenido los resultados mediante los cálculos que se realizaron con el estudio del R500. Éstos se pueden ver en apartado 8.4 Estudio de rentabilidad.

A continuación, se puede ver el resumen de todos los gastos y beneficios generados.

Tabla 9.17 Resumen de gastos

Ingresos	6027000 €
-Gastos	5708102 €
-Amortitzación	9458 €
BAI	318898 €
-Impuestos	-95669 €
BDi	223229 €
CASH FLOW	232687 €

En la Figura 9.12, se muestra el flujo de caja en 10 años. Esto muestra la inversión inicial y los beneficios que vas teniendo en los siguientes años.

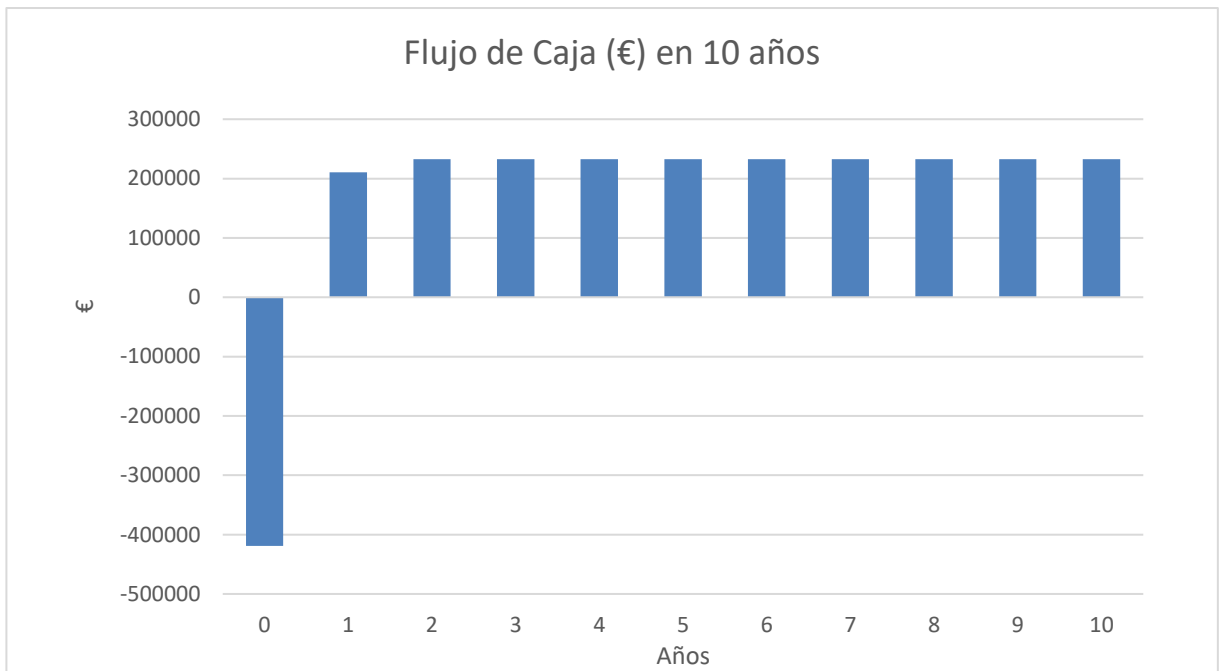


Figura 9.12 Caja de flujo en 10 años

Como no se puede asegurar el valor del mercado, se calcula el VAN con una tasa de interés de 5% y 30%, ya que el cálculo inicial se calcula al 15% obteniendo así un VAN de 729566 € en 10 años y un valor de la TIR del 53%. En Figura 9.13, se puede observar el VAN en función del tiempo y según el tipo de interés del mercado.

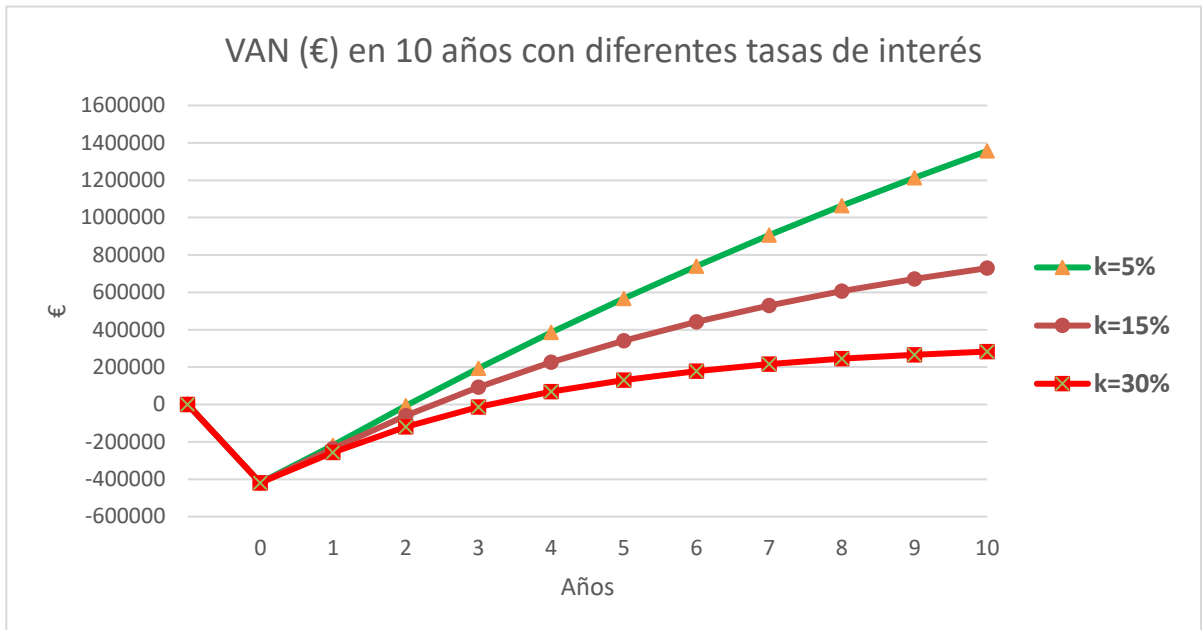


Figura 9.13 Valor de VAN en 10 años según el tipo de interés

En la Tabla 9.18, se muestra un resumen de los resultados obtenidos en este estudio.

Tabla 9.18 Resultados finales de VAN, TIR y PAYBACK

VAN	729566€
TIR	53 %
PAY BACK	1 años, 10 meses y 24 días.

Al tratarse de un proyecto con un VAN positivo, una tasa interna de retorno elevada y un período de recuperación menor a 2 años, se concluye que la instalación auxiliar de HCl se trata de un proyecto rentable que reportaría beneficios por un aumento de la producción de mEOE.

10. MANUALES DE OPERACIÓN

En este apartado se explica las diferentes maneras de operar los diferentes equipos que se han diseñado durante el proyecto. Estos métodos pueden ser arranques, paradas y/o mantenimientos.

10.1. Manual de la nueva bomba (P500, P991 y P992)

Existen 3 bombas nuevas del tipo centrífuga que se van a instalar. La bomba P500 a la salida del reactor R500 y, P991 y P992, implantadas en el sistema auxiliar de gasificación de HCl.

Estas bombas se han diseñado con un doble cierre mecánico, ya que al trabajar en un proceso tipo *batch*, las condiciones de operación son más exigentes que en un proceso continuo. Esto ocurre ya que, en el momento final de los vaciados de los depósitos, la columna de fluido es muy baja y las bombas trabajan cerca de una posible cavitación.

10.1.1. Puesta en marcha de una bomba centrífuga

A continuación, se explican los diferentes pasos para arrancar una bomba:

1. Se ha de verificar el nivel de aceite del calderín de la bomba para asegurar una buena lubricación cuando esté en marcha.
2. Se ha de comprobar que la válvula manual y/o automática estén abiertas para asegurar que el fluido del proceso llegue a la bomba. Al ser del tipo centrífuga, la válvula de impulsión ha de estar cerrada.
3. Una vez la bomba está llena de fluido, se pone en marcha utilizando un variador de velocidad. A la misma vez, se puede ir abriendo la válvula de impulsión asegurando que las válvulas automáticas posteriores también están abiertas.
4. En servicio, es importante escuchar y observar la bomba y el motor para asegurar que están trabajando correctamente. Verificar también que la presión de descarga es óptima.

10.1.2. Parada de la bomba centrífuga

Para la parada de la bomba se tiene que seguir los siguientes pasos:

1. Parar el motor de la bomba.
2. Mantener la bomba con fluido del proceso cerrando la válvula de aspiración y haciendo barrido de nitrógeno
3. En caso de parada larga, vaciar la bomba de fluido.

10.2. Manual del nuevo intercambiador W501 (B)

Como se menciona anteriormente, se ha diseñado un intercambiador de tubos y carcasa, tipo BEM en posición vertical. Como refrigerante tiene agua de 5 grados y la corriente que circula por el interior de los tubos es la de proceso que contiene en forma líquido/gas tolueno, agua, metanol, ácido clorhídrico y cloruro de metilo

10.2.1. Puesta en marcha del intercambiador W501(B)

Antes de poner en servicio el intercambiador, hay que asegurarse que no existen fugas en el equipo. Para ello, se realizará una prueba de presión antes de que empiecen a circular el producto por el interior. Si se tiene que actuar sobre las válvulas, tiene que ser de manera lenta para no causar fatiga al material. Para no causar fatiga, seguir lo siguientes pasos empezando por el lado frío y repitiéndolos para el lado caliente:

1. Cerrar la válvula de entrada

2. Abrir la válvula de salida
3. Abrir la purga (si dispone de ella)
4. Abrir lentamente la válvula de entrada de acuerdo con las instrucciones
5. Cerrar la purga (si dispone de ella) cuando se haya eliminado todo el aire del sistema

10.2.2. Parada del intercambiador

Si el intercambiador se ha de parar, seguir los siguientes pasos empezando por el circuito frío y repitiéndolos para el circuito caliente.

1. Cerrar lentamente las válvulas de entrada
2. Cerrar las válvulas de salida
3. Drenar y ventilar el intercambiador
4. Cerrar lentamente la entrada del circuito caliente.
5. Una vez cerrado el circuito caliente, cerrar el lado frío.

Nota: Si la apertura y cierre son bruscos, someterían al intercambiador de calor a un choque térmico, pudiendo causar fatiga del material.

10.3. Manual de limpieza de los apagallamas

Para proceder a la limpieza de apagallamas de la nueva línea de abgas 005, seguir los siguientes pasos:

1. Cuando la diferencia de presión aumente, proceder a la limpieza.
2. Antes de limpiar un ramal de dos apagallamas (A/B o C/D) poner en servicio o comprobar visualmente que el otro ramal, está operativo
3. Si hablamos del ramal A/B, bloquear la manual de entrada y a continuación la manual de salida.
4. Conectar a la purga la manguera de agua caliente
5. Abrir manual de la purga y pasar a contra corriente vapor.
6. Abrir manual de salida de la purga hacia arqueta
7. Transcurrido unos minutos, cerrar manual de la purga de entrada de vapor
8. Cerrar manual de salida de la purga hacia arqueta
9. Abrir la salida de gases
10. Abrir entrada al ramal
11. Repetir los pasos para la limpieza del ramal C/D.

11. BIBLIOGRAFÍA

- [1]: Norma y códigos de diseño, 3 de enero de 2022, (<https://www.textoscientificos.com/quimica/almacenaje/normas-codigos>)
- [2]: Código ASME, 10 de enero de 2022, (<https://www.asme.org>)
- [3]: Código TEMA, 10 de enero de 2022, (<http://kbcaco.tema.org/>)
- [4]: Visitada el 10 de enero de 2022, <https://www.une.org/encuentra-tu-norma/busca-tu-norma/norma?c=N0027903>
- [5]: Visitada el 25 de enero de 2022, <https://portal.totalmateria.com/es/search/quick/materials/5113687/mechanical>
- [6]: Visitada el 3 de febrero de 2022, <https://www.vega.com/es-es/productos/catalogo-de-productos/medicion-de-nivel/radar/vegapuls-11>
- [7]: Visitada el 3 de febrero de 2022, https://cache.industry.siemens.com/dl/files/810/109765810/att_1083287/v1/SITRANS-P-EN.pdf
- [8]: Visitada el 3 de febrero de 2022, https://cache.industry.siemens.com/dl/files/814/109765814/att_993573/v1/SITRANS-T-EN.pdf
- [9]: Visitada el 4 de febrero de 2022, <https://www.samsunggroup.com/document/t80121pt.pdf>
- [10]: Visitada el 4 de febrero de 2022, https://pimgenebre2.indabasolutions.com/genebre/documents/fichas_tecnicas/2231.pdf
- [11]: Visitada el 4 de febrero de 2022, https://www.pfeiffer-armaturen.com/download/TB23b_EN.pdf
- [12]: Visitada el 4 de febrero de 2022, <https://www.richter-ct.com/ball-valves/kn>
- [13] Arvind Katkar, S., January, 1st, 2010. Pressure Relief Requirement During External Pool-Fire Contingency.
- [14] Visitada el 4 de febrero de 2022, 2020. Válvula De Seguridad 3-5211 Y 3-5261. [online] Available at: <<http://www.dfl-italia.it/images/stories/PDF/SAFETY-VALVES/MODEL3-5211and3-5261.pdf>>
- [15] Visitada el 4 de febrero de 2022, Catálogo general Válvulas Nacional S.A. (PDF)
- [16] Visitada el 4 de febrero de 2022, <https://www.richter-ct.com/de/service/downloads/kennlinienuebersichten>
- [17] Visitada el 4 de febrero de 2022, Richard Turton et al; Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes, 3rd Edition.
- [18] Visitada el 15 de febrero de 2022, <http://modulex.fabripol.com/?q=PRFV>
- [19] Visitada el 15 de febrero de 2022, <http://www.phemsa.es/?p=103>
- [20] Visitada el 15 de febrero de 2022, <https://dielectricmfg.com/knowledge-base/teflon/>
- [21] Visitada el 15 de marzo de 2022, <https://www.flexim.com/sites/default/files/2021-08/BUFG831V1-1ES.pdf>

[22] Visitada el 15 de marzo de 2022, https://www.wika.es/upload/DS_PM0730_es_es_49641.pdf

[23] Visitada el 15 de marzo de 2022, http://www.duranelectronica.com/docs/45_1747_E-eurodetectorHCl-v06.pdf

[24] Visitada el 31 de marzo de 2022, BOE, Boletín oficial del estado, Num: 176, Instrucción técnica complementaria MIE APQ-5 (almacenamiento de gases en recipientes a presión móviles).

[25] Visitada el 10 de abril 2022, <https://www.carretillas2000.com/productos/cesab-m-300-h/>

[26] Visitada el 21 de abril 2022, <https://amerair-intl.com/emergency-chlorine-scrubber-system/>

[27] Visitada el 5 de mayo 2022, <https://www.hlu.eu/radialventilatoren>

[28] Visitada el 12 de mayo 2022, <https://product-selection.grundfos.com/es/products/nbg-nbge/nbg/nbg-50-32-2001207-97839458?pumpsystemid=1570861528&tab=variant-sizing-results>

[29] Visitada el 19 de mayo 2022, <https://www.boe.es/buscar/doc.php?id=BOE-A-2013-10949>

[30] Visitada el 29 de mayo 2022, <https://lorenzocarbonell.com/placas-de-orificio-calculo-y-diseno/#:~:text=%CE%94P%20%3A%20es%20la%20diferencia,m%3Dqv%C3%97%CF%81>

[31] Visitada el 31 de mayo 2022, <https://www.ugr.es/~aulavirtualpfc/q/descargas/documentos/BOMBAS%20Y%20TUBERIA%20S.pdf>

ANEXO

A.1 Cálculos de bomba

A partir del balance de energía mecánica, ecuación (A.1), se determina la pérdida de presión de la impulsión de la bomba.

$$\frac{P_A}{\rho g} + \frac{V_A^2}{2g} + Z_A = \frac{P_B}{\rho g} + \frac{V_B^2}{2g} + Z_B + h_{f_{A-D}} + h_{f_{D-B}} \quad (\text{A.1})$$

Siendo:

Z_i = altura en i (m)

V_i = velocidad en i (m/s)

Para las pérdidas de la línea se dividen en: las pérdidas mayores y las pérdidas menores. Estas pérdidas se calculan con la siguiente ecuación:

$$h_f = h_{\text{mayores}} + h_{\text{menores}} \quad (\text{A.2})$$

Siendo:

$$h_{\text{menores}} = f \cdot \frac{L_e}{D} \cdot \frac{v^2}{2g} \quad (\text{A.3})$$

$$h_{\text{mayores}} = f \cdot \frac{L}{D} \cdot \frac{v^2}{2g} \quad (\text{A.4})$$

Y, por consiguiente,

f = factor de fricción de Darcy

L = longitud de la tubería (m)

L_e = longitud equivalente (m)

Con la ecuación (A.6); **Error! No se encuentra el origen de la referencia.**, se calcula el factor de fricción Darcy (f). Para ello, hace falta calcular previamente el valor de Reynolds con la ecuación (A.5).

$$\text{Re} = \frac{v \cdot D \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{A.5})$$

Siendo,

v = velocidad del fluido (m/s)

D = diámetro de la tubería (m)

ρ = densidad del fluido (kg/m³)

μ = viscosidad del fluido (m²/s)

Entonces, calculamos la fricción de Darcy:

$$f = \frac{0.25}{\left[\log \left[\frac{1}{3.7 \frac{D}{\varepsilon}} + \frac{5.74}{Re^{0.9}} \right] \right]^2} \quad (\text{A.6})$$

Con,

D = diámetro (m)

Re = número de Reynolds

ε = rugosidad obtenida del diagrama de Moody (m)

Para el cálculo del NPSH disponible se ha utilizado la siguiente expresión:

$$\text{NPSH}_d = \frac{p_1}{\rho \cdot g} + z_1 - z_e - h_{f_{asp}} - \frac{p_v}{\rho \cdot g} \quad (\text{A.7})$$

Donde:

p_1 = Presión en el nivel de aspiración (Pa)

g = Aceleración de la gravedad (m/s^2)

$\rho \cdot g$ = Peso específico del líquido (N/m^3)

z_1 = Altura geométrica de la impulsión (m)

z_e = Altura geométrica de la aspiración (m)

$h_{f_{asp}}$ = Pérdida de carga en la línea de aspiración (m)

p_v = Presión de vapor del líquido a la temperatura de bombeo (Pa)

A.1.1. Hoja de especificación de la bomba P500

1	Línea	P-3"-STEM260C-50001	P-2"-STEM260C-50003	<p style="text-align: center;">Diagrama</p>	
2	Bomba P-500				
3					
4	Fluido bombeado	Líquido			
5	Temperatura de operación	60 °C			
6	Densidad	829	kg/m3		
7	Viscosidad cinemática	0.42	mm ² /s		
8	Presión de vapor	0.6	bar		
9	Caudal normal	40	m ³ /h		
10	Caudal normal	0.01	m ³ /s		
Condiciones de ASPIRACIÓN					
12	Altura del líquido	0.41	bar		
13	Presión del equipo (abs.)	1.15	bar		
14	Perdida de presión de P en equipos	0	bar		
15	Perdida en aspiración	6.22	m		
16	Perdida en aspiración	0.51	bar		
17	Presión de Aspiración	1.05	bar		
18	NPSH disponible	1.28	m		
19	NPSH requerido	1.1	m		
Condiciones de IMPULSIÓN					
21	Altura del líquido	1.14	bar		
22	Perdida de presión	6.26	bar		
23	Presión de impulsión	7.40	bar		
24					
25	Diferencia de presión	12.11	bar		
26	Altura total	148.89	m		
Bomba Seleccionada					
28	Tipo de Bomba	Bomba de acoplamiento magnetico			
29	Marca	RICHTER			
30	Modelo	SCK/F 80-50-250			
31	Potencia	2.8	kW		
32	Eficiencia	49	%		
33	Diametro del rodete	220	mm		
34					
35					
36					
37					
38					
39					
40					
41					
42					
43					
				<p>Curvas típicas P-500</p>	
44	Nozzles	Mark	Nº	Dia.	Rating
45	Suction				
46	Discharge				
47	1	10/03/2022	Aleix V.	Luis M.	
48	2	15/04/2022	Luis M.	Marta G.	
49	3	12/06/2022	Marta G.	Aleix V.	
50	REV.	DATE	PREP.	APPR.	
51					

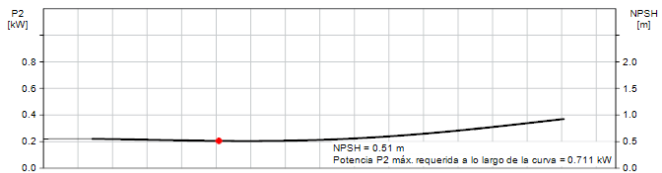
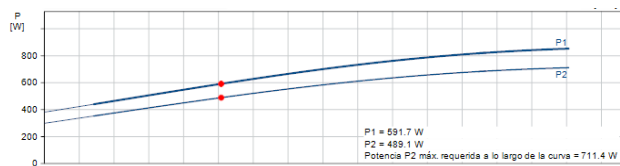
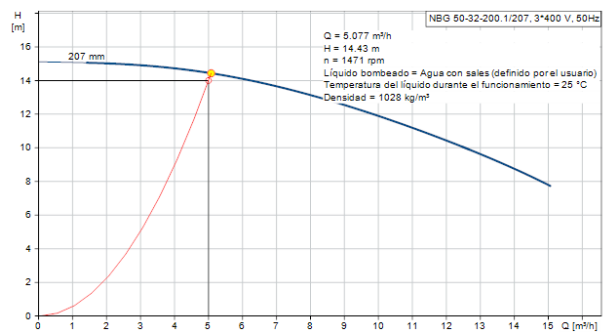
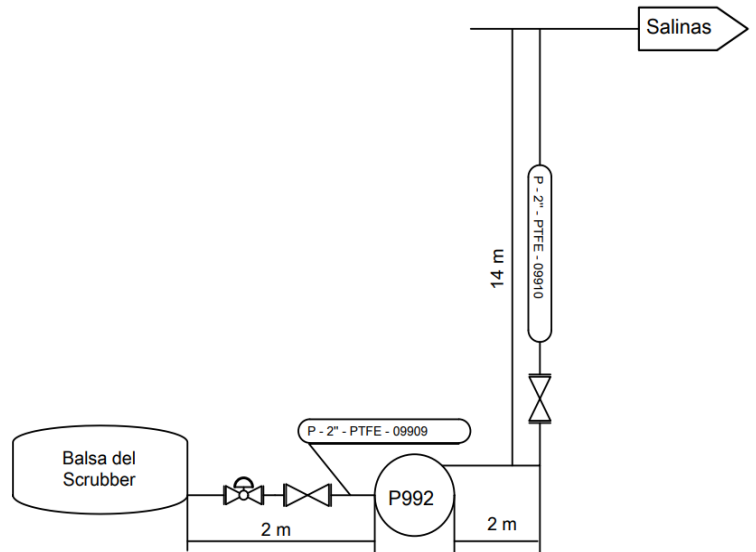


UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI
Escola Tècnica Superior d'Enginyeria Química
Departament d'Enginyeria Química

A.1.2 Hoja de especificación de la nueva bomba P992

1	Línea	P-2"- PTFE -09909	P-2"-PTFE- 09910
2	Bomba P-992		
3			
4	Fluido bombeado	Agua con sales	
5	Temperatura de operación	25 °C	
6	Densidad	1028	kg/m ³
7	Viscosidad cinematica	1.004	mm ² /s
8	Presión de vapor	0.03	bar
9	Caudal normal	5	m ³ /h
10	Caudal normal	0.00139	m ³ /s
11	Condiciones de ASPIRACIÓN		
12	Altura del líquido	0.50	bar
13	Presión del equipo (abs.)	1.15	bar
14	Perdida de presión de P en equipos	0	bar
15	Perdida en aspiración	3.02	m
16	Perdida en aspiración	0.30	bar
17	Presión de Aspiración	1.35	bar
18	NPSH disponible	1.34	m
19	NPSH requerido	0.59	m
20	Condiciones de IMPULSIÓN		
21	Altura del líquido	1.41	bar
22	Perdida de presión	0.32	bar
23	Presión de impulsión	1.73	bar
24	Diferencia de presión	0.40	bar
25	Altura total	4.00	m
26	Bomba Seleccionada		
27	Tipo de Bomba	Bomba de acomplamiento magnetico	
28	Marca	GRUNDFOS	
29	Modelo	NBG 50-32-200	
30	Potencia	0.589	kW
31	Eficiencia	82,5	%
32	Diametro del rodete	207	mm
33			
35			
36	Material de la bomba seleccionada		
37	Carcasa de la bomba	ASTM class 35	
38	Impulsor	ASTM Class 35	
39	Eje	Stainles steel EN 1.4301	
40			
41			
42			
43			
44	Nozzles	Mark	Nº Dia. Rating
45	Suction		
46	Discharge		
47	1	10/03/2022	Luis M Marta G
48	2	15/04/2022	Marta G Aleix V.
49	3	12/06/2022	Aleix V. Luis M
50	REV.	DATE	PREP. APPR.
51			

Diagrama del proceso de P992



Curvas típicas P-992



UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI
Escola Tècnica Superior d'Enginyeria Química
Departament d'Enginyeria Química

A.2 Simulación en ASPEN

Para realizar el balance de materia se ha necesitado simular la salida de los gases del R500, con el nuevo intercambiador W501B y el desgasificador K500.

Para ello, se realiza la simulación conociendo el caudal gas de la salida del reactor. A continuación, se muestra la simulación con los valores obtenidos en kg/h.

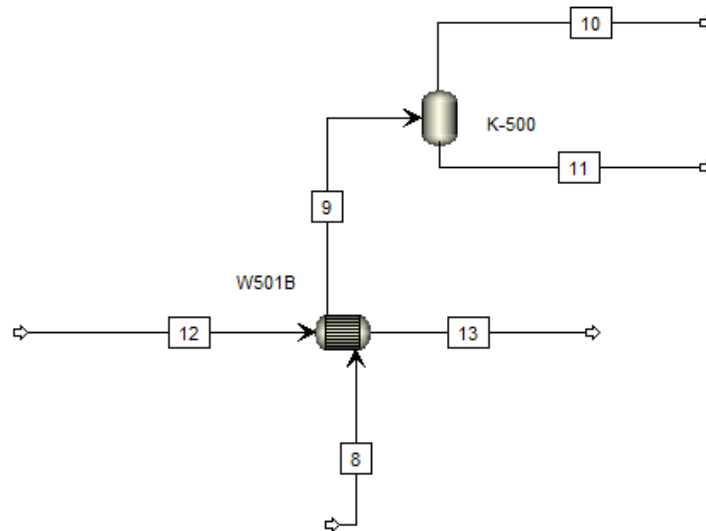


Figura A.1 Esquema simulación ASPEN

Tabla A.1 Resultados ASPEN

Descripción	Unidades	8	9	10	11	12	13
Corriente		8	9	10	11	12	13
Temperature	°C	68	25	25	25	5	10
Pressure	bar	2,3	2,3	2,3	2,3	2,2	2,2
Molar Vapor Fraction		1	0,69	1	0	0	0
Mass Vapor Fraction		1	0,62	1	0	0	0
Mole Flows	kmol/h	3,41	3,41	2,34	1,07	408,21	408,2
Mass Flows	kg/h	160,15	160,15	98,29	61,86	7354	7354
Volume Flow	m ³ /h	42,08	25,87	25,22	0,069	7,26	7,27

A.3 Cálculos del dimensionamiento del nuevo desgasificador K500

Primeramente, se propone un volumen de 4,21 m³ y un diámetro interno de 1,25 m. Estas dimensiones propuestas están diseñadas para poder almacenar tres cargas de la fase líquida y que quede espacio suficiente para que la fase gas se vaya evacuando.

$$V = \frac{V_{\text{liquido}}}{\text{carga}} * 3 = 0,72 * 3 = 2,60 \text{ m}^3 \quad (\text{A.8})$$

Con el valor del volumen y del diámetro interno, se calcula la longitud de la parte cilíndrica.

$$L = \frac{V - \frac{4}{3}\pi r^2 h}{\pi r^2} \quad (\text{A.9})$$

Donde,

L = longitud de la parte cilíndrica (m)

V = volumen interno del tanque (m³)

R = radio interno (m)

h = altura del cabezal elipsoidal (m)

Anteriormente se ha de calcular la altura de los cabezales y fondos elipsoidal, para ello, se calculan de la siguiente manera.

$$h = \frac{D_i}{4} \quad (\text{A.10})$$

D_i = Diámetro interno (m)

Después, se calcula los espesores del depósito. Para ello, se necesita la presión de diseño que será la misma que la del intercambiador W501 (B) ya que están conectados entre ellos, por tanto, será de 6 bar.

- Cabeza elipsoidal 2:1:

$$t = \frac{PD}{2SE - 0,2P} + CA \quad (\text{A.11})$$

Con,

- Parte cilíndrica

$$t = \frac{PR}{SE - 0,6P} + CA \quad (\text{A.12})$$

- Fondo elipsoidal 2:1:

$$t = \frac{PD}{2SE - 0,2P} + CA \quad (\text{A.13})$$

Dónde:

P = presión de diseño de la parte cilíndrica (MPa)

S = Estrés máximo permitido del material (MPa)

E = Factor de eficiencia de la soldadura

CA = Corrosión admisible (m)

Y, por último, se calcula el peso del depósito K500

$$m = \pi * D_i * t * L * \rho \quad (\text{A.14})$$

Donde,

ρ : densidad del material del equipo (kg/m^3)

D_i : diámetro interno del cilindro (m)

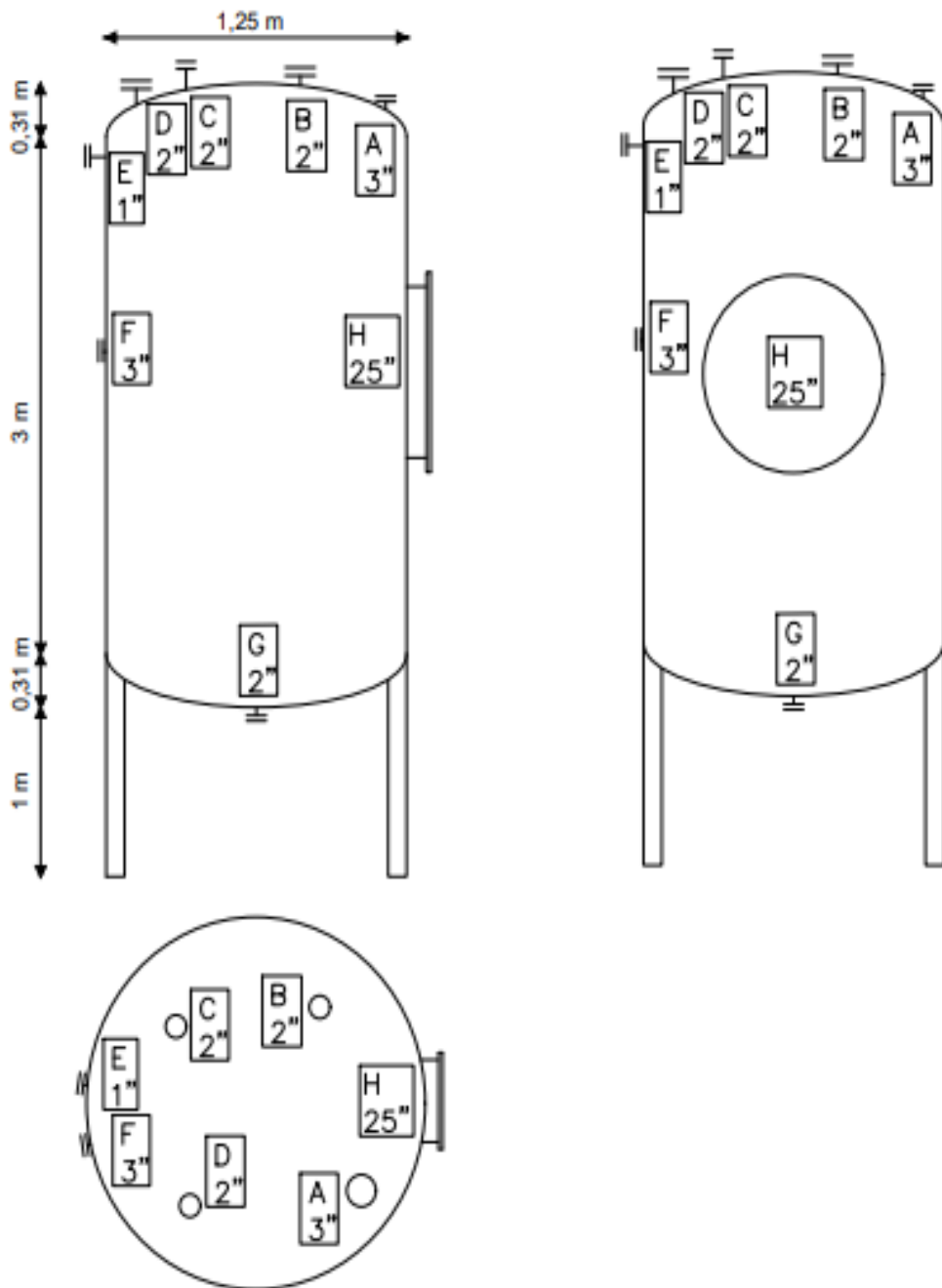
T : grosor de la pared del cilindro (m)

L : longitud del cilindro (m)

A.3.1 Hoja de especificación del desgasificador K500

PROYECTO		ESPECIFICACIÓN			Nº					
EMPRESA	URV	Separador K500			HOJA Nº	1 de 2				
FÁBRICA					FECHA	12/6/2022				
PLANTA	KM	BASF			PREPARADO					
ÍTEM	K500				REVISADO					
SERVICIO					APROBADO					
					Nº UNIDADES	1				
OPERACIÓN	DESCRIPCIÓN	Separador vertical de líquido/gas								
	PRODUCTO	Agua, Metanol, Cloruro de metilo, Ácido clorhídrico y Tolueno								
	CAUDAL LLENADO	25.30	m3/h							
	CAUDAL VACIADO	25.27	m3/h							
	TEMPER.	25	°C							
	PRESIÓN	2.3	barg							
DENSIDAD	6.9	kg/m3								
TIPO	TANQUE	ASME								
	TECHO	Elipsoidal 2:1								
	FONDO	Elipsoidal 2:1								
CONSTRUCCIÓN	DIMENSIONES	DIÁMETRO	1.25	m	DISEÑO Y PRUEBA	CÓDIGOS	ASME			
		LONG. / ALT.	3.63	m			CONDICIONES DE DISEÑO	TEMPERAT.	45	°C
		ESPESOR	17.97	mm		PRESIÓN DE PRUEBA		PRESIÓN	6.00	barg
	FONDOS	SUPERIOR	Elipsoidal 2:1				DENSIDAD	6.90	kg/m3	
		INFERIOR	Elipsoidal 2:1			HIDRÁULICA		7.79	barg	
	VOL. / PESO	VOL. ÚTIL	3.35	m3			NEUMÁTICA			
		VOL. TOTAL	4.19	m3		ESPESOR DE CORROSIÓN		0.02	mm	
		PESO	169.41	kg		EFICACIA DE SOLDADURA	1			
	INSTALACIÓN	Vertical					ALIVIO DE TENSIONES			
	AISLAMIENTO	No					RADIOGRAFIADO	Total		
	PINTURA	Sí								
MATERIALES			DESCRIPCIÓN		COMENTARIOS					
	CUERPO		St37.0		Acero estructural esmaltado					
	TAPAS/FONDOS		St37.0		Acero estructural esmaltado					
	BRIDAS CUERPO		St37.0		Acero estructural esmaltado					
	BRIDAS TUBULADUR.		St37.0		Acero estructural esmaltado					
	TUBULADURAS		ASTM A312 GR TP317L		Acero inoxidable 312					
	TORNILLOS/TUERCAS INT.		ASTM A312 GR TP317L		Acero inoxidable 312					
	TORNILLOS/TUERCAS EXTER.		ASTM A312 GR TP317L		Acero inoxidable 312					
JUNTAS INTERIOR		Juntas espirométricas PTFE		KLINGER TOP-CHEM 2000 (Tmáx 260°C y Pmáx 100 bar)						
TUBULADURAS	MARCA	CANT.	SERVICIO		D.N.	RATING				
	A	1	Salida a Abgas R500		3"	150				
	B	1	Transmisor de nivel LIT 50004		2"	150				
	C	1	PSV Y02		2"	150				
	D	1	Transmisor de presión 50005		2"	150				
	E	1	Entrada de Nitrógeno para descarga a R500		1"	150				
	F	1	Entrada de producto procedente de W501B		3"	150				
	G	1	Salida de la parte líquida hacia R500		2"	150				
	H	1	Boca de hombre		25"	150				
NOTAS	Tipo de agitación	No tiene ningún tipo de agitación, ya que es un depósito separador de fase líquida y gas.								

PROYECTO		ESPECIFICACIÓN	N°	
EMPRESA	URV		HOJA N°	2 de 2
FÁBRICA		Separador K500	FECHA	12/6/2022
PLANTA	KM		BASF	PREPARADO
ÍTEM	K500	Tanque ASME separador líquido/gas		REVISADO
SERVICIO				APROBADO
			N° UNIDADES	1



A.4 Cálculos del dimensionamiento del nuevo intercambiador W501 (b)**Aspen Exchanger Design and Rating Shell & Tube V11**

File: C:\Users\only\Desktop\Intercambiador W501B\W501B.EDR

Printed: 11/04/2022 at 11:46:3

TEMA Sheet

Heat Exchanger Specification Sheet

1	Company: BASF								
2	Location: Poligono Industrial Entrevies								
3	Service of Unit:			Our Reference:					
4	Item No.:			Your Reference:					
5	Date:	Rev No.:	Job No.:						
6	Size: 0.4826 - 1.2192	m	Type: BEM	Vertical	Connected in: 1 parallel	1 series			
7	Surf/unit(eff.)	14.8	m ²	Shells/unit	1	Surf/shell(eff.) 14.8 m ²			
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT								
9	Fluid allocation		Shell Side		Tube Side				
10	Fluid name		WATER		PROCESS				
11	Fluid quantity, Total		7354		800				
12	Vapor (In/Out)		kg/h	0	0	466	272		
13	Liquid		kg/h	7354	7354	77	270		
14	Noncondensable		kg/h	0	0	257	257		
15									
16	Temperature (In/Out)		°C	5	10	68	25.21		
17	Bubble / Dew point		°C	/	/	-48.58 / 76.43	-50.51 / 74.24		
18	Density Vapor/Liquid		kg/m ³	/ 998.14	/ 998.8	3.65 / 821.38	3.59 / 865.78		
19	Viscosity		mPa-s	/ 1.5466	/ 1.336	0.0134 / 0.3289	0.0127 / 0.4781		
20	Molecular wt, Vap					44.97	41.9		
21	Molecular wt, NC					36.46	36.46		
22	Specific heat		kJ/(kg-K)	/ 4.2	/ 4.198	0.967 / 1.917	0.818 / 1.934		
23	Thermal conductivity		W/(m-K)	/ 0.5731	/ 0.58	0.0155 / 0.1348	0.0132 / 0.1686		
24	Latent heat		kJ/kg			453.5	701		
25	Pressure (abs)		bar	2.2	2.18263	2.3	2.12484		
26	Velocity (Mean/Max)		m/s	0.04 / 0.05		0 / 0			
27	Pressure drop, allow./calc.		bar	0.2	0.01737	0.2	0.17516		
28	Fouling resistance (min)		m ² -K/W	0.0001		0.0001	0.00014 Ao based		
29	Heat exchanged		42.9	kW		MTD (corrected) 35.19	°C		
30	Transfer rate, Service		82.5	Dirty	249.7	Clean	265.9 W/(m ² -K)		
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL					Sketch			
32			Shell Side		Tube Side				
33	Design/Vacuum/test pressure		bar	6 / /	6 / /				
34	Design temperature / MDMT		°C	150 /	150 /				
35	Number passes per shell			1	9				
36	Corrosion allowance		mm	0	0				
37	Connections		In	mm	1 50.8 / -	1 76.2 / -			
38	Size/Rating		Out	1 76.2 / -	1 50.8 / -				
39	Nominal		Intermediate	/ -	/ -				
40	Tube #: 246	OD: 20	Tks. Average 3	mm	Length: 1219.2	mm	Pitch: 25	mm	Tube pattern: 30
41	Tube type: Plain	Insert: None	Fin#: #/m	Material: Graphite Tubes					
42	Shell Graphite	ID 482.6	OD 628.65	mm	Shell cover	-			
43	Channel or bonnet	Graphite			Channel cover	-			
44	Tubesheet-stationary	Graphite Block	-		Tubesheet-floating	-			
45	Floating head cover	-			Impingement protection	None			
46	Baffle-cross	Graphite	Type Triple segmental	Cut(%d) 9.53	Horiz: Spacing: c/c	95.25	mm		
47	Baffle-long	-	Seal Type		Inlet	192.09	mm		
48	Supports-tube	U-bend	0	Type					
49	Bypass seal	-	Tube-tubesheet joint	Cemented					
50	Expansion joint	-	Type	None					
51	RhoV2-Inlet nozzle	2010	Bundle entrance	22	Bundle exit	65	kg/(m-s ²)		
52	Gaskets - Shell side	-	Tube side	Flat Metal Jacket Fibe					
53	Floating head	-							
54	Code requirements	ASME Code Sec VIII Div 1	TEMA class	R - refinery service					
55	Weight/Shell	3732.2	Filled with water	3859.9	Bundle	1185.9	kg		
56	Remarks								
57									
58									

A.5 Cálculo de fuga de bombonas

Para realizar el cálculo del caudal de una hipotética fuga, se han hecho los cálculos en base al diseño de una placa de orificio, suponiendo que existe una fisura en las bombonas de 0,02 m de diámetro (d), y el diámetro de la “placa” es (D), es cuatro veces mayor, de 0,08 m. (ref.29)

De esta forma, lo primero que se puede calcular es la relación entre los diámetros (β) que se puede ver en la siguiente ecuación:

$$\beta = \frac{d}{D} = 0,25 \quad (\text{A.15})$$

A continuación, se determina el caudal de una placa orificio mediante la ecuación (A.16)

$$q = C_d A \sqrt{2g\Delta P} \quad (\text{A.16})$$

Dónde (q) es el caudal, (g) es la gravedad 9,8 m/s², A es el área superficial de la fuga que se ha supuesto como un círculo $0,3 \cdot 10^{-3}$ m², (ΔP) es la diferencia de presión del interior de la bombona y la presión de la caseta. Este valor es de 41 bar lo que equivale a 410 m.c.a.

Por último C_d , es el coeficiente de descarga, este valor es adimensional que se calcula mediante la ecuación (A.17), *Reader-Harris/Gallagher*, según la norma ISO-5167.

$$\begin{aligned} C_d = & 0,5961 + 0,0261 \cdot \beta^2 - 0,261 \cdot \beta^8 + 0,000521 \cdot \left(\frac{10^6 \cdot \beta}{Re}\right)^{0,7} \\ & + (0,0188 + 0,063 \cdot A) \cdot \beta^{3,5} \cdot \left(\frac{10^6}{Re}\right)^{0,3} \\ & + (0,043 + 0,08 \cdot e^{-7 \cdot L_1} - 0,123 \cdot e^{-7 \cdot L_2}) \cdot (1 - 0,11 \cdot A) \cdot \frac{\beta^4}{1 - \beta^4} \\ & - 0,031 \cdot (M_2 - 0,8 \cdot M_2^{1,1}) \cdot \beta^{1,3} \end{aligned} \quad (\text{A.17})$$

Donde:

- Re : es el número de *reynolds* y se calcula con la expresión (A.18)

$$Re = \frac{\vartheta \cdot D}{\nu} \quad (\text{A.18})$$

En la ecuación anterior, ϑ es la velocidad (26 m/s) se puede ver en el listado de tuberías, D es el diámetro de la “placa” 0,08 m y ν es la viscosidad cinemática del fluido que en este caso se ha supuesto que es la viscosidad del aire, y tiene un valor de $1,33 \cdot 10^{-5}$ m²/s. El valor de Re es $1,56 \cdot 10^5$.

- L_1 y L_2 , son dos términos que relacionan la distancia hasta las tomas de presión tanto aguas abajo como aguas arriba de la placa de orificio con el diámetro de la tubería. Para el cálculo de estos dos términos se ha utilizado la ecuación (A.19).

$$L_1 = L_2 = 25,4/D \quad (\text{A.19})$$

Por lo tanto, L_1 será igual a L_2 y tienen un valor de 317,5 y es adimensional.

Por último, tenemos dos términos más que son adimensionales, A que se determina con la ecuación (A.20)

$$A = \left[\frac{19000 \cdot \beta}{Re} \right]^{0.8} \quad (\text{A.20})$$

Y tiene un valor de 0,061.

Mientras que M_2 se obtiene de la ecuación (A.21)

$$M_2 = \left[\frac{2 \cdot L_2}{1 - \beta} \right] \quad (\text{A.21})$$

Y tiene un valor de 846,67.

Finalmente, de la ecuación (A.17), se obtiene el valor del coeficiente de descarga (C_d), que tiene un valor de 3,07 y con el cual se puede obtener directamente el valor del caudal con la ecuación (A.16). y tiene un valor de 311 m³/h.

A.6 Cálculos para el diseño de tuberías

Tal y como se muestra en el apartado 9.3 Diseño y listado de tuberías, se ha realizado un listado de las nuevas tuberías. Para ello se ha realizado una serie de cálculos para conocer las principales características de éstas. (ref.31)

A.6.1. Temperatura y presión de diseño

Para calcular la temperatura de diseño, se necesita la temperatura de operación.

$$T_d (\text{°C}) = T_o (\text{°C}) + 20\text{°C} \quad (\text{A.22})$$

Para calcular la presión de diseño, se suma el valor de 1,5 a la presión de operación.

$$P_d (\text{bar}) = P_o (\text{bar}) + 1,5 \text{ bar} \quad (\text{A.23})$$

Por último, se calcula la prueba de presión. Esta presión es la máxima admisible para cada tubería.

$$P_p (\text{bar}) = P_d (\text{bar}) * 1,3 \text{ bar} \quad (\text{A.24})$$

A.6.2 Velocidad, área y diámetro de tubería

Para el diseño de las tuberías, se ha de calcular el diámetro. Para ello es necesario conocer la velocidad típica del flujo de todas las corrientes. A continuación, se muestra una table con los valores típicos para diferentes tipos de fluidos y todos los flujos utilizados en los cálculos.

Tabla A.2 Características del fluido

Fluido	Tipo de flujo	Velocidad (m/s)
Líquido poco viscoso	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
Líquido viscoso	Entrada de bomba	0,06-0,15
	Salida de bomba	0,15-0,6
Vapor de agua		9-15
Aire o gas		9 -30

Con los valores conocidos del caudal másico y las densidades de cada corriente, se calcula el caudal volumétrico Q_v . Sabiendo las velocidades típicas de cada corriente, se calcula el área de paso de la tubería mediante la siguiente ecuación.

$$A (m^2) = \frac{Q_m \left(\frac{kg}{h}\right)}{3600 s} = \frac{Q_v \left(\frac{m^3}{s}\right)}{v \left(\frac{m}{s}\right) * \rho \left(\frac{kg}{m^3}\right)} \quad (A.25)$$

Seguidamente, se calcula el diámetro aparente de la tubería con la siguiente ecuación.

$$D(m) = \sqrt{\frac{4 * A (m^2)}{\pi}} \quad (A.26)$$

Una vez calculado el diámetro de la tubería (en metros), se pasa a pulgadas sabiendo que 1 metro = 0,0254 inch. De esta forma, se pueden encontrar los diámetros nominales según los catálogos de las tuberías disponibles.

Con el diámetro catalogado, se vuelven a realizar los cálculos anteriores a la inversa para conocer la velocidad real (m/s) del fluido que circula por cada tubería.

A.7 Balance económico

Para realizar el balance económico de cada equipo, es necesario conocer los valores de los parámetros K1, K2 y K3 y su capacidad. Estos valores se encuentran en la siguiente tabla A.3.

Tabla A.3 Valores de K1, K2, K3

Equipo	K1	K2	K3	Capacity (unitats)	Min Size	Max Size	A (Units)	Cp (\$) 2001
K500	3,4974	0,4485	0,1074	Volumen (m3)	0,10	520	4,20	6586,36
W501B	2,7652	0,7282	0,0783	Área (m2)	10,00	100	15,00	5369,50
P500	3,3892	0,0536	0,1538	Potencia (kW)	1,00	300	2,80	2779,20

Estos valores permiten calcular el valor de CP° , que corresponde al coste del equipo en cuestión en condiciones base, es decir, hecho del material más común y trabajando a presiones cercanas a la presión atmosférica.

Para encontrar el valor de F_p (coeficiente que depende la presión a la que trabaje el equipo) se necesitan saber los valores de C1, C2, C3 y la presión a la que trabaja el equipo. Para F_p del W 501 B y K500, su valor es igual a 1. En el caso de la P500, se procede al cálculo con los siguientes valores. Ver tabla A.4.

Tabla A.4 Valores de C1, C2 y C3.

Equipo	C1	C2	C3	Pressió (barg)	Fp
K500	0,0	0,0	0,0	2,43	1,00
W501B	0,0	0,0	0,0	6,00	1,00
P500	-0,39350	0,39570	-0,00226	10,00	0,99986

Una vez obtenido el valor de C_p y F_p , permiten encontrar el valor de CBM° . Dependiendo del tipo de equipo, se definen unos valores para B1, B2 y F_m (valor dado por el propio material utilizado). Ver tabla A.5.

Tabla A.5 Valores de B1, B2, FM.

Equipo	FM	B1	B2	FBM	CBM	CBM Real
K500	1,8	2,25	1,82	5,53	36396	55695
W501B	2,5	1,74	1,55	5,60	30083	46034
P500	3	1,89	1,35	5,94	16507	25259

A.9 Fichas de seguridad

En este apartado se muestran las diferentes fichas de seguridad: metanol, tolueno, metoxamina (MAH), HCl al 100% y m-oximaeter (producto final de R500).






A.9.1. Ficha de seguridad metanol

FICHA DE SEGURIDAD RESUMIDA		FICHA DE SEGURIDAD RESUMIDA Metanol / Rev. Ene-22		 We create chemistry	
Nombre y Características del Producto					
Ficha N°	PQ 378	N. UN	1230		
Color	Incoloro	N. CAS	67-56-1		
Olor	Alcohólico	N. CE	200-659-6		
Estado Físico	Líquido				
Pictogramas de Peligrosidad					
					
Peligro	Peligro	Categoría 2			
Peligros para personas y Medio Ambiente					
H225	Líquido y vapores muy inflamables.	P210	Mantener alejado de fuentes de calor, chispas, llama abierta o superficies calientes. No fumar.		
H301	Tóxico en caso de ingestión.	P240	Conectar a tierra/enlace equipotencial del recipiente y del equipo de recepción.		
H311	Tóxico en contacto con la piel.	P241	Utilizar un material eléctrico, de ventilación o de iluminación/antideflagrante.		
H331	Tóxico en caso de inhalación.	P243	Tomar medidas de precaución contra descargas electrostáticas.		
H370	Provoca daños en los órganos.	P280	Llevar guantes/indumentaria de protección y protección ocular/ facial.		
		P301	EN CASO DE INGESTIÓN:		
		P303 +P361	+P353 EN CASO DE CONTACTO CON LA PIEL (o el pelo): Quitarse inmediatamente las prendas contaminadas. Aclararse la piel con agua o ducharse.		
Protección durante la manipulación					
					
Químico PVC	Delantal TYCHEM	Pantalla facial	Arnés anticaída		
					
Instrucciones en caso de incendio			BOMBEROS: 6112		
PERSONAL PLANTA -Parar descargas mediante pulsador emergencia P.T.N, Abrir anillos refrigerantes, P.T.O -Avisar a bomberos y S.C., intercom P.T.N BOMBEROS: -ERA y traje completo de intervención -Agente extintor: polvo químico, espuma AR, CO2 y/o H2O pulverizada (NO CHORRO)			 		
Instrucciones en caso de vertido			MEDIO AMBIENTE: 6944		
Fugas Menores: -Diluir con abundante agua y enviar a tratamiento (manguera agua estación de carga N°1) Fugas Mayores: -Parar cualquier descarga, accionando el pulsador de emergencia desde Parque de Tanques o desde SC. -Parar bomba P82 (producto retenido en foso) -Evitar que el producto y las aguas de extinción se difundan por la red de a. pluviales y a. superficiales, mediante bombas ACHIQUE (GULLIES)			Avisar al Departamento de Medio Ambien		
Primeros Auxilios			SALUD LABORAL: 6112		
Piel:	Lávese inmediata y abundantemente con agua durante 15 min. Acudir a Salud Laboral.				
Ojos:	Lavar los ojos con agua en chorro durante 15 min., manteniendo los párpados abiertos. Acudir a Salud Laboral.				
Inhalación:	Prestar asistencia a la persona afectada y acudir a Salud Laboral inmediatamente.				
Ingestión:	La ingestión de metanol significa un serio peligro para la vida. Si está consciente, provocar				
					
			Procurar siempre la visita méd		
Reservado exclusivamente al uso interno del Site BASF Tarragona					

A.9.2. Ficha de seguridad tolueno

FICHA DE SEGURIDAD RESUMIDA		FICHA DE SEGURIDAD RESUMIDA Tolueno - Rev. Ene-22		 We create chemistry	
Nombre y Características del Producto					
Ficha N°	PQ 394	N. UN	1294		
Color	Incoloro	N. CAS	108-88-3		
Olor	Aromático	N. CE	203-625-9		
Estado Físico	Líquido				
Pictogramas de Peligrosidad					
 Peligro		 Atención		 Atención	
Peligros para personas y Medio Ambiente					
H225	Líquido y vapores muy inflamables.	P210	Mantener alejado de fuentes de calor, chispas, llama abierta o superficies calientes. No fumar.		
H304	Puede ser mortal en caso de ingestión y penetración en las vías respiratorias.	P243	Tomar medidas de precaución contra descargas electrostáticas.		
H315	Provoca irritación cutánea.	P280	Llevar guantes/indumentaria de protección y protección ocular/ facial.		
H336	Puede provocar somnolencia o vértigo.	P301 +P310	EN CASO DE INGESTIÓN: Llamar inmediatamente a un CENTRO DE INFORMACIÓN TOXICOLÓGICA o a un médico.		
H361	Se sospecha que perjudica la fertilidad o daña al feto.	P303 +P361	+P353 EN CASO DE CONTACTO CON LA PIEL (o el pelo): Quitarse inmediatamente las prendas contaminadas. Aclararse la piel con agua o ducharse.		
H373	Puede provocar daños en los órganos tras exposiciones prolongadas o repetidas concluyentemente que el peligro no se produce por ninguna otra vía.	P304 +P340	EN CASO DE INHALACIÓN: Transportar a la víctima al exterior y mantenerla en reposo en una posición confortable para respirar.		
		P308 +P313	EN CASO DE exposición manifiesta o presunta: Consultar a un médico.		
Protección durante la manipulación					
 Químico PVC		 Delantal TYCHEM		 Masc. Auer 3S	
					
		 Arnés anticaída		 Filtro ABEKP	
					
Instrucciones en caso de incendio			BOMBEROS: 6112		
PERSONAL PLANTA -Parar descargas mediante pulsador emergencia P.T.N, Abrir anillos refrigerantes, P.T.O -Avisar a bomberos y S.C., intercom P.T.N BOMBEROS: -ERA y traje completo de intervención -Agente extintor: polvo químico, espuma AR, CO2 y/o H2O pulverizada (NO CHORRO DE AGUA)			 		
Instrucciones en caso de vertido			MEDIO AMBIENTE: 6944		
Fugas Menores: -Contener y recoger la fuga/derrame con material absorbente químico y no combustible (absorbente pasillo 0m o escalera 0m) Fugas Mayores: -Parar cualquier descarga, accionando el pulsador de emergencia desde Parque de Tanques o desde SC. -Parar bomba P82 (producto retenido en foso) -Evitar que el producto y las a.de extinción se difundan por la red de a. pluviales y a.superficiales, mediante bombas ACHIQUE (GULLIES PT)					
Avisar al Departamento de Medio Ambien					
Primeros Auxilios			SALUD LABORAL: 6112		
Piel:	Lávase inmediata y abundantemente con agua durante 15 min. Acudir a Salud Laboral.				
Ojos:	Lavar los ojos con agua en chorro durante 15 min., manteniendo los párpados abiertos. Acudir a Salud Laboral				
Inhalación:	Prestar asistencia a la persona afectada y acudir a Salud Laboral inmediatamente.				
Ingestión:	Lavar la boca con agua, aunque deje de proporcionarle agua si la persona expuesta se				
					
Procurar siempre la visita méd					
Reservado exclusivamente al uso interno del Site BASF Tarragona					

A.9.3. Ficha de seguridad MAH

FICHA DE SEGURIDAD RESUMIDA		FICHA DE SEGURIDAD RESUMIDA MAH TECHN. BER. 100% / rev. Abril21		 We create chemistry	
Nombre y Características del Producto					
Ficha Nº	PQ 446	N. UN	3264		
Color	Amarillo parduzco	N. CAS			
Olor	Olor picante	N. CE			
Estado Físico	Líquido				
Pictogramas de Peligrosidad					
					
Peligros para personas y Medio Ambiente					
H314	Provoca quemaduras graves en la piel y lesiones oculares graves.	P260	No respirar el polvo/el humo/el gas/la niebla/los vapores/el aerosol.		
H317	Puede provocar una reacción alérgica en la piel.	P271	Utilizar únicamente en exteriores o en un lugar bien ventilado.		
H318	Provoca lesiones oculares graves.	P272	Las prendas de trabajo contaminadas no podrán sacarse del lugar de trabajo.		
H335	Puede irritar las vías respiratorias.	P273	Evitar su liberación al medio ambiente.		
H351	Se sospecha que provoca cáncer.				
H372	Provoca daños en los órganos tras exposiciones prolongadas o repetidas				
<p>conduyentemente que el peligro no se produce por ninguna otra vía>.</p>					
H400	Muy tóxico para los organismos acuáticos.				
H412	Nocivo para los organismos acuáticos, con efectos nocivos duraderos.				
Protección durante la manipulación					
					
Químico PVC	Botas impermeables PVC.	MICROCHEM 4000	Masc. Auer 3S PF	Cinturón Máscara A1 IFR	
Instrucciones en caso de incendio					
ACTUACIÓN PLANTA: - Avisar a Sala de Control y Bomberos - Agente extintor: agua pulverizada, espuma, extintor de polvo, CO2				BOMBEROS: 6112 	
ACTUACIÓN PERSONAL BOMBEROS: - Usar equipo de respiración autónomo y traje de protección contra incendios.					
Instrucciones en caso de vertido					
- Evitar que el producto se difunda por la red de aguas pluviales y aguas superficiales. Empleo de Gullies en zonas exteriores. - Parar P910 y recoger derrame con material absorbente químico y no combustible. - Recoger residuos sólidos en recipientes etiquetados como D938f para su eliminación según normativa.				MEDIO AMBIENTE: 6944	
Avisar al Departamento de Medio Ambiente					
Primeros Auxilios					
SALUD LABORAL: 6112					
Piel:	- Lávese inmediata y abundantemente con agua durante 15 min. Acudir siempre a Salud Laboral.				
Ojos:	- Lávar los ojos con agua en chorro durante 15 min., manteniendo los párpados abiertos. Acudir siempre a Salud Laboral.				
Inhalación:	- Prestar asistencia a la persona afectada y acudir siempre a Salud Laboral.				
Ingestión:	- Enjuagar la boca y beber agua. No provocar el vómito. Acudir siempre a Salud Laboral.				
 Procurar siempre la visita méd					
Reservado exclusivamente al uso interno del Site BASF Tarragona					

A.9.4. Ficha de seguridad m-oximaeter

FICHA DE SEGURIDAD RESUMIDA

FICHA DE SEGURIDAD RESUMIDA
m-Oximaéter/Tolueno (F502) /rev. Abr-22



BASF
We create chemistry

Nombre y Características del Producto

Ficha Nº	PQ 807		
Color	marón rojizo	N. UN	
Olor	Aromático	N. CAS	
Estado Físico		N. CE	

Pictogramas de Peligrosidad


Peligro


Atención


Atención


Atención

Peligros para personas y Medio Ambiente

H225 H304 H315 H336 H361 H373	Líquido y vapores muy inflamables. Puede ser mortal en caso de ingestión y penetración en las vías respiratorias. Provoca irritación cutánea. Puede provocar somnolencia o vértigo. Se sospecha que perjudica la fertilidad o daña al feto. Puede provocar daños en los órganos tras exposiciones prolongadas o repetidas conduyentemente que el peligro no se produce por ninguna otra vía. Muy tóxico para los organismos acuáticos. Muy tóxico para los organismos acuáticos, con efectos nocivos duraderos.	P301 +P310 P301 +P330 P302 +P352 P304 +P340 P305 +P351	EN CASO DE INGESTIÓN: Llamar inmediatamente a un CENTRO DE INFORMACIÓN TOXICOLÓGICA o a un médico. +P331 EN CASO DE INGESTIÓN: Enjuagarse la boca. NO provocar el vómito. EN CASO DE CONTACTO CON LA PIEL: Lavar con agua y jabón abundantes. EN CASO DE INHALACIÓN: Transportar a la víctima al exterior y mantenerla en reposo en una posición confortable para respirar. +P338 EN CASO DE CONTACTO CON LOS OJOS: Aclarar cuidadosamente con agua durante varios minutos. Quitar las lentes de contacto, si lleva y resulta fácil. Seguir aclarando.
--	---	--	--

Protección durante la manipulación


Químico PVC


DELANTAL MICROCHEM 4000


Masc. Auer 3S


Filtro ABEKP






Instrucciones en caso de incendio

BOMBEROS: 6112

ACTUACIÓN PERSONAL PLANTA

- Avisar a Sala de Control y Bomberos (Intercom 0m Norte)
- Agente extintor: Polvo químico seco (extintor pasillo 0m), Agua (manguera pasillo 0m)

ACTUACIÓN PERSONAL BOMBEROS:

- Usar equipo de respiración autónomo y traje de protección contra incendios.
- Agente extintor: polvo químico, espuma resistente al alcohol, CO2 y/o agua pulverizada. NO UTILIZAR CHORRO DE




Instrucciones en caso de vertido

MEDIO AMBIENTE: 6944

Parar bombas P502 y P910, contener y recoger la fuga/derrame con material absorbente químico y no combustible.
 Colocar los residuos sólidos en recipientes etiquetados como D-936 para su eliminación según normativa.
 Evitar que el producto y las aguas de extinción se difundan por la red de aguas pluviales y aguas superficiales.

Avisar al Departamento de Medio Ambien

Primeros Auxilios

SALUD LABORAL: 6112

Piel:	Lávese inmediata y abundantemente con agua durante 15 min. Acudir a Salud Laboral.	 <p style="font-size: x-small; margin-top: 5px;">Procurar siempre la visita méd</p>
Ojos:	Lavar los ojos con agua en chorro durante 15 min., manteniendo los párpados abiertos.	
Inhalación:	Acudir a Salud Laboral Prestar asistencia a la persona afectada y acudir a Salud Laboral inmediatamente.	
Ingestión:		

Reservado exclusivamente al uso interno del Site BASF Tarragona

TFG_GEQ_2218

A.9.5 Ficha de seguridad HCl al 100%

Making our world more productive



FICHA DE DATOS DE SEGURIDAD

Cloruro de hidrógeno

Fecha de asunto: 16.01.2013
 Fecha de revisión: 30.11.2020

Versión: 1.2

No. FDS: 000010021725
 1/47

SECCIÓN 1: Identificación de la sustancia o la mezcla y de la sociedad o la empresa

1.1 Identificador del producto

Nombre del producto: Cloruro de hidrógeno
 Nombre comercial: Cloruro de hidrógeno, Cloruro de hidrógeno 3.0

Identificación adicional

Determinación química: cloruro de hidrogeno
 Fórmula química: HCl
 Número de identificación - UE: 017-002-00-2
 No. CAS: 7647-01-0
 N.º CE: 231-595-7
 No. de registro REACH: 01-2119484862-27

1.2 Usos pertinentes identificados de la sustancia o de la mezcla y usos desaconejados

Usos identificados: Industriales y profesionales. Realizar la evaluación de riesgos antes de su uso.
 Uso para fabricación de componentes electrónicos.
 Gas usado como regenerador catalítico.
 Uso del gas para fabricación de productos farmacéuticos.
 Uso del gas solo o en mezclas para la calibración de equipos de análisis.
 Uso del gas como materia prima en procesos químicos.
 Uso del gas para tratamiento de metales.
 Formulación de mezclas de gases en recipientes a presión.
 Sustancias intermedias

Usos no recomendados: Consumo particular.

1.3 Datos del proveedor de la ficha de datos de seguridad

Proveedor: Abelló Linde, S.A.U. teléfono: +34 93 4 76 74 00
 Camino de Liria, s/n
 46530- Puzol (valencia)- España
 Correo electrónico: customerservice@es.linde-gas.com

1.4 Teléfono de emergencia: +34 93 4 76 74 00

SECCIÓN 2: Identificación de los peligros

2.1 Clasificación de la sustancia o de la mezcla

Clasificación de acuerdo con el reglamento (CE) No. 1272/2008 con sus modificaciones ulteriores.

SDS_ES - 000010021725

Making our world more productive



FICHA DE DATOS DE SEGURIDAD

Cloruro de hidrógeno

Fecha de asunto: 16.01.2013
 Fecha de revisión: 30.11.2020

Versión: 1.2

No. FDS: 000010021725
 2/47

Peligros Físicos

Gases a presión Gas líquido H280: Contiene gas a presión; peligro de explosión en caso de calentamiento.

Peligros para la Salud

Toxicidad aguda (Inhalación - gas) Categoría 3 H331: Tóxico en caso de inhalación.
 Corrosión cutáneas Categoría 1A H314: Provoca quemaduras graves en la piel y lesiones oculares graves.
 Lesiones oculares graves Categoría 1 H318: Provoca lesiones oculares graves.

2.2 Elementos de la Etiqueta

Contiene: cloruro de hidrogeno



Palabra de Advertencia: Peligro

Indicación(es) de peligro: H280: Contiene gas a presión; peligro de explosión en caso de calentamiento.
 H331: Tóxico en caso de inhalación.
 H314: Provoca quemaduras graves en la piel y lesiones oculares graves.

Consejos de Prudencia General

Ninguno.

Prevención:

P260: No respirar el gas/los vapores.
 P280: Llevar guantes/prendas/gafas/máscara de protección.

Respuesta:

P303+P361+P353+P315: EN CASO DE CONTACTO CON LA PIEL (o el pelo): Quitar inmediatamente todas las prendas contaminadas. Aclararse la piel con agua/ducharse. Consultar a un médico inmediatamente.
 P304+P340+P315: EN CASO DE INHALACIÓN: Transportar a la persona al aire libre y mantenerla en una posición que le facilite la respiración. Consultar a un médico inmediatamente.
 P305+P351+P338+P315: EN CASO DE CONTACTO CON LOS OJOS: Aclarar cuidadosamente con agua durante varios minutos. Quitar las lentes de contacto, si lleva y resulta fácil. Seguir aclarando. Consultar a un médico inmediatamente.

Almacenamiento:

P403: Almacenar en un lugar bien ventilado.
 P405: Guardar bajo llave.

SDS_ES - 000010021725