



# Diseño de una columna de destilación para el tratamiento de aguas residuales de la 5ª etapa del proceso Kresoxim-Metil

---

Trabajo de Fin de Grado

Identificador: TFGEQ\_1917\_jcastel

Autor: Joan Castel Pérez

Tutor: Josep M<sup>a</sup> Chillida

Tutor BASF: Andrés Ortuño

Grado: Ingeniería Química

Tarragona, 12 de junio de 2019

Departament d'Enginyeria Química. Universitat Rovira i Virgili.

Autorització pel lliurament i defensa del TFG del grau d'Enginyeria Química

TÍTOL DEL TFGEQ: *Diseño de una columna de destilación para el tratamiento de aguas residuales de la 5ª etapa del proceso K-M (TFGEQ\_1917)*

AUTOR: *Joan Castell Pérez*

CURS ACADÈMIC: *2018/2019*

VIST I PLAU DEL TUTOR ACADÈMIC

En/Na *Josip M<sup>re</sup> Chillide*, en la seva capacitat de tutor acadèmic fa constar que considera el TFGEQ

APTE, i en conseqüència dona el seu vist i plau per a la defensa

NO APTE per a ser defensat pels motius exposats a continuació

Signatura:

*Chillide*

Data:

*10/06/2019*

DECLARACIÓ D'ABSÈNCIA DE CONFLICTES DE CONFIDENCIALITAT

En/Na *ANDRÉS ORTUÑO INJESTA*, 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 *BASE ESPECÍFICA, S.L.*

(\*) Cas que el TFGEQ no sigui extern serà el professor tutor qui emplenarà aquesta secció

Signatura:

*Andrés Ortuño Injesta*

Data:

*10/06/2019*



*Quisiera agradecer a BASF, a Andrés Ortuño y a todos los miembros del Clúster AP y del Process Team por la oportunidad brindada y por su disponibilidad y ayuda.*



## ÍNDICE

0. ABSTRACT .....	9
1. ETAPA PRELIMINAR .....	10
1.1. Descripción del proceso .....	10
1.1.1. Detalle de la 5ª etapa de KM .....	10
1.2. Definición de la propuesta .....	11
1.3. Alcance del proyecto .....	13
2. SIMULACIÓN, PFD Y BALANCE DE MATERIA .....	14
2.1. Equipos necesarios .....	14
2.1.1. B516 .....	14
2.1.2. P516 .....	14
2.1.3. W516 .....	14
2.1.4. B55 .....	14
2.1.5. P55 .....	15
2.1.6. K530 .....	15
2.1.7. W531 .....	15
2.1.8. B531 .....	15
2.1.9. P531 .....	15
2.1.10. P532 .....	15
2.1.11. W532 .....	15
2.1.12. W533 .....	16
2.2. Simulación del proceso .....	16
2.2.1. Reacción en B516 .....	16
2.2.2. Diseño de la columna K530 .....	16
2.2.3. Diagrama general del proceso .....	17
2.3. PFD y balance de materia .....	17
3. HAZOP .....	20
4. P&ID .....	26
5. DISEÑO DE EQUIPOS .....	28
5.1. Diseño K530 .....	28
5.1.1. Limitaciones y criterios de selección .....	28
5.1.2. Dimensionamiento K530 .....	31
5.2. Diseño W531 .....	32
5.2.1. Limitaciones y criterios de selección .....	32
5.2.2. Dimensionamiento W531 .....	33
5.3. Diseño W532 .....	34
5.3.1. Limitaciones y criterios de selección .....	34

5.3.2.	Dimensionamiento W532.....	35
5.4.	Diseño W533 .....	36
5.4.1.	Limitaciones y criterios de selección.....	36
5.4.2.	Dimensionamiento W533.....	36
6.	HOJAS DE ESPECIFICACIÓN.....	38
7.	LAYOUT .....	43
8.	LISTADOS .....	45
8.1.	Listado de tuberías.....	45
8.2.	Listado de instrumentos.....	46
9.	MANUALES DE OPERACIÓN.....	48
9.1.	Manual de operación K530 .....	48
9.1.1.	Puesta en marcha .....	48
9.1.2.	Parada del equipo .....	49
9.2.	Manual de operación W533 .....	49
9.2.1.	Puesta en marcha .....	49
9.2.2.	Parada del equipo .....	50
10.	ESTUDIO ECONÓMICO.....	51
10.1.	Costes actuales .....	51
10.2.	Inversión prevista .....	51
10.3.	Balance económico y conclusiones.....	52
11.	ESTUDIO AMBIENTAL .....	53
11.1.	Impacto ambiental actual .....	53
11.2.	Impacto ambiental previsto .....	53
11.3.	Valoración de la mejora y conclusiones .....	53
12.	REFERENCIAS.....	54
A.	ANEXOS.....	55
A.1.	Detalle W531 .....	56
A.2.	Detalle W532.....	59
A.3.	Detalle W533.....	62
A.4.	Material 1.4571 .....	65



## 0. ABSTRACT

Kresoxim-Methyl production plant, located in the BASF site at Tarragona, produces an effluent of waste waters at its 5<sup>th</sup> stage which carries an excessive load in nitrogen. Because of that, this effluent cannot be treated at the site plant for treatment. This implies that those waste waters must be treated externally, which results in an economic, environmental and logistic effort. To avoid that, the possibility of pre-treating those waters by means of a distillation column was evaluated. To make it possible, a reduction of the quantity of ammonium chloride in the stream was proposed by adding sodium hydroxide in order to generate ammonia, which can be distilled. This results in a diminution of the quantity of nitrogen in the stream.

This project will carry out the initial design of that distillation column and the different devices involved in the process.

## 1. ETAPA PRELIMINAR

### 1.1. Descripción del proceso

El proceso para la producción del Kresoxim-Metil (KM a partir de ahora) consta de seis etapas claramente diferenciadas que generan diferentes productos intermedios, así como aguas residuales y gases que deben ser tratados.

En la 1ª etapa se genera PBS a partir de o-Cresol, metilato sódico y ftalida. En la 2ª etapa se genera PBC a partir de PBS disuelto en tolueno y cloruro de tionilo, utilizando dimetilformamida como catalizador. En la 3ª etapa se genera BCN a partir de PBC y cianuro sódico, utilizando bromuro de tetrabutilamonio como catalizador. En la 4ª etapa se produce una reacción de Pinner que genera cetoéster y cetoamida a partir de BCN con metanol y agua en ambiente ácido y presencia de tolueno. En la 5ª etapa se produce una oximación mediante hidrocloreto de metoxamina en presencia de metanol, tolueno, hidróxido de sodio y ácido clorhídrico. En la 6ª etapa se produce una isomerización del oxímero resultante de la anterior etapa en presencia de ácido clorhídrico y metanol.

#### 1.1.1. Detalle de la 5ª etapa de KM

La 5ª etapa se compone de diferentes subprocesos:

- Oximación: se introduce en el reactor la solución de hidrocloreto de metoxamina (MAH) y la suspensión toluoica de cetoéster y cetoamida provenientes de la anterior etapa. Se calienta el reactor hasta la temperatura de operación y se agita. Durante la reacción se forman gases de cloruro de metilo que van al sistema de incineración y dos fases líquidas: una orgánica que contiene los oxímeros, tolueno y subproductos orgánicos y una acuosa que contiene metanol, agua, MAH, cloruro de amonio y otros subproductos inorgánicos.
- Extracciones: las fases líquidas formadas en la oximación se trasladan a otro reactor en el que se realizan diferentes lavados para maximizar el rendimiento de la oximación y facilitar la separación. Una vez se han lavado y agitado, se decanta la fase acuosa a un recipiente para después separar el MAH y se transfiere la fase orgánica a un recipiente intermedio.
- Aislamiento de los oxímeros: desde el recipiente intermedio, se transfiere la fase orgánica a una columna de destilación que dispone de un conjunto de intercambiadores. Con esto se pretende separar el tolueno para su reutilización y los oxímeros para su transvase al reactor de la última etapa. Se genera un efluente de aguas que se pueden tratar internamente.
- Destilación del MAH: la fase acuosa que contiene el MAH se transvasa a un depósito (B510) desde donde se alimenta a una columna (K510) diseñada para

separar el flujo de entrada en tres fracciones distintas y una pre-fracción. Estas fracciones se redistribuyen en el proceso. La fase acuosa resultante que no se ha destilado se traslada al depósito B516 para su tratamiento externo.

## 1.2. Definición de la propuesta

Para facilitar la comprensión del proyecto, se muestra en la figura 1.1 el esquema básico de los equipos que forman parte. Marcados en rojo se pueden observar los nuevos equipos, en naranja los que presuntamente se van a tener que modificar y en negro los ya existentes que no deben ser modificados. A este esquema inicial se le podrán añadir intercambiadores, nuevos depósitos y/o nuevas líneas:

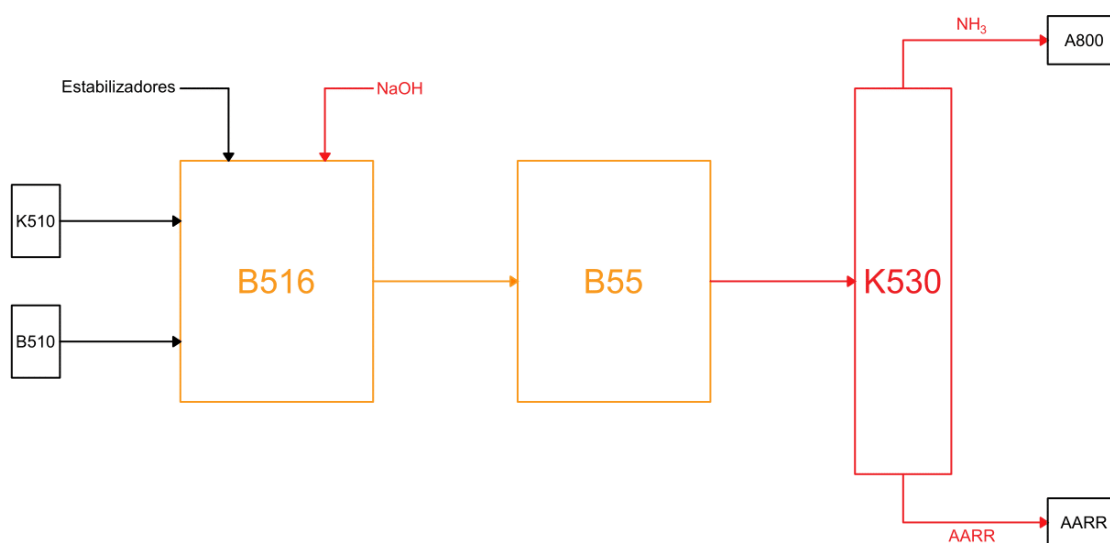


Figura 1.1. Esquema básico de los equipos implicados

El proyecto parte del depósito B516 el contenido del cual no puede ser tratado internamente debido a que, tras su mezcla con 80 l del dispersante Emulan TO 2080 y con 30 l del antiespumante Foamtrol AF1740 E, presenta las composiciones y cantidades que se muestran en la tabla 1.1:

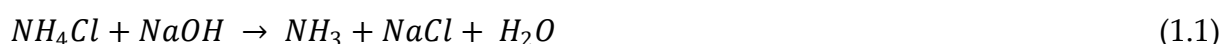
Tabla 1.1. Composición en B516 antes de añadir NaOH

Producto	% m/m	Masa (kg)
Agua	82,79	10762,44
Emulan TO 2080	0,20	26,00
EOE	0,01	0,78
Foamtrol AF1740 E	0,10	13,00
MAH	0,05	6,50
MEOE	0,01	0,78
Metanol	0,50	65,00
NaCl	10,00	1300,00
NaOH	0,00	0,00

NH <sub>3</sub>	0,20	26,00
NH <sub>4</sub> Cl	6,00	780,00
Subproductos	0,15	19,50
Total	100,00	13000,00

La presencia del cloruro de amonio provoca que la corriente final supere el límite acordado con la unidad de tratamiento de 50 ppm de nitrógeno. Para esta etapa el límite está fijado en 400 ppm de nitrógeno que, tras la dilución con otras corrientes de proceso, llega a los 50 ppm mencionados.

Al depósito B516 se le añade NaOH con la intención de producir la reacción 1.1:



La transformación de parte del cloruro de amonio en amoníaco permite su extracción mediante una columna de destilación, cumpliendo así los límites establecidos.

Las cantidades y composiciones del NaOH añadido han sido estimadas para prevenir el desgaste del esmalte del tanque B516 por pH alto y para evitar el sobrellenado del mismo, ya que tiene una capacidad máxima de 16 m<sup>3</sup>. Esto quiere decir que el 90% del NaOH que se añada será en una solución del 50% y que el 10% en una solución del 25%, ambas en agua.

En la tabla 1.2 se muestran las composiciones y cantidades en el tanque B516 una vez finalizada la dosificación del NaOH y finalizada la reacción:

Tabla 1.2. Composición en B516 tras añadir NaOH

Producto	% m/m	Masa (kg)
Agua	82,12	11676,30
Emulan TO 2080	0,18	26,00
EOE	0,01	0,78
Foamtrol AF1740 E	0,09	13,00
MAH	0,05	6,50
MEOE	0,01	0,78
Metanol	0,46	65,00
NaCl	14,83	2109,08
NaOH	0,00	0,00
NH <sub>3</sub>	1,84	261,77
NH <sub>4</sub> Cl	0,28	39,45
Subproductos	0,14	19,50
Total	100,00	14218,16

El contenido del B516 se transvasa entonces al depósito B55, el cual tiene una capacidad máxima de 30 m<sup>3</sup> y está fabricado con GFK/PP. Desde este depósito se alimentará la columna K530 que separará el amoníaco del corriente de aguas residuales. La fracción de amoníaco que salga por la cabeza de la columna se enviará

a la mufla A800 y las aguas que salgan por el fondo ( $< 400$  ppm de nitrógeno) se enviarán a tratamiento de aguas residuales del *site*.

### **1.3. Alcance del proyecto**

Ya que el proyecto lleva en desarrollo varios años, en este trabajo no se realizará una investigación de las posibles alternativas o soluciones al problema ni se plantearán nuevas distribuciones de equipos; pues estos puntos ya han sido tratados con anterioridad (ref. 1 y 2). Dadas las limitaciones en recursos y tiempo que implica el hecho que éste sea un trabajo de final de grado, no se tiene la pretensión de elaborar un trabajo que sirva como versión definitiva ni completamente rigurosa del proyecto final.

Este trabajo pretende partir de la alternativa escogida en los trabajos previos de investigación y realizar una propuesta de proyecto. Con posterioridad, a partir de esta propuesta se podrá evaluar cada apartado en detalle y, tras considerar si debe o no ser modificado, aplicarlo en planta. Para ello se ha decidido que se deben realizar los siguientes puntos:

- Simulación del proceso PFD y balance de materia
- HazOp de la instalación
- P&ID
- Diseño de equipos, hojas de especificación y manuales de operación
- Layout y listado de tuberías
- Listado de lazos de control
- Informe económico
- Informe ambiental

Estos puntos no siguen necesariamente un orden cronológico ya que hay apartados que se pueden solapar y/o que son dependientes el uno del otro.

## 2. SIMULACIÓN, PFD Y BALANCE DE MATERIA

### 2.1. Equipos necesarios

En este apartado se recogen los equipos necesarios para el proyecto, su función principal y la necesidad de su existencia, además de posibles modificaciones y características de los mismos. Adicionalmente a los equipos mostrados en la figura 1.1, se requieren de otros equipos para poder llevar a cabo la separación.

Este resumen nos servirá de base para la simulación del proceso, el PFD y el balance de materia.

#### 2.1.1. B516

Es un tanque de 16 m<sup>3</sup> ya existente en la planta en el que se realizará el proceso de adición y reacción del NaOH. A este equipo se le debe añadir una línea para poder adicionar el NaOH. También se deberá actualizar el protocolo de mantenimiento debido al mayor desgaste que sufrirá el esmaltado interno (*out of scope*).

#### 2.1.2. P516

Es una bomba centrífuga con acople magnético ya existente en la instalación que recircula el contenido del depósito B516 a través del intercambiador W516 y que también servirá para bombear producto hacia el B55. Puede que para esta operación haya que re-escalar la bomba (*out of scope*).

#### 2.1.3. W516

Es un intercambiador de calor ya existente que está conectado al B516 y cuya función es enfriar el contenido del tanque hasta la temperatura de envío de 45 °C. Esta temperatura se tiene que cumplir para evitar el deterioro del tanque B55, el cual está hecho de GFK y no soportaría la temperatura de casi 100 °C presente a la entrada del depósito B516.

#### 2.1.4. B55

Es un tanque de 30 m<sup>3</sup> ya existente en planta que servirá de buffer para la columna K530. Se prevé que pueda contener dos cargas del B516 las cuales se dosificarán de manera controlada para asegurar el continuo funcionamiento de la columna. Usando este tanque se podrá también regular la composición de entrada a la columna asegurando que la composición de entrada a la misma no se salga de los parámetros de operación. Desde este tanque también se podrá enviar aguas a cisternas para tratamiento externo si saliese alguna carga fuera de especificación que no se pudiese tratar en la columna.

#### 2.1.5. P55

Es una bomba centrífuga con acople magnético ya existente en la instalación que actualmente bombea el contenido del tanque B55 hacia tratamiento de aguas. En el nuevo proyecto también alimentará la nueva columna K530. No se prevé que deba ser re-escalada (*out of scope*).

#### 2.1.6. K530

Es una nueva columna equipada con un condensador en la cabeza y un reboiler en fondo, cuya función será separar el amoníaco de la corriente de aguas residuales obteniendo un 99% de composición en amoníaco en la cabeza y aproximadamente 400 ppm en la salida de aguas por fondo. La columna está pensada para tratar una carga en aproximadamente 12 h de funcionamiento, con lo que su caudal de operación aproximado será de 1100 kg/h. Sus caudales mínimos y máximos serán de 800 y 1800 kg/h respectivamente.

#### 2.1.7. W531

Es un nuevo intercambiador de calor ubicado en la cabeza de la columna cuya función será enfriar la corriente superior para condensarla y recircularla a la columna. Utilizará glicol al 40% en agua a -15 °C para enfriar el amoníaco hasta su fase líquida.

#### 2.1.8. B531

Es un nuevo depósito acumulador anexo al condensador de la cabeza de K530. Su función será dar mayor flexibilidad a la operación de la columna y permitir que haya un caudal constante de líquido condensado descendiente en los platos. Diseño *out of scope*.

#### 2.1.9. P531

Es una bomba que alimentará la columna K530 desde el acumulador B531 en función de la relación de reflujo de la columna. Diseño *out of scope*.

#### 2.1.10. P532

Es una bomba que alimentará el reboiler del fondo de la columna K530 y también bombeará el fondo de la columna hacia el intercambiador W533 para su envío a tratamiento. Diseño *out of scope*.

#### 2.1.11. W532

Es un nuevo intercambiador de calor ubicado en el fondo de la columna cuya función será calentar la corriente inferior para evaporar los componentes y

recircularlos a la columna. Utilizará vapor a 5 bares y a una temperatura aproximada de 152 °C.

### 2.1.12. W533

Es un nuevo intercambiador de calor cuya función será enfriar el corriente líquido de salida de la columna para llevarlo a la temperatura de 40 °C, que es la temperatura límite de envío permitida por la planta de tratamiento de aguas. Utilizará agua industrial a una temperatura aproximada de 28 °C.

## 2.2. Simulación del proceso

Para la simulación del proceso se ha utilizado el software *AspenPlus* (ref. 3). La simulación se ha dividido en tres partes: diseño de la reacción en B516, diseño de la columna K530 y diagrama general del proceso.

### 2.2.1. Reacción en B516

Se ha buscado emular los resultados obtenidos por las pruebas de laboratorio y cálculos previos dónde se muestra una reacción estequiométrica en la que todo el NaOH se agota formando amoníaco al reaccionar con el NH<sub>4</sub>Cl (ref. 2).

Para ello se ha utilizado un reactor agitado tipo CSTR con camisa a 45 °C que simula el reflujo a través del intercambiador W516 según se muestra en la figura 2.1:

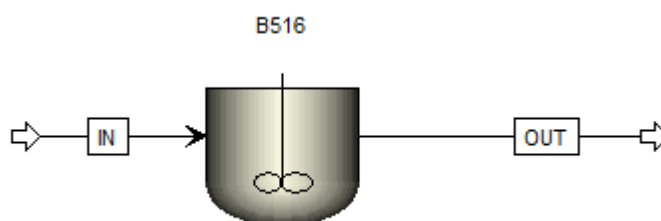


Figura 2.1. Simulación del depósito B516 mediante un reactor CSTR

Este símil se ha utilizado ya que se preveía que los valores de las pruebas eran correctos y que la aproximación no iba a implicar una desviación grande.

Como se esperaba, los valores de composición en el corriente OUT han salido prácticamente idénticos a los presentados en la tabla 1.2 de la introducción.

### 2.2.2. Diseño de la columna K530

La columna se ha simulado con el modelo de columna RadFrac, obteniendo los valores deseados de separación, dónde el 99% del amoníaco ha salido por la cabeza y la fracción pesada por fondo.

Este primer cálculo de la columna se ha realizado aproximando a una caja negra sin entrar en detalles de separaciones y estructura de la columna o los equipos anexados a la misma, todo esto se ha trabajado más a fondo en el apartado 5, concretamente 5.1 para la columna K530.

### 2.2.3. Diagrama general del proceso

Con el diagrama general del proceso obtenemos las características de los corrientes principales que se trasladarán al balance de materia. En la figura 2.2 podemos observar cómo queda el proceso:

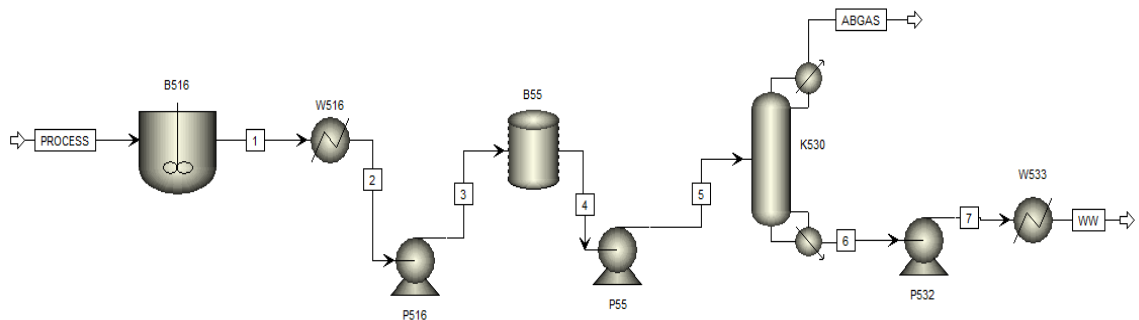


Figura 2.2. Diagrama general del proceso

Se ha representado el intercambiador W516 que en este caso realiza un papel puramente visual, ya que al no haber recirculación se mantiene la agitación y el enfriamiento en el depósito B516.

Los datos más importantes de los corrientes del proceso se muestran en la tabla 2.1. Las propiedades detalladas de cada corriente se pueden encontrar en el balance de materia del apartado 2.3.

Tabla 2.1. Datos de corrientes del proceso

Característica	Valor
Flujo corriente 1 (kg/batch)	14218,00
Temperatura corriente 2 (°C)	< 45,00
Flujo corriente 5 (kg/h)	1100,00
Composición ABGAS (% m/m NH <sub>3</sub> )	> 99,00
Fase ABGAS	Vapor
Temperatura WW (°C)	< 40,00
Composición WW (ppm NH <sub>3</sub> )	< 400,00

### 2.3. PFD y balance de materia

El *process flow diagram* (PFD) se ha realizado con el software *AutoCAD* (ref. 4), con el cual se ha trazado el diagrama detallado del proceso al que se le ha adjuntado la tabla del balance de materia con las especificaciones de cada corriente.

Los valores para completar dicha tabla se han obtenido de la simulación del proceso del apartado 2.2 y de los diseños de los intercambiadores de calor (W531, W532 y W533) y de la columna de destilación (K530) del apartado 5. Asimismo también hay ciertas aclaraciones y aproximaciones que deben ser comentadas:

- Los corrientes 3 y 11 corresponden a las salidas de gases de los depósitos B516 y B55 respectivamente. El flujo en dichas salidas se ha estimado que es aproximadamente un 0.1% del contenido total del depósito, aún así, ya que es una aproximación, dicha cantidad no se ha restado del contenido total del depósito al hacer el balance de materia.

- La corriente 8 corresponde a una recirculación que estará en funcionamiento mientras el intercambiador W516 opera para bajar a 45 °C la temperatura del contenido del B516. Se ha indicado que para cada carga se recircula la totalidad del depósito (13000 kg) pero este valor es puramente hipotético y no se ha calculado.

- La corriente 15 es una recirculación existente en B55 que permite una mayor flexibilidad a la hora de operar, abriendo también la posibilidad de almacenar cargas en su interior sin que lleguen a sedimentar y crear chapapote en el fondo del depósito. En operación normal su flujo será de 0 kg/h.

- La corriente 17 va directamente a la salida hacia aguas residuales, esta posibilidad está para ser usada en caso que la carga en B55 esté limpia de nitrógeno (para algunos procesos hay cargas que se pueden rebajar mediante dilución) o para mandar la carga a tratamiento externo si se sale fuera de las especificaciones de la columna y no es posible ajustarla mediante dilución. En condiciones normales de operación su flujo será de 0 kg/h.

- Las presiones en la columna y los equipos anexados a la misma se estima que será constantes a 3 bar. Este valor no es totalmente exacto pero no se han realizado los estudios de pérdida de carga necesarios para dar un valor real.

- El flujo de refrigerante en el intercambiador W516 se ha aumentado hasta los 20000 kg/h partiendo de los aproximadamente 18000 kg/h que usa en la actualidad. Esto se ha hecho para compensar el aumento en la carga del B516 que debe ser refrigerada. El valor ha sido estimado.

- En los corrientes 4 y 12, que corresponden al fondo del B516 y del B55 respectivamente, se ha estimado un aumento de presión generado por la columna de líquido de cada depósito.

- El corriente 19 corresponde a la salida de la fase ligera de la columna que va directamente hacia la mufla de planta A800. El equipo es un oxidador térmico con un sistema DeNOx integrado.

- El corriente 33 va a la planta de tratamiento de aguas residuales ubicada en el propio *site* de BASF Tarragona.



### 3. HAZOP

Para el análisis del riesgo de la instalación se utilizará el método HazOp siguiendo una plantilla utilizada en BASF. Ésta plantilla consta de diferentes apartados en los que se evalúan los riesgos y posibles accidentes propios de la instalación (aumento de presión, fallo en las utilities...), los riesgos hacia el personal y medidas organizativas (ERL y seguridad laboral), los riesgos ambientales en cuanto a emisión general, a aguas, al aire, en forma de sólidos y ruido (gestión de documentación y evaluación de nuevos análisis y/o inspecciones) y la realización de un plan de emergencia adaptado a los cambios.

En el HazOp presente en este documento sólo se tratará el apartado de riesgos y posibles accidentes propios de la instalación (correspondiente al apartado 4 de la plantilla de BASF), pues los otros apartados corresponden a aspectos de gestión interna de la planta que no pueden ser tratados externamente ya que sus puntos consisten mayoritariamente en indicar actualizaciones a documentos y procedimientos operativos, con lo que se considera *out of scope*.

Apartado	Peligro	Causa	Consecuencia	Contramedida		
A - Control de los peligros que plantean las sustancias	1. Aguas residuales básicas (B55 y B516)	1.1. Riesgo de pérdida de espesor del tanque B516 debido a medio básico y altas temperaturas	1.1.1. Fuga de producto irritante	1.1.1.1. Reducción de la temperatura mediante W516		
				1.1.1.2. Alarma de alta temperatura en W516 con consecuente cierre de adición de sosa y de envío a B55		
				1.1.1.3. Revisión periódica del grosor del tanque		
		1.2. Fuga a través de equipos mecánicos (bridas, tuberías, válvulas...)	1.2.1. Fuga de producto irritante	1.2.1.1. Selección material adecuado para las tuberías		
				1.2.1.2. Protección de bridas mediante cubrebridas		
				1.2.1.3. Instalación de bombas con acople magnético		
	1.3. Deterioro del tanque B55	1.3.1. Fuga de producto irritante	1.3.1.1. Revisión periódica del grosor del tanque			
			2. Producto NaOH: altamente corrosivo y con riesgo de solidificación a < 15 °C	2.1. Fuga de sustancia	2.1.1. Posibilidad de quemaduras severas	2.1.1.1. Cubrebridas en tubería NaOH 25% y calorifugado en NaOH 50%
						2.1.1.2. Gestiones adicionales del material según FDS
	2.1.1.3. Selección material adecuado para las tuberías					
	2.2. Solidificación y/o taponamiento en tubería	2.2.1. No hay aporte de NaOH		2.2.1.1. Traceado y calorifugado de las líneas		
				3. Producto NH <sub>3</sub> : tóxico, corrosivo e inflamable	3.1. Fugas en tuberías, válvulas, bombas...	3.1.1. Riesgo de exposición del personal
3.1.1.2. Selección material adecuado para las tuberías						
3.1.2. Exposición a producto químico con afectación a piel y ojos	3.1.2.1. Minimizar uso de bridas en el diseño					
	3.1.2.2. Bomba estanca con acople magnético					

Apartado	Peligro	Causa	Consecuencia	Contramedida
			3.1.3. Afectación al medioambiente en caso de vertido en aguas	3.1.3.1. Cubeto de contención existente
			3.1.4. Atmósfera inflamable	3.1.4.1. Existencia de categorización ATEX para casos más restrictivos
B - Control de los peligros que plantean las reacciones químicas	1. Alta concentración de MAH en la entrada a B516	1.1. Fallo en la destilación previa en K510	1.1.1. El NaOH reacciona con el MAH formando metanol y amoníaco e impidiendo que llegue a la K530 dónde podría reaccionar violentamente	1.1.1.1. Existe tomamuestras a la salida de K510
C - Control de los peligros que plantean los efectos físicos	1. Más presión en depósitos B55, B516 y zona Abgas	1.1. Sobrellenado de materias primas	1.1.1. Sobrepresión por dilatación térmica	1.1.1.1. Proteger con SV
		1.2. Más presión por bombas	1.2.1. Subida de presión por encima de la de diseño con consecuente ruptura	1.2.1.1. Presión de diseño de las bombas inferior a la de diseño de los equipos y las válvulas de seguridad
		1.3. Más presión por backflow de P55	1.3.1. Subida de presión por encima de la de diseño con consecuente ruptura	1.3.1.1. Diseño de la SV de B55 para este escenario
		1.4. Más presión por backflow por Abgas	1.4.1. Subida de presión por encima de la de diseño con consecuente ruptura	1.4.1.1. Instalación de SV tarada a > 0.8 bar en sistema Abgas (medida habitual en planta)
	2. Más presión en K530	2.1. Sobrellenado de materias primas	2.1.1. Sobrepresión por dilatación térmica	2.1.1.1. Proteger con SV
		2.2. Más presión por bombas	2.2.1. Subida de presión por encima de la de diseño con consecuente ruptura y emisión de amoníaco	2.2.1.1. Presión de diseño de las bombas inferior a la de diseño de los equipos y las válvulas de seguridad
		2.3. Más presión por backflow por Abgas	2.3.1. Subida de presión por encima de la de diseño con consecuente ruptura	2.3.1.1. Instalación de SV tarada a > 0.8 bar en sistema Abgas (medida habitual en planta)
		2.4. Fallo refrigeración	2.4.1. No hay condensación en cabeza, con consecuente incremento de gases en la columna y ruptura por sobrepresión	2.4.1.1. Instalar lazo de control para corte de calor en el intercambiador de fondo
				2.4.1.2. Diseño de la SV para este escenario
	3. Expansión térmica de líquido bloqueado	3.1. Líquido refrigerante bloqueado entre válvulas	3.1.1. Derrame de producto por fuga en línea	3.1.1.1. Instalar RD para este escenario (W531). Establecer protocolo de purgado de líneas

Apartado	Peligro	Causa	Consecuencia	Contramedida
	4. Menos presión	4.1. Generación de vacío (disminución de temperatura, transferencia de producto sin compensador...)	4.1.1. Implosión de los equipos con consecuente fuga de producto (B55 y B516)	4.1.1.1. Diseño de equipos para este escenario
				4.1.1.2. Proteger con válvula de vacío tarada a una presión superior a la de diseño
	5. Más temperatura	5.1. Producto de entrada a mayor temperatura en B516	5.1.1. Ruptura de los equipos B516 y W516 por temperatura superior a la de diseño	5.1.1.1. B516 y W516 diseñados para este escenario
		5.2. Fallo refrigeración W516	5.2.1. Ruptura de B55 por temperatura superior a la de diseño	5.2.1.1. Controlador de temperatura cierra envío a B55 si se supera la temperatura máxima
		5.3. Fallo refrigeración W531	5.3.1. No hay condensación en cabeza, con consecuente incremento presión en la columna y temperatura en el intercambiador	5.3.1.1. Diseño del intercambiador a la temperatura máxima de la columna. Ver 2.4.1.2 para sobrepresión del apartado C
		5.4. Fallo control reboiler W532	5.4.1. Aumento de presión y temperatura por encima de las de diseño	5.4.1.1. Diseño de K530, W532 y W533 para la temperatura máxima del vapor del reboiler
				5.4.1.2. Ver 2. Más presión en K530 del apartado C
		5.5. Fallo refrigeración W533	5.5.1. Envío de la corriente a red de fábrica por encima de la permitida	5.5.1.1. Poner alarma por temperatura máxima
	6. Menos temperatura	6.1. Fallo en el evaporador de fondo	6.1.1. No se produce la destilación. Envío de aguas fuera de especificación	6.1.1.1. Poner alarma de temperatura en W532
		6.2. Glicol del W530 a -20 °C (temperatura mínima)	6.2.1. Posible fragilización de los materiales con consecuente ruptura	6.2.1.1. Diseño del W530 para aguantar -20 °C
		6.3. Caudal alto de alimentación a la columna K530	6.3.1. Evaporador incapaz de proporcionar la energía requerida, inundación de la columna con presencia de amoníaco en fondo	6.3.1.1. Diseño de la bomba limitado a la capacidad del evaporador y de la columna
	7. Más nivel en depósitos	7.1. Error humano o de la instrumentación	7.1.1. Arrastre de agua a la red de off-gas. No debería suponer problemas de seguridad debido al diseño de la red con pendientes hacia un colector	7.1.1.1. Instalar indicadores de nivel en los depósitos B55 y B516

Apartado	Peligro	Causa	Consecuencia	Contramedida
	8. Menos nivel	8.1. Error humano o de la instrumentación	8.1.1. Posible ruptura de las bombas por funcionamiento en seco	8.1.1.1. Ver protección de bombas (puntos 11 y 12 del apartado C)
	9. Más flujo hacia mufla	9.1. Fallo control de presión de la columna	9.1.1. Mufla preparada para asimilar caudales de hasta 135 kg/h de amoníaco	9.1.1.1. Sin relevancia para la seguridad
	10. Menos flujo o backflow	10.1. Fallo bomba P55	10.1.1. Backflow de K530 a B55, sobrepresión en B55	10.1.1.1. Ver 1. Más presión en depósitos B55, B516 y zona Abgas del apartado C
		10.2. Backflow de producto hacia tanque NaOH	10.2.1. Contaminación del tanque de NaOH	10.2.1.1. Sin relevancia para la seguridad
	11. Protección de bombas impulsión cerrada	11.1. Manual o automática cerrada y bomba en funcionamiento	11.1.1. Sobre calentamiento y posible rotura del cierre con consecuente derrame	11.1.1.1. Parada por alta temperatura a la salida de la bomba
	12. Protección de bombas por funcionamiento en seco	12.1. Manual o automática en la aspiración cerrada o tanque vacío	12.1.1. Rotura del cierre de la bomba con consecuente derrame	12.1.1.1. Parada por baja presión en la impulsión de la bomba
	13. Fugas internas	13.1. Rotura de tubos intercambiador W516	13.1.1. Entrada de producto al sistema de refrigeración con contaminación del circuito	13.1.1.1. Sin relevancia para la seguridad
			13.1.2. Entrada de agua al proceso con sobrellenado del B516	13.1.2.1. Ver punto 1.1 del apartado C
		13.2. Rotura tubos intercambiador W531	13.2.1. Entrada de producto al sistema de refrigeración con contaminación del circuito	13.2.1.1. Sin relevancia para la seguridad
			13.2.2. Entrada de refrigerante a la columna. Posible goteo y fragilización de los materiales por la baja temperatura	13.2.2.1. Diseño de la columna y los equipos implicados para la temperatura mínima del refrigerante (- 20 °C)
		13.3. Rotura tubos intercambiador W532	13.3.1. Entrada de vapor a la columna K530 con posterior subida de temperatura y presión. Posible ruptura	13.3.1.1. Diseñar K530 para este escenario. Ver 3. Más presión en K530 del apartado C
		13.4. Rotura tubos intercambiador W533	13.4.1. Entrada de producto al sistema de refrigeración con contaminación del circuito	13.4.1.1. Sin relevancia para la seguridad
			13.4.2. Entrada de agua al proceso dirección aguas de tratamiento	13.4.2.1. Sin relevancia para la seguridad

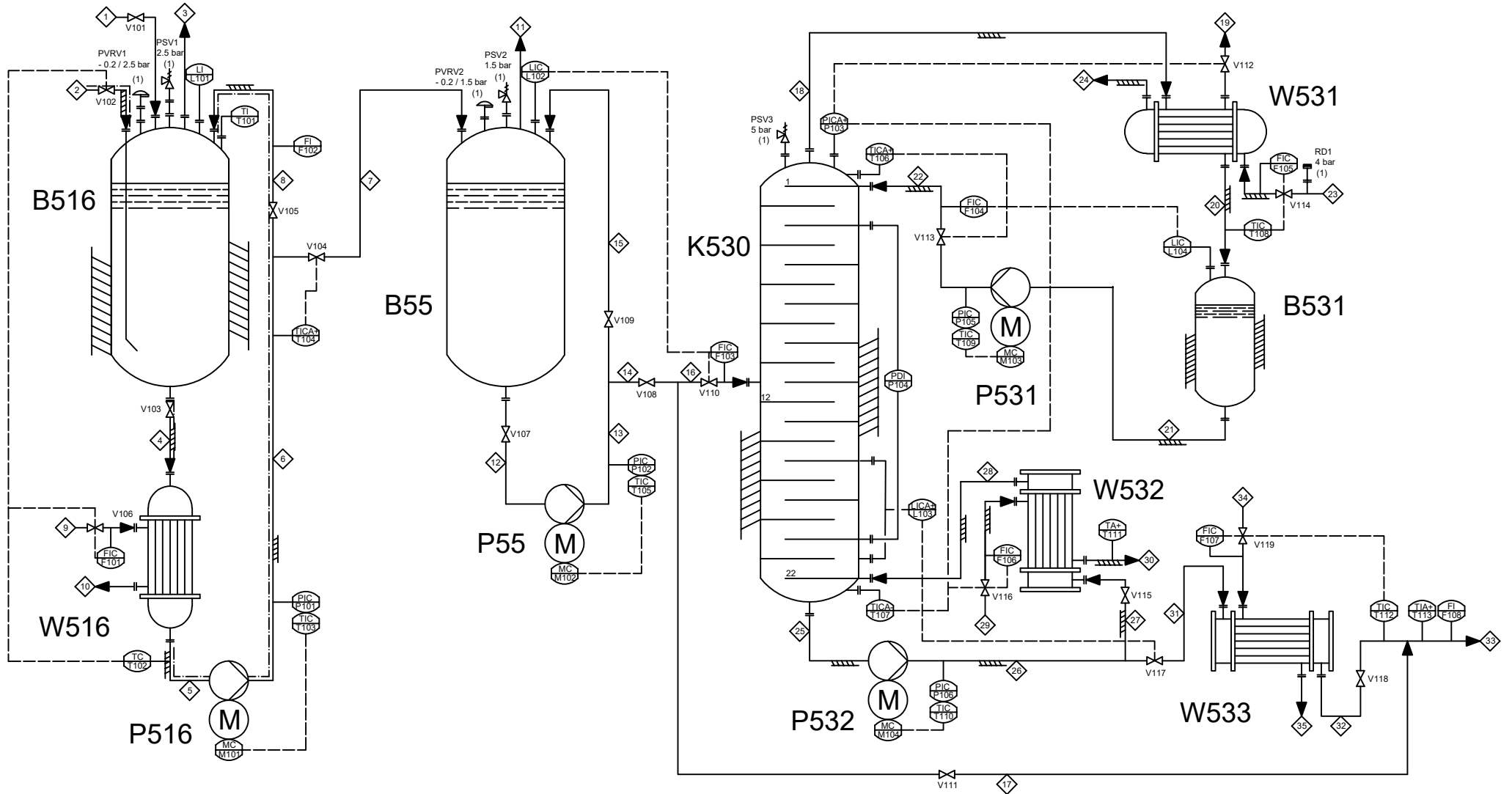
Apartado	Peligro	Causa	Consecuencia	Contramedida
D - Control del fallo en utilities	1. Fallo del aire de instrumentación	1.1. Corte interno o del suministrador	1.1.1. Pérdida del control de las válvulas	1.1.1.1. Determinar posición segura de las válvulas en caso de fallo
	2. Fallo de electricidad	2.1. Corte interno o del suministrador	2.1.1. Paro de bombas y equipos eléctricos	2.1.1.1. Ver puntos 11 y 12 de protección de bombas (apartado C)
	3. Fallo de nitrógeno	3.1. Corte interno o del suministrador	3.1.1. No aplica	
	4. Fallo agua de refrigeración	4.1. Corte interno o del suministrador	4.1.1. Ver 5. Más temperatura del apartado C	
	5. Fallo glicol de refrigeración	5.1.1. Corte interno o del suministrador	5.1.1. Ver 5. Más temperatura del apartado C	
	6. Fallo vapor del reboiler	6.1.1. Corte interno o del suministrador	6.1.1. Ver 6. Menos temperatura del apartado C	
E - Modificación del concepto de estructura civil de la planta	1. No aplica			
F - Control de los fallos por operaciones no rutinarias	1. Problemas al arrancar o parar la instalación	1.1. Error humano	1.1.1. Varias causas posibles	1.1.1.1. Establecer un procedimiento check-list de encendida y parada de la instalación
G - Protección por explosión	1. Ver punto 3.1.4 del apartado A			
H - Protección del vecindario respecto a peligros de la planta	1. Emisión de NH <sub>3</sub>	1.1. Disparo de una válvula de seguridad	1.1.1. Potencial emisión tóxica	1.1.1.1. Válvulas de seguridad evacúan hacia un lugar seguro
		1.2. Fallo sistema de Abgas	1.2.1. Posibles olores en la zona	1.2.1.1. Incorporar este escenario al protocolo de actuación
I - Protección de la planta respecto a peligros del vecindario	1. No se modifica la situación actual			
J - Protección de los empleados por fuga indeseada	1. Emisión de NH <sub>3</sub> en la planta	1.1. Pérdida de estanqueidad del sistema	1.1.1. Exposición de los trabajadores	1.1.1.1. Incorporar detector de amoníaco en el exterior de la cabeza de la columna
				1.1.1.2. Incorporar escenario en el plan de emergencia
K - Protección de los vecinos por fuga indeseada	1. No se modifica la situación actual			

#### 4. P&ID

En el *process and instrumentation diagram* (P&ID) se recogen los equipos y las líneas del proceso y los dispositivos de control del mismo.

La elección de los sistemas de control y el método de representación se ha basado en los criterios utilizados en BASF, los mostrados en el Turton (ref. 5) y los utilizados en proyectos similares (ref. 6).

También se han tenido en cuenta los puntos clave fijados por el HazOp en cuanto a válvulas de seguridad y lazos esenciales para el funcionamiento seguro de los equipos.



**B516**

Depósito  
Material acero inox  
Pd = 3.2 / - 1 bar  
Volumen = 16 m3

**W516**

IC carcasa-tubos  
Material 1.4571  
Pd = 6 / - 1 bar  
S = 30.9 m2

**P516**

Bomba centrífuga  
Acople magnético  
Caudal = 4 m3/h  
H = 40 m

**B55**

Depósito  
Material GFK-PP  
Pd = 2 / - 1 bar  
Volumen = 30 m3

**P55**

Bomba centrífuga  
Acople magnético  
Caudal = 3 m3/h  
H = 30 m

**K530**

Columna platos  
Material 1.4571  
Diámetro = 0.5 m  
H = 10 m

**W531**

IC carcasa-tubos  
Material 1.4571  
Pd = 6 / - 1 bar  
S = 143.1 m2

**B531**

Depósito  
Material 1.4571  
Pd = 6 / - 1 bar  
Volumen = 0.5 m3

**P531**

Bomba centrífuga  
Acople magnético  
Caudal = 3 m3/h  
H = 30 m

**P532**

Bomba centrífuga  
Acople magnético  
Caudal = 3 m3/h  
H = 30 m

**W532**

IC carcasa-tubos  
Material 1.4571  
Pd = 6 / - 1 bar  
S = 43.3 m2

**W533**

IC carcasa-tubos  
Material 1.4571  
Pd = 6 / - 1 bar  
S = 7.1 m2

CONTROLLER TAG

- F - Flow
- L - Level
- M - Pump engine
- P - Pressure
- T - Temperature

- A - Alarm (+ max. - min)
- C - Controller
- D - Differential
- I - Indicator

SAFETY VALVES

- PSV - Pressure safety valve
- PVRV - Pressure vacuum relief valve
- RD - Rupture disk
- (1) - To a safe place

## 5. DISEÑO DE EQUIPOS

### 5.1. Diseño K530

#### 5.1.1. Limitaciones y criterios de selección

La columna K530 es una columna de destilación que debe destilar la mayor parte del amoníaco presente en la corriente de salida del depósito B55. Dicha corriente sólo contiene un 1,84% de amoníaco y se deberá ir más de un 99% por la cabeza de la columna, por este motivo se prevé que la separación requerirá de múltiples etapas.

Sabemos por las pruebas realizadas en laboratorio que una presencia alta de metanol dificultará la separación (ref. 1 y 2) Por este motivo se ha propuesto un sistema de muestreo y análisis de la cantidad de metanol a la salida del depósito B516 para asegurar que la composición de metanol a la entrada de la columna es menor de 0,5% (valor a partir del cual no interfiere en la separación).

Considerando que esto siempre se cumple, se puede asimilar el corriente de entrada a la columna como bicomponente agua-amoníaco.

También, a raíz de las pruebas realizadas por BASF, sabemos que a pesar de que se consideró que la columna fuese de relleno por el diámetro que se estimaba que pudiese tener y por la velocidad de los flujos en su interior, finalmente se descartó la opción debido a que se producían pérdidas de carga y taponamientos propiciados por la acumulación de chapapote. Éste es un problema común en la planta de KM y se tratará a nivel operativo con limpiezas y un mayor tiempo para su puesta en marcha y parada.

El material seleccionado para la columna es el acero inoxidable 1.4571, escogido porque es el material habitualmente usado en planta para este tipo de equipos.

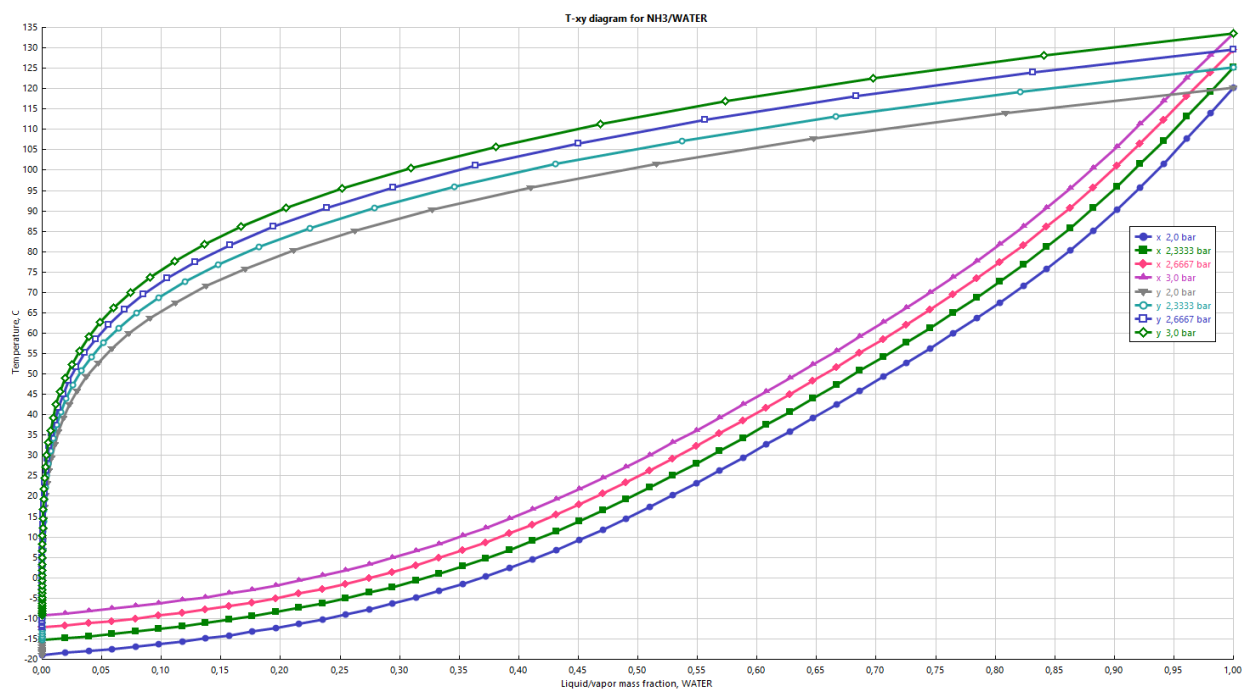


Figura 5.1. Diagrama T-xy de la mezcla agua-amoniaco (ref. 3)

La figura 5.1, obtenida mediante el software *AspenPlus* (ref. 3), muestra el rango de temperaturas de la separación. Dado que se quiere una separación total del amoniaco, se trabajará a las temperaturas situadas en los extremos del gráfico.

La planta de KM dispone de glicol a  $-15\text{ }^{\circ}\text{C}$  para los equipos de refrigeración, lo que limita las condiciones de operación para éste caso ya que obliga a trabajar por encima de la presión atmosférica. Teniendo esto en cuenta, la columna deberá operar a 3 bar, con una temperatura en cabeza alrededor de  $-9\text{ }^{\circ}\text{C}$  y de  $133\text{ }^{\circ}\text{C}$  en fondo.

El valor se ha contrastado con el calculador de azeótropos que permite obtener las temperaturas de separación disponible en *AspenPlus* (ref. 3):

AZEOTROPE SEARCH REPORT				
Physical Property Model: NRTL Valid Phase: VAP-LIQ				
Mixture Investigated For Azeotropes At A Pressure Of 3 BAR				
Comp ID	Component Name	Classification	Temperature	
WATER	WATER	Stable node	133,60 C	
NH3	AMMONIA	Unstable node	-9,21 C	

Figura 5.2. Temperaturas de separación amoniaco-agua (ref. 3)

En la figura 5.3 se muestran las temperaturas de separación de la mezcla para las condiciones de operación establecidas.

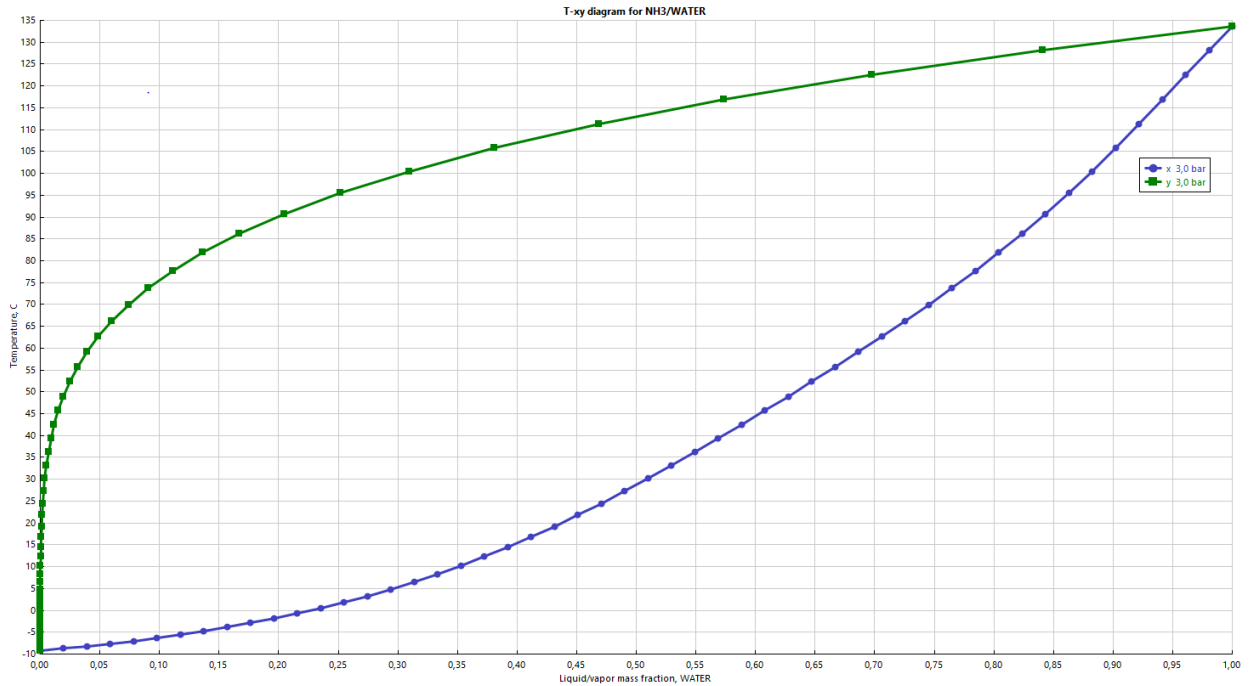


Figura 5.3. Diagrama T-xy de la mezcla agua-amoniaco a 3 bar (ref. 3)

A continuación, utilizando el método que muestra McCabe (ref. 7), se han calculado las composiciones y caudales en los corrientes de la columna. Estos valores se muestran en la tabla 5.1 junto con las temperaturas:

Tabla 5.1. Datos iniciales para K530

Caudal entrada (F) (kg/h)	1100,00
Caudal salida cabeza (D) (kg/h)	20,18
Caudal salida fondo (B) (kg/h)	1079,82
Composición NH <sub>3</sub> entrada ( $x_F$ ) (% m/m)	1,84
Composición NH <sub>3</sub> salida cabeza ( $x_D$ ) (% m/m)	aprox. 99,00
Composición NH <sub>3</sub> salida fondo ( $x_B$ ) (% m/m)	aprox. 0,00
Temperatura entrada (°C)	45,00
Temperatura cabeza (°C)	-9,00
Temperatura fondo (°C)	133,00
Presión operación (bar)	3,00

### 5.1.2. Dimensionamiento K530

El dimensionamiento de la columna se ha iniciado buscando los valores del número mínimo de platos y del reflujo mínimo mediante el método McCabe-Thiele (ref. 7). Para ello se ha utilizado el diagrama xy de la mezcla amoníaco-agua a 3 bar en el cual se han indicado los puntos  $X_F$ ,  $X_D$  y  $X_B$ .

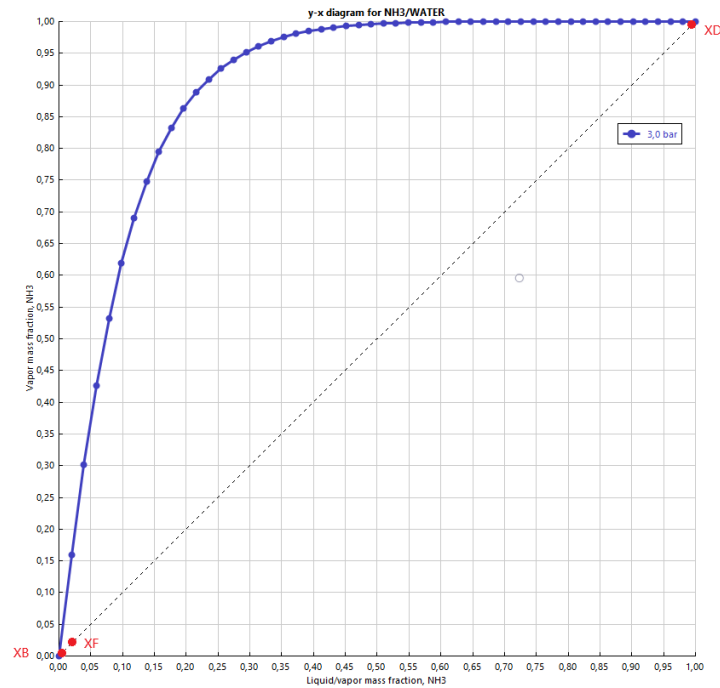


Figura 5.4. Diagrama xy de la mezcla amoníaco-agua a 3 bar (ref. 3)

Observando la figura y después de realizar pruebas, se comprueba que debido a que la concentración en la entrada ( $X_F$ ) tiene un valor muy pequeño y que las composiciones de salida en cabeza y fondo ( $X_D$  y  $X_B$ ) están muy cercanas a las esquinas del gráfico, no es viable utilizar el método McCabe-Thiele (ref. 7), al menos no con una gran fiabilidad. Por ello se decide trasladar el problema al software *AspenPlus* (ref. 3) con una doble comprobación mediante el software *AspenHYSYS* (ref. 8) para contrastar los valores y darles más solidez.

El proceso de cálculo ha sido iterativo aproximando cada vez hacia los valores que daban un mejor resultado de funcionamiento de la columna. En la tabla 5.2 se muestran algunas características de la columna, el resto de datos se muestran en la hoja de especificación del apartado 6.1:

Tabla 5.2. Características de la columna K530

Nº platos	22
Plato de alimentación (1 cabeza y 22 fondo)	12
Reflujo mínimo ( $R_D$ )	10,00
Diámetro (m)	0,50
Altura (m)	10,00
Separación entre platos (m)	0,40

Reboiler duty (kW)*	267,00
Condenser duty (kW)*	-74,00

\*Los valores de operación de los intercambiadores son orientativos y se trabajarán en detalle en los apartados 5.2 y 5.3

En la figura 5.5 se muestra el perfil de composiciones en la columna en relación a los platos. Se observa que la separación es completa a partir del plato 8 por cabeza y del 20 por fondo pero debido a las composiciones requeridas a la salida hay que añadir un mayor número de platos. También se observa un pico de composición por encima del plato 12 que es el de alimentación:

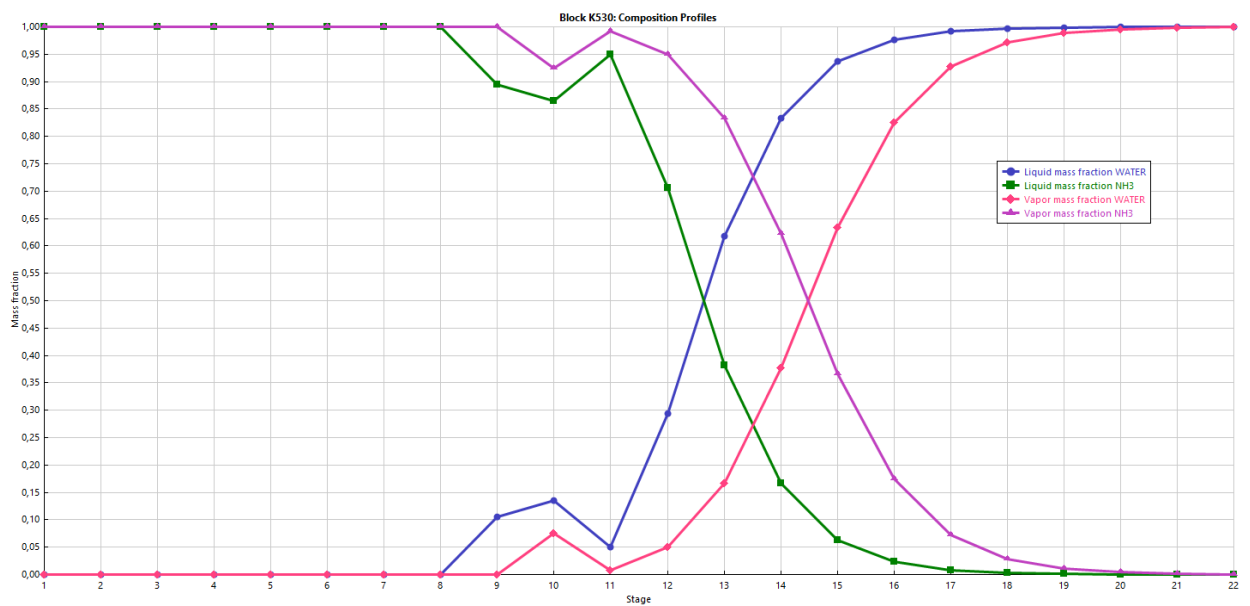


Figura 5.5. Perfil de composiciones en K530

## 5.2. Diseño W531

### 5.2.1. Limitaciones y criterios de selección

El intercambiador W531 es un condensador ubicado en la cabeza de la columna K530 que debe condensar un caudal de 201,8 kg/h de amoníaco utilizando glicol como refrigerante.

Opera a una presión de 3 bar para poder realizar el proceso usando el glicol al 40% disponible en planta que está a una temperatura de -15 °C.

Se ha seleccionado un intercambiador horizontal tipo BEM dónde el glicol va por los tubos y el amoníaco por la carcasa, siendo favorable para fluidos limpios. Ésta distribución se ha basado en los criterios comentados por Kakaç en sus libros de diseño de intercambiadores (ref. 9 y 10). También se ha comprobado mediante simulación en *AspenHYSYS* (ref. 8) y *AspenExchanger* (ref. 11) que la distribución escogida da los valores más óptimos de rendimiento.

El material seleccionado para el intercambiador es el acero inoxidable 1.4571, escogido porque es el material habitualmente usado en planta para este tipo de equipos.

### 5.2.2. Dimensionamiento W531

Una vez calculados los valores iniciales, se han trasladado al simulador *AspenHYSYS* (ref. 8) dónde se han establecido los corrientes de entrada y salida así como la geometría del intercambiador. Dado que la capacidad de cálculo para intercambiadores del simulador HYSYS es limitada, se ha importado el modelo al simulador *AspenExchanger* (ref. 11) de dónde se han obtenido los datos finales.

En la tabla 5.3 se muestran algunas de las características del intercambiador W531. El resto de características se encuentran en la hoja de especificación del apartado 6.2.

Tabla 5.3. Características del intercambiador W531

Tipo	BEM
Orientación	Horizontal
Área (m <sup>2</sup> )	143,10
Duty (kW)	73,50
Dirección corrientes	Contracorriente
Distribución corrientes	Frío - tubos / Caliente - carcasa
Diámetro interno carcasa (m)	0,80
Nº tubos	949
Longitud tubos (m)	2,62
Temperatura caliente IN (°C)	- 8,90
Temperatura caliente OUT (°C)	- 9,77
Temperatura frío IN (°C)	- 15,00
Temperatura frío OUT (°C)	- 11,81

En la figura 5.6 se puede observar el perfil de temperaturas del intercambiador, dónde el glicol primero enfría ligeramente el amoníaco y después lo hacer cambiar de fase. La línea de color rojo constante representa éste cambio de fase.

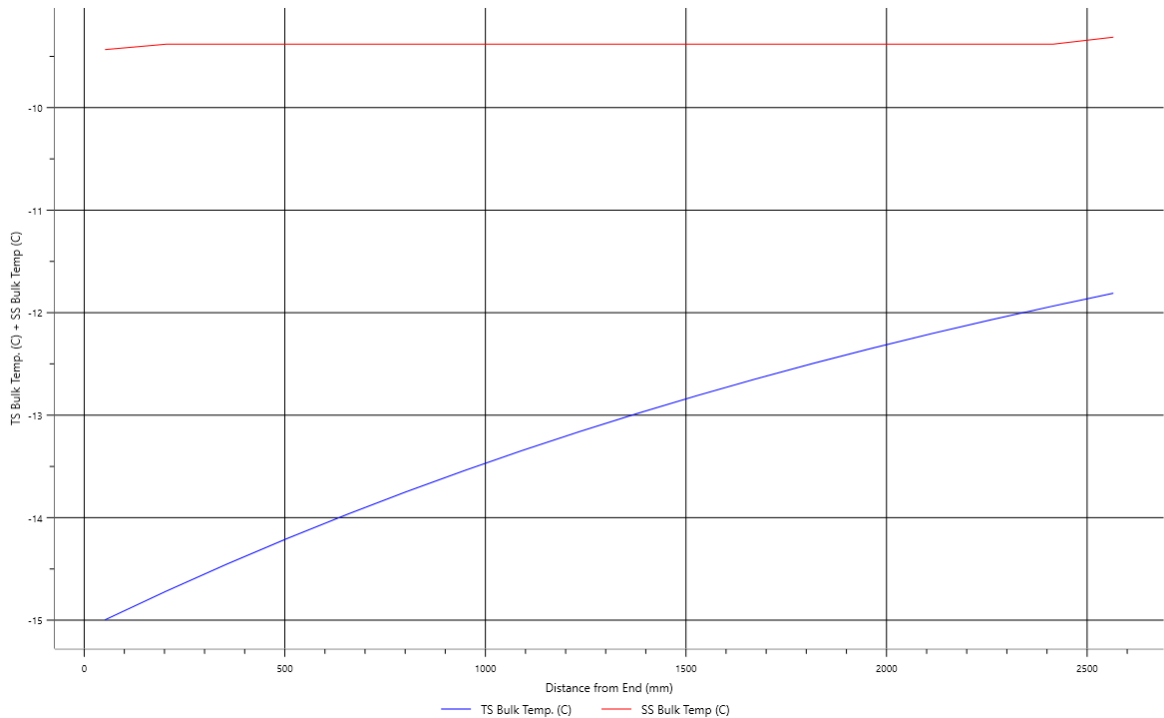


Figura 5.6. Perfil de temperaturas en W531

### 5.3. Diseño W532

#### 5.3.1. Limitaciones y criterios de selección

El intercambiador W532 es un reboiler ubicado en el fondo de la columna K530 que debe hervir un caudal de 314,7 kg/h de fracción pesada (mayormente agua) utilizando vapor a 5 bar. La fracción no evaporable del corriente va directamente a tratamiento ya que no puede ser devuelta a la columna en forma de vapor.

Se ha seleccionado un intercambiador termosifón vertical tipo AEL dónde la fracción pesada va por los tubos y el vapor por la carcasa, siendo una mejor distribución para fluidos sucios ya que permite reducir el factor de *fouling* al tener una alimentación presurizada por bomba y una orientación vertical. Ésta distribución se ha basado en los criterios comentados por Kakaç en sus libros de diseño de intercambiadores (ref. 9 y 10). También se ha comprobado mediante simulación en *AspenHYSYS* (ref. 8) y *AspenExchanger* (ref. 11) que la distribución escogida da los valores más óptimos de rendimiento.

El material seleccionado para el intercambiador es el acero inoxidable 1.4571, escogido porque es el material habitualmente usado en planta para este tipo de equipos.

### 5.3.2. Dimensionamiento W532

Una vez calculados los valores iniciales, se han trasladado al simulador *AspenHYSYS* (ref. 8) dónde se han establecido los corrientes de entrada y salida así como la geometría del intercambiador. Dado que la capacidad de cálculo para intercambiadores del simulador HYSYS es limitada, se ha importado el modelo al simulador *AspenExchanger* (ref. 11) de dónde se han obtenido los datos finales.

En la tabla 5.4 se muestran algunas de las características del intercambiador W532. El resto de características se encuentran en la hoja de especificación del apartado 6.3.

Tabla 5.4. Características del intercambiador W532

Tipo	AEL
Orientación	Vertical
Área (m <sup>2</sup> )	43,30
Duty (kW)	189,60
Dirección corrientes	Contracorriente
Distribución corrientes	Frío - tubos / Caliente - carcasa
Diámetro interno carcasa (m)	0,50
Nº tubos	355
Longitud tubos (m)	2,12
Temperatura caliente IN (°C)	152,00
Temperatura caliente OUT (°C)	150,32
Temperatura frío IN (°C)	132,20
Temperatura frío OUT (°C)	134,18

En la figura 5.7 se puede observar el perfil de temperaturas del intercambiador, dónde el vapor va cediendo calor para calentar la fase pesada y hacerla cambiar de fase. El vapor se condensa durante éste intercambio.

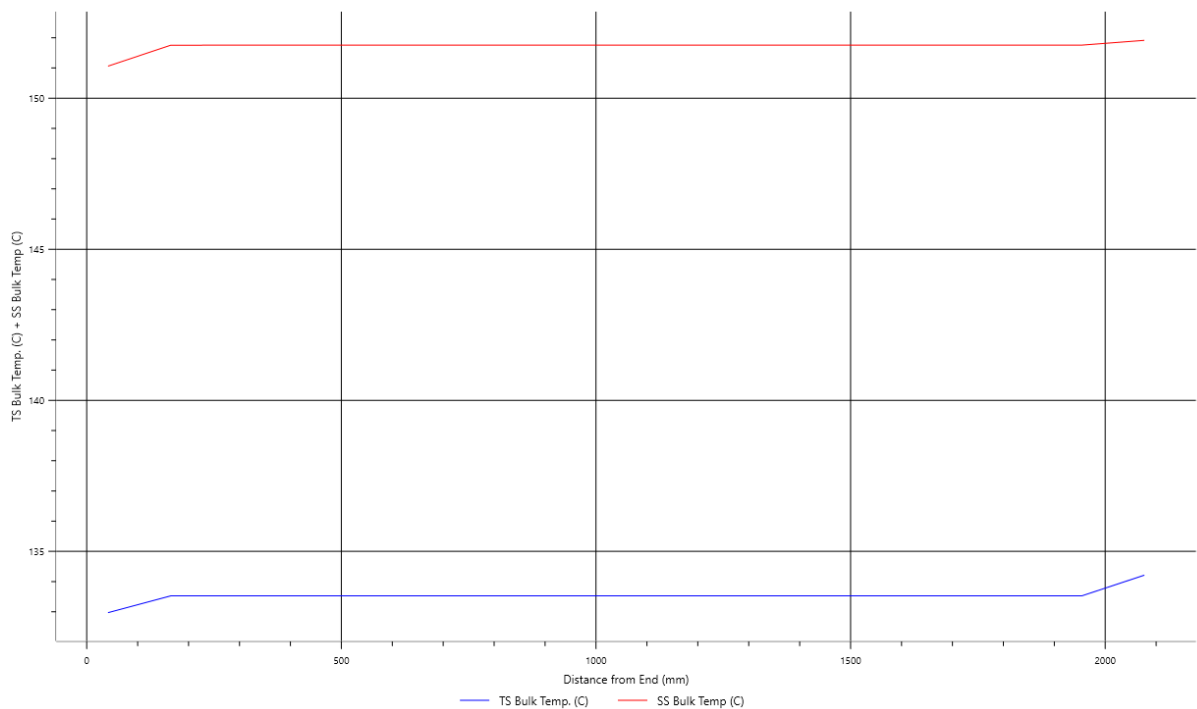


Figura 5.7. Perfil de temperaturas en W532

## 5.4. Diseño W533

### 5.4.1. Limitaciones y criterios de selección

El intercambiador W533 está ubicado a la salida de la columna K530, debe enfriar un caudal de 1079,82 kg/h de la fracción pesada saliente de la columna (mayormente agua) utilizando agua industrial a 28 °C.

Se ha seleccionado un intercambiador horizontal tipo AEL dónde la fracción pesada va por los tubos y el agua de refrigeración por la carcasa, siendo la estructura más adecuada para fluidos sucios. Ésta distribución se ha basado en los criterios comentados por Kakaç en su libro de diseño de intercambiadores (ref. 9). También se ha comprobado mediante simulación en *AspenHYSYS* (ref. 8) y *AspenExchanger* (ref. 11) que la distribución escogida da los valores más óptimos de rendimiento.

El material seleccionado para el intercambiador es el acero inoxidable 1.4571, escogido porque es el material habitualmente usado en planta para este tipo de equipos.

### 5.4.2. Dimensionamiento W533

Una vez calculados los valores iniciales, se han trasladado al simulador *AspenHYSYS* (ref. 8) dónde se han establecido los corrientes de entrada y salida así como la geometría del intercambiador. Dado que la capacidad de cálculo para

intercambiadores del simulador HYSYS es limitada, se ha importado el modelo al simulador *AspenExchanger* (ref. 11) de dónde se han obtenido los datos finales.

En la tabla 5.5 se muestran algunas de las características del intercambiador W533. El resto de características se encuentran en la hoja de especificación del apartado 6.4.

Tabla 5.5. Características del intercambiador W533

Tipo	AEL
Orientación	Horizontal
Área (m <sup>2</sup> )	7,10
Duty (kW)	116,40
Dirección corrientes	Co-corriente
Distribución corrientes	Frío - carcasa / Caliente - tubos
Diámetro interno carcasa (m)	0,25
Nº tubos	81
Longitud tubos (m)	1,54
Temperatura caliente IN (°C)	132,20
Temperatura caliente OUT (°C)	40,00
Temperatura frío IN (°C)	28,00
Temperatura frío OUT (°C)	37,92

En la figura 5.8 se puede observar el perfil de temperaturas del intercambiador, dónde el agua va enfriando el corriente de salida de la columna hasta llegar a los 40 °C indicados por la unidad de tratamiento.

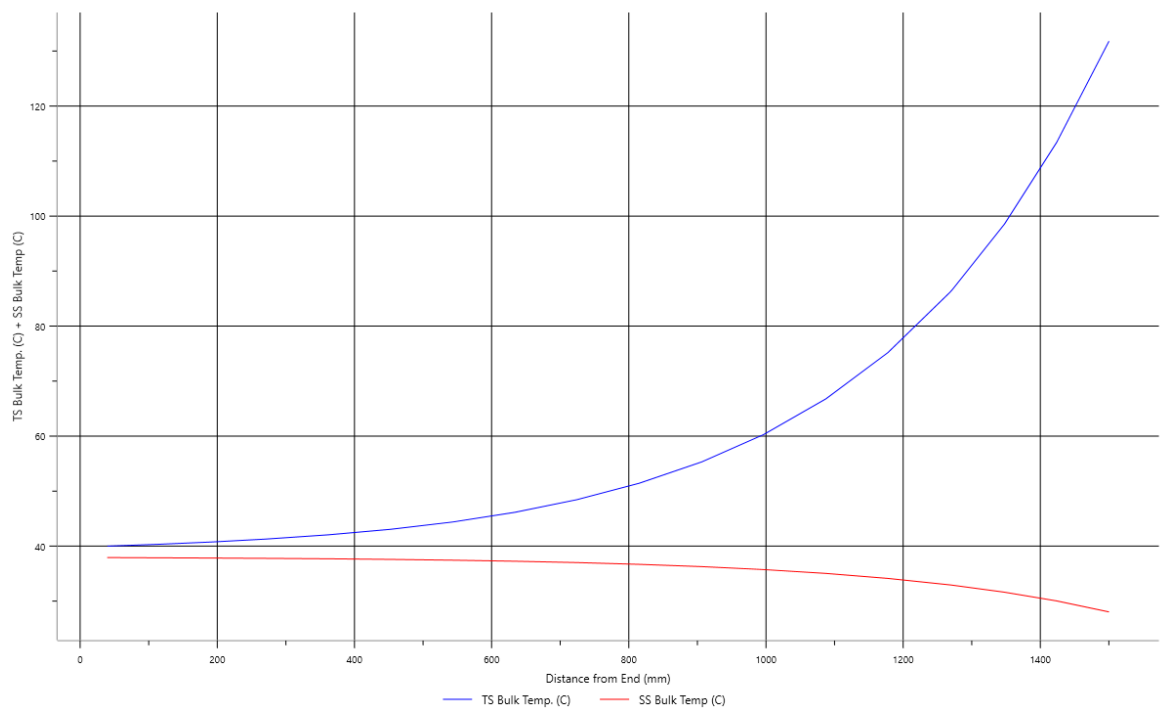



Figura 5.8. Perfil de temperaturas en W533

## **6. HOJAS DE ESPECIFICACIÓN**

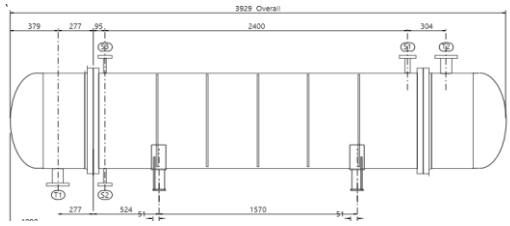

A continuación se muestran las hojas de especificación de los cuatro equipos diseñados: K530, W531, W532 y W533.

En los anexo A.1, A.2 y A.3 se pueden encontrar las geometrías detalladas de los intercambiadores.

TOWER DATA SHEET

1	GENERAL	Manufacturer:								
2		Item:	K530							
3		Service:	Tower							
4		Type:	Sieve Trays							
5	OPER. CONDIT.	Product	NH3		TOWER SKETCH					
6		Temper.	- 9,3 / 133,5 °C							
7		Pressure	3 kg/cm <sup>2</sup>							
8		Liquid Density	981,41 kg/m <sup>3</sup>							
9		Liquid Viscosity	0,611 cP							
10		Tray Number (Bottom Tray=No.1)	22							
11		Tower Inside Diameter	50 mm.							
12		Tray Spacing	40 mm.							
13		Max. ΔP per Tray	0,05 kg/cm <sup>2</sup>							
14		Minimum Area/Downcomer	0,14 m <sup>2</sup>							
15		Valves, Bubble Caps / Tray	Tray							
16	Perforations / Tray	Sieve								
17										
18	DESIGN DATA	Des.Pr.(eff.)	6 / - 1 kg/cm <sup>2</sup> a							
19		Des.Temp.	180 °C							
20		Liquid Density	920 kg/m <sup>3</sup>							
21		Design Range	-							
22		Hydr.Test	8 kg/cm <sup>2</sup> a							
23		Code:	ASME Code Sec VIII Div 1							
24		Corr.Allow.mm: Shell / Heads	3 / 3 mm.							
25		Joint Efficiency:	-							
26		Stress.Rel.:	<input checked="" type="checkbox"/> Yes	<input type="checkbox"/> No						
27		Radiograph:	<input checked="" type="checkbox"/> Yes	<input type="checkbox"/> No						
28		Sandblast:	<input type="checkbox"/> Yes	<input type="checkbox"/> No						
29		Paint:	<input type="checkbox"/> Yes	<input type="checkbox"/> No						
30		Insulation:	<input checked="" type="checkbox"/> Yes	<input type="checkbox"/> No						
31		Fireproofing:	<input checked="" type="checkbox"/> Yes	<input type="checkbox"/> No						
32	Wind Load:	-		N/m <sup>2</sup>						
33	Seismic:	<input type="checkbox"/> Yes	<input checked="" type="checkbox"/> No							
34	Wt.Empty:	-		kg						
35	Wt.Full Water:	-		kg						
36	T R A Y S & L S	Tray No.	Diam.	Spacing	Material					
37		Thru 1 to 22	50	40	1.4571					
38										
39										
40										
41		Contact Device:								
42			Bubble Caps							
43			Valves							
44			<input checked="" type="checkbox"/> Perfor.							
45		Packing:	-							
46	Demister:	-								
47	M A T E R I A L		Thick. (mm.)	Mat'l Class						
48		Shell-Top								
49		Intermed								
50		Bottom								
51										
52		Head-Top								
53		Intermed								
54		Bottom								
55										
56		Cone Section								
57										
58	Cladding, Lining									
59	N O O Z Z L E	Service	Mark	Size	Flange	Service	Mark	Size	Flange	
60		In K530	A	150	150 ANSI Slip on	Temperature controller	M	25	25 ANSI Slip on	
61		Out K530 top	B	50	50 ANSI Slip on					
62		In K530 top	C	25	25 ANSI Slip on					
63		Out K530 bot	D	50	50 ANSI Slip on					
64		In K530 bot	E	50	50 ANSI Slip on					
65		PSV	F	25	25 ANSI Slip on					
66		Pressure controller	G	25	25 ANSI Slip on					
67		Temperature controller	H	25	25 ANSI Slip on					
68		Pressure controller	I	25	25 ANSI Slip on					
69		Pressure controller	J	25	25 ANSI Slip on					
70		Level controller	K	25	25 ANSI Slip on					
71	Level controller	L	25	25 ANSI Slip on						
72	NOTES:					TFGEQ_1917_jcastel				
73										
74										
75										
76										
77										
78										
79										
80	REV.	DATE	PREP.	APPR.	 UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI Escola Tècnica Superior d'Enginyeria Química Departament d'Enginyeria Química					
81										

HEAT EXCHANGER DATA SHEET

1	ITEM No.:	<b>W531</b>				
2	Service:	Heat exchanger				
3	Type:	Shell and tube BEM	Position: Horizontal	Total surface / unit: 143,1 (m <sup>2</sup> )		
4	No. Shell:	1				
5	<b>PERFORMANCE OF UNIT</b>					
6		<b>Shell side</b>		<b>Tube side</b>		
7		<b>Inlet</b>	<b>Outlet</b>	<b>Inlet</b> <b>Outlet</b>		
8	Fluid name	NH3		Glycol		
9	Fluid total flow	201,8	28850			
10	Vapour	201,8	-	-		
11	Liquid	-	201,8	28850		
12	Steam	-	-	-		
13	Water	-	-	-		
14	Temperature	-8,9	-9,77	-15    -11,81		
15	Density (L/V)	/ 2,33	644,26 /	960,28 /    957,46 /		
16	Viscosity (L/V)	/ 0,0074	0,1845 /	16,1 /    16,1 /		
17	Vapour molecular weight	17,03	-	-		
18	Specific heat (L/V)	/ 2,053	4,783 /	2,483 /    2,49 /		
19	Thermal conductivity (L/V)	/ 0,023	0,5594 /	0,2356 /    0,2345 /		
20	Latent heat	1307,1		-		
21	Inlet pressure	3		3		
22	Velocity (allowable / calculated)	0,36 / 0,15		0,05 / 0,05		
23	Pressure drop (allowable / calculated)	0,25855 / 0,0125		0,49987 / 0,04872		
24	Fouling resistance	0		0		
25	<b>Heat exchanged:</b>	(kW) 73,5				
26	<b>Heat transfer rate (W.m2.°C)</b>	Fouled: 136,2	Clean: 136,2			
27	<b>CONSTRUCTION PER SHELL</b>					
28	Codes: ASME Code Sec VIII Div 1	<b>Shell side</b>	<b>Tube side</b>			
29	Design pressure kg/cm2	6 / - 1	6 / - 1			
30	Design temperature °C	37,78	37,78			
31	No. of passes	1	1			
32	Stress relief	-	-			
33	Radiograph.	-	-			
34	Corrosion allowance mm	3,18	3,18			
35	Nozzles	Service	Mark	Dia.	Flange	
36		In NH3	S1	50	50 ANSI Slip on	
37		Out NH3 liq	S2	25	25 ANSI Slip on	
38		Out NH3 vap	S3	25	25 ANSI Slip on	
39		In Glycol	T1	100	100 ANSI Slip on	
40		Out Glycol	T2	100	100 ANSI Slip on	
41						
42						
43						
44						
45	<b>MATERIALS</b>			<b>SKETCH</b> 		
46		Dia.	Thick. (mm.)			Spec. Mat.
47	Shell:	800	11			1.4571
48	Channel:	-	-			1.4571
49	Tubesheets:	Plain				1.4571
50	Baffles: n° / mat.	5				1.4571
51	Baffles spacing:	400 mm.				
52						
53	Tubes:					
54	N°	949				
55	OD	19,05 inches				
56	BWG:	-				
57	Length	2617,2 mm.				
58	Pitch:	23,81 mm / 30°				
59						
60						
61						
62						
63						
64	NOTES:					
65						
66						
67						
		TFGEQ_1917_jcastel				
		 <b>UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI</b> Escola Tècnica Superior d'Enginyeria Química Departament d'Enginyeria Química				
0						
REV.		DATE	PREP.	APPR.		

HEAT EXCHANGER DATA SHEET

1	ITEM No.: <b>W532</b>				
2	Service: Heat exchanger				
3	Type: Shell and tube AEL	Position: Vertical			
4	No. Shell: 1	Total surface / unit: 43,3 (m <sup>2</sup> )			
5	<b>PERFORMANCE OF UNIT</b>				
6		<b>Shell side</b>			
7		<b>Tube side</b>			
8	Fluid name	Steam			
9	Fluid total flow	323			
10	Vapour	kg/h			
11	Liquid	kg/h			
12	Steam	kg/h			
13	Water	kg/h			
14	Temperature	°C			
15	Density (L/V)	kg/m <sup>3</sup>			
16	Viscosity (L/V)	cP			
17	Vapour molecular weight				
18	Specific heat (L/V)	kJ/kg.°C			
19	Thermal conductivity (L/V)	W/m.°C			
20	Latent heat	kJ/kg			
21	Inlet pressure	kg/cm <sup>2</sup> (a)			
22	Velocity (allowable / calculated)	m/s			
23	Pressure drop (allowable / calculated)	kg/cm <sup>2</sup>			
24	Fouling resistance	h.m <sup>2</sup> .°C/kcal			
25	<b>Heat exchanged:</b>	(kW)			
26	<b>Heat transfer rate (W.m2.°C)</b>	Fouled: 240,3      Clean: 240,3			
27	<b>CONSTRUCTION PER SHELL</b>				
28	Codes: ASME Code Sec VIII Div 1	Shell side      Tube side			
29	Design pressure	kg/cm2			
30	Design temperature	°C			
31	No. of passes				
32	Stress relief				
33	Radiograph				
34	Corrosion allowance	mm			
35		Service      Mark      Dia.      Flange			
36	Nozzles	In Steam	S1	50	50 ANSI Slip on
37		Out Steam	S2	25	25 ANSI Slip on
38		In Process	T1	25	25 ANSI Slip on
39		Out Process	T2	50	50 ANSI Slip on
40					
41					
42					
43					
44					
45	<b>MATERIALS</b>			SKETCH 	
46		Dia.	Thick. (mm.)		Spec. Mat.
47	Shell:	500	10		1.4571
48	Channel:	-	-		1.4571
49	Tubesheets:	Plain			1.4571
50	Baffles: n° / mat.	3			1.4571
51	Baffles spacing:	400 mm.			
52					
53	Tubes:				
54	N°	355			
55	OD	19,05 inches			
56	BWG:	-			
57	Length	2118,4 mm.			
58	Pitch:	23,81 mm / 30°			
59					
60					
61					
62					
63					
64	NOTES:			TFGEQ_1917_jcastel	
65					
66					
67					
0				UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI Escola Tècnica Superior d'Enginyeria Química Departament d'Enginyeria Química	
REV.		DATE	PREP.		APPR.

HEAT EXCHANGER DATA SHEET

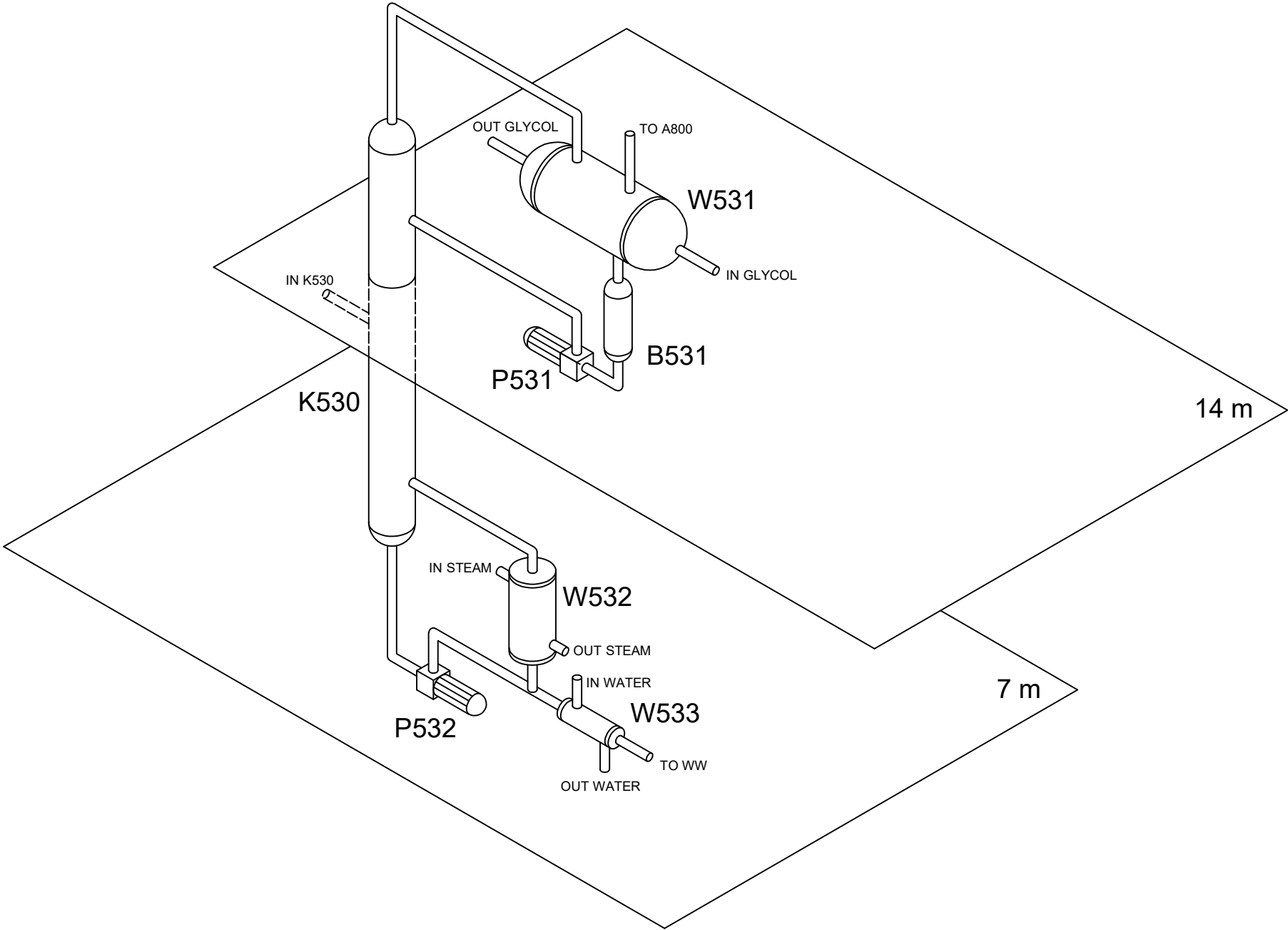
1	ITEM No.: <b>W533</b>	
2	Service: Heat exchanger	
3	Type: Shell and tube AEL	Position: Horizontal Total surface / unit: 7,1 (m <sup>2</sup> )
4	No. Shell: 1	
<b>PERFORMANCE OF UNIT</b>		
6		<b>Shell side</b>
7		<b>Tube side</b>
8	Fluid name	Water / Process
9	Fluid total flow	10000 / 1079,82
10	Vapour	- / -
11	Liquid	10000 / 1079,82
12	Steam	- / -
13	Water	- / -
14	Temperature	28 / 37,92 / 132,2 / 40
15	Density (L/V)	1005,14 / 997,61 / 919,88 / 996,02 /
16	Viscosity (L/V)	0,8326 / 0,678 / 0,2073 / 0,6514 /
17	Vapour molecular weight	- / -
18	Specific heat (L/V)	4,221 / 4,227 / 4,255 / 4,227 /
19	Thermal conductivity (L/V)	0,6154 / 0,6289 / 0,6879 / 0,6315 /
20	Latent heat	- / -
21	Inlet pressure	3 / 3
22	Velocity (allowable / calculated)	0,27 / 0,22 / 0,02 / 0,02
23	Pressure drop (allowable / calculated)	0,49987 / 0,04483 / 0,25855 / 0,01641
24	Fouling resistance	0 / 0
25	<b>Heat exchanged:</b>	(kW) 116,4
26	<b>Heat transfer rate (W.m2.°C)</b>	Fouled: 410,9 Clean: 410,9
<b>CONSTRUCTION PER SHELL</b>		
28	Codes: ASME Code Sec VIII Div 1	Shell side Tube side
29	Design pressure kg/cm2	6 / - 1 / 6 / - 1
30	Design temperature °C	76,67 / 171,11
31	No. of passes	1 / 1
32	Stress relief	- / -
33	Radiograph.	- / -
34	Corrosion allowance mm	3,18 / 3,18
35	Nozzles	Service Mark Dia. Flange
36		Out Water S1 65 65 ANSI Slip on
37		In Water S2 50 50 ANSI Slip on
38		In Process T1 50 50 ANSI Slip on
39		Out Process T2 25 25 ANSI Slip on
40-44		
<b>MATERIALS</b>		<b>SKETCH</b> 
46	Dia. Thick. (mm.) Spec. Mat.	
47	Shell: 250 7,5 1.4571	
48	Channel: - - 1.4571	
49	Tubesheets: Plain 1.4571	
50	Baffles: n° / mat. 5 1.4571	
51	Baffles spacing: 200 mm.	
52		
53	Tubes:	
54	N° 81	
55	OD 19,05 inches	
56	BWG: -	
57	Length 1539,6 mm.	
58	Pitch: 23,81 mm / 30°	
59-63		
64	NOTES:	
65-67		TFGEQ_1917_jcastel
0		<b>UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI</b> Escola Tècnica Superior d'Enginyeria Química Departament d'Enginyeria Química
REV.	DATE PREP. APPR.	

## 7. LAYOUT

El *layout* de una planta muestra la distribución espacial de los equipos. Actualmente en KM, hay una tendencia a realizar éste tipo de diagramas ya que ayudan a interpretar mejor el proceso y abre la posibilidad a realizar esquemas más complejos en 3D y realidad virtual. Éstos métodos más avanzados permiten “visitar” la planta desde el despacho y poderla “traer” a reuniones o investigaciones de incidentes, aportando valor a los procesos de mejora continua y a los proyectos.

El *layout* para éste proyecto se basa en los mostrados por Moran (ref. 12) que muestran de manera sencilla en qué niveles de la planta se ubican los equipos, cuál será la distribución aproximada de las tuberías y que distribución espacial tendrán. Dado que los equipos B516, W516, P516, B55 y P55 ya existen en planta y por tanto no habrá que hacer ninguna modificación de su disposición, se representarán solamente los nuevos equipos (K530, W531, B531, P531, P532, W532 y W533).

La planta de KM está estructurada en cinco niveles: 0 m, 7 m, 14 m, 21 m y 28 m, estando la columna K530 ubicada entre los niveles 7 y 14. Los equipos de la cabeza de la columna se situarán en el nivel de 14 m y los de fondo en el nivel de 7 m.



## 8. LISTADOS

### 8.1. Listado de tuberías

Tabla 8.1. Listado de tuberías

Status	Line number	Size (DN)	From	To	Fluid	Phase	Op. T (°C)	Op. P (bar)	Material	Paint	Insulation	Heating
Existent	1	150	B510	B516	Process	Liquid	95,00	1,00	Carbon steel	Yes	No	No
New	2	150	IBC NaOH	B516	NaOH + water	Liquid	30,00	9,00	GFK-PP	No	Yes	Electrical
Existent	3	50	B516	Abgas	Gases	Gas	95,00	0,50	Carbon steel	Yes	No	No
Existent	4	150	B516	W516	Process	Liquid	95,00	1,50	Carbon steel	No	Yes	Electrical
Existent	5	50	W516	P516	Process	Liquid	95,00	1,00	GFK-PP	No	Yes	Electrical
Existent	6	150	P516	B516 or B55	Process	Liquid	45,00	4,00	GFK-PP	No	Yes	Electrical
Existent	7	100	P516	B55	Process	Liquid	45,00	3,00	GFK-PP	Yes	No	No
Existent	8	150	P516	B516	Process	Liquid	45,00	4,00	GFK-PP	No	Yes	Electrical
Existent	9	80	Ind. water	W516	Water	Liquid	28,00	3,00	GFK-PP	Yes	No	No
Existent	10	80	W516	Ind. water	Water	Liquid	40,00	3,00	GFK-PP	Yes	No	No
Existent	11	80	B55	Abgas	Gases	Gas	45,00	0,50	Carbon steel	Yes	No	No
Existent	12	100	B55	P55	Process	Liquid	45,00	2,50	GFK-PP	Yes	No	No
Existent	13	150	P55	B55 or K530	Process	Liquid	45,00	3,00	GFK-PP	Yes	No	No
Existent	14	150	P55	K530	Process	Liquid	45,00	3,00	GFK-PP	Yes	No	No
Existent	15	100	P55	B55	Process	Liquid	45,00	3,00	GFK-PP	Yes	No	No
New	16	150	P55	K530	Process	Liquid	45,00	3,00	GFK-PP	Yes	No	No
Existent	17	150	P55	Treatment	Process	Liquid	45,00	3,00	GFK-PP	Yes	No	No
New	18	50	K530	W531	NH3	Vapour	-8,90	3,00	1.4571	No	Yes	No
New	19	25	W531	Abgas	NH3	Vapour	-8,90	3,00	1.4571	No	Yes	No
New	20	25	W531	B531	NH3	Liquid	-9,77	3,00	1.4571	No	Yes	No
New	21	25	B531	P531	NH3	Liquid	-9,77	3,00	1.4571	No	Yes	No
New	22	25	P531	K530	NH3	Liquid	-9,77	3,00	1.4571	No	Yes	No
New	23	100	Plant glycol	W531	Glycol	Liquid	-15,00	3,00	St261c	No	Yes	No
New	24	100	W531	Plant glycol	Glycol	Liquid	-11,81	3,00	St261c	No	Yes	No
New	25	50	K530	P532	Process	Liquid	132,20	3,00	1.4571	No	Yes	No
New	26	25	P532	W532 or W533	Process	Liquid	132,20	3,00	1.4571	No	Yes	No

New	27	25	P532	W532	Process	Liquid	132,20	3,00	1.4571	No	Yes	No
New	28	50	W532	K530	Process	Vapour	134,18	3,00	1.4571	No	Yes	No
New	29	50	Plant steam	W532	Water	Vapour	152,00	5,00	St261c	No	Yes	No
New	30	25	W532	Plant steam	Water	Liquid	150,32	5,00	St261c	No	Yes	No
New	31	32	P532	W533	Process	Liquid	132,20	3,00	1.4571	Yes	No	No
New	32	25	W533	Treatment	Process	Liquid	40,00	3,00	GFK-PP	Yes	No	No
Existent	33	150	W533 or P55	Treatment	Process	Liquid	40,00	3,00	GFK-PP	Yes	No	No
New	34	65	Ind. water	W533	Water	Liquid	28,00	3,00	GFK-PP	Yes	No	No
New	35	50	W533	Ind. water	Water	Liquid	37,92	3,00	GFK-PP	Yes	No	No

## 8.2. Listado de instrumentos

Tabla 8.2. Listado de instrumentos

Status	Instrumentation TAG	Function TAG	Line number	Equipment	Function	Description	Links
Existent	F101	FIC	9	-	Flow indicator controller	Indica y regula el caudal de refrigerante de entrada a W516	-
Existent	F102	FI	8	-	Flow indicator	Indica el caudal de recirculación hacia B516	-
New	F103	FIC	16	-	Flow indicator controller	Indica y regula el caudal de alimentación de K530	L102
New	F104	FIC	22	-	Flow indicator controller	Indica y regula el caudal de recirculación de cabeza en K530	L104 - T106
New	F105	FIC	23	-	Flow indicator controller	Indica y regula el caudal de refrigerante de entrada a W531	-
New	F106	FIC	29	-	Flow indicator controller	Indica y regula el caudal de vapor de entrada a W532	-
New	F107	FIC	34	-	Flow indicator controller	Indica y regula el caudal de refrigerante de entrada a W533	-
Existent	F108	FI	33	-	Flow indicator	Indica el caudal hacia tratamiento	-
Existent	L101	LI	-	B516	Level indicator	Indica el nivel del depósito B516	-
New	L102	LIC	-	B55	Level indicator controller	Indica y controla el nivel en B55	F103
New	L103	LICA±	-	K530	Level indicator controller alarm max/min	Indica y controla el nivel en K530. Alarma por nivel alto y bajo	-
New	L104	LIC	-	B531	Level indicator controller	Indica y controla el nivel en B531	F104 - T106
Existent	M101	MC	-	P516	Motor controller	Controla el motor de la bomba P516	P101 - T103
Existent	M102	MC	-	P55	Motor controller	Controla el motor de la bomba P55	P102 - T105

New	M103	MC	-	P531	Motor controller	Controla el motor de la bomba P531	P105 - T109
New	M104	MC	-	P532	Motor controller	Controla el motor de la bomba P532	P106 - T110
Existent	P101	PIC	6	-	Pressure indicator controller	Indica la presión a la salida de P516 y controla el motor	M101 - T103
Existent	P102	PIC	13	-	Pressure indicator controller	Indica la presión a la salida de P55 y controla el motor	M102 - T105
New	P103	PICA+	-	K530	Pressure indicator controller alarm max	Indica y controla la presión en K530. Alarma por presión alta	-
New	P104	PDI	-	K530	Pressure diferencial indicator	Indica la diferencia de presiones entre cabeza y fondo en K530	-
New	P105	PIC	22	-	Pressure indicator controller	Indica la presión a la salida de P531 y controla el motor	M103 - T109
New	P106	PIC	26	-	Pressure indicator controller	Indica la presión a la salida de P532 y controla el motor	M104 - T110
Existent	T101	TI	-	B516	Temperature indicator	Indica la temperatura en el depósito B516	-
Existent	T102	TC	5	-	Temperature controller	Indica y regula la temperatura la salida de producto de W516	-
Existent	T103	TIC	6	-	Temperature indicator controller	Indica la temperatura a la salida de P516 y controla el motor	M101 - P101
Existent	T104	TICA+	6	-	Temperature indicator controller alarm max	Indica la temperatura hacia B55 y controla el caudal. Alarma por temperatura alta	-
Existent	T105	TIC	13	-	Temperature indicator controller	Indica la temperatura a la salida de P55 y controla el motor	M102 - P102
New	T106	TICA+	-	K530	Temperature indicator controller alarm max	Indica y controla la temperatura en K530. Alarma por temperatura alta cabeza	L104 - F103
New	T107	TICA-	-	K530	Temperature indicator controller alarm min	Indica y controla la temperatura en K530. Alarma por temperatura baja fondo	-
New	T108	TIC	20	-	Temperature indicator controller	Indica y regula la temperatura en entrada a B531	-
New	T109	TIC	22	-	Temperature indicator controller	Indica la temperatura a la salida de P531 y controla el motor	M103 - P105
New	T110	TIC	26	-	Temperature indicator controller	Indica la temperatura a la salida de P532 y controla el motor	M104 - P106
New	T111	TA+	30	-	Temperature alarm max	Alarma por temperatura alta a la salida de condensados de W532	-
New	T112	TIC	32	-	Temperature indicator controller	Indica y regula la temperatura a la salida de producto de W533	-
New	T113	TIA+	33	-	Temperature indicator alarm max	Indica la temperatura hacia tratamiento. Alarma por temperatura alta	-

## 9. MANUALES DE OPERACIÓN

### 9.1. Manual de operación K530

En éste manual de operación se indica el método para operar la columna K530. Al disponer de un sistema de refrigeración y de calentamiento, la operación de estos sistemas también se indica en el manual. Esto incluye los equipos W531, B531, P531, P532 y W532.

#### 9.1.1. Puesta en marcha

- Comprobar que los controladores siguientes están en control en manual y apagados:
  1. F103 (caudal alimentación a la columna)
  2. F105 (caudal glicol W531)
  3. F106 (caudal vapor W532)
  4. L103 (nivel fondo columna K530)
- Comprobar que el controlador P103 está con SP = 1 bar, en manual y operativo.
- Comprobar que las siguientes válvulas manuales están abiertas:
  1. Circuito de refrigeración del W531
  2. Circuito de vapor del W532
  3. Línea de alimentación a la columna
  4. Líneas del B531, P531 y retorno a la columna (cabeza)
  5. Línea de P532 hacia tratamiento y retorno a la columna (fondo)
- Introducir al controlador F103 un SP = 100 kg/h (estimado) e ir aumentando hasta 1100 kg/h.
  1. Cuando el nivel de la columna llegue a un valor del 80% (estimado), reducir el caudal e ir variando según el nivel.
  2. Vigilar nivel en fondo K530. Cuando esté por encima del 50% (estimado) encender P532 y mantener nivel.
- Introducir en el controlador F105 un caudal mínimo para empezar a enfriar.
- Introducir en el controlador F106 un caudal mínimo para empezar a calentar.
- Seguir vigilando que la columna no se quede sin nivel y que la bomba P532 no funcione sin producto. Regular caudal de alimentación según convenga.
- A partir de éste punto ir aumentando el caudal de vapor en W532 y el de glicol en W531 hasta llegar a una estabilización de la columna. Poco a poco ir aumentando SP de P103 hasta llegar a 3 bar.
- Verificar nivel en B531 y arrancar bomba P531. Regular caudal de retorno a la columna mediante F104.
- Al final se conseguirá estabilizar la columna para llegar a las siguientes condiciones:
  1. Temperatura cabeza (T106) = - 9 °C

2. Temperatura fondo (T107) = 133 °C
  3. Presión absoluta en la columna (P103) = 3 bar
  4. Caudal de alimentación (F103) = 1100 kg/h
- Una vez alcanzados estos valores, poner los controladores en automático y regular V112 (salida cabeza) mediante P103 con SP = 3 bar y V117 (salida fondo) mediante L103 con SP = 40%.

### 9.1.2. Parada del equipo

- La parada se puede llevar a cabo por dos motivos:
  1. Por estar B55 vacío, actuando L102 sobre el controlador F103.
  2. Por querer cerrar la alimentación de la columna. Para ello fijar SP en F103 de 0 kg/h.
- En caso de parada breve:
  1. Cerrar válvulas V112 y V117 y pasar a modo manual.
  2. Actuar sobre el controlador T107 para fijar una temperatura menor a 133 °C.
  3. Mantener SP en P103 a 3 bar.
  4. Parar bomba P531
  5. Reducir caudal en F105 hasta caudal mínimo.
  6. Comprobar nivel y presión de la columna. Actuar sobre V112 en caso de exceso de presión y sobre V117 en caso de inundación de la columna. Avisar de envío fuera de especificación.
  7. Mantener la columna recirculando por fondo sin generar destilado.
- En caso de parada larga:
  1. Mantener condiciones de operación hasta que empiece a bajar el nivel en B531 y columna.
  2. Ir reduciendo el caudal en W531 y W532 comprobando temperaturas de operación y niveles en columna y B531.
  3. Cuando el nivel en B531 sea mínimo, apagar bomba P531
  4. Cuando el nivel en K530 sea mínimo, apagar P532.
  5. Reducir SP en P103 hasta 1 bar.
  6. Fijar SP en F105 y F106 a 0 kg/h.

## 9.2. Manual de operación W533

### 9.2.1. Puesta en marcha

- Comprobar que el controlador F107 está en control en manual y apagado.
- Comprobar que las siguientes válvulas manuales están abiertas:
  1. Circuito de refrigeración del W533
  2. Línea de alimentación desde la columna K530
  3. Línea de salida hacia tratamiento

- Comprobar que el *bypass* desde B55 hacia la salida de W533 tiene las válvulas manuales cerradas.
- Introducir al controlador F107 un SP mínimo e ir aumentando hasta llegar al caudal de operación.
  1. Una vez alcanzado el caudal de operación, abrir progresivamente la válvula V117 (regulada por el controlador L103 de la columna K530).
  2. Vigilar nivel en fondo K530.
- Ir ajustando manualmente el caudal en F107 y a través de V117 comprobando en todo momento que la temperatura a la salida del intercambiador no supera los 40 °C
- Cuando el proceso se ha estabilizado, introducir SP = 40 °C en T112 y pasar a modo automático.
- Al final se estabilizará la operativa del intercambiador y estará en las siguientes condiciones:
  1. Caudal desde K530 (regulado con L103) = 1079.82 kg/h
  2. Temperatura de salida hacia tratamiento (T112) = 40 °C
  3. Caudal de refrigerante (F107) = 10000 kg/h
- Seguir vigilando la alarma T113 por temperatura alta hacia tratamiento.

#### 9.2.2. Parada del equipo

- La parada se produce por un paro en la columna K530 que puede ser breve o larga.
- En caso de parada breve:
  1. Se cerrará la válvula V117 para mantener el nivel en la columna K530.
  2. Desactivar el SP en T112 para evitar que actúe sobre V119.
  3. Actuar sobre el controlador F107 para fijar un caudal mínimo para mantener la temperatura en el intercambiador.
  4. Mantener el intercambiador en estas condiciones hasta restablecer la operación de la columna K530.
- En caso de parada larga:
  1. El caudal de entrada a través de V117 se irá reduciendo a medida que la columna K530 se vacía de líquido.
  2. Mantener el modo automático durante este proceso.
  3. Cuando la válvula V117 se cierre y deje de entrar producto al intercambiador, desactivar el controlador T112 e ir reduciendo el SP en F107 hasta llegar a 0 kg/h.

## 10. ESTUDIO ECONÓMICO

### 10.1. Costes actuales

Actualmente en la planta de KM se gestionan entre 4 y 5 cisternas de residuo de la 5ª etapa cada semana que implican un gasto aproximado de 850.000 €/año. A este desembolso anual hay que sumarle un coste económico no cuantificable por el hecho de trabajar con una empresa externa (permisos de trabajo, habilitación de un área para situar las cisternas, posibles retrasos en el servicio...).

En BASF, para la aprobación de un proyecto se requiere que la recuperación de la inversión se produzca en un máximo de 3 años para proyectos menores y de 5 años para proyectos de mayor escala. El proyecto presente se ha previsto categorizar como proyecto menor con lo que deberá tener un *payback* inferior a 3 años. Aún así, se hará el estudio para 5 años en caso que al final se categorice como proyecto a mayor escala.

### 10.2. Inversión prevista

El cálculo de la inversión prevista se ha realizado utilizando como base el precio de equipos similares existentes en KM, los métodos de cálculo mostrados en el Turton (ref. 5), las estimaciones realizadas con *AspenHYSYS* y *AspenExchanger* (ref. 8 y 11) y las diferentes estimaciones encontradas en calculadoras online (ref. 13 y 14) y documentación escrita (ref. 15).

Tabla 10.1. Inversión total

<b>Costes directos</b>	<b>Valor</b>
Equipo K530	60.000 €
Equipo W531	46.000 €
Equipo W532	27.000 €
Equipo W533	14.000 €
Equipo B531	8.000 €
Equipo P531	5.000 €
Equipo P532	5.000 €
Traslado equipos	16.500 €
Instrumentación	50.000 €
Líneas	50.000 €
Habilitación del área	25.000 €
<b>Costes indirectos</b>	
Costes ingeniería	60.000 €
Mano de obra	40.000 €
Gestión documental	10.000 €
Sobrecoste contingencia	100.000 €
<b>Total</b>	<b>516.500 €</b>

### 10.3. Balance económico y conclusiones

En la tabla 10.2 se muestran el *payback*, el valor actual neto (VAN) y la tasa interna de retorno (TIR) calculados para 3 y 5 años.

Tabla 10.2. Parámetros evaluación económica

<b>Parámetro</b>	<b>Valor</b>
Payback (años)	2,91
VAN (k€ en 3 años)	554,64
VAN (k€ en 5 años)	1304,91
TIR (% en 3 años)	47,23
TIR (% en 5 años)	63,33

En la tabla 10.3 se muestran los flujos de caja en los primeros 5 años del proyecto. Aunque el proyecto no genera beneficios directos, el ahorro en gastos de gestión es un beneficio económico para la planta.

Tabla 10.3. Flujos de caja en los primeros 5 años

<b>Año</b>	<b>0</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>3</b>	<b>4</b>	<b>5</b>
<b>Inversión (k€)</b>	516,5	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
<b>Coste operación (k€)</b>	0,0	450,0	459,0	468,2	477,5	487,1
<b>Coste mantenimiento (k€)</b>	0,0	50,0	51,0	52,0	53,1	54,1
<b>Beneficios (k€)</b>	0,0	850,0	867,0	884,3	902,0	920,1
<b>Flujo de caja (k€)</b>	-516,5	350,0	357,0	364,1	371,4	378,9
<b>Flujos acumulados (k€)</b>	-516,5	-166,5	190,5	554,6	926,1	1304,9

El balance económico es positivo pues los parámetros calculados ofrecen buenas perspectivas para el proyecto y se está por debajo de los 3 años fijados por BASF de *payback*. Hay que tener en cuenta que aunque el *payback* sea de 2,91 años (cercano a los 3), el proyecto podría entrar en el rango de los 5 años.

## **11. ESTUDIO AMBIENTAL**

### **11.1. Impacto ambiental actual**

Actualmente en la planta de KM se generan entre 4 y 5 cisternas de residuo de la 5ª etapa cada semana que deben ser enviadas a una empresa externa para su tratamiento. Esto implica que anualmente se generan casi 8000 toneladas con concentraciones de nitrógeno superiores a los 8500 ppm. Al ser empresa externa no se disponen de datos sobre la contaminación ambiental del proceso de tratamiento pero se sabe que al tener una carga tan alta de nitrógeno, generan una gran cantidad de residuos NO<sub>x</sub> durante el proceso de tratamiento, pues principalmente se hace por incineración. Además hay que sumarle la contaminación por el transporte por carretera de las cisternas con su consecuente generación de CO<sub>2</sub>.

### **11.2. Impacto ambiental previsto**

La nueva corriente de salida de la 5ª etapa se podrá tratar en las balsas de la planta de tratamiento interna del *site* como el resto de aguas, ya que la carga de nitrógeno estará por debajo de los valores límites. Mientras, el corriente gaseoso de salida será tratado en la mufla A800 ya instalada en planta. El rendimiento de la mufla no se verá afectado ya que está sobredimensionada y el caudal que se generará en este proceso será mínimo. De este modo el catalizador DeNO<sub>x</sub> instalado en la mufla asimilará toda la carga de nitrógeno del corriente gaseoso.

### **11.3. Valoración de la mejora y conclusiones**

La mejora, a pesar de ser difícilmente cuantificable por la falta de datos de la empresa externa de tratamiento, justifica sobradamente el proyecto a nivel ambiental como se puede comprobar en la tabla 11.1:

Tabla 11.1. Comparativa de emisiones

<b>Parámetro</b>	<b>Emisión actual</b>	<b>Emisión proyecto</b>
ppm N <sub>2</sub>	8500	400
CO <sub>2</sub> transporte	Alta	Nula
NO <sub>x</sub>	Media-Alta	Mínima
Emisiones operación	Media	Media

Los ppm en agua se reducen en un 95%, la emisión de CO<sub>2</sub> por transporte de las aguas se elimina, la emisión de NO<sub>x</sub> se reduce de manera significativa (no cuantificable) y se estima que la contaminación generada por la operativa del proceso de tratamiento es equivalente a la generada por la empresa externa.

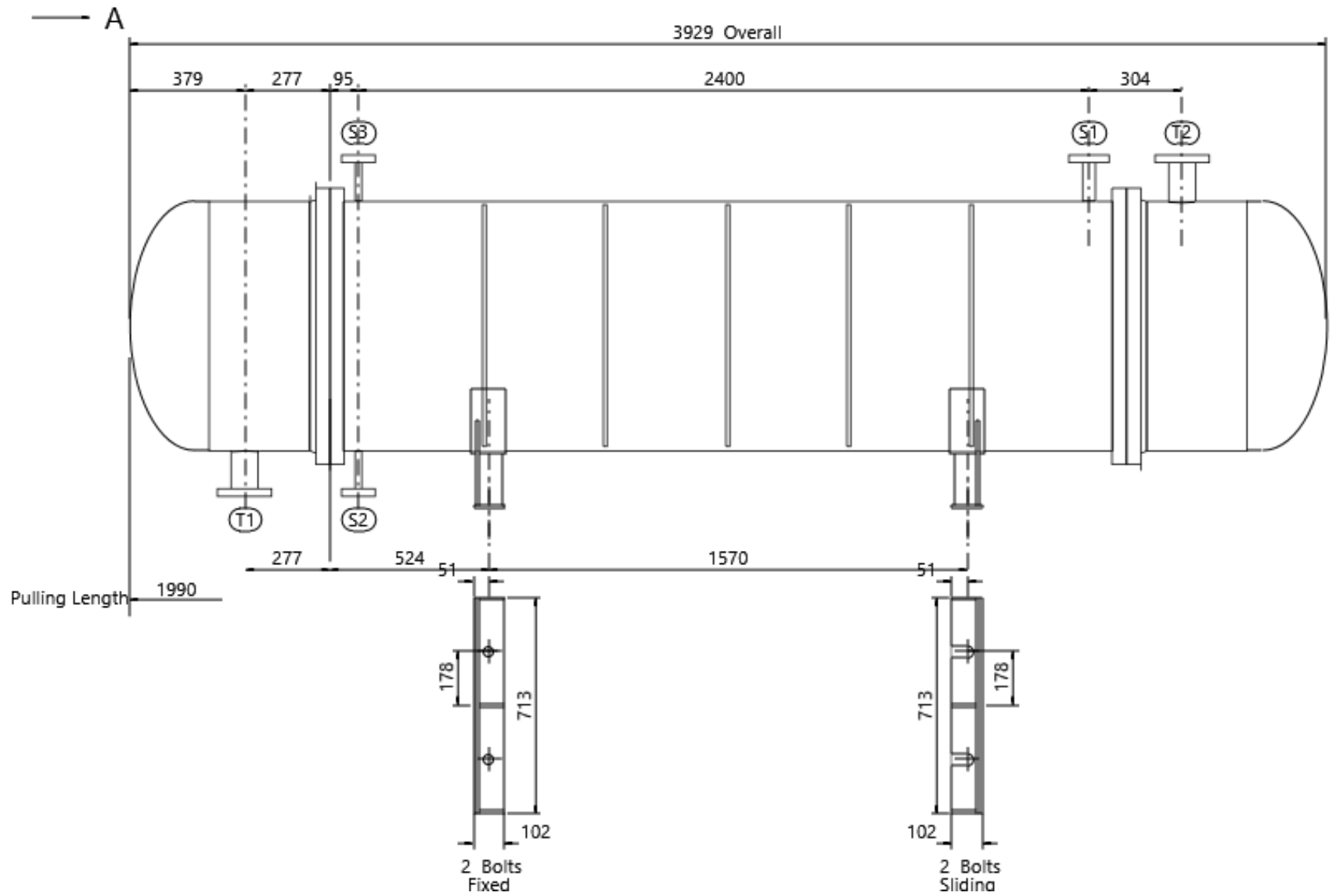
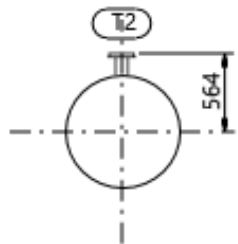
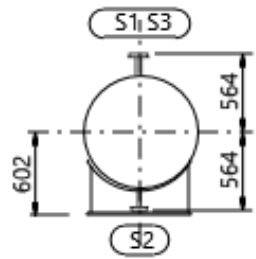
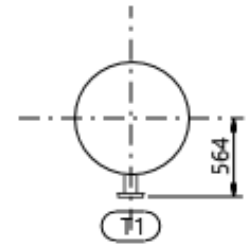
## 12. REFERENCIAS

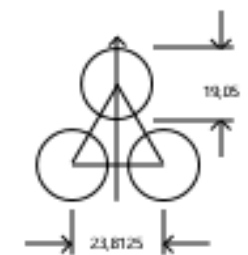
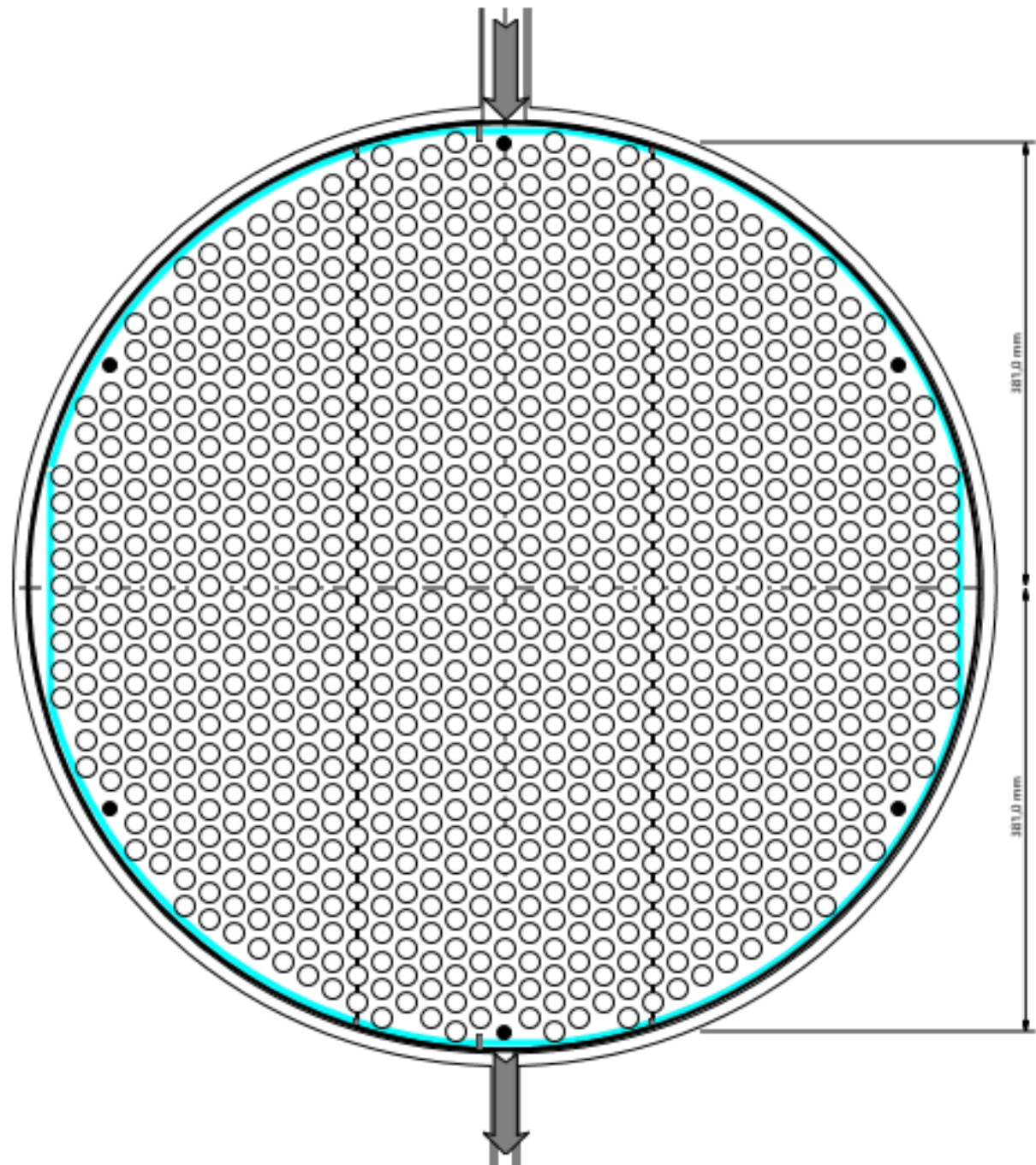
- [1] Llorach, A., (2017). *Mètode de reducció de la concentració de nitrogen a les aigües residuals de la planta Kresoxim-Methyl* (trabajo de fin de grado). Universitat Rovira i Virgili, Tarragona, España.
- [2] Trepas, M., (2015). *Feasibility study of reducing nitrogen in the waste water of the 5<sup>th</sup> step of the Kresoxim-Methyl production through stripping* (trabajo de fin de máster). Universitat Rovira i Virgili, Tarragona, España.
- [3] Aspen Plus (V8.8) [Software] (2015).
- [4] AutoCAD (2017) [Software] (2017).
- [5] Turton, R., Bailie, R. C., Whiting, W. B., Shaeiwitz, J. A., (1998). *Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes*. United States: Prentice Hall.
- [6] Cifuentes, F., (2008). *Módulo procesos de fabricación y sistemas integrados. Control de columnas de destilación* (trabajo de fin de máster). Escuela de organización industrial, Madrid, España.
- [7] McCabe, W. L., Smith, J. C., Harriott, P., (1956). *Unit Operations of Chemical Engineering*. New York: McGrawHill.
- [8] Aspen HYSYS (V8.8) [Software] (2015).
- [9] Kakaç, S., Liu, H., (2002). *Heat exchangers. Selection, Rating and Thermal design*. United States: CRC Press.
- [10] Kakaç, S., (1991). *Boilers, evaporators and condensers*. United States: John & Wiley & Sons, Inc.
- [11] Aspen Exchanger Design and Rating (V8.8) [Software] (2015).
- [12] Moran, S., (2017). *Process Plant Layout*. United Kingdom: Elsevier Inc.
- [13] Matches. (n.d.). Recuperado de <http://www.matche.com/equipcost/EquipmentIndex.html>
- [14] Peters, M. S., Timmerhaus, K. D., West, R. D. (2002). *Equipment Costs. Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. Recuperado de <http://www.mhhe.com/engcs/chemical/peters/data/>
- [15] Loh, H. P., Lyons, J., White, C. W. (2002). *Process Equipment Cost Estimation, Final Report*. National Energy Technology Laboratory, United States.

**A. ANEXOS**

## **A.1. Detalle W531**

Views on arrow A



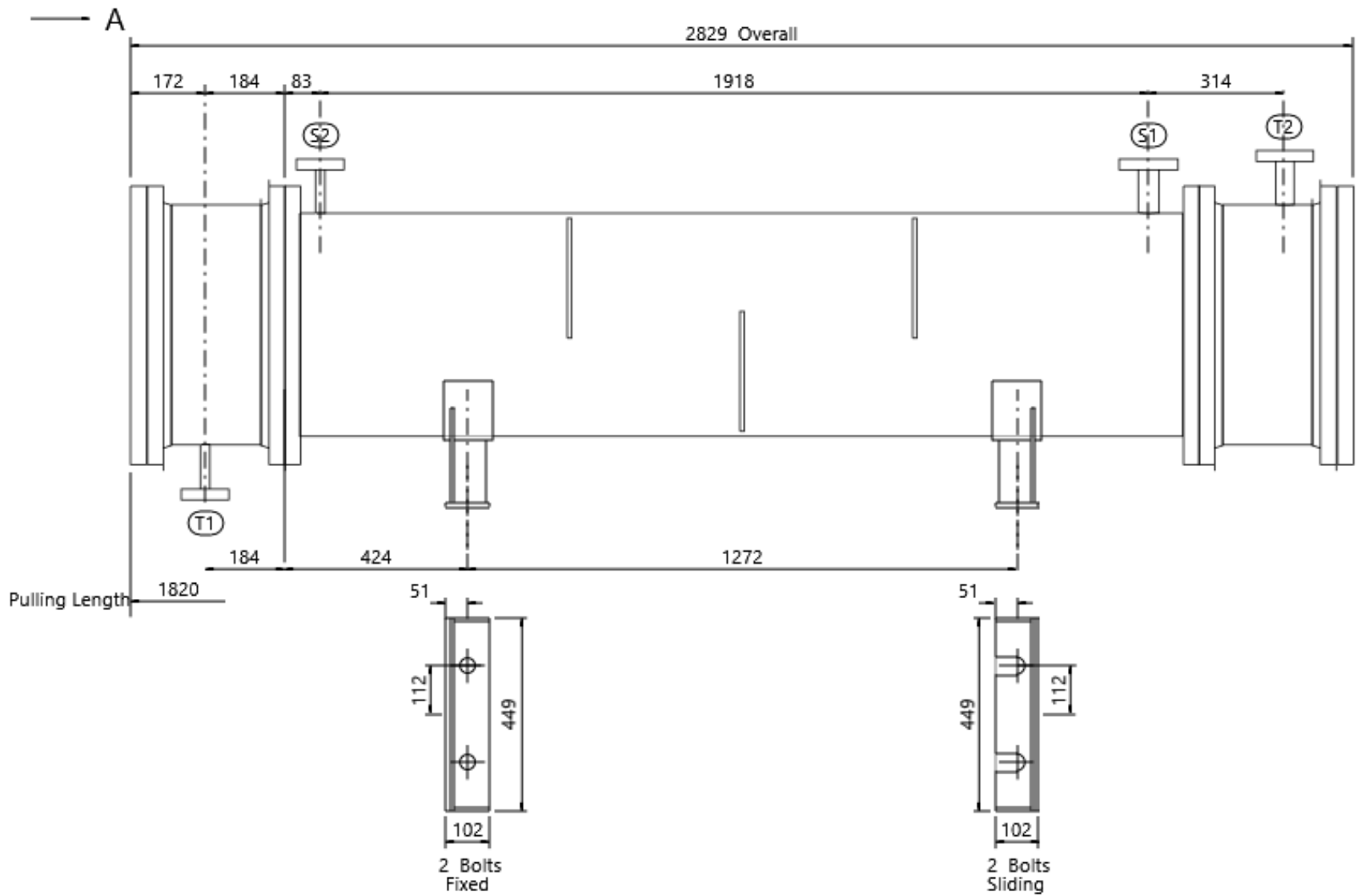
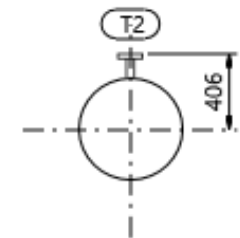
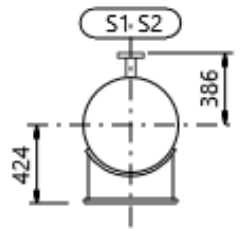
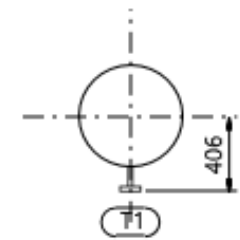


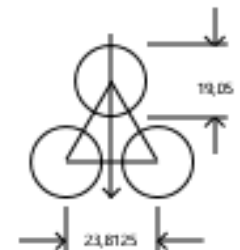
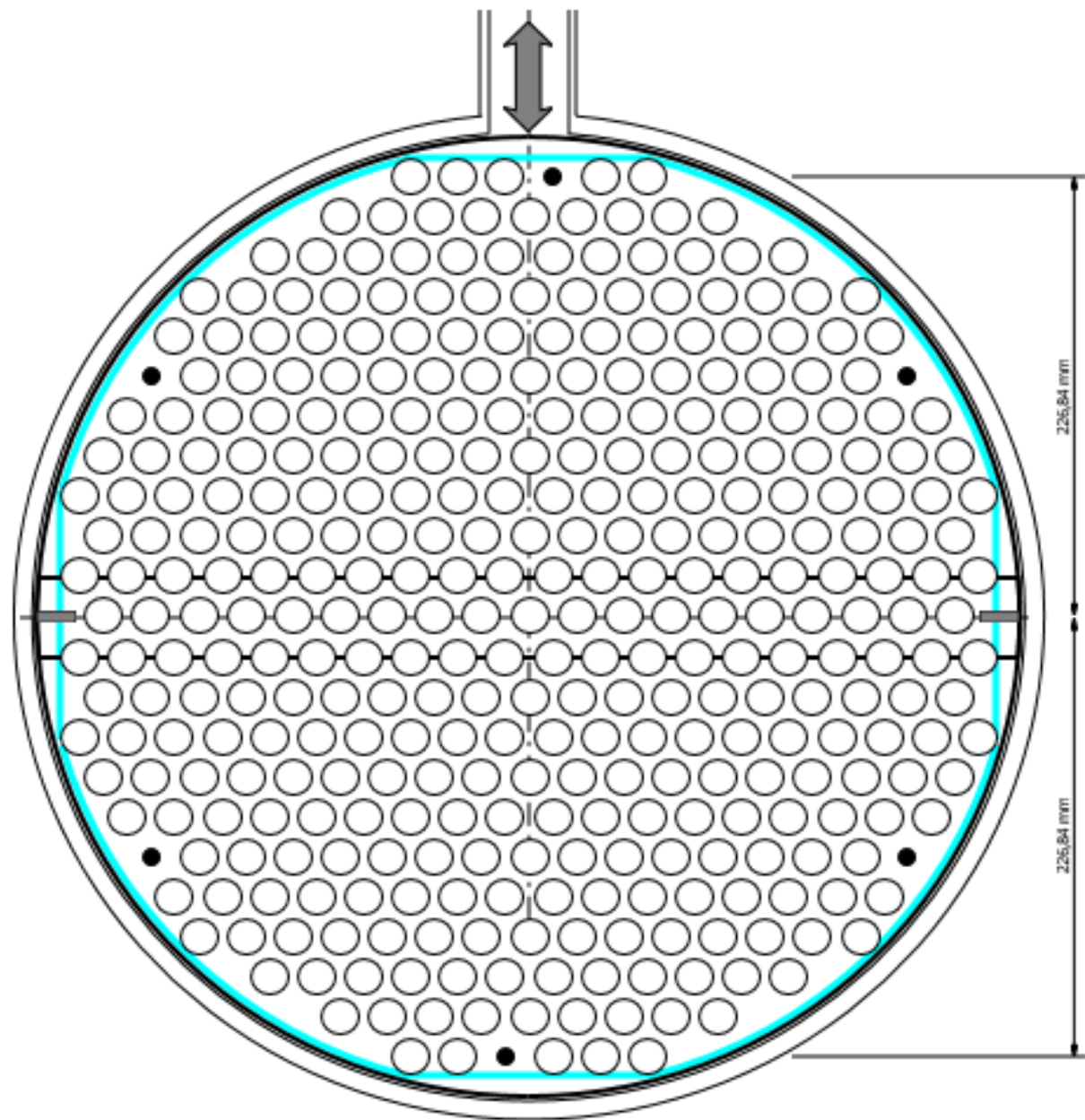
Shell inside diameter	mm	800
Front head inside diameter	mm	800
Outer tube limit	mm	787,3
Tube number (calcs.)		949
Tube number (layout)		949
Tube length	mm	2617,2
Tube O.D.	mm	19,05
Tube pitch	mm	23,8125
Tube pattern		30
Tube passes		1
Tie rod number		6
Tie rod diameter	mm	12,7
Sealing strips (pairs)		3
Baffle type		Single segmental
Centre to outer baffle cut	mm	123,7333
Centre to inner baffle cut		
Impingement protection		None
Shell Side Inlet Nozzle Inside Diameter	mm	35,052
Shell Side Outlet Nozzle Inside Diameter	mm	13,8684
Shell Side Outlet Nozzle Inside Diameter	mm	13,8684

Company:	Aspen Shell & Tube			
Location:				
Service of Unit:				
Item No.:				
Design Codes	Tube Layout			
ASME Code Sec. VIII Div 1				
TEMA R - refinery service				
Customer Specifications	Drawing Number			
	Revision	Date	Dwg.	App.
		07/05/2019		

## **A.2. Detalle W532**

Views on arrow A



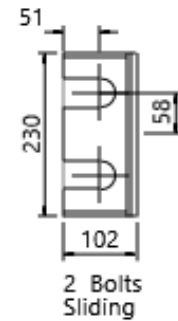
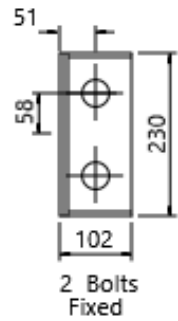
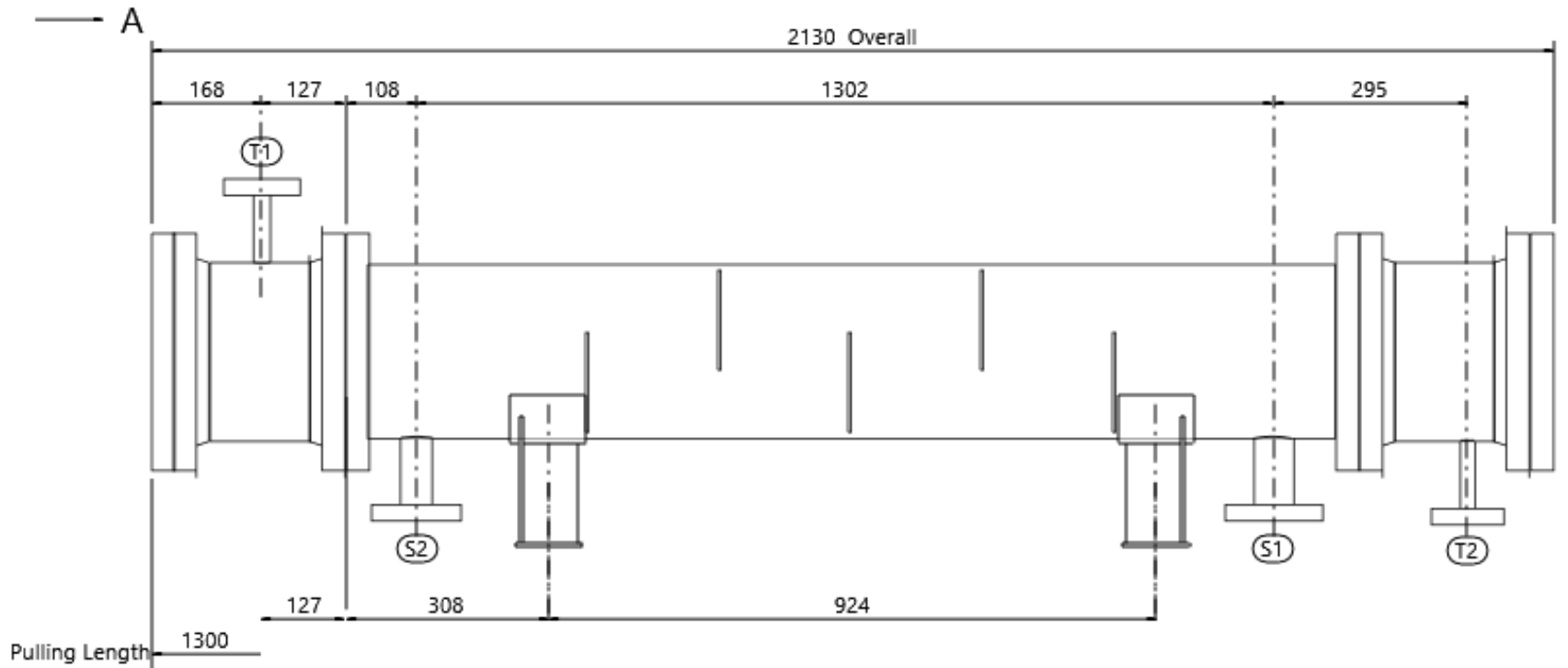
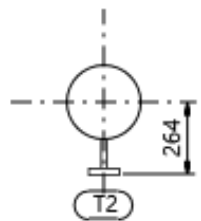
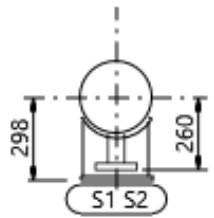
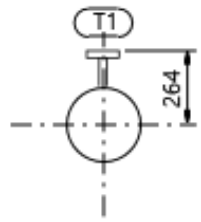


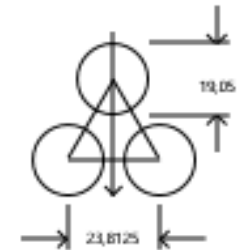
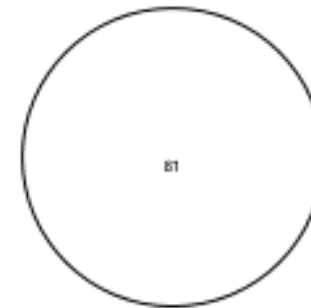
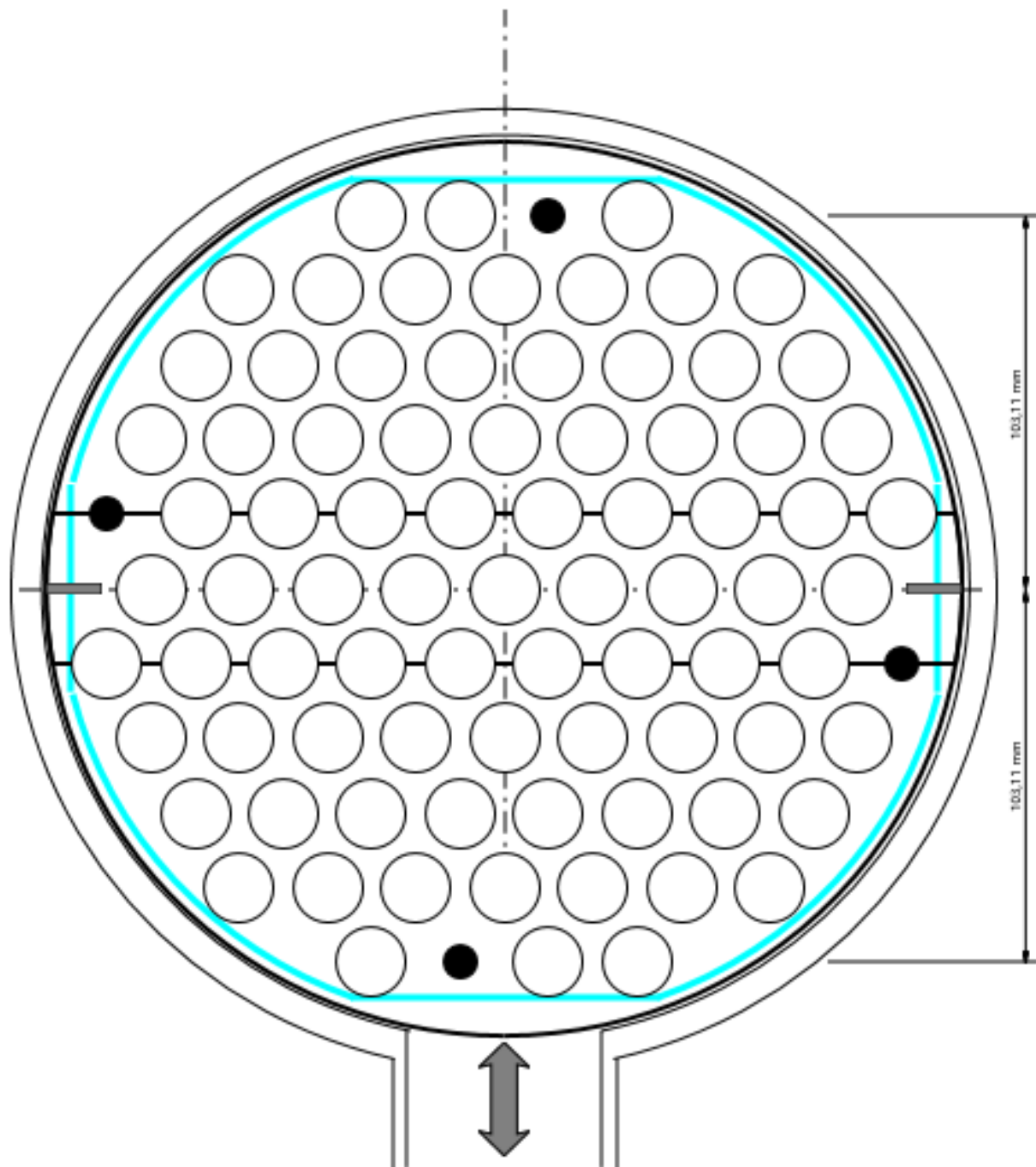
Shell inside diameter	mm	500
Front head inside diameter	mm	539,75
Outer tube limit	mm	488,8875
Tube number (calcs.)		355
Tube number (layout)		355
Tube length	mm	2118,4
Tube O.D.	mm	19,05
Tube pitch	mm	23,8125
Tube pattern		30
Tube passes		1
Tie rod number		6
Tie rod diameter	mm	9,55
Sealing strips (pairs)		1
Baffle type		Single segmental
Centre to outer baffle cut	mm	20,6222
Centre to inner baffle cut		
Impingement protection		None
Shell Side Inlet Nozzle Inside Diameter	mm	40,894
Shell Side Outlet Nozzle Inside Diameter	mm	13,8684

Company:	Aspen Shell & Tube			
Location:				
Service of Unit:				
Item No.:				
Design Codes	Tube Layout			
ASME Code Sec. VIII Div 1				
TEMA R - refinery service				
Customer Specifications	Drawing Number			
	Revision	Date	Dwg.	App.
		07/05/2019		

### **A.3. Detalle W533**

Views on arrow A





Shell inside diameter	mm	250
Front head inside diameter	mm	257,4544
Outer tube limit	mm	240,475
Tube number (calcs.)		81
Tube number (layout)		81
Tube length	mm	1539,6
Tube O.D.	mm	19,05
Tube pitch	mm	23,8125
Tube pattern		30
Tube passes		1
Tie rod number		4
Tie rod diameter	mm	9,55
Sealing strips (pairs)		1
Baffle type		Single segmental
Centre to outer baffle cut	mm	20,6222
Centre to inner baffle cut		
Impingement protection		None
Shell Side Inlet Nozzle Inside Diameter	mm	52,5018
Shell Side Outlet Nozzle Inside Diameter	mm	40,894

Company:	Aspen Shell & Tube			
Location:				
Service of Unit:				
Item No.:				
Design Codes	Tube Layout			
ASME Code Sec. VIII Div 1				
TEMA R - refinery service				
Customer Specifications	Drawing Number			
	Revision	Date	Dwg.	App.
		07/05/2019		

**A.4. Material 1.4571**



ACERO INOXIDABLE AUSTENÍTICO AL Cr-Ni-Mo ACX 280	
DESIGNACIÓN EN	DESIGNACIÓN ASTM
1.4571	316Ti
X6CrNiMoTi17-12-2	S31635

**DESCRIPCIÓN** Los aceros inoxidable austeníticos del grupo Cr-Ni-Mo contienen Mo para incrementar la resistencia a la corrosión por picaduras. El ACX 280 al estar estabilizado con Ti, tiene, además, menor susceptibilidad a la corrosión intergranular, porque se evita la precipitación de carburos de Cr en aplicaciones que impliquen su uso a temperaturas de sensibilización, como soldaduras.

COMPOSICIÓN QUÍMICA	C	Si	Mn	P	S	Cr	Ni	Mo	Ti
	≤0,060	≤0,75	≤2,00	≤0,040	≤0,015	16,50-18,00	11,00-12,50	2,00-2,50	≥ 5 (C+N)

**APLICACIONES**

- Industria química y petroquímica
- Industria alimentaria, farmacéutica y textil
- Adornos arquitectónicos
- Aplicaciones con soldadura
- Tubos y calderería
- Cisternas de vehículos

CARACTERÍSTICAS MECÁNICAS EN ESTADO DE RECOCIDO	Propiedad	Valor
	<b>Rp<sub>0,2</sub></b>	> 240 N/mm <sup>2</sup>
	<b>Rm</b>	540 - 690 N/mm <sup>2</sup>
	<b>Alargamiento</b>	> 40%
	<b>Dureza</b>	< 210 HB

**PROPIEDADES FÍSICAS** A 20°C presenta una densidad de 8 kg/dm<sup>3</sup> y un calor específico de 500 J/kg·K

	20°C	100°C	200°C	300°C	400°C	500°C
<b>Módulo de elasticidad (GPa)</b>	200	194	186	179	172	165
<b>Coefficiente medio dilatación térmica entre 20°C (10<sup>-6</sup> x K<sup>-1</sup>) y</b>	-	16,5	17,5	18	18,5	19
<b>Conductividad térmica (W/m·K)</b>	15	16,2	-	-	-	21,5
<b>Resistividad eléctrica (Ω·mm<sup>2</sup>/m)</b>	0,75	-	-	-	-	-

**SOLDADURA** Los consumibles recomendados son los siguientes:

Electrodos revestidos	Alambres y varillas	Electrodos huecos
E 19 12 3 Nb 316L	G 19 12 3 Nb (GMAW) W 19 12 3 Nb (GTAW) P 19 12 3 Nb (PAW) S 19 12 3 Nb (SAW) 316L	T 19 12 3 Nb 316L

**CORROSIÓN POR PICADURAS E INTERSTICIAL** El acero ACX 280 es más resistente a la corrosión por picaduras y a la corrosión intersticial que el ACX 120. Los inoxidable de la familia Cr-Ni se pueden emplear en medios que contengan hasta 200 ppm de iones cloruros, mientras que los de la familia Cr-Ni-Mo pueden estar en contacto con soluciones de hasta 1000 ppm.



<b>RESISTENCIA A LA CORROSIÓN</b>	<p>Los aceros inoxidable austeníticos de la familia Cr-Ni-Mo, presentan mejores propiedades de resistencia a la corrosión generalizada y atmosférica que los aceros inoxidable Cr-Ni.</p> <p>Presentan una velocidad de corrosión inferior a 0,10 mm/año cuando están en contacto con los siguientes medios:</p> <ul style="list-style-type: none"><li>- Ácido fosfórico al 20% en ebullición.</li><li>- Ácido sulfúrico al 20% a temperatura ambiente.</li><li>- Ácido tartárico al 60% a 80°C.</li><li>- Ácido acético al 50% en ebullición.</li><li>- Ácido fórmico al 100% a 60°C.</li><li>- Cerveza.</li><li>- Leche.</li><li>- Ácido oleico al 100% a 180°C.</li><li>- Gasolina.</li></ul>
<b>CORROSIÓN BAJO TENSIONES</b>	<p>La corrosión bajo tensiones puede ocurrir en los aceros inoxidable austeníticos cuando están sometidos a esfuerzos de tracción en medios con iones cloruros y temperaturas superiores a 60°C.</p>
<b>CORROSIÓN INTERGRANULAR</b>	<p>En aplicaciones que conlleven un uso continuado en el rango de temperaturas de 450 a 850°C, u operaciones de soldadura con riesgo de sensibilización, se recomienda usar este tipo de acero, estabilizado por Ti, para así minimizar el riesgo de corrosión intergranular.</p>
<b>RESISTENCIA A LA OXIDACIÓN EN CALIENTE</b>	<p>La máxima temperatura de servicio para estos tipos de aceros en aplicaciones continuas es de 920°C. Para ciclos térmicos intermitentes la máxima temperatura de servicio es de 870°C.</p>
<b>MANTENIMIENTO SUPERFICIAL</b>	<p>Es imprescindible realizar periódicamente unas adecuadas prácticas de limpieza para conservar las superficies de forma indefinida y obtener las mejores prestaciones del acero inoxidable.</p> <p>Para la correcta limpieza, se recomienda el empleo de agua y jabones de tipo neutro, aplicados con una bayeta o cepillo que no arañe al inoxidable. Finalizar siempre la operación con un buen enjuagado con agua, para conseguir la completa eliminación del producto limpiador empleado.</p> <p>Se deben evitar los productos clorados. En caso de que sea imprescindible su uso, el contacto ha de ser mínimo y tiene que ir seguido por un abundante enjuagado con agua.</p>
<b>ESPECIFICACIONES</b>	<p>Los aceros inoxidable austeníticos del grupo Cr-Ni-Mo están incluidos en las principales normas internacionales.</p> <p>Pueden ser suministrados de acuerdo a los requerimientos de las normas EN, ASTM, ASME, AMS, QQS, MILS.</p> <p>Los inoxidable del grupo Cr-Ni-Mo están homologados según:</p> <ul style="list-style-type: none"><li>- PED (Pressure Equipment Directive), DGRL 97/23/EG de acuerdo con EN 10028-7 y AD2000 Merkblatt W2 y W10.</li><li>- Lloyd's Register of Shipping.</li></ul> <p>Cumplen con los requisitos de las directivas europeas de:</p> <ul style="list-style-type: none"><li>- Industria alimentaria, RE 1935/2004.</li><li>- Cromo hexavalente, ROHS.</li><li>- Aparatos eléctricos, ROHS.</li></ul>

