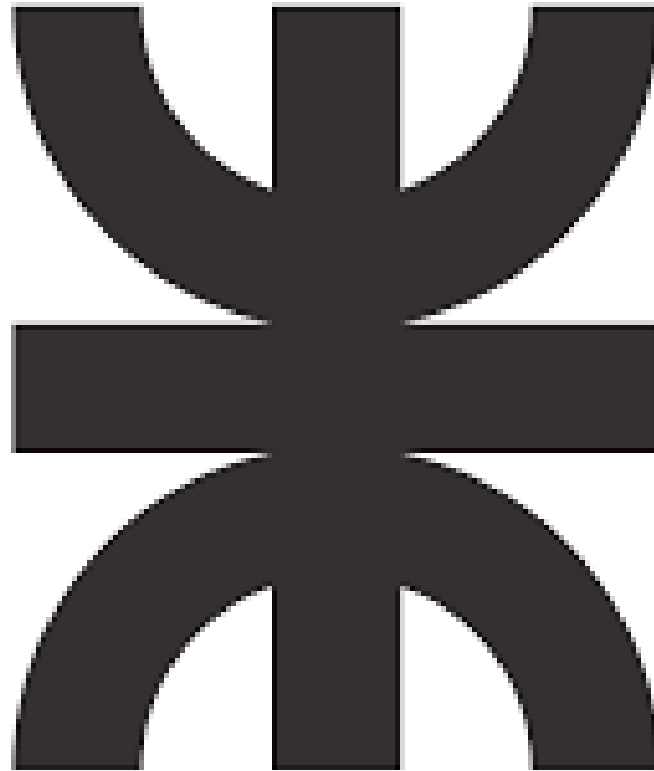


Universidad Tecnológica Nacional  
Facultad Regional Villa María



**PRODUCCION DE CIANURO DE SODIO**

PROYECTO FINAL PARA OBTENER EL GRADO EN INGENIERÍA  
QUÍMICA

**Alumno: Cipriani Nery Adrián**

**Tutor: Mg. Ing. Rubén Luis Baccifava**

**Año 2022**

# Índice

CAPÍTULO 1 OBJETIVOS Y GENERALIDADES DEL PROYECTO .....	8
1.1 Generalidades del proyecto. ....	9
1.2 Objetivos generales. ....	9
1.3 Objetivos específicos. ....	9
1.4 Resumen. ....	10
CAPÍTULO 2 DESCRIPCIÓN DEL PRODUCTO, MATERIAS PRIMAS E INSUMOS .....	11
2.1 Introducción. ....	12
2.2 Descripción del producto [NaCN]. ....	12
2.2.1 Definición. ....	12
2.2.2 Propiedades físicas y químicas. ....	12
2.2.3 Peligrosidad y riesgos. ....	12
2.2.4 Aplicaciones. ....	13
2.3 Descripción del producto intermedio [HCN]. ....	13
2.3.1 Definición. ....	13
2.3.2 Propiedades físicas y químicas. ....	13
2.3.3 Peligrosidad y riesgos. ....	13
2.3.4 Aplicaciones. ....	14
2.4 Descripción del subproducto [(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> ]. ....	14
2.4.1 Definición. ....	14
2.4.2 Propiedades físicas y químicas. ....	14
2.4.3 Peligrosidad y riesgos. ....	14
2.4.4 Aplicaciones. ....	15
2.5 Materia prima – Amoníaco [NH <sub>3</sub> ]. ....	15
2.5.1 Definición. ....	15
2.5.2 Propiedades físicas y químicas. ....	15
2.5.3 Peligrosidad y riesgos. ....	15
2.5.4 Aplicaciones. ....	15
2.6 Materia prima – Metano [CH <sub>4</sub> ]. ....	16
2.6.1 Definición. ....	16
2.6.2 Propiedades físicas y químicas. ....	16
2.6.3 Peligrosidad y riesgos. ....	16
2.6.4 Aplicaciones. ....	16
2.7 Materia prima – Hidróxido de sodio [NaOH]. ....	16
2.7.1 Definición. ....	16

2.7.2	Propiedades físicas y químicas. ....	17
2.7.3	Peligrosidad y riesgos.....	17
2.7.4	Aplicaciones.....	17
2.8	Materia prima – Ácido sulfúrico [H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> ].....	17
2.8.1	Definición. ....	17
2.8.2	Propiedades físicas y químicas. ....	18
2.8.3	Peligrosidad y riesgos.....	18
2.8.4	Aplicaciones.....	18
CAPÍTULO 3 ESTUDIO DE MERCADO.....		20
3.1	Introducción. ....	21
3.2	Producción mundial de cianuro de sodio.....	21
3.3	Demanda mundial de cianuro de sodio. ....	22
3.4	Producción nacional de cianuro de sodio. ....	23
3.5	Importaciones de cianuro de sodio. ....	23
3.6	Consumo aparente de cianuro de sodio. ....	24
3.7	Proyección de la demanda de cianuro de sodio.....	26
3.8	Análisis de la materia prima.....	28
3.8.1	Amoníaco [NH <sub>3</sub> ].....	28
3.8.2	Gas natural. ....	35
3.8.3	Hidróxido de sodio [NaOH].....	41
3.8.4	Ácido sulfúrico [H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> ].....	45
CAPÍTULO 4 LOCALIZACIÓN ÓPTIMA DE LA PLANTA.....		49
4.1	Introducción.....	50
4.2	Macro localización.....	50
4.3	Micro localización.....	51
4.4	Método de ponderaciones.....	51
4.4.1	Distancia a las materias primas.....	52
4.4.2	Distancia a los mercados.....	59
4.4.3	Mano de obra disponible.....	61
4.4.4	Características del terreno y disponibilidad de servicios.....	62
CAPÍTULO 5 DESCRIPCIÓN Y SELECCIÓN DEL PROCESO PRODUCTIVO.....		64
5.1	Introducción.....	65
5.1.1	Proceso Sohio (subproducto). ....	65
5.1.2	Proceso Shawinigan.....	66
5.1.3	Proceso BMA.....	68
5.1.4	Proceso Andrussow.....	70

5.1.5	Procesos en desarrollo.....	72
5.2	Elección del proceso.....	72
5.3	Descripción detallada del proceso Andrussow.....	73
5.3.1	Fundamentos.....	73
5.3.2	Producción de ácido cianhídrico líquido.....	74
5.3.3	Producción de cianuro de sodio.....	78
CAPÍTULO 6 CAPACIDAD PRODUCTIVA DE LA PLANTA .....		80
6.1	Introducción.....	81
6.2	Proyección de la producción óptima .....	81
6.3	Estimación de la materia prima disponible.....	82
6.4	Conclusión.....	83
CAPÍTULO 7 BALANCE DE MASA Y ENERGÍA.....		84
7.1	Introducción .....	85
7.2	Balances de masa y energía .....	85
7.3	Diagrama de flujo .....	85
7.3.1	[Zona 100] - Pre calentamiento de la alimentación.....	86
7.3.2	[Zona 200] - Reacción y neutralización del HCN.....	91
7.3.3	[Zona 300] – Sector de evaporación y cristalización del producto.....	102
CAPÍTULO 8 DISEÑO Y ADOPCIÓN DE EQUIPOS.....		107
8.1	Introducción.....	108
8.2	[Zona 100]- Pre calentamiento de la alimentación.....	109
8.2.1	Intercambiador de calor de casco y tubo E-101.....	109
8.2.2	Intercambiador de calor de casco y tubo E-102.....	109
8.2.3	Compresor de aire K-101.....	110
8.2.4	Intercambiador de calor de casco y tubo E-103.....	111
8.2.5	Mezclador de gases ME-101.....	112
8.3	Zona [200]- Síntesis y neutralización del HCN.....	113
8.3.1	Reactor de síntesis de HCN (Pt/Rh) R-201.....	113
8.3.2	Intercambiador de calor de casco y tubo E-R201.....	124
8.3.3	Intercambiador de calor de casco y tubo E-201.....	125
8.3.4	Mezclador estático ME-201.....	126
8.3.5	Intercambiador de calor E-202.....	126
8.3.6	Dimensionamiento columna C-201.....	127
8.3.7	Mezclador estático ME-202.....	131
8.3.8	Intercambiador de calor E-203.....	132
8.3.9	Dimensionamiento columna C-202.....	133



8.4	[Zona 300]-Evaporación y cristalización de la solución de NaCN.....	137
8.4.1	Secador por aspersión DR-301. ....	137
8.4.2	Intercambiador de calor E-DR301.....	141
8.4.3	Soplador de aire de enfriamiento K-301. ....	141
8.4.4	Enfriador EN-301.....	142
8.4.5	Briquetadora B-301.....	145
8.4.6	Unidades adicionales .....	146
8.4.7	Unidades adicionales (TANQUES). ....	149
8.4.8	Adopción de bombas de proceso. ....	151
CAPÍTULO 9 SERVICIOS AUXILIARES.....		155
9.1	Introducción .....	156
9.2	Suministro de agua para usos generales. ....	156
9.2.1	Adopción de tanques para el almacenamiento de agua de uso general T-G201. 156	
9.3	Suministro de agua de enfriamiento de la planta. ....	157
9.3.1	Consumo de agua de enfriamiento.....	157
9.3.2	Adopción de los tanques para el almacenamiento de agua de reposición para enfriamiento T-CT201.....	158
9.3.3	Adopción del sistema de tratamiento de agua AB-201. ....	158
9.3.4	Adopción de sistema de refrigeración de agua. ....	159
9.3.5	Adopción de bombas para el agua de enfriamiento.....	161
9.4	Servicio de vapor (integración energética). ....	162
9.5	Servicio de gas natural.....	164
CAPÍTULO 10 CONTROL DE CALIDAD .....		166
10.1	Introducción. ....	167
10.2	Plan de calidad. ....	167
10.2.1	Plan de calidad para materias primas. ....	167
10.2.2	Plan de calidad para el proceso. ....	170
10.2.3	Plan de calidad para producto final y subproducto. ....	172
10.3	Registros.....	173
10.4	Técnicas de análisis.....	175
10.4.1	Determinación de humedad por titulación según Karl Fischer. ....	175
10.4.2	Determinación de alcalinidad total y contenido de carbonatos en soda caustica al 50% y producto final.....	176
CAPÍTULO 11 OBRAS CIVILES .....		178
11.1	Introducción. ....	179
11.2	Descripción general del establecimiento.....	179

11.2.1	Puesto de control.....	181
11.2.2	Estacionamiento. ....	182
11.2.3	Comedor.....	182
11.2.4	Baños y vestuarios. ....	182
11.2.5	Sala de control, dpto. de Ingeniería y producción. ....	182
11.2.6	Oficinas/administración. ....	183
11.2.7	Taller de mantenimiento.....	183
11.2.8	Laboratorio. ....	183
11.2.9	Almacenamiento de producto terminado.....	183
CAPÍTULO 12 INSTALACIONES ELÉCTRICAS .....		185
12.1	Introducción. ....	186
12.2	Descripción de la instalación eléctrica.....	186
12.2.1	Transformador.....	186
12.2.2	Tableros eléctricos.....	186
12.2.3	Tomacorrientes.....	187
12.2.4	Conductores eléctricos.....	187
12.2.5	Bandejas de cables.....	187
12.2.6	Elementos de protección. ....	187
12.2.7	Generador de emergencia.....	188
12.2.8	Pararrayos. ....	188
12.2.9	Corrector de factor de potencia. ....	188
12.2.10	Iluminación. ....	188
12.2.11	Iluminación de emergencia. ....	189
12.3	Consumo de energía eléctrica de los equipos de proceso.....	189
12.4	Sistema de iluminación. ....	189
12.4.1	Determinación del nivel de iluminación requerido para cada ambiente.....	190
12.4.2	Adopción de tipos de luminarias para iluminación.....	190
12.4.3	Cálculo de cantidad de luminarias requeridas. ....	191
12.4.4	Consumo energético total del sistema de iluminación.....	194
12.5	Consumo global de energía eléctrica de la planta.....	195
CAPÍTULO 13 ORGANIZACIÓN INDUSTRIAL .....		196
13.1	Introducción. ....	197
13.2	Tipo de empresa.....	197
13.2.1	Constitución de la Sociedad Anónima (S.A). ....	198
13.2.2	Trámites para la puesta en funcionamiento de la empresa.....	198
13.3	Organización interna.....	198

13.4	Distribución jerárquica por departamentos.....	199
13.5	Personal necesario.....	199
13.6	Descripción de funciones por puestos.....	200
13.6.1	Gerente general.....	200
13.6.2	Departamento de Producción.....	201
13.6.3	Departamento de calidad.....	202
13.6.4	Departamento de mantenimiento y seguridad industrial.....	203
13.6.5	Departamento de administración.....	204
13.6.6	Departamento de Recursos Humanos.....	204
13.6.7	Departamento de Logística.....	205
13.6.8	Departamento de Comercialización.....	206
13.7	Programación de la producción y turnos de trabajo.....	206
CAPÍTULO 14 ESTUDIO ECONÓMICO FINANCIERO .....		208
14.1	Introducción.....	209
14.2	Inversión total.....	209
14.2.1	Activos fijos.....	210
14.2.2	Activos nominales.....	216
14.2.3	Capital de trabajo.....	217
14.2.4	Inversión total del proyecto.....	218
14.3	Costos totales de producción.....	219
14.3.1	Costos directos de producción.....	219
14.3.2	Costos indirectos de producción.....	221
14.3.3	Costos fijos indirectos.....	223
14.3.4	Costos generales.....	224
14.4	Costo de producción unitario del NaCN.....	225
14.5	Ingresos por ventas.....	226
14.6	Financiación del proyecto.....	227
14.7	Evaluación económica.....	228
14.7.1	Estado de resultados.....	228
14.7.2	Indicadores.....	231
14.7.3	Análisis de sensibilidad.....	233
14.8	Conclusiones.....	236
CONCLUSIÓN FINAL .....		237
BIBLIOGRAFÍA .....		<b>Error! Bookmark not defined.</b>
PLANOS .....		242

# **CAPÍTULO 1**

## **OBJETIVOS Y GENERALIDADES DEL PROYECTO**

## 1.1 Generalidades del proyecto

En el presente proyecto se analiza la factibilidad técnico-económica de instalar una planta de producción de cianuro de sodio utilizando el método de producción que se considere más apropiado, con el fin de obtener un producto competitivo en cuanto a precio y calidad. El interés en el cianuro de sodio en particular surge de la necesidad de cubrir las importaciones de este compuesto dada su demanda en aumento.

Se procederá a realizar un análisis de la situación del mercado nacional e internacional en forma global, obteniendo a partir de los datos actuales, estimaciones de las tendencias futuras de producción, consumo y precios tanto de la materia prima como del producto, lo que posibilita la toma de las decisiones adecuadas a cerca de la manera de llevar a cabo el desarrollo del proyecto en cuanto a la ubicación de la planta, los mercados proveedores y consumidores, e incluso, la capacidad productiva, el proceso productivo, diseño y adopción de equipos y fuentes de energía para el proceso.

Posteriormente, se determina la localización de la planta productora de cianuro de sodio, analizando los factores que inciden sobre todo en carácter económico lo cual permite optimizar la producción.

A partir del proceso de producción elegido considerando las ventajas y desventajas, se realiza el diseño de la planta de producción.

Teniendo en cuenta, factores como demanda, materia prima, y tecnología disponible, se determina la capacidad instalada para satisfacer la demanda del producto.

Por último, se realiza un estudio económico-financiero que permitirá evaluar la viabilidad económica del proyecto elegido.

## 1.2 Objetivos generales

- Determinar la viabilidad técnico-económica de un proyecto de inversión para la realización de una planta de obtención de cianuro de sodio [NaCN] y sulfato de amonio  $[(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4]$ , previa síntesis de ácido cianhídrico utilizando como materias primas amoníaco  $[\text{NH}_3]$ , metano  $[\text{CH}_4]$ , ácido sulfúrico  $[\text{H}_2\text{SO}_4]$  e hidróxido de sodio  $[\text{NaOH}]$ .
- Integrar los conocimientos y habilidades profesionales del ingeniero químico adquiridos durante la carrera para poder llevar a cabo las tareas involucradas en el proyecto.

## 1.3 Objetivos específicos

- Determinar las características del mercado nacional e internacional del cianuro de sodio [NaCN], analizando las materias primas de partida, consumo y evolución de su producción dado los valores actuales e históricos de los mismos.
- Establecer la capacidad de producción óptima teniendo en cuenta la demanda y las limitaciones de producción.
- Analizar los diferentes procesos de producción del cianuro de sodio a fin de seleccionar el método más conveniente.
- Utilizar ingeniería básica y de detalle para efectuar los balances de masa y energía del proceso, como así también el diseño de los equipos involucrados en éste, incluyendo los servicios auxiliares.
- Realizar un análisis técnico que avale la posibilidad o no, de llevar a cabo el proyecto propuesto.

- Realizar un estudio económico-financiero para evaluar la viabilidad de la planta productora de cianuro de sodio.

## 1.4 Resumen

El presente proyecto detalla la viabilidad técnica y económica para la producción de cianuro de sodio en briquetas destinado a la industria minera en la República Argentina. Se realiza un estudio de mercado del compuesto en cuestión detallando su demanda pasada y futura. Dado que éste compuesto requiere la previa síntesis del ácido cianhídrico, se hace una revisión de las posibles vías para poder obtenerlo valorando rendimientos, aspectos energéticos y los inconvenientes que presenta cada proceso, resultando la alternativa más apropiada para llevar a cabo la síntesis el proceso Andrussow. Con un estudio detallado del mercado se define la capacidad productiva que debe tener la planta, se analiza la disponibilidad de las materias primas e insumos que consume el proceso y la ubicación que debe tener la planta para poder minimizar costos (particularmente transporte). Posteriormente se aplica ingeniería básica y de diseño para selección de las unidades necesarias procurando realizar una integración energética de la planta aprovechando su excedente de vapor de alta presión. Por último, se hace un estudio económico financiero detallado del proceso haciendo uso de los indicadores TIR, VAN, PRI, relación beneficio/costo y un análisis de sensibilidad para poder valorar su viabilidad.

Palabras clave: Amoníaco, metano, hidróxido de sodio, ácido sulfúrico

# **CAPÍTULO 2**

## **DESCRIPCIÓN DEL PRODUCTO, MATERIAS PRIMAS E INSUMOS**

## 2.1 Introducción

En este capítulo se describe la materia prima y los insumos necesarios para llevar a cabo la síntesis del ácido cianhídrico, como así también detallar el producto principal del proceso (cianuro de sodio), y los subproductos generados. Para la producción del cianuro de sodio se requiere la previa síntesis del ácido cianhídrico a partir del amoníaco y el metano, dos materias primas abundantes en producción y disponibilidad.

## 2.2 Descripción del producto [NaCN]

### 2.2.1 Definición

El cianuro de sodio o cianuro sódico (NaCN) es la sal sódica del ácido cianhídrico (HCN), es un compuesto químico altamente tóxico, Se trata de un compuesto sólido e incoloro que se hidroliza fácilmente en presencia de agua y dióxido de carbono para dar carbonato de sodio y ácido cianhídrico. Tiene un olor característico a almendras amargas. (Wikipedia [NaCN], 2021)

### 2.2.2 Propiedades físicas y químicas

- Aspecto y color: Polvo cristalino, blanco delicuescente.
- Olor: Inodoro (cuando está seco) o con un ligero olor ácido (cuando está húmedo).
- Presión de vapor: No aplicable.
- Densidad relativa (agua=1): 1.6.
- Solubilidad en agua: 58 g/ 100 ml a 20°C.
- Punto de ebullición: 1496°C.
- Punto de fusión: 564°C.
- Estado de agregación: Sólido Apariencia Incoloro.
- Masa molar: 49,01 g/mol.
- Constante de disociación:  $K_h = 2,5 \times 10^{-5}$ . Se hidroliza en solución acuosa generando cianuro de hidrógeno HCN.

### 2.2.3 Peligrosidad y riesgos

El cianuro de sodio, al igual que otras sales de cianuro solubles, es un grupo de venenos con la característica de actuar en forma rápida.

El NaCN es un potente inhibidor de la respiración, que actúa sobre el citocromo oxidasa mitocondrial y por lo tanto sobre el bloqueo del transporte de electrones. Esto resulta en una disminución del metabolismo oxidativo y en la utilización de oxígeno. La acidosis láctica se produce entonces como consecuencia del metabolismo anaeróbico. Una dosificación oral tan pequeña como 200-300 mg puede ser fatal.

Acorto plazo, respirar cianuro de sodio puede irritar la nariz, la garganta y los pulmones, causando tos, respiración con silbido o falta de aire. La alta exposición puede causar dolor de cabeza, mareo, latidos rápidos e incluso pérdida conocimiento y muerte.

A largo plazo sobre la salud, hay indicios limitados de que el cianuro de sodio es un teratógeno<sup>1</sup> en animales.

---

<sup>1</sup> Un agente teratógeno es una sustancia, agente físico u organismo capaz de provocar un defecto congénito durante la gestación del feto.



## 2.2.4 Aplicaciones

El cianuro de sodio se utiliza en la minería y la industria metalúrgica:

- Como sólido o en solución para extraer minerales metálicos como es el caso del oro, plata y otros metales.
- En la galvanoplastia.
- Para baños de limpieza de metales.
- En el endurecimiento de metales.

Además de:

- Se utiliza en el revelado de fotografías.
- Producción de sustancias químicas orgánicas.
- En la industria de los plásticos.

## 2.3 Descripción del producto intermedio [HCN]

### 2.3.1 Definición

El cianuro de hidrógeno es un líquido incoloro, inflamable, ácido muy débil, venenoso, de baja viscosidad y con un olor característico a almendras amargas. Las disoluciones acuosas de cianuros, también tienen olor a almendras amargas y se descomponen lentamente en el agua; si el medio es ácido se libera cianuro de hidrógeno. Tanto el cianuro de hidrógeno, como los cianuros sólidos o en disolución son tóxicos por absorción por la piel, ingestión e inhalación. (Wikipedia [HCN], 2021)

- Fórmula molecular: HCN.
- Estructura química:



- Número de CAS: 74-90-8.

### 2.3.2 Propiedades físicas y químicas

- Masa molecular: 27.0 g/mol.
- Punto de ebullición: 26 °C.
- Punto de fusión: -13° C.
- Densidad relativa del líquido (agua = 1g/ml): 0.69 g/ml.
- Densidad relativa de vapor (aire =1g/ml): 0.94 g/ml.
- Solubilidad en agua: Miscible.
- Presión de vapor (kPa a 20° C): 82.6
- Temperatura crítica: 183.6 °C.
- Temperatura de autoignición: 538 °C.

### 2.3.3 Peligrosidad y riesgos

Una concentración de 300 partes por millón en el aire es suficiente para matar a un humano en cuestión de minutos. Su toxicidad se debe al ion cianuro CN<sup>-</sup>, que inhibe la respiración celular. Su capacidad de envenenamiento es superior a la del CO en los fuegos y permite inmovilizar a una víctima en un breve periodo de tiempo; este efecto debe ser tenido

en cuenta por los bomberos. Suele producirse por la combustión de productos sintéticos tales como ropas, moquetas, alfombras, etc.

### 2.3.4 Aplicaciones

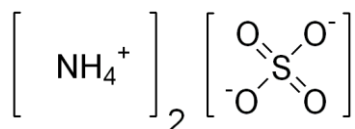
El HCN es el precursor del cianuro de sodio y el cianuro de potasio, que se utilizan principalmente en la minería. A través de la intermediación de las cianohidrinás, se preparan una variedad de compuestos orgánicos útiles a partir de HCN incluyendo el monómero metacrilato de metilo, de la acetona, el aminoácido metionina, a través de la síntesis de Strecker, y los agentes quelantes EDTA y NTA. A través del proceso de la hidrocianación, el HCN se agrega al butadieno para dar adiponitrilo, un precursor del Nylon 66.

## 2.4 Descripción del subproducto $[(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4]$

### 2.4.1 Definición

El Sulfato de Amonio es una sal formada por reacción entre Amoníaco y Ácido Sulfúrico. Se presenta en forma de cristales o gránulos de color blanco a beige. La densidad aparente está entre 0.8 y 1.1. Es soluble en agua e insoluble en alcohol. Se descompone por calentamiento a 235°C. En contacto con álcalis, desprende Amoníaco. (Wikipedia  $[(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4]$ , 2021).

- Fórmula molecular:  $[(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4]$ .
- Estructura química:



- Número de CAS: 7783-20-2.

### 2.4.2 Propiedades físicas y químicas

- Masa molar: 132.14 g/mol.
- Punto de fusión: 257 °C.
- Aspecto: En estado puro son cristales blancos en forma de rombos. En estado comercial de abono presente ligero tono amarillo.
- Densidad: En estado puro es de 1.77, pero el sulfato de amonio agrícola presenta una densidad aparente sin apelmazamiento, de 0.8 a 1.1.
- Solubilidad: 70.6 g/100 mL (0 °C), 74.4 g/100 mL (20 °C), 103.8 g/100 mL (100 °C). Insoluble en acetona, etanol y éter.
- Higroscopicidad: baja.
- Reacción del abono: Acida. Índice de acidificación = 110
- Salinidad: Índice de salinidad = 69.

### 2.4.3 Peligrosidad y riesgos

Este es un formulado de baja toxicidad. El contacto con la piel, ojos y vías respiratorias puede causar irritación. La ingestión puede causar irritación de la membrana mucosa y malestares gastrointestinales, náuseas, vómitos, diarrea.

## 2.4.4 Aplicaciones

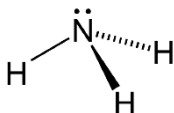
Producto exclusivamente para uso agrícola. Es un fertilizante de aplicación directa; excelente fertilizante de "inicio" o de "fondo" al momento de la siembra. Adecuado para todo tipo de terreno y cultivos; de liberación controlada (de acción inmediata y efecto prolongado) con buenas cualidades de almacenaje.

## 2.5 Materia prima – Amoníaco [NH<sub>3</sub>]

### 2.5.1 Definición

El amoníaco, es un gas incoloro con un característico olor repulsivo. El amoníaco contribuye significativamente a las necesidades nutricionales de los organismos terrestres por ser un precursor de fertilizantes. Directa o indirectamente, el amoníaco es también un elemento importante para la síntesis de muchos fármacos y es usado en diversos productos comerciales de limpieza. (Wikipedia [NH<sub>3</sub>], 2021).

- Formula molecular: [NH<sub>3</sub>].
- Estructura química:



- Numero de CAS: 7664-41-7.

### 2.5.2 Propiedades físicas y químicas

- Gas incoloro en condiciones normales, tiene un olor picante característico, que irrita los ojos y de sabor cáustico.
- Masa molar: 17 g/mol.
- Densidad del gas (0 °C y 1atm.): 0,7714 kg/m<sup>3</sup>.
- Temperatura de solidificación: -77,7 °C.
- Temperatura normal de ebullición: -33,4 °C.
- Presión de vapor a 0 °C: 415 kPa.
- Temperatura crítica: 132,4 °C.
- Presión crítica: 113atm.
- Estable a temperatura ambiente, se descompone por el calor.

### 2.5.3 Peligrosidad y riesgos

Es tóxico por inhalación, a concentraciones elevadas se produce irritación de garganta, inflamación pulmonar, daño vías respiratorias, y ojos. A mayores concentraciones puede llegar a producir edema pulmonar, o producir la muerte cuando supera las 5000 ppm. Los vapores producen irritación de ojos. Las salpicaduras de amoníaco líquido producen quemaduras y un daño irreparable en los ojos. La ingestión del amoníaco líquido provoca la destrucción de la mucosa gástrica, daños severos al sistema digestivo y puede llegar a la muerte.

### 2.5.4 Aplicaciones

- Precursor de compuestos de nitrógeno.
- Limpiador.

- Fermentación.
- Agente antimicrobiano para alimentos.
- Fertilizante agrícola.

## 2.6 Materia prima – Metano [CH<sub>4</sub>]

### 2.6.1 Definición

El metano es el hidrocarburo saturado de cadena más corta que existe. Su fórmula química es CH<sub>4</sub>, en la que cada uno de los átomos de hidrógeno está unido a un átomo de carbono a través de un enlace covalente. Es una sustancia incolora y no polar, que se presenta en forma de gas a temperaturas y presiones ordinarias, y se caracteriza por su baja solubilidad en fase líquida y elevada persistencia en la atmósfera. (Wikipedia [CH<sub>4</sub>], 2021).

Es un gas (GEI's) que ha contribuido a aumentar un 20% el efecto invernadero ya que 1 tonelada equivale a 25 toneladas de CO<sub>2</sub> en términos de emisión. (obccd.org, 2021).

### 2.6.2 Propiedades físicas y químicas

- Punto de ebullición: -161 °C.
- Punto de fusión: -183 °C.
- Solubilidad en agua (ml/100ml a 20°C): 3,3 (insoluble).
- Densidad relativa del gas (referencia; aire=1): 0,6.
- Temperatura de autoignición: 537°C.

### 2.6.3 Peligrosidad y riesgos

El metano no es tóxico. Su principal peligro para la salud son las quemaduras que puede provocar si entra en ignición. Es altamente inflamable y puede formar mezclas explosivas con el aire. El metano reacciona violentamente con agentes oxidantes, halógenos y algunos compuestos halogenados, también es asfixiante y puede desplazar al oxígeno en un espacio cerrado. La asfixia puede sobrevenir si la concentración de oxígeno se reduce por debajo del 19,5 % por desplazamiento.

### 2.6.4 Aplicaciones

- Combustible.
- Producción de hidrógeno, metanol, ácido acético, anhídrido acético. Cuando se emplea para producir cualquiera de estos productos químicos, el metano se transforma primero en gas de síntesis, una mezcla de monóxido de carbono e hidrógeno, mediante reformación por vapor.
- Producción clorometanos (clorometano, diclorometano, cloroformo, y tetracloruro de carbono), producidos por medio de la reacción del metano con cloro en forma de gas.

## 2.7 Materia prima – Hidróxido de sodio [NaOH]

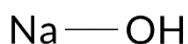
### 2.7.1 Definición

El hidróxido de sodio [NaOH], es un hidróxido cáustico usado en la industria (principalmente como una base química) en la fabricación de papel, tejidos y detergentes. Además, se utiliza en la industria petrolera en la elaboración de lodos de perforación base agua.

A nivel doméstico, son reconocidas sus utilidades para desbloquear tuberías de desagües de cocinas y baños, fabricar jabón casero, entre otros.

A temperatura ambiente, el hidróxido de sodio es un sólido blanco cristalino sin olor que absorbe la humedad del aire (higroscópico). Es una sustancia manufacturada. Cuando se disuelve en agua o se neutraliza con un ácido libera una gran cantidad de calor que puede ser suficiente como para encender materiales combustibles. El hidróxido de sodio es muy corrosivo. Generalmente se usa en forma sólida o como una solución de 50 %. (Wikipedia [NaOH], 2021).

- Fórmula molecular [NaOH].
- Estructura química:



- Número de CAS: 1310-73-2.

## 2.7.2 Propiedades físicas y químicas

- Apariencia: Sólido blanco.
- Densidad: 2100 kg/m<sup>3</sup>; 2,1 g/cm<sup>3</sup>.
- Masa molar: 40 g/mol.
- Punto de fusión: 318 °C.
- Punto de ebullición: 1390 °C.
- Solubilidad en agua: 111 g/100 mL (20 °C) / 13.89 g/100 mL (alcohol etílico a 20 °C).

## 2.7.3 Peligrosidad y riesgos

El hidróxido de sodio es irritante y corrosivo de los tejidos. Los casos más comunes de accidente son por contacto con la piel y ojos, así como inhalación de neblinas o polvo. La inhalación de polvo o neblina causa irritación y daño del tracto respiratorio. En caso de exposición a concentraciones altas, se presenta ulceración nasal.

## 2.7.4 Aplicaciones

El hidróxido de sodio se usa para fabricar jabones, crayón, papel, explosivos, pinturas y productos de petróleo. También se usa en el procesamiento de textiles de algodón, lavandería y blanqueado, revestimiento de óxidos, galvanoplastia y extracción electrolítica. Se encuentra comúnmente en limpiadores de desagües y hornos. También se usa como eliminador de pintura y por los ebanistas para quitar pintura vieja de muebles de madera. También es importante su uso en la obtención de aluminio a partir de bauxita en el proceso Bayer.

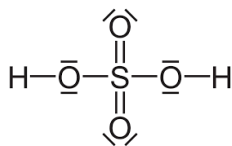
# 2.8 Materia prima – Ácido sulfúrico [H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>]

## 2.8.1 Definición

El ácido sulfúrico es un compuesto químico extremadamente corrosivo y cuya fórmula es H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>. Es el compuesto químico que más se produce en el mundo, por eso se utiliza como uno de los tantos medidores de la capacidad industrial de los países. Una gran parte se emplea en la obtención de fertilizantes. También se usa para la síntesis de otros ácidos y sulfatos y en la industria petroquímica. Dependiendo de la disolución, estos hidrógenos se pueden disociar. En agua se comporta como un ácido fuerte en su primera disociación, dando el anión hidrogenosulfato, y como un ácido débil en la segunda, dando el anión sulfato.

Tiene un gran efecto deshidratante sobre las moléculas hidrocarbonadas como la sacarosa. Esto quiere decir que es capaz de captar sus moléculas en forma de agua, dejando libre los átomos de carbono con la consiguiente formación de carbono puro. (Wikipedia [H2SO4], 2021).

- Fórmula molecular: [H2SO4]
- Estructura química:



- Número de CAS: 7664-93-9

## 2.8.2 Propiedades físicas y químicas

- Masa molar: 98 g/mol.
- Apariencia: Líquido aceitoso incoloro.
- Punto de Ebullición (760 mm Hg): [290 °C - 100%]; [(310-335) °C - 98%].
- Punto de Fusión (760 mm Hg): [(10,4-10,5) °C; 100%]; [3 °C; 98%]; [64 °C; 65%].
- Presión de vapor: 0.001 mm Hg (20 °C).
- Viscosidad: 26.7 cP (20 °C).

## 2.8.3 Peligrosidad y riesgos

El ácido sulfúrico no es muy volátil y por tanto las exposiciones del lugar de trabajo son principalmente con aerosoles o rocíos. El ácido sulfúrico es un corrosivo y puede provocar irritación severa o daño corrosivo si se inhala. El grado y la severidad de los efectos respiratorios están influenciados por factores como el estado físico y el tamaño de la partícula del aerosol, sitio de deposición, concentración y humedad. El ácido sulfúrico puede provocar daño pulmonar severo con una acumulación de fluido (edema pulmonar) de amenaza de por vida. Los síntomas de edema pulmonar incluyen tos y falta de aire y pueden retrasarse por horas y días después de la exposición. Estos síntomas se agravan con el esfuerzo físico. Daño pulmonar a largo plazo puede resultar de una severa exposición de corto plazo.

## 2.8.4 Aplicaciones

- La industria que más utiliza el ácido sulfúrico es la de los fertilizantes. El nitrosulfato amónico es un abono nitrogenado simple obtenido químicamente de la reacción del ácido nítrico y sulfúrico con amoníaco.
- Industria de los fertilizantes, la mayor parte del ácido sulfúrico se utiliza en la producción del ácido fosfórico, que a su vez se utiliza para fabricar materiales fertilizantes como el superfosfato triple y los fosfatos de mono y diamonio. Cantidades más pequeñas se utilizan para producir superfosfatos y sulfato de amonio. Alrededor del 60 % de la producción total de ácido sulfúrico se utiliza en la manufactura de fertilizantes.
- Como medio de reacción en procesos químicos orgánicos y petroquímicos involucrando reacciones como nitraciones, condensaciones y deshidrataciones.
- En la producción de pigmentos de óxido de titanio (IV), ácido clorhídrico y ácido fluorhídrico.

- En el procesado de metales el ácido sulfúrico se utiliza para el tratamiento del acero, cobre, uranio y vanadio y en la preparación de baños electrolíticos para la purificación y plateado de metales no ferrosos.
- Algunos procesos en la industria de la Madera y el papel requieren ácido sulfúrico, así como algunos procesos textiles, fibras químicas y tratamiento de pieles y cuero.

# **CAPÍTULO 3**

## **ESTUDIO DE MERCADO**



### 3.1 Introducción

El presente capítulo consiste en una evaluación de las características del mercado del cianuro de sodio, y de la materia prima para su producción. Se analiza la evolución de la demanda, consumo, comercio exterior, etc., con la finalidad de proyectar estos datos y poder sacar conclusiones acerca de las posibles características futuras del mercado.

### 3.2 Producción mundial de cianuro de sodio

Hasta el año 2013 la capacidad de producción de cianuro de sodio alcanzó las 1,3 Mt a nivel mundial, destacando la participación de la zona Asia – Pacífico (67%), Norteamérica (19%) y Europa (12%). Los países más relevantes en cuanto a capacidad de producción se indican en la

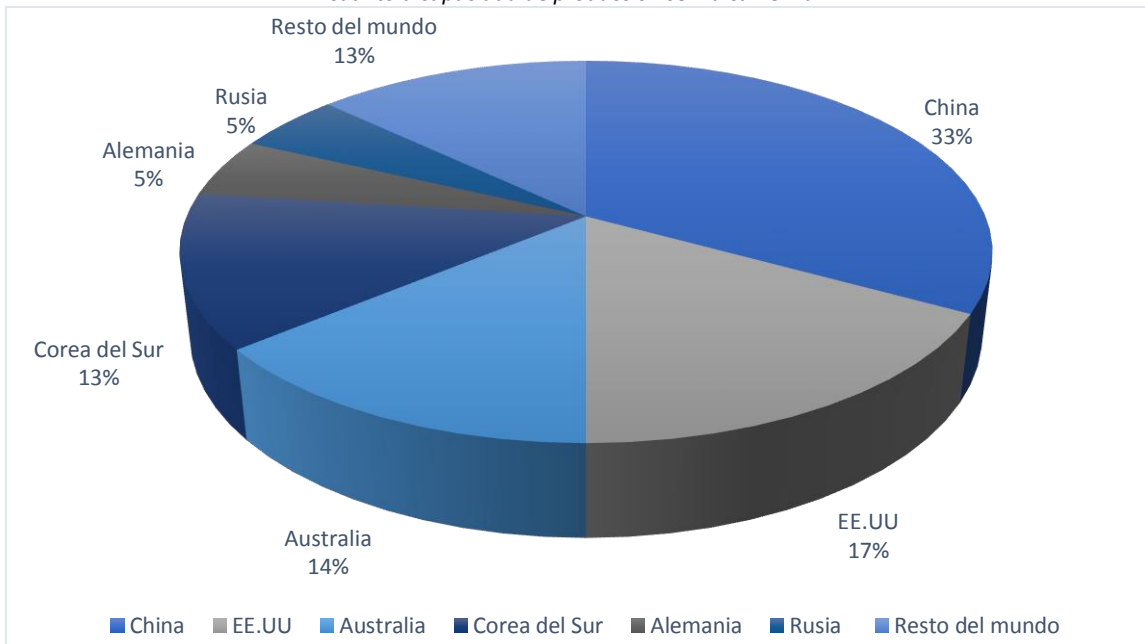


Figura 3.2-1: Capacidad de producción mundial de NaCN.

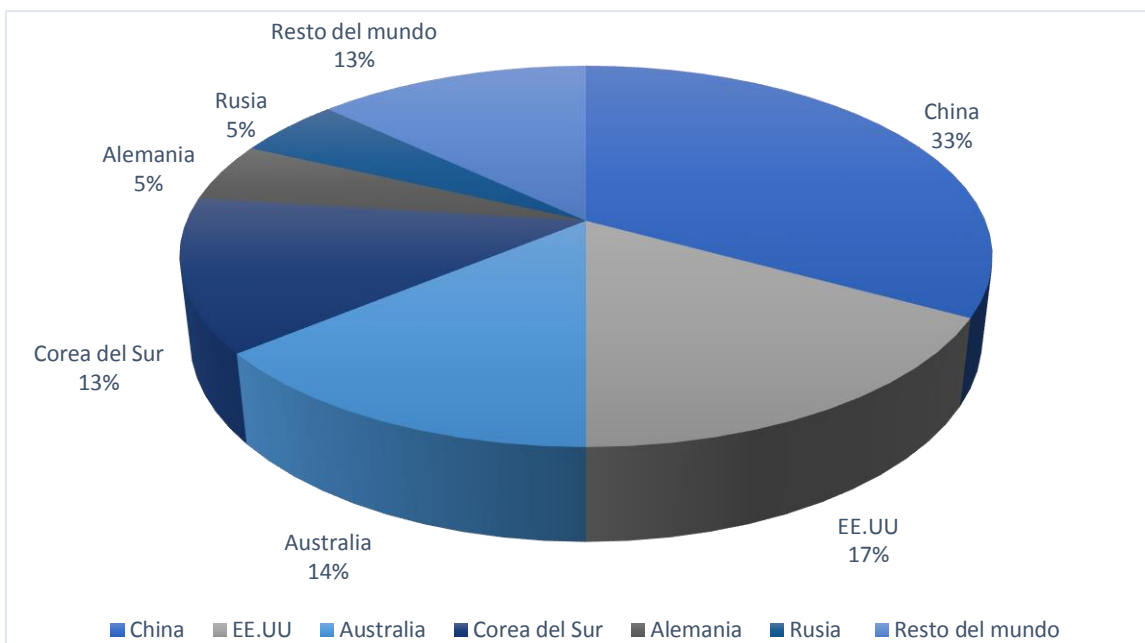


Figura 3.2-1 (Merchant research and consulting -2014, 2021).

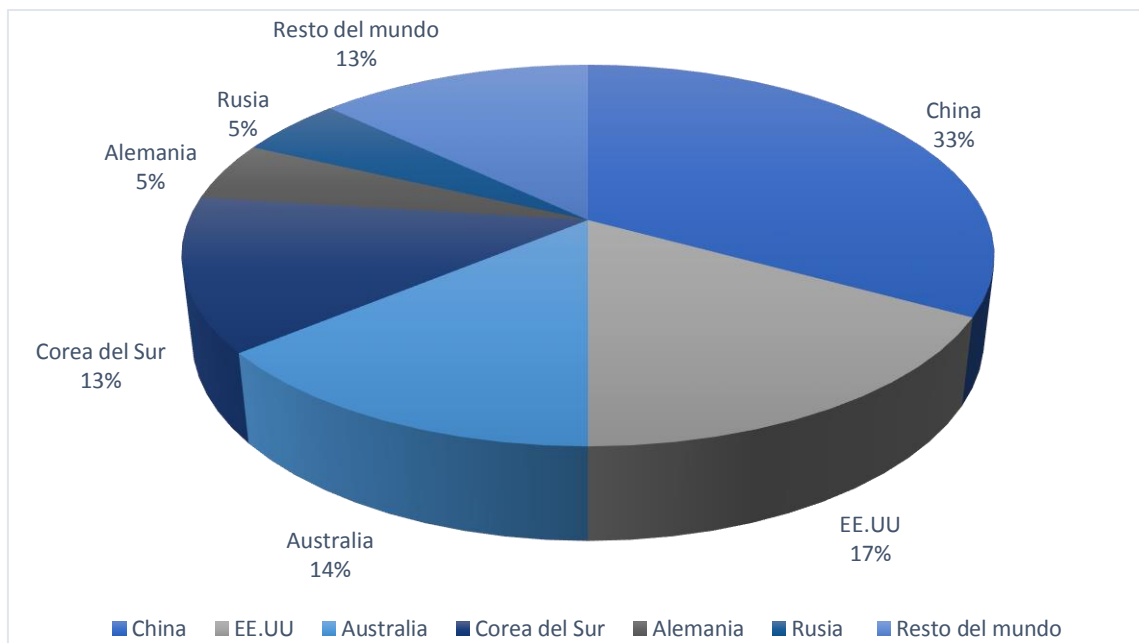


Figura 3.2-1: Capacidad de producción mundial de NaCN.

Fuente: [www.mcgroup.co.uk](http://www.mcgroup.co.uk).

En lo referente a producción, el año 2013 se llegó a las 0,88 Mt, en dónde los países de mayor capacidad de producción, indicados previamente, produjeron cerca de 0,76 Mt (un 87% de la oferta mundial). La producción mundial por países puede verse en la Tabla 3.2-1. Seguidamente en la Tabla 3.2-2 se detallan las principales empresas productoras de cianuro sódico a nivel mundial.

Tabla 3.2-1: Producción mundial de cianuro sódico por países.

País	Producción [kt]
China	291000
EE. UU	153000
Australia	119000
Corea del Sur	115000
Alemania	43000
Rusia	42000
Resto del mundo	117000

Fuente: [www.mcgroup.co.uk](http://www.mcgroup.co.uk).

Tabla 3.2-2: Principales empresas productoras de cianuro sódico a nivel mundial

Sodium Cyanide Manufacturers	Headquarters	Product Portfolio - Cyanide Form		Regional Footprint			Key Countries/Region Served	Key Clients
		Solid	Liquid	Americas	APAC	EMEA		
Cyanco International, LLC	United States	Yes	Yes	✓	x	✓	US	Kinross Gold
The Chemours Company (Dupont)	United States	Yes	No	✓	✓	x	Americas	Yamana Gold, Minoras (Honduras)
Orica Chemicals Pty.	Australia	Yes	Yes	✓	✓	✓	Global	Barrick Gold
Australia Gold Reagents	Australia	Yes	Yes	✓	✓	✓	Global	AngloGold Ashanti
Tongsuh Petrochemical	South Korea	Yes	No	✓	✓	✓	West Africa, South America	N/A
TaeKwang Industry Co, Ltd.	South Korea	Yes	No	✓	✓	✓	Africa, South America, China, Russia	AngloGold, Randgold
Anhui Shuguang Chemical Group	China	Yes	No	✓	✓	✓	China, Turkey, Kazakhstan, Mongolia	N/A
Hebei Chengxin	China	Yes	No	✓	✓	✓	West Africa, Argentina	N/A
Korund	Russia	Yes	No	✓	✓	✓	Russia	N/A
CyPlus Idesa S.A.P.I. de C.V.	Mexico	Yes	No	✓	x	x	Mexico	N/A
Proquigel Quimica S/A (Unigel Minería)	Brazil	Yes	Yes	✓	x	x	Brazil	Kinross Gold Corporation
CyPlus GmbH (Evonik)	Germany	Yes	Yes	✓	x	✓	European countries	N/A
Sasol	South Africa	No	Yes	✓	N/A	✓	South Africa	Anglo-gold Ashanti

Fuente: [www.infosysbpm.com](http://www.infosysbpm.com)

### 3.3 Demanda mundial de cianuro de sodio

Se espera que la demanda mundial de cianuro sódico experimente un crecimiento constante y aumente a una tasa compuesta anual del 4,1% durante 2017-2021. El crecimiento se atribuye a la calidad degradante de los minerales de oro y plata y al aumento de la actividad minera a nivel mundial. América del Norte aporta el 16% mientras que México aporta el 6,5% de la demanda mundial de cianuro de sodio. Se espera que el suministro global de cianuro de Sodio alcance 1,5 millones de TM para 2021, creciendo a una tasa compuesta anual de 5,1% durante 2017-2021. Esto puede apreciarse a través de la Figura 3.3-1:Proyección de la demanda mundial de cianuro sódicoFigura 3.3-1. (infosysbpm.com, 2021).

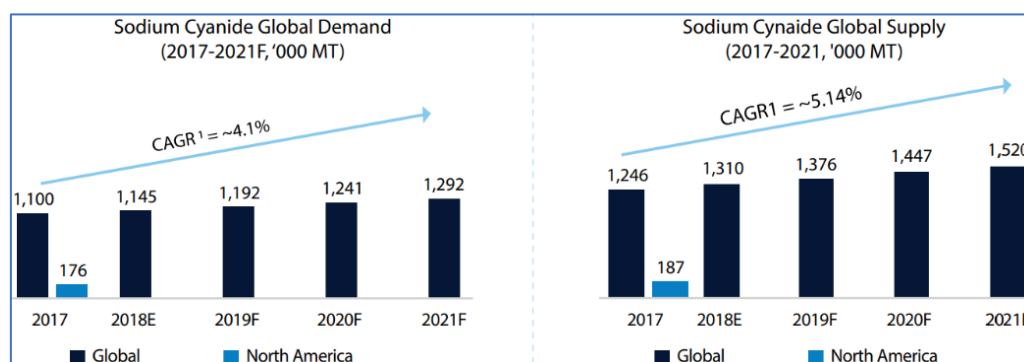


Figura 3.3-1:Proyección de la demanda mundial de cianuro sódico

Fuente: [www.infosysbpm.com](http://www.infosysbpm.com)

Si bien la demanda de cianuro de sodio ha aumentado constantemente a nivel mundial debido a la recuperación en el sector minero, el lado de la oferta (en particular la sosa cáustica) ha tenido inspecciones ambientales, cierres de plantas y una tasa de operación más baja,

especialmente en China, han llevado a una presión de oferta en los últimos tiempos. La presión de suministro actual se considera de naturaleza temporal, sin embargo, se espera que tenga un impacto en el precio del cianuro de sodio.

### 3.4 Producción nacional de cianuro de sodio

Argentina no existe ninguna industria productora de cianuro de sodio, de manera que tampoco es exportador de tal producto, por lo tanto, toda la demanda se cubre a través de las importaciones. Con una demanda en crecimiento tan alta, esto hace que sea objeto de análisis para una alternativa de inversión.

### 3.5 Importaciones de cianuro de sodio

Para saber las cantidades importaciones de cianuro de sodio al país, se recurre a dos bases de datos de la web:

- [www.scavage.com](http://www.scavage.com)
- Instituto petroquímico argentino -2019

Las cantidades importadas de cianuro sódico (en kg) se detallan a continuación en la Tabla 3.5-1.

Tabla 3.5-1: Importaciones de cianuro sódico en Argentina

AÑO	CANTIDAD IMPORTADA [kg]
2009	4076000
2010	5478000
2011	5330000
2012	5481000
2013	5551000
2014	5395000
2015	7512000
2016	7140000
2017	5994000
2018	8521000
2019	9340000

Fuente: Elaboración propia en base a datos del IPA-2019 y Scavage.

### 3.6 Consumo aparente de cianuro de sodio

El consumo aparente de cianuro de sodio es la suma de la producción nacional más las importaciones menos las exportaciones (expresadas en toneladas o kilogramos).

$$C. \text{Aparente} = \text{Prod. Nacional} + \text{Imp} - \text{Exp}$$

Con los datos previos, se puede obtener las distintas cantidades anuales demandadas a través de importaciones en el periodo considerado de 10 años (2010-2019). Los mismos serán utilizados para obtener la demanda proyectada en diez años posteriores al 2019 y así estimar la capacidad productiva de la planta en cuestión. Véase la Tabla 3.6-1.

Tabla 3.6-1: Consumo aparente de cianuro sódico

<b>AÑO</b>	<b>P.Nacional [kg]</b>	<b>Imp [kg]</b>	<b>Exp [kg]</b>	<b>C.Aparente [kg]</b>
2010	0	5478000	0	5478000
2011	0	5330000	0	5330000
2012	0	5481000	0	5481000
2013	0	5551000	0	5551000
2014	0	5395000	0	5395000
2015	0	7512000	0	7512000
2016	0	7140000	0	7140000
2017	0	5994000	0	5994000
2018	0	8521000	0	8521000
2019	0	9340000	0	9340000

Fuente: Elaboración propia en base a datos del IPA-2019 y Scavage.

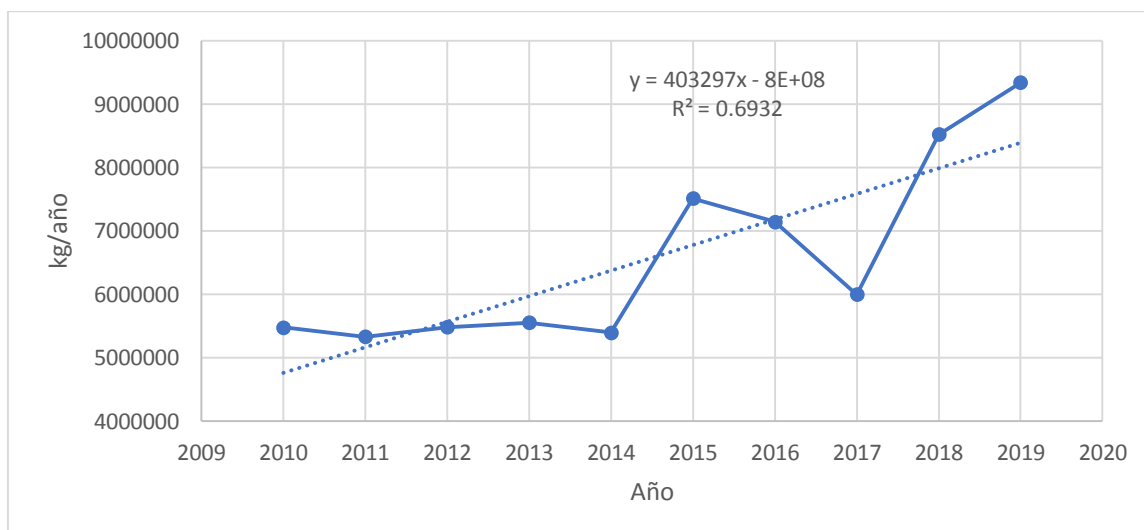


Figura 3.6-1: C.Aparente- Representación de los datos de la Tabla 3.6-1.

Con respecto a la Figura 3.6-1, antes de proceder a determinar un modelo de tendencia, se debe aislar la alteración de aquellos valores que se han visto distorsionados por factores

circunstanciales conocidos y que no han tenido una severa incidencia en los valores futuros. Cabe aclarar que el valor de consumo de cianuro sódico en el **año 2014** se vio afectado por un problema de contaminación originado en la minera Alumbreira Ltda., que explota un yacimiento en el centro-oeste de Argentina, perdiendo un juicio por contaminación, a partir de una demanda presentada por dos residentes locales que vieron afectadas sus tierras en Alpachiri, en la provincia de Tucumán.

La caída de demanda en el año 2017 se explica a través del hecho ocurrido el año anterior. El 16 de septiembre de 2016, Barrick Gold una firma afincada cerca del departamento de Iglesia, en la provincia de San Juan, informó “un incidente dentro del valle de lixiviación producto del desacople de una cañería corrugada de 18 pulgadas con solución de proceso”. El hecho motivó la suspensión de las actividades y el resguardo de las fuentes laborales de las 3.700 personas, que ocupa entre personal propio y contratado.

Analizando la serie de valores anuales correspondientes al consumo aparente de cianuro sódico, podemos encontrar una tendencia, que, expresada por una función, nos permita representar de manera aproximada el comportamiento histórico del consumo. La tendencia permitirá realizar pronósticos de consumos futuros. La función hallada tendrá una confiabilidad asociada, el cual nos dará una medida de cuan diferentes son los valores arrojados por estos respectos a los valores de la serie. Esta confiabilidad es medida por el índice “R cuadrado”, el cual, mientras más cercano a 1 se encuentra, tanto más confiable será la función de tendencia. En la Figura 3.6-2 muestra dos series de datos, la serie roja que contiene los valores distorsionados antes mencionados (años 2017 y 2014) y la serie azul contiene el valor corregido. Esta corrección de la curva original permitió mejorar la confiabilidad asociada obteniendo un  $R^2=0,92$  comparado con el obtenido previamente que era de  $R^2= 0,7$ . El método de corrección es calcular el promedio de un valor antes y después del punto en cuestión y así suavizar la curva de demanda de cianuro sódico.

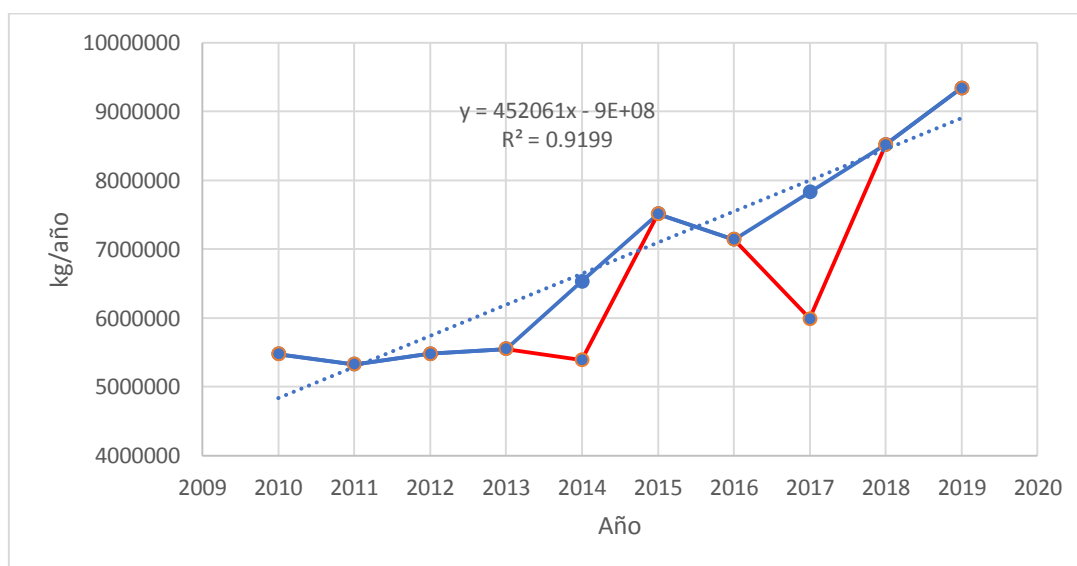


Figura 3.6-2: C.Aparente- (Corregida).  
Fuente: Elaboración propia.

### 3.7 Proyección de la demanda de cianuro de sodio

El cálculo de la proyección de la demanda se hace teniendo en cuenta los datos del consumo aparente en la Tabla 3.7-1 y utilizando el método de regresión lineal.

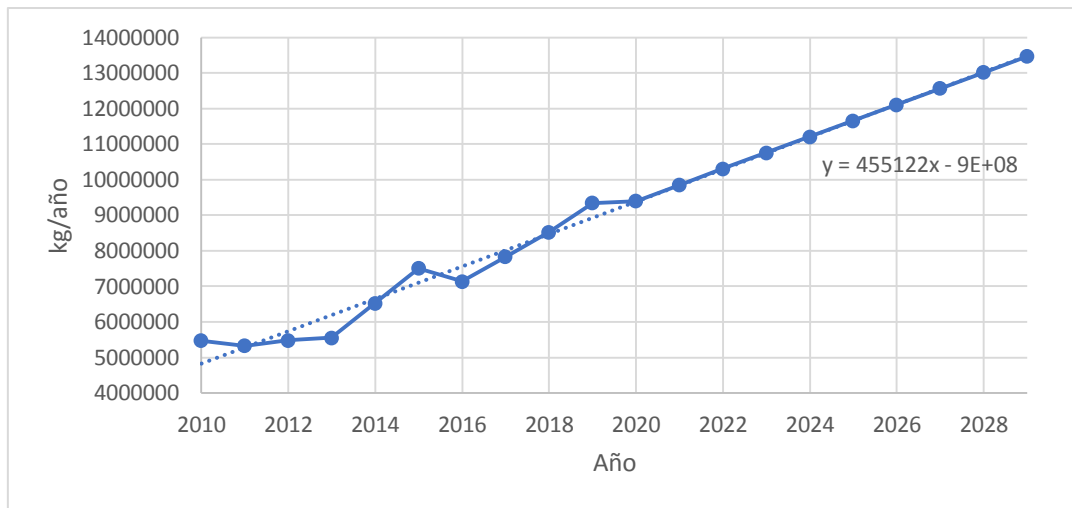
A partir de la recta de regresión ( $y = 455122x - 9E+08$ ) se puede obtener una proyección en 10 años de la demanda de cianuro sódico (expresada en kilogramos) y su respectivo gráfico. A continuación, se muestra una tabla de datos con los valores de la serie suavizada de consumo aparente y los valores proyectados (2020 a 2029).

Tabla 3.7-1: Proyección de la demanda de cianuro de sodio.

AÑO	C.APARENTE [kg]
2010	5478000
2011	5330000
2012	5481000
2013	5551000
2014	6531500
2015	7512000
2016	7140000
2017	7830500
2018	8521000
2019	9340000
2020	9398549
2021	9850610
2022	10302671
2023	10754732
2024	11206793
2025	11658854
2026	12110915
2027	12562976
2028	13015037
2029	13467098

Fuente: Elaboración propia

Figura 3.7-1: Representación de los datos de la Tabla 3.7-1 (Proyección de demanda del NaCN).



Fuente: Elaboración propia.

Se puede observar en el gráfico que la demanda nacional sigue una tendencia creciente con un aumento sostenido hasta el año 2029. La tasa de crecimiento anual es del 3.5 % aproximadamente y se espera un consumo de 13500000 kg de cianuro sódico para el año 2029.



## 3.8 Análisis de la materia prima

### 3.8.1 Amoníaco [NH<sub>3</sub>]

El análisis de la oferta de amoníaco se realiza en base a los datos de la producción nacional considerando la capacidad total instalada en la actualidad, siendo ésta de 976000 t/año. Véase la Tabla 3.8-1.

Tabla 3.8-1: Análisis de mercado del amoníaco en Argentina.

Año	P.Nacional [t]	Importacion [t]	Exportacion [t]	C.Aparente [t]
2010	597323	1042	12039	586326
2011	758699	860	54188	705371
2012	757297	222	36400	721119
2013	734205	2	45293	688914
2014	639848	1	28095	611754
2015	608529	23	34005	574547
2016	740893	2	382	740513
2017	856961	1	16692	840270
2018	627093	2	24845	602250
2019	850000	0	27630	847237

Fuente: Instituto petroquímico argentino.

#### 3.8.1.1 Producción nacional de amoníaco

Argentina posee en la actualidad, un total cuatro industrias productoras de amoníaco de las cuales tres están operativas, esto debido a que la FABRICA MILITAR RIO 3° sufrió un daño en sus instalaciones en el año 2008 quedando no operativa. Desde entonces, el amoníaco que requiere para la producción de ácido nítrico lo recibe de la planta PROFERTIL S.A situada en Bahía Blanca, provincia de Buenos Aires.

La última planta de producción de amoníaco (Austin Powder Argentina S.A), fue puesta en marcha a finales del 2019 en la provincia de Salta, con una capacidad instalada de 59000 ton/año, esto implicó un aumento de la capacidad instalada total de producción de amoníaco, respecto de las dos plantas operativas del 6.5%. Esta última planta puesta en marcha utiliza el amoníaco para la producción de ácido nítrico, y éste a su vez para la producción de nitrato de amonio en dos variantes:

- Nitrato de amonio en solución al 82.5 %.
- Nitrato de amonio de baja densidad (es la materia prima para la fabricación de agentes explosivos).

Las cuatro industrias productoras de amoníaco se detallan en la Tabla 3.8-2. Si se compara la capacidad instalada (considerando las dos plantas de mayor volumen de producción), puede decirse que se ha operado como máximo a un 95% de la capacidad instalada total de estas dos plantas en el año 2017. En los años anteriores y posteriores al 2017 se operó muy por debajo de esta capacidad, lo que da cierta seguridad al abastecimiento interno de amoníaco.

Tabla 3.8-2: Plantas productoras de amoníaco en Argentina

PRODUCTOR	LOCALIZACIÓN	CAPACIDAD INSTALADA [t/año]
FABRICA MILITAR RIO TERCERO	Río Tercero (Córdoba)	12000
BUNGE ARGENTINA S.A	Campana (Bs.As)	115000
PROFERTIL S.A	Bahía Blanca (Bs.As)	790000
AUSTIN POWWDER S.A	El Galpon (Salta)	59000

Fuente: Instituto petroquímico argentino

La distribución de la capacidad instalada total de producción de amoníaco se puede observar con más claridad en la Figura 3.8-1.

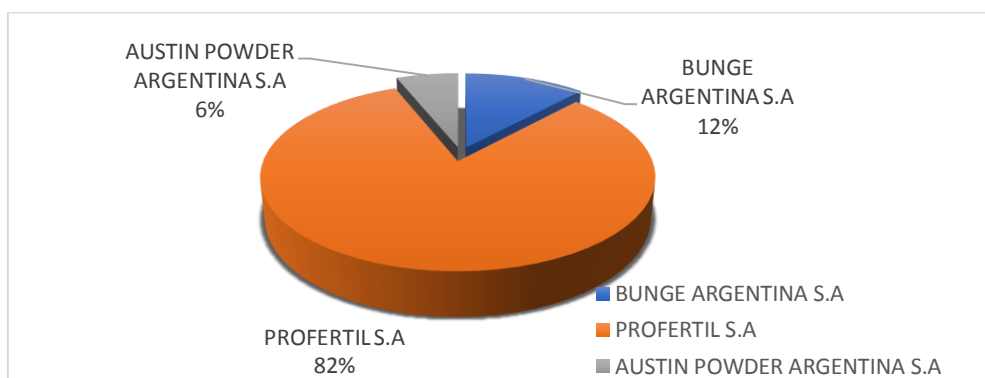


Figura 3.8-1: Distribución de la capacidad instalada.

Fuente: Elaboración propia en base a los datos del instituto petroquímico argentino.

### 3.8.1.2 Usos del amoníaco

Casi la totalidad del amoníaco sintetizado es destinado a la producción de fertilizantes nitrogenados (urea, nitrato de amonio) y en menor medida para la producción de ácido nítrico y otros usos menores. Como puede observarse a continuación, los dos mayores productores de amoníaco son también los mayores productores de urea en Argentina. Véase la Tabla 3.8-3.

Tabla 3.8-3: Plantas productoras de urea en Argentina.

PRODUCTOR	LOCALIZACIÓN	CAPACIDAD INSTALADA [t/año]
BUNGE ARGENTINA S.A	Campana (Bs.As)	180000
PROFERTIL S.A	Bahía Blanca (Bs.As)	1320000

Fuente: Elaboración propia en base a datos del Instituto petroquímico argentino.

### 3.8.1.3 Disponibilidad de amoníaco

Para calcular la disponibilidad de amoníaco en el mercado local, se resta a la producción nacional, el consumo nacional aparente calculado. Luego de esto, se realiza la proyección de la disponibilidad de amoníaco crudo como materia prima a futuro.

$$\text{Disponibilidad de NH}_3 = \text{Produccion Nacional de NH}_3 - \text{C. Aparente de NH}_3$$

Dado que el consumo aparente se define como:

$$\text{C. Aparente} = \text{Produccion Nacional} + \text{Importaciones} - \text{Exportaciones}$$

Entonces, la disponibilidad de amoníaco se reduce a:

$$\text{Disponibilidad de NH}_3 = \text{Exportaciones de NH}_3 - \text{Importaciones de NH}_3$$

El registro de disponibilidad de amoníaco en los últimos diez años se muestra en la Tabla 3.8-4.

Tabla 3.8-4: Disponibilidad de amoníaco en Argentina.

Año	P.Nacional [t]	C.Aparente [t]	Disponibilidad [t]
2009	690559	678942	11617
2010	597323	586326	10997
2011	758699	705371	53328
2012	757297	721119	36178
2013	734205	688914	45291
2014	639848	611754	28094
2015	608529	574547	33982
2016	740893	740513	25337
2017	856961	840270	16691
2018	627093	602250	24843
2019	850000	847237	27630

Fuente: Elaboración propia en base a los datos del instituto petroquímico argentino.

Como se puede observar en la Figura 3.8-2, existe un punto en el año 2016, que no es acorde a la tendencia que se reflejan años anteriores, por tal motivo se corregirá la curva de regresión tomando el valor promedio entre sus años precedentes. Esto es posible dada la justificación siguiente: En el año 2016 hubo una parada por mantenimiento de la planta PROFERTIL S.A, reduciendo de forma directa la producción de amoníaco. Para el caso 2010 no puede hacerse la misma corrección dado a que no solamente la exportación en este año fue menor en relación a los años posteriores, sino que también la producción nacional fue mucho menor por una fuerte caída en la demanda interna y externa.

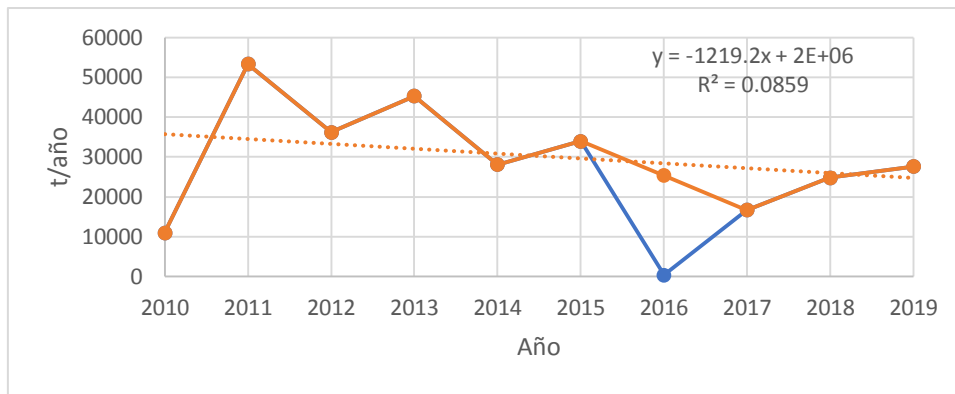


Figura 3.8-2: Disponibilidad anual de amoníaco.

Fuente: Elaboración propia en base a datos del instituto petroquímico argentino.

Teniendo en cuenta la ecuación encontrada producto del modelo de regresión realizada, se calcula la disponibilidad de amoníaco proyectando 10 años a futuro, debido a que solo se dispone de información estadística en un período de 10 años anteriores. (Tabla 3.8-5).

En cuanto al modelo de tendencia se puede decir que la función lineal encontrada, con una confiabilidad de  $R=0.0859$  no nos brinda ninguna seguridad de nuestro análisis disponibilidad.

Tabla 3.8-5: Disponibilidad futura de amoníaco

Año	Disponibilidad [t]
2010	10997
2011	53328
2012	36178
2013	45291
2014	28094
2015	33982
2016	25337
2017	16691
2018	24834
2019	27630
2020	22404
2021	21184,8
2022	19965,6
2023	18746,4
2024	17527,2
2025	16308
2026	15088,8
2027	13869,6
2028	12650,4

2029	11431,2
------	---------

Fuente: Elaboración propia en base a los datos del Instituto petroquímico argentino.

Analizando la Tabla 3.8-5 la disponibilidad de amoníaco en los últimos años ha decrecido de forma continua. No obstante, en ningún año se ha operado al 100% de la capacidad instalada total de producción.

Como se dijo anteriormente, como máximo se ha llegado a operar a un 95% de la capacidad instalada total en el año 2017 (considerando las dos plantas de mayor volumen de producción). Inclusive en este caso tan adverso, este 5% restante equivalen a 45250 ton/año el cual es una cantidad extremadamente superior a la requerida en nuestro proceso. Las cantidades requeridas de amoníaco para instalar la planta de producción de NaCN se detallará en los capítulos posteriores.

Otro factor que se tendrá en cuenta para este proyecto es situar la planta de cianuro sódico lo más cerca posible de la planta productora de amoníaco que se considere como la opción más viable y además la cercanía a los puertos ante alguna eventualidad en el suministro de amoníaco.

### 3.8.1.4 Análisis de precios del amoníaco anhidro

El precio de exportación del amoníaco anhidro en Argentina ha tenido bastante volatilidad, con un valor máximo de 573 USD/t en 2012 y un mínimo de 247 USD/t en 2017. Cabe recordar que en el año 2016 la planta PROFERTIL S.A realizó una parada por razones de mantenimiento, esto generó un descenso en las exportaciones de amoníaco. Para llenar este vacío en el valor del precio por tonelada de amoníaco se toma el promedio de un valor antes y un valor después al año 2016.

La Tabla 3.8-6 muestra los precios de exportación del amoníaco anhidro año por año. Mediante esta tabla se pretende hacer un pronóstico del precio futuro. El precio de éste en los últimos años (período 2014-2019) ha tenido una fuerte tendencia bajista.

Tabla 3.8-6: Precio por tonelada (FOB) de amoníaco anhidro

Año	Precio FOB [USD/t]
2010	413
2011	503
2012	573
2013	465
2014	555
2015	417
2016	332
2017	247
2018	209
2019	208

Fuente: Elaboración propia en base a datos del Instituto petroquímico argentino y Scavage.

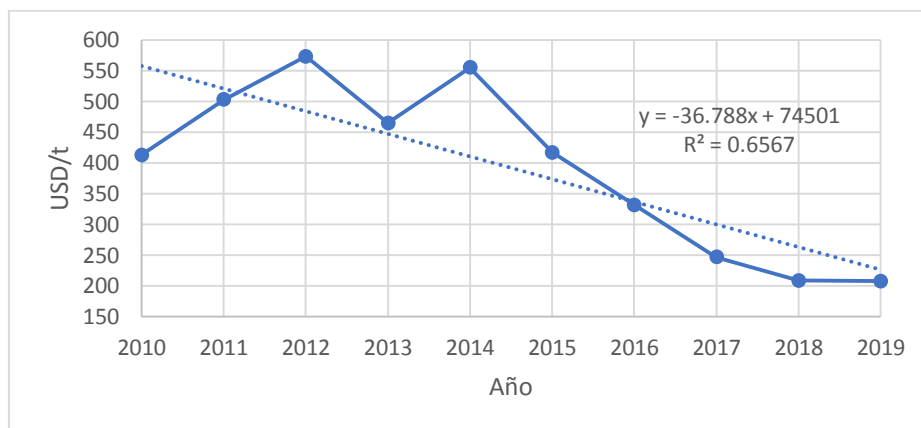


Figura 3.8-3: Representación del precio (FOB) del amoníaco en USD/t.

Fuente: Elaboración propia en base a datos de la Tabla 3.8-6.

Ahora se realiza la predicción de precios hasta el año 2029 y para lograrlo es necesario trabajar con dicha serie de precios. Lo primero que realizará, al igual que en casos anteriores es suavizar aquellos puntos que presentan anomalía en cuanto a las tendencias normales. Los dos puntos fuera de control son los años 2012 y 2014, donde el aumento en la demanda de los fertilizantes nitrogenados generó un aumento en los precios de las materias primas necesarias para producirlos (entre ellos el amoníaco).

Para suavizar aquellos puntos que presentan anomalía se toma el promedio del precio de exportación de amoníaco en los años anterior y posterior al 2012 y 2014. Véase la Tabla 3.8-7.

Si bien la tendencia marca una fuerte caída en los precios de exportación del amoníaco, puede observarse que en los últimos años (período comprendido entre 2017-2019), se puede decir que los precios han tenido cierta estabilidad.

Tabla 3.8-7: Precios FOB (USD/t) suavizados del amoníaco anhidro

Año	Precio FOB [USD/t]
2010	413
2011	503
2012	484
2013	465
2014	441
2015	417
2016	332
2017	247
2018	209
2019	208

Fuente: Elaboración propia en base a datos del Instituto petroquímico argentino y Scavage.

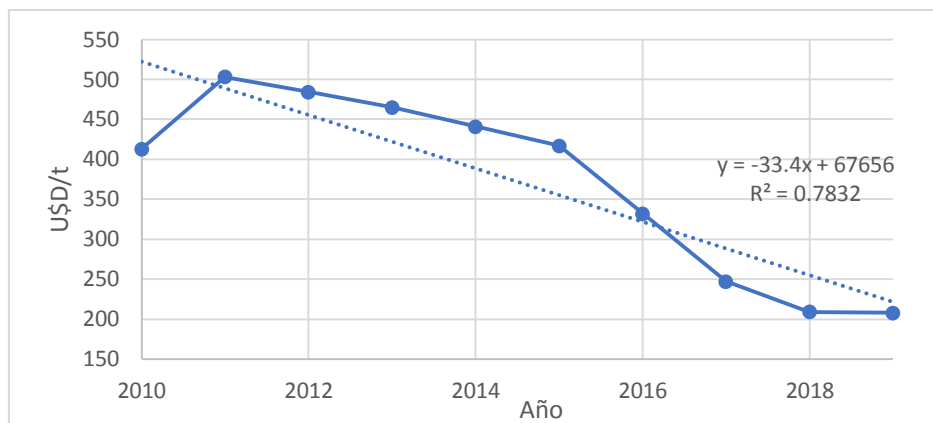


Figura 3.8-4: Precio (FOB) del amoníaco en USD/t (suavizado).  
Fuente:Elaboración propia en base a datos de la Tabla 3.8-7.

Como se puede observar en la Figura 3.8-4, el índice de confiabilidad de dicha curva de tendencia muestra un valor de  $R^2 = 0,7832$ . Esto podría parecer un valor relativamente aceptable en cuanto a confiabilidad, pero, siguiendo la línea de tendencia para hacer una proyección de los precios a futuro del amoníaco (en los próximos diez años), vemos, en la Tabla 3.8-8, que los precios caen hasta valores negativos, de manera que no sería valido tomar un precio a futuro mediante esta proyección.

Tabla 3.8-8: Proyección a futuro de los precios FOB (USD/t) del amoníaco anhidro.

Año	Precio FOB [USD/t]
2010	413
2011	503
2012	484
2013	465
2014	441
2015	417
2016	332
2017	247
2018	209
2019	208
2020	188
2021	155
2022	122
2023	89
2024	56
2025	23
2026	-10

2027	-43
2028	-76
2029	-109

Fuente: Elaboración propia en base a datos del Instituto petroquímico argentino y Scavage.

## 3.8.2 Gas natural

### 3.8.2.1 Producción de gas natural en Argentina

La producción de gas natural en Argentina en el año 2018 alcanzó los 47.000 millones de metros cúbicos. Registró un aumento de un 5,4% en el año 2018 respecto de la producción en 2017. Este incremento estuvo impulsado por la mayor producción de la cuenca Neuquina (Neuquén, Mendoza, Río Negro y La Pampa), cuyo crecimiento interanual del 8,6% (o 2,2 millones de m<sup>3</sup>) representó el 94% del incremento total de la producción de gas en Argentina en el 2018 (2,4 millones de m<sup>3</sup>).

La producción de la cuenca Austral (Santa Cruz, Tierra del Fuego y plataforma continental) se incrementó en un 7,9% entre 2017 y 2018, en tanto que la cuenca Cuyana (Mendoza y San Juan) aumentó un 1,1%. Por otro lado, las cuencas Noroeste (Jujuy, Salta, Tucumán, Santiago del Estero y Formosa) y Golfo San Jorge (Chubut, Santa Cruz y plataforma continental) cayeron 12,2% y 7,5% en términos interanuales, respectivamente. Argentina hoy produce menos gas que hace 10 años. En el 2008 la producción ascendía a 50.600 millones de m<sup>3</sup>, en tanto que en el 2018 fue de 47.000 millones de m<sup>3</sup>.

En el año 2018 de los 47.000 millones de m<sup>3</sup> de gas que produjo Argentina, el 65% fue gas convencional (30.300 millones de m<sup>3</sup>) y el 35% no convencional (16.700 millones de m<sup>3</sup>). En el año 2008 el 99% del gas argentino era convencional. Esto muestra la creciente importancia que viene teniendo Vaca Muerta y la Cuenca Neuquina en la producción de gas de nuestro país, con el aporte del Shale Gas y tight gas. La producción de gas natural por cuencas se detalla en la Tabla 3.8-9.

Tabla 3.8-9: Producción de gas natural por cuenca

Millones de m <sup>3</sup> anuales - MMm <sup>3</sup> /año						
	Austral	Golfo San Jorge	Neuquina	Noroeste	Cuyana	Total
2008	9.136	4.967	29.581	6.880	58	50.622
2009	9.918	5.191	26.972	6.280	60	48.421
2010	10.436	5.231	25.981	5.403	59	47.110
2011	10.818	4.880	25.159	4.609	61	45.528
2012	11.135	5.219	23.857	3.853	58	44.123
2013	10.514	5.234	22.642	3.260	58	41.708
2014	10.016	5.304	23.217	2.893	56	41.487
2015	9.654	5.715	24.628	2.853	54	42.903
2016	10.592	5.704	25.968	2.671	51	44.986
2017	10.682	5.348	26.141	2.401	48	44.620
2018	11.521	4.948	28.393	2.109	49	47.020
Var.% 2017/18	7,9%	-7,5%	8,6%	-12,2%	1,1%	5,4%
Var.% 2008/18	26,1%	-0,4%	-4,0%	-69,3%	-15,2%	-7,1%

Fuente: Instituto argentino de petróleo y gas y secretaría de energía de la nación.



La cuenca Neuquina en particular, que origina el 60% del gas nacional, tuvo una disminución absoluta en la última década del 4%, aunque en 2018 su producción de gas creció un 8,6% respecto de 2017. Pasó de 26.141 millones de m<sup>3</sup> en el 2017 a 28.393 millones de m<sup>3</sup>.

La cuenca Neuquina es la principal fuente de shale gas y tight gas en Argentina. La producción de shale gas en Argentina creció la interesante cifra de un 194,8% entre 2017 y 2018 y la de tight gas un 2,5% interanual. Sin embargo, es la comparación a 10 años la que evidencia la magnitud del crecimiento de la explotación no convencional de gas para Argentina. En este sentido, la producción de shale gas en Argentina durante 2018 es más de mil veces la producción en 2008; y el tight gas extraído el año pasado es 14 veces el volumen extraído en 2008. Tabla 3.8-10.

Tabla 3.8-10: Producción de gas natural en argentina por tipo

	Convencional		No convencional				Total
	Producción	% del total	Shale Gas	Tight Gas	Producción	% del total	
2008	49.914	99%	5	703	708	1%	50.622
2009	47.389	98%	10	1.021	1.032	2%	48.421
2010	45.857	97%	13	1.240	1.253	3%	47.110
2011	43.668	96%	27	1.833	1.860	4%	45.528
2012	41.695	94%	78	2.350	2.429	6%	44.123
2013	38.727	93%	190	2.792	2.982	7%	41.708
2014	36.504	88%	533	4.450	4.983	12%	41.487
2015	35.466	83%	1.163	6.274	7.437	17%	42.903
2016	34.736	77%	1.590	8.660	10.250	23%	44.986
2017	32.644	73%	2.290	9.686	11.977	27%	44.620
2018	30.340	65%	6.753	9.926	16.680	35%	47.020
Var.% 2017/18	-7,1%	-11,8%	194,8%	2,5%	39,3%	32,2%	5,4%
Var.% 2008/18	-39,2%	-34,6%	133369,2%	1311,3%	2254,5%	2434,9%	-7,1%

Fuente: Instituto argentino de petróleo y gas y secretaría de energía de la nación

Del análisis de la producción de gas natural según el tipo de recurso se desprende que la producción de gas convencional acumula una caída de casi el 40% en los últimos diez años, con un retroceso interanual del 7,1% en el último año. La evolución de la producción no convencional de gas, por su parte, resulta completamente distinta. La “no convencional” creció fuertemente en los últimos diez años, multiplicándose más de 20 veces y creciendo un 39% en el último año. Como vimos antes y como consecuencia de estos cambios, la composición del gas natural producido en Argentina ha variado notablemente. En la actualidad, la producción de shale y tight gas combinadas representan el 32,2% del gas argentino (cuando en 2008 sólo suponían el 1%) y el gas convencional representa el 65% del total (cuando diez años atrás era el 99% del agregado nacional).

El aumento de la producción argentina de gas contribuiría a disminuir las importaciones nacionales de este producto, principalmente durante los meses invernales desde Bolivia. La menor importación de gas conllevaría un ahorro de divisas y, en el futuro, debería implicar un menor precio en el mercado doméstico. A través de inversiones de capital dirigidas a producir gas licuado y electricidad térmica, Argentina podría reducir aún más el precio doméstico del insumo que propiciaría el desarrollo de actividades intensivas en gas o electricidad, al tiempo que se potenciarían las exportaciones de GNL (BOLSA DE COMERCIO DE ROSARIO, 2021).

### 3.8.2.2 Empresas productoras de gas natural

De acuerdo a los datos del IAPG, YPF es la principal originadora de gas natural en Argentina, produciendo en 2018 más de 15.000 millones de metros cúbicos de gas (MMm<sup>3</sup>), lo que equivale al 32% del total del producto nacional. La segunda operadora en términos de producción de gas es Total Austral, que el año pasado originó 11.836 MMm<sup>3</sup> que representan un cuarto del gas natural extraído en Argentina. En tercer y cuarto lugar se ubican Pan American Energy con 5.386 MMm<sup>3</sup> y Tecpetrol con 4.003 MMm<sup>3</sup>, representando el 11% y el 9% del producto nacional, respectivamente. Completa el top 5 de extractoras de gas la empresa Pampa Energía, que con una producción anual de 1.680 MMm<sup>3</sup> de gas representa el 3% del total. De forma similar a los que sucede en el mercado del petróleo, las cinco principales empresas productoras de gas natural en Argentina originan el 81% del agregado nacional. Véase la Tabla 3.8-11.

Tabla 3.8-11: Principales empresas productoras de gas natural en Argentina. Año 2018

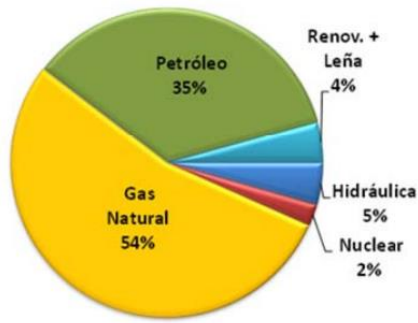
Miles de m3 anuales - Mm3	
Empresa	Producción
1 YPF S.A.	15.058.616
2 TOTAL AUSTRAL S.A.	11.836.358
3 PAN AMERICAN ENERGY (SUCURSAL ARGENTINA) LLC	5.386.242
4 TECPETROL S.A.	4.003.486
5 PAMPA ENERGIA S.A.	1.680.364
6 COMPAÑÍA GENERAL DE COMBUSTIBLES S.A.	1.603.064
7 ENAP SIPETROL ARGENTINA S.A.	1.239.754
8 PLUSPETROL S.A.	1.065.166
9 YSUR ENERGÍA ARGENTINA S.R.L.	946.629
10 SINOPEC ARGENTINA EXPLORATION INC	604.808
11 CAPEX S.A.	589.708
12 PLUSPETROL ENERGY S.A.	508.171
13 ROCH S.A.	468.370
14 PETROLERA LF COMPANY S.R.L	361.404
15 VISTA OIL & GAS ARGENTINA SA	330.510

Fuente: Instituto argentino de petróleo y gas y secretaría de energía de la nación.

### 3.8.2.3 Usos del gas natural en Argentina

Antes de detallar los usos del gas natural, se debe conocer como está compuesta la matriz energética en el país. Argentina, como lo ilustra la Figura 3.8-5, depende fuertemente de los combustibles fósiles para su aprovisionamiento energético. El petróleo y el gas contabilizan casi el 90% de la energía consumida, siendo el gas natural la componente más importante de la matriz energética, ya que aporta más de la mitad de toda la energía primaria. Análogamente, el mundo, también depende en 87% de los combustibles fósiles, pero con una participación mayor del carbón mineral, que en Argentina es mínima, inferior al 0,3%. En Argentina, las renovables son del 1.8% y la biomasa (leña, bagazo, etc.) son del orden del 2.2%.

Matriz Primaria - RA Año=2013



Matriz Energética Mundial Año=2013

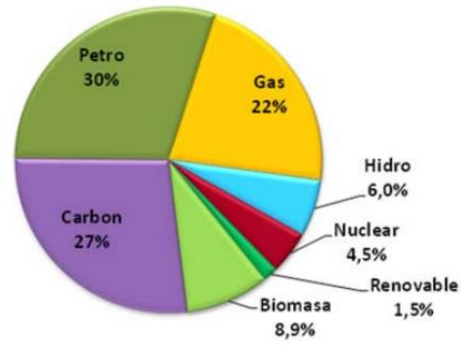
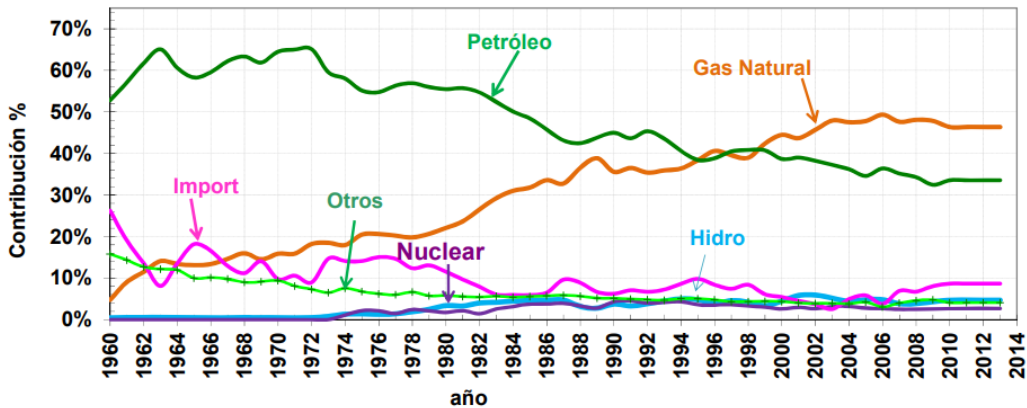


Figura 3.8-5: Matriz energética de Argentina (izquierda) y el mundo (derecha)

Fuente: Secretaría de Energía de la Nación y International Energy Agency (IEA).

En la Figura 3.8-6 se muestra la evolución en el tiempo de la matriz energética nacional durante los últimos 50 años. A partir del año 2001 y, desde hace más de una década, el gas natural es la componente principal de nuestra matriz, y su consumo se incrementa a una tasa cercana al 3,3% anual- duplicándose cada 20 años.

Figura 3.8-6: Evolución de la matriz energética

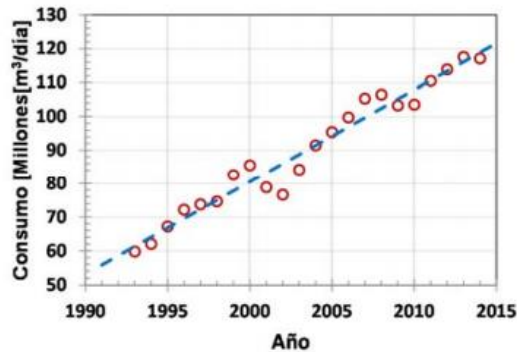
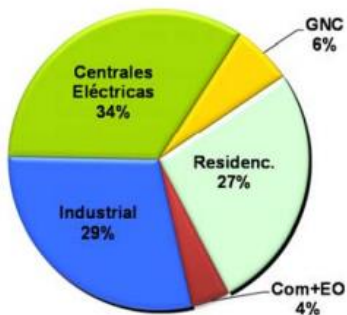


Fuente: Secretaría de Energía de la Nación.

En la Figura 3.8-7 se muestra cómo se distribuye el gas en su uso final, a la derecha se muestra la evolución del consumo de gas en los últimos 20 años en el país. La tasa media de crecimiento del consumo es de 3% anual. A esta tasa, cada 22 años el consumo se duplicaría.

Figura 3.8-7: Uso final del gas en argentina.

Consumo de gas natural - Año=2014



Fuente: Elaboración propia en base a datos publicados por ENERGAS.

### 3.8.2.4 Disponibilidad de gas natural

Para poder cubrir con la demanda de cianuro de sodio se pretende tener un fácil acceso a las materias primas que requiera el proyecto (principalmente el amoníaco). En este sentido las dos plantas productoras de amoníaco más grandes del país consumen gran cantidad de gas natural para poder efectuar la síntesis del amoníaco, y como la cantidad que requiere el proyecto en cuestión es mínima en relación a lo que consumen estas plantas, no será necesario hacer un análisis de disponibilidad de este recurso.

### 3.8.2.5 Red de distribución del gas natural en Argentina

El cronograma de habilitación de gasoductos troncales se detalla a continuación (ECYT-AR, 2021):

- 1949: Gasoducto Comodoro Rivadavia (Chubut) — Lavallol (Buenos Aires). Inicio del Gasoducto Troncal Sistema Sur de Gas del Estado.
- 1952: Gasoducto Comodoro Rivadavia (Chubut) — Cañadón Seco (Santa Cruz). Ampliación del Gasoducto Troncal Sistema Sur de Gas del Estado.
- 1956: Gasoducto Plaza Huincul (Neuquén) — General Conesa (Río Negro). Ampliación del Gasoducto Troncal Sistema Sur de Gas del Estado.
- 1965: Gasoducto Norte Campo Durán (Salta) — Gral. Pacheco (Buenos Aires). Inicio del Gasoducto Troncal Sistema Norte de Gas del Estado. Gasoducto Madrejones (Bolivia) — Campo Durán (Salta).
- 1970: Gasoducto Gral. San Martín tramo Pico Truncado (Santa Cruz) — Gutiérrez (Buenos Aires). Nuevo Gasoducto Troncal Sistema Sur de Gas del Estado.
- 1972: Gasoducto Neuba I Plaza Huincul (Neuquén) — Gral. Cerri (Buenos Aires). Ampliación del Gasoducto Troncal Sistema Sur de Gas del Estado. Gasoducto Pocitos (Bolivia) — Campo Durán (Salta).[6] Gasoducto El Medanita (Neuquén) — Allen (Río Negro).
- 1973: Gasoducto Neuba I Gral. Cerri (Buenos Aires) — Gral. Pacheco (Buenos Aires).
- 1977: Gasoducto Gral. San Martín tramo Pico Truncado (Santa Cruz) — El Cóndor (Santa Cruz).
- 1980: Gasoducto Gral. San Martín tramo El Cóndor (Santa Cruz) — San Sebastián (Tierra del Fuego).
- 1981: Gasoductos Aldao (Santa Fe) — Santa Fe (Santa Fe) y Tucumán (Tucumán) — Campo Durán (Salta).
- 1982: Gasoducto Centro - Oeste tramos Aldao (Santa Fe) — (Mendoza) y Aldao (Santa Fe) — (Neuquén).
- 1986: Gasoducto Cordillerano tramos Plaza Huincul (Neuquén) — San Martín de los Andes (Neuquén) y Plaza Huincul (Neuquén) — San Carlos de Bariloche (Río Negro).
- 1990: Gasoducto Santa Fe (Santa Fe) — Paraná (Entre Ríos) (cruce del río Paraná).

El mapa de la distribución de gasoductos en la República Argentina se observa en la Figura Figura 3.8-8.

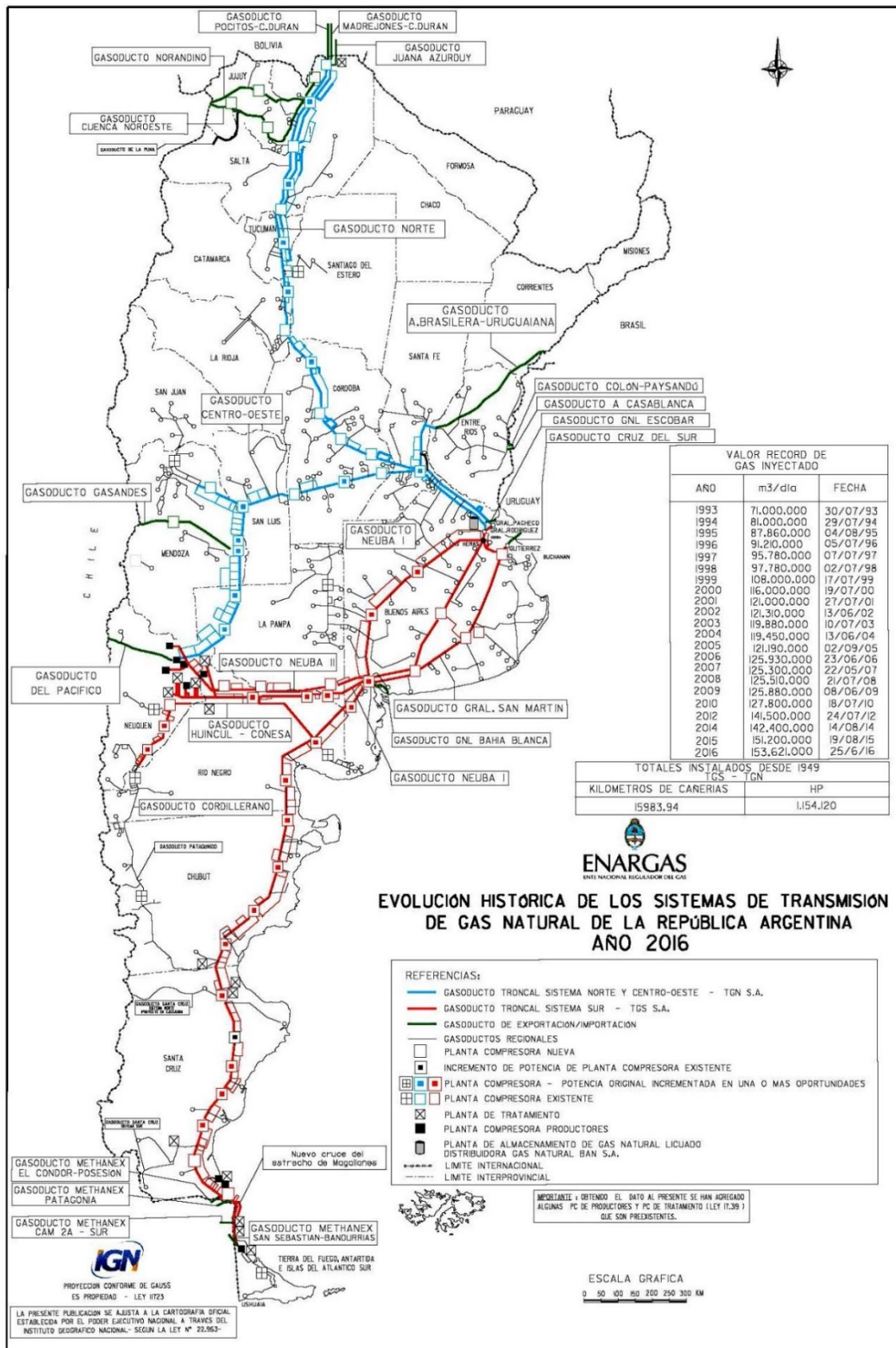


Figura 3.8-8: Distribución de gasoductos en el territorio argentino.

Fuente: ECYT-AR. Gasoductos de Argentina.



### 3.8.3 Hidróxido de sodio [NaOH]

El análisis de la oferta de hidróxido de sodio al 100% se realiza en base a los datos de la producción nacional considerando la capacidad total instalada en la actualidad, siendo ésta de 398553 ton/año, más la cantidad proveniente de importaciones. Véase la Tabla 3.8-12.

Tabla 3.8-12: Análisis de mercado del hidróxido de sodio en Argentina.

Año	P.Nacional [t]	Importación [t]	Exportación [t]	C.Aparente [t]
2009	287563	19619	27696	279486
2010	277318	22489	10611	289196
2011	320666	13569	22755	311480
2012	337587	10992	21707	326872
2013	345490	12048	16438	341100
2014	320807	8223	31393	297637
2015	306139	9605	20441	295303
2016	304247	9041	13478	299810
2017	319716	6168	19126	306758
2018	293960	9370	12492	290838

Fuente: Instituto petroquímico argentino y Scavage.

Puede decirse que la producción nacional de hidróxido de sodio ha tenido cierta estabilidad a lo largo de diez años, no obstante, como máximo se ha llegado a operar al 87% de la capacidad instalada total en el año 2013 o bien al 92% respecto de las cuatro de mayor capacidad. Esto brinda cierta seguridad en el abastecimiento interno de NaOH. Para el caso del volumen de importaciones, se observa una cierta tendencia a la baja y mucha volatilidad en el volumen de exportaciones.

#### 3.8.3.1 Producción nacional de hidróxido de sodio

En Argentina, la capacidad instalada total de producción de hidróxido de sodio al 100% era de 443953 ton/año distribuidas en ocho industrias diferentes en cinco provincias. De las ocho empresas, dos se encuentran actualmente inactivas (JUAN MESSINA S.A ubicada en la localidad de Chacras de Coria, provincia de Mendoza y PETROQUÍMICA BERMUDEZ S.A ubicada en la localidad de Capitán Bermúdez, provincia de Santa Fe), esto implicó una reducción de la capacidad instalada total del 10%, pasando de 443953 ton/año a 398553 ton/año. Las ubicaciones de las plantas y las capacidades instaladas individuales se detallan en la Tabla 3.8-13.

Tabla 3.8-13: Plantas productoras de hidróxido de sodio en Argentina.

PRODUCTOR	LOCALIZACIÓN	CAP. INSTALADA [t/año]
ATANOR S.C.A	Río Tercero (Córdoba)	43200
CLOROX ARGENTINA S.A	Pilar (Bs.As)	17153
JUAN MESSINA S.A	Chacras de Coria (Mdza.)	8400
LEDESMA SAAI	Pblo. Ledesma (Jujuy)	7700
PETROQUIMICA BERMUDEZ S.A	Cap. Bermudez (Sta.Fe)	37000

PETROQUIMICA RIO 3° S.A	Río Tercero (Córdoba)	28500
UNIPAR INDUPA SAIC	Bahía Blanca (Bs.As)	194000
TRANSCLOR S.A	Pilar (Bs.As)	108000

Fuente: Elaboración propia en base a datos del Instituto Petroquímico argentino.

Si bien hay seis plantas operando, son cuatro las que concentran el 94% de la capacidad instalada total:

- INIPAR INDUPA SAIC (Bahía Blanca - Buenos Aires).
- TRANSCLOR S.A (Pilar - Buenos Aires).
- ATANOR S.C.A (Río Tercero – Córdoba).
- PETROQUÍMICA RIO 3° (Río Tercero – Córdoba).

La distribución de la capacidad instalada total de producción de hidróxido de sodio al 100% descartando las dos plantas que no están operativas (JUAN MESSINA S.A y PETROQUÍMICA BERMUDEZ S.A) se puede observar con más claridad en la Figura 3.8-9.

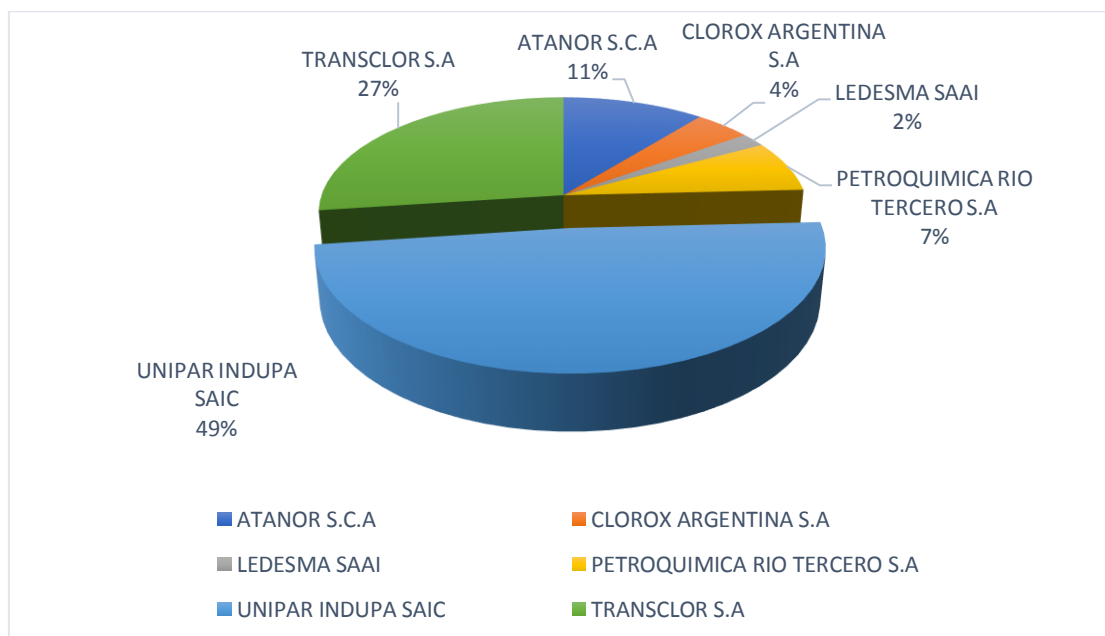


Figura 3.8-9: Distribución de la capacidad instalada Nacional de hidróxido de sodio.

Fuente: Elaboración propia en base a datos del Instituto Petroquímico argentino.

### 3.8.3.2 Usos del hidróxido de sodio en Argentina

Las plantas producen soda cáustica en celdas electrolíticas a partir de las cuales se genera el cloro gaseoso, y éste a su vez se emplea en la producción de TDI a partir de tolueno en un proceso por etapas (nitrición, hidrogenación, fosgenación).

El hidróxido de sodio es el producto alcalino más utilizado en la industria química ya que es económico y de fácil obtención. Sus usos varían desde el procesamiento de pulpa de papel en donde un 14% de la producción va a este tipo de industria, también es muy usado en procesos de química inorgánica (13%) y química orgánica (12%) y en la obtención de aluminio a

partir de bauxita en el proceso Bayer (11%). Otros usos se relacionan con la industria de jabones y detergentes y tratamientos de aguas.

### 3.8.3.3 Disponibilidad de hidróxido de sodio en Argentina

Para calcular la disponibilidad de NaOH en el mercado local, se resta a la producción nacional con el consumo nacional aparente calculado. Luego de esto, se realiza la proyección de la disponibilidad de este compuesto como materia prima a futuro. Entonces, la ecuación de disponibilidad de NaOH en el mercado local se reduce a:

$$\text{Disponibilidad de NaOH} = \text{Exportaciones de NaOH} - \text{Importaciones de NaOH}$$

La disponibilidad de NaOH año tras año se muestra en la Tabla 3.8-14.

Tabla 3.8-14: Disponibilidad local de hidróxido de sodio.

Año	Importación [t]	Exportación [t]	Disp = Exp - Imp [t]
2009	19619	27696	8077
2010	22489	10611	-11878
2011	13569	22755	9186
2012	10992	21707	10715
2013	12048	16438	4390
2014	8223	31393	23170
2015	9605	20441	10836
2016	9041	13478	4437
2017	6168	19126	12958
2018	9370	12492	3122

Fuente: Elaboración propia en base a datos del Instituto Petroquímico argentino.

Como se puede observar en la Figura 3.8-10, la disponibilidad de hidróxido de sodio nacional es creciente, pero con una confiabilidad ( $R^2=0.066$ ), no puedo asegurar con ninguna certeza la cantidad disponible, de manera que ante alguna eventualidad se debe disponer las cantidades necesarias a través de importaciones. Dada esta circunstancia no es necesario seguir con el análisis de disponibilidad a futuro en los próximos 10 años.

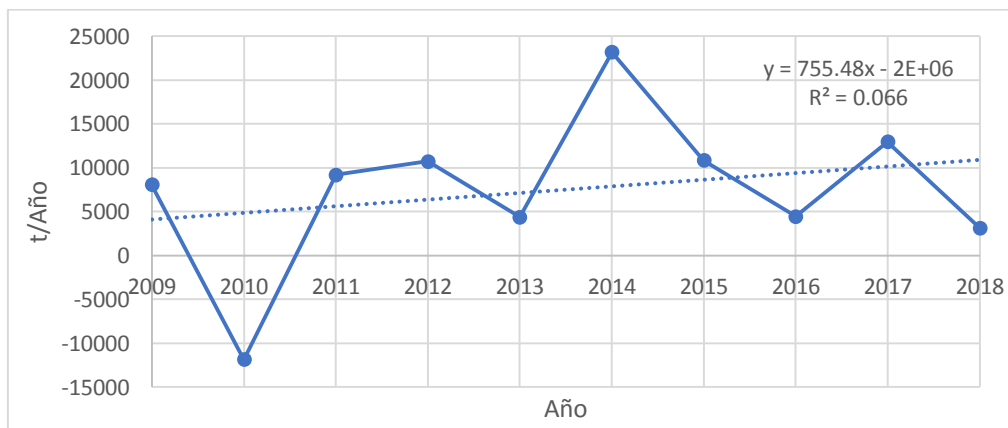


Figura 3.8-10: Disponibilidad de hidróxido de sodio en el mercado local.



Fuente: Elaboración propia en base a datos del Instituto Petroquímico argentino.

### 3.8.3.4 Precio del hidróxido de sodio al 100%

La evolución de los precios de importación y exportación en el período (2009 - 2018), se muestra en la Tabla 3.8-15. Como se ve, el precio de importación de NaOH en estos últimos diez años, se mantuvo, de media un 20% superior al precio de exportación, de manera que en la medida de lo posible se debe contar con aquella alternativa más económica para no perjudicar las ganancias del producto final. A excepción del año 2018, el precio de importación siempre fue más elevado.

Tabla 3.8-15: Precios de Importación y exportación del NaOH al 100%

Año	Importación- Precio CIF [USD/t]	Exportación- Precio FOB [USD/t]
2009	796	707
2010	627	478
2011	921	682
2012	1002	781
2013	1030	918
2014	881	565
2015	698	587
2016	639	511
2017	952	774
2018	615	943

Fuente: Base de datos del Instituto petroquímico argentino.

La diferencia entre los precios de la Tabla 3.8-15 de puede ver con más claridad en la Figura 3.8-11.

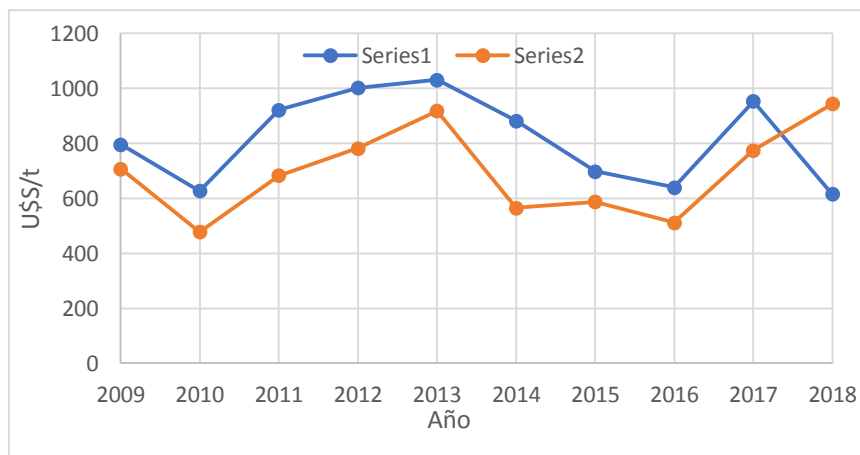


Figura 3.8-11: Precios de Importación y exportación del NaOH al 100%

Fuente: Elaboración propia en base a datos de la Tabla 3.8-15.

### 3.8.4 Ácido sulfúrico [H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>]

El análisis de la oferta de ácido sulfúrico al 98% se realiza en base a los datos de la producción nacional considerando la capacidad total instalada en la actualidad, siendo ésta de 320600 t/año, más la cantidad proveniente de importaciones. Véase la Tabla 3.8-16.

Tabla 3.8-16: Análisis de mercado del ácido sulfúrico en Argentina.

Año	P.Nacional [t]	Importación [t]	Exportación [t]	C.Aparente [t]
2010	299598	72355	768	371185
2011	307792	53140	6644	354288
2012	294470	65132	1311	358291
2013	301340	29333	1492	329181
2014	281061	64482	789	344754
2015	250843	87411	434	337820
2016	194561	134917	464	329014
2017	180479	157161	54	337586
2018	164446	116447	3	280890
2019	160000	62000	0	222000

Fuente: Instituto petroquímico argentino y Scavage.

Como puede verse las importaciones han tenido un gran aumento a partir del año 2014 y la producción nacional a partir del mismo año ha tenido una fuerte caída que se profundizó en los años posteriores. Este punto se volverá a abordar con más detalle en el análisis de precios.

#### 3.8.4.1 Producción nacional de ácido sulfúrico

En Argentina, la capacidad instalada total de producción de ácido sulfúrico al 98% era de 398600 ton/año distribuidas en cinco industrias diferentes en cuatro provincias. Una de las cinco empresas (AR ZINC S.A) dejó de funcionar a partir de noviembre del 2015 y cerró en febrero del año 2016, esto implicó una reducción de la capacidad instalada total del 20%, pasando de 398600 t/año a 320600 t/año, originando un incremento en las importaciones de ácido sulfúrico a partir de tal año. No obstante, siempre se operó por debajo de la capacidad instalada total. Las ubicaciones de las plantas y las capacidades instaladas individuales se detallan en la Tabla 3.8-17.

Tabla 3.8-17: Plantas productoras de ácido sulfúrico en Argentina

PRODUCTOR	LOCALIZACIÓN	CAPACIDAD INSTALADA [t/año]
MERANOL S.A	Dock Sud (Bs.As)	100000
FABRICA MILITAR RIO TERCERO	Río Tercero (Córdoba)	39600
AKZO NOBEL CHEMICALS ARG.	San Lorenzo (Sta.Fé)	145000
AR ZINC S.A	F.L.Beltrán (Sta.Fé)	780000
MINERA SANTA RITA S.R.L	Campo Quijano (Salta)	36000

Fuente: Elaboración propia en base a datos del Instituto Petroquímico argentino

El 76% de la capacidad instalada total se concentra en dos productores, (AKZO NOBEL CHEMICALS ARG Y MERANOL S.A). La distribución de la capacidad instalada total de producción de ácido sulfúrico (descartando AR ZINC S.A) se puede observar con más claridad en la Figura 3.8-12.

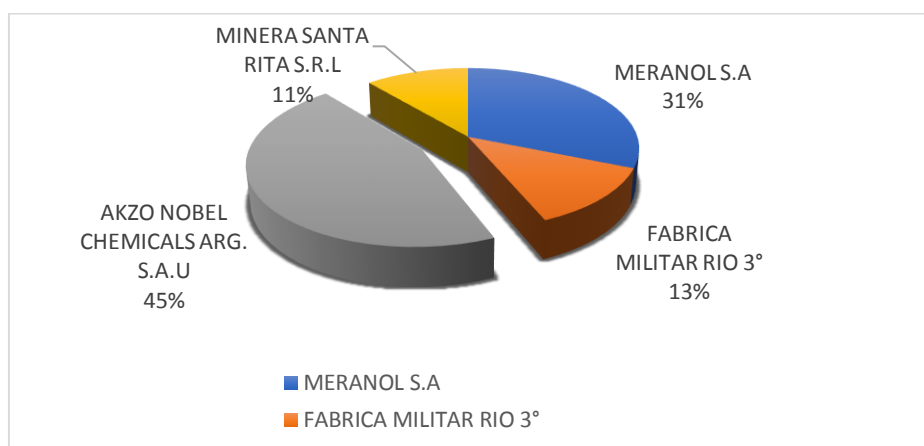


Figura 3.8-12: Distribución porcentual de la capacidad instalada.

Fuente: Elaboración propia en base a los datos del instituto petroquímico argentino (2018).

### 3.8.4.2 Usos del ácido sulfúrico en Argentina

Más del 60 % del ácido Sulfúrico que se genera en Argentina se usa para la fabricación de Fertilizantes, como superfosfato de calcio, sulfato de amonio, ácido fosfórico, este último se usa para fertilizantes como el superfosfato triple y los fosfatos de mono y diamonio.

El ácido Sulfúrico se usa para potabilizar el agua de consumo humano a través del Sulfato de Aluminio  $Al_2(SO_4)_3$ . El sulfato de aluminio líquido es utilizado como auxiliar de coagulación en el tratamiento de agua potable.

En la «Minería de los Hidrocarburos», se utiliza para la refinación, alquilación y purificación de destilados de crudo, para producir las naftas y el diésel.

Para la fabricación de detergentes y jabones, con el proceso de sulfonación de dodecil-benceno, que es la materia prima básica para la mayoría de los detergentes utilizados en el hogar y la industria.

Con el ácido sulfúrico se fabrica el Sulfato de Cobre, y este se usa para casi todo:

- a) En la Agricultura:
  - Fungicida Cúprico.
  - Nutriente de Plantas.
  - Corrección de deficiencia de cobre en el Suelo.
  - Fertilizantes y Abono.
  - Algucida para balsas de riego.
- b) En la Ganadería:
  - Complemento nutritivo en alimentación de animales de granja.
  - Estimulante de crecimiento para el engorde de porcinos y pollos de granja.
  - Desinfectante y preventivo de bacterias en animales de granja.
  - Antiséptico y germicida en infecciones por hongos.

- c) En la Industria química:
  - Micronutriente mineral y catalizador cúprico en la producción de productos farmacéuticos como agentes antimicrobianos.
  - En la producción de colorantes y pigmentos. Industria del cuero y cerámica.
  - En la producción de preservantes de madera.
  - En la producción de vidrios y espejos.
  - Industria del petróleo.
- d) En la Industria Metalúrgica:
  - En solución para baños galvánicos.
  - En la producción de circuitos impresos de cobre. Baterías eléctricas.
  - Obtención de cátodos de cobre.

### 3.8.4.3 Disponibilidad de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> al 98% en Argentina

Para calcular la disponibilidad de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> en el mercado local, se resta a la producción nacional con el consumo nacional aparente calculado. Luego de esto, se realiza la proyección de la disponibilidad de este compuesto como materia prima a futuro. Entonces, la ecuación de disponibilidad de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> en el mercado local se reduce a:

$$\text{Disponibilidad de H}_2\text{SO}_4 = \text{Exportaciones} - \text{Importaciones}$$

La disponibilidad de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> año tras año se muestra en la Tabla 3.8-18.

Tabla 3.8-18: Disponibilidad de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> en el mercado local

Año	Importacion [t]	Exportacion [t]	Disp = Exp - Imp [t]
2010	72355	768	-71587
2011	53140	6644	-46496
2012	65132	1311	-63821
2013	29333	1492	-27841
2014	64482	789	-63693
2015	87411	434	-86977
2016	134917	464	-134453
2017	157161	54	-157107
2018	116447	3	-116444
2019	62000	0	-62000

Fuente: Elaboración propia en base a datos de Instituto petroquímico argentino.

No es necesario hacer una proyección a futuro, ya que, como puede verse, en estos últimos diez años la disponibilidad de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> en Argentina siempre fue negativa debido a que siempre importó más de lo que exportó, sumado a esto el hecho de que la producción nacional empezó a tener un fuerte descenso a partir del año 2014. La explicación de este fenómeno se puede ver con más claridad haciendo un análisis de los precios de importación y exportación.

### 3.8.4.4 Precio del H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> al 98%

El motivo por el cual ha habido un creciente aumento en el volumen de las importaciones de ácido sulfúrico y un descenso constante en la producción nacional de éste, se

puede explicar observando la evolución de los precios de importación y exportación en el período (2009 - 2017). Como puede verse en la Tabla 3.8-19, aislando el año 2011 el precio de importación de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> al 98% siempre se mantuvo muy por debajo del precio de exportación, de manera que si así hubiera disponibilidad por parte de la industria nacional no sería conveniente comprarlo dado que se incurriría en mayores costos.

Tabla 3.8-19: Precios de Importación y exportación del H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> al 98%

Año	IMPORTACIÓN- Precio CIF [USD/t]	EXPORTACIÓN- Precio FOB [USD/t]
2009	35	520
2010	86	379
2011	153	147
2012	105	456
2013	77	518
2014	85	548
2015	87	577
2016	46	590
2017	58	465

Fuente: Base de datos del Instituto petroquímico argentino.

La diferencia en los precios de la tabla anterior se puede ver con más claridad en la Figura 3.8-13.

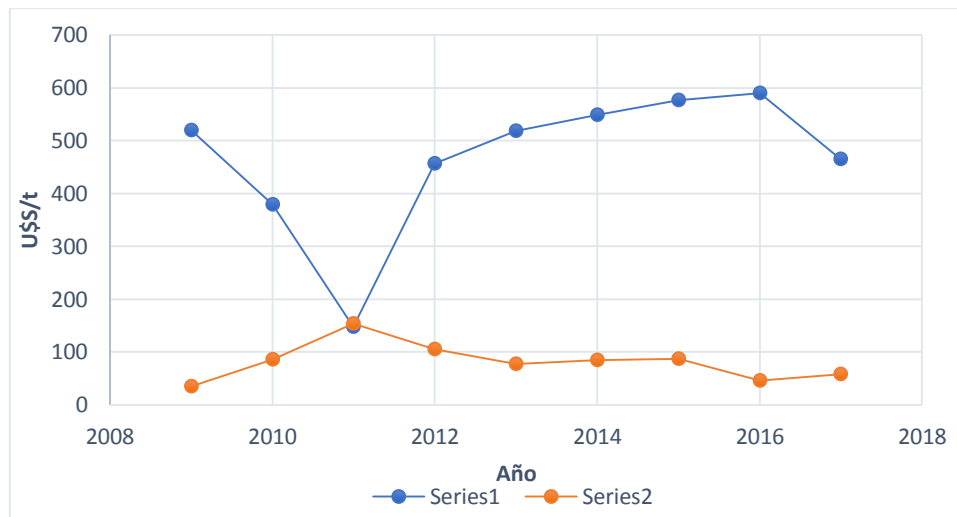


Figura 3.8-13: Precios de Importación y exportación del H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> al 98%.

Fuente: Elaboración propia en base a datos de la Tabla 3.8-19.

# **CAPÍTULO 4**

## **LOCALIZACIÓN**

### **ÓPTIMA DE LA PLANTA**

## 4.1 Introducción

La elección de la localización de la planta constituye un factor clave para su posterior éxito. Lo más importante es lograr que el costo de producción y distribución sean mínimos, teniendo en cuenta el espacio para futuras ampliaciones y las condiciones generales para la vida.

En la determinación del lugar de emplazamiento intervienen numerosos factores, entre estos hay algunos que poseen mayor relevancia y son los analizados para tomar las decisiones correctas. Estos elementos determinan una serie de ventajas y desventajas de las posibles zonas geográficas, en las cuales se podría ubicar la planta.

Entre los factores a considerar para la localización óptima de la planta de fabricación industrial se encuentran:

- Localización de las fuentes de abastecimiento de materias primas.
- Localización de los clientes o compradores.
- Localización de la competencia.
- Mano de obra calificada.
- Calidad de vida.
- Acceso a los suministros y servicios básicos.
- Medios de transporte.
- Condiciones climatológicas de la zona.
- Marco jurídico.
- Impuestos y servicios públicos.
- Acceso al terreno y construcción.

## 4.2 Macro localización

Consiste en la selección de la región o zona más adecuada, evaluando las regiones que presenten fácil disponibilidad en el abastecimiento de materias necesarias para el proceso. El producto por desarrollar está pensado para su comercialización dentro del territorio argentino y tiene aplicabilidad en el sector minero del país (particularmente en la extracción de oro).

Dado que el abastecimiento de amoníaco y gas natural es fundamental para el proceso y considerando las condiciones que requiere el amoníaco para su transporte, se realizará la macro localización en las cercanías de las industrias productoras de amoníaco del país y posteriormente se analizará la distancia y disponibilidad de las restantes materias primas.

Las capacidades instaladas de las empresas de cada una de las materias primas necesarias para la producción del cianuro de sodio se resumen en la Tabla 4.2-1.

Tabla 4.2-1: Capacidades instaladas de NH<sub>3</sub>, H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> y NaOH por localización.

PRODUCTOR [NH <sub>3</sub> ]	LOCALIZACIÓN	CAPACIDAD INSTALADA [t/año]
FABRICA MILITARRIO TERCERO	Río Tercero (Córdoba)	12000
BUNGE ARGENTINA S. A	Campana (Bs. As)	115000
PROFERTIL S. A	Bahía Blanca (Bs. As)	790000
AUSTIN POWWDER S. A	El Galpón (Salta)	59000
PRODUCTOR [H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> ]	LOCALIZACIÓN	CAPACIDAD INSTALADA [t/año]
MERANOL S.A	Dock Sud (Bs.As)	100000
FABRICA MILITAR RIO TERCERO	Río Tercero (Córdoba)	39600
AKZO NOBEL CHEMICALS ARG.	San Lorenzo (Sta.Fé)	145000
MINERA SANTA RITA S.R.L	Campo Quijano (Salta)	36000

PRODUCTOR [NaOH]	LOCALIZACIÓN	CAPACIDAD INSTALADA [t/año]
ATANOR S.C.A	Río Tercero (Córdoba)	43200
CLOROX ARGENTINA S.A	Pilar (Bs.As)	17153
LEDESMA SAAI	Pblo. Ledesma (Jujuy)	7700
PETROQUIMICA RIO 3° S.A	Río Tercero (Córdoba)	28500
UNIPAR INDUPA SAIC	Bahía Blanca (Bs.As)	194000
TRANSCLOR S.A	Pilar (Bs.As)	108000

Fuente: Elaboración propia en base a datos del instituto petroquímico argentino.

Como las plantas productoras de amoníaco consumen gran cantidad de gas natural y tienen asegurado su suministro, no se evalúa su disponibilidad para el proceso dado que la cantidad requerida es poco significativa en relación a lo que consumen.

Con lo expuesto anteriormente, se elegirá como macro localización la provincia de Buenos Aires por las siguientes cuestiones:

- Concentra el 93% de la capacidad instalada total del país de producción de amoníaco.
- Las demás materias primas necesarias también se producen en esta provincia.
- Las dos plantas productoras de amoníaco en la provincia de Buenos Aires tienen cercanía con los puertos, lo que facilitaría el abastecimiento de alguna de las materias primas necesarias para el proceso ante alguna eventualidad en la industria nacional.

### 4.3 Micro localización

Consiste en la selección específica del sitio o terreno que se encuentra en la región que ha sido evaluada como la más conveniente. Para definir la ubicación de la planta dentro de la provincia de Buenos Aires, se aplica un método de ponderaciones entre las opciones a considerar; éstas son:

- Bahía Blanca - Provincia de Buenos Aires.
- Campana - Provincia de Buenos Aires.

Se consideran estas dos ciudades dado que en ellas se encuentran instaladas las dos plantas productoras de amoníaco más grandes del país y se pretende que la planta de producción de cianuro de sodio se instale lo más cerca posible de alguna de ellas.

### 4.4 Método de ponderaciones

Consiste en asignar factores cuantitativos a una serie de factores que se consideran relevantes para la localización. Esto conduce a una comparación cuantitativa de diferentes sitios.

Como el proceso requiere de varias materias primas, se establecerá como punto de referencia para instalar la planta productora de cianuro de sodio, las inmediaciones de las dos plantas productoras de amoníaco de la provincia de Buenos Aires (BUNGE ARGENTINA S.A en la localidad de Campana y PROFERTIL S.A en la localidad de Bahía Blanca), posteriormente se analizará la distancia de éstos dos puntos de referencia a las restantes fuentes de materias primas que requiere el proceso (industrias productoras de hidróxido de sodio y ácido sulfúrico).

Adicionalmente se considerará la distancia de éstas dos plantas de amoníaco a los puertos de la provincia de Buenos Aires en el caso de tener que importar las materias primas necesarias si hubiese desabastecimiento por parte de la industria nacional o si los precios internos fuesen poco competitivos.



## 4.4.1 Distancia a las materias primas

### 1) PLANTA DE AMONÍACO BUNGE ARGENTINA S.A

La planta de amoníaco BUNGE ARGENTINA S.A esta ubicada en la localidad de Campana, provincia de Buenos Aires y posee una capacidad instalada de 115000 t/año. El puerto más cercano es el Puerto Campana ubicado a 8 km de la planta como puede verse en la Fuente: Google maps..



Figura 4.4-1: Trayecto (Planta de NH3 BUNGE ARGENTINA S.A – Puerto Campana).

Fuente: Google maps.

a) **Abastecimiento de NAOH al 100 %:** Para el abastecimiento de hidróxido sódico se considerarán las tres plantas del país de mayor capacidad instalada, estas son:

I. **ATANOR S.C.A:** Ubicada en la localidad de Rio 3°, provincia de Córdoba, con una capacidad instalada de 43200 t/año. Si se observa la Figura 4.4-2, esta fábrica se sitúa a 600 km de la planta de amoniaco Bunge Argentina S.A.

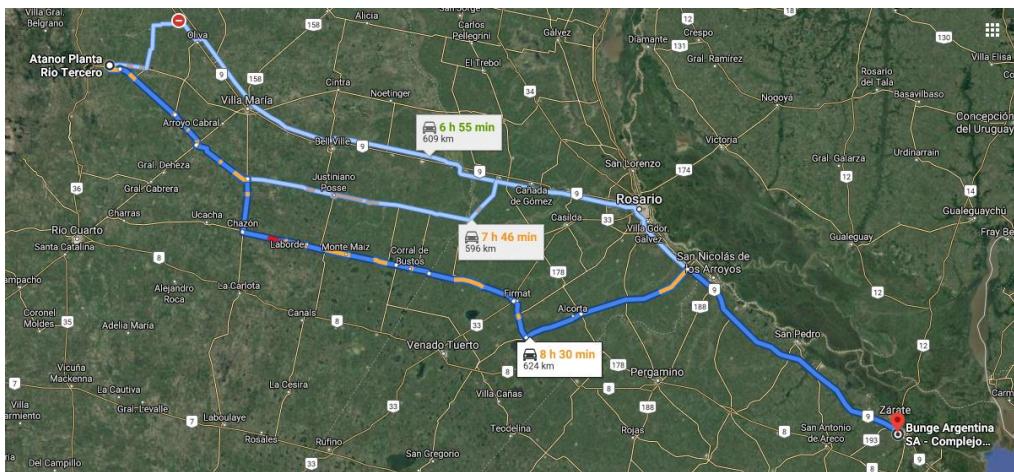


Figura 4.4-2:: Trayecto (Planta de NH3 BUNGE ARGENTINA S.A – ATANOR S.C.A)

Fuente: Google maps

- II. UNIPAR INDUPA SAIC: Ubicada en la localidad de Bahía Blanca, provincia de Buenos Aires, con una capacidad instalada de 194000 t/año, ésta planta está situada a 700 km de la planta de amoníaco Bunge Argentina S.A. Ver Figura 4.4-3.

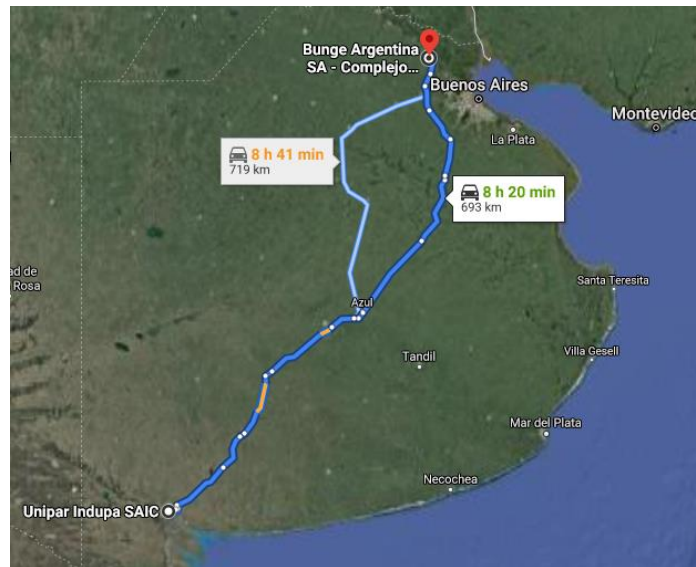


Figura 4.4-3: Trayecto (Planta de NH<sub>3</sub> BUNGE ARGENTINA S.A – UNIPAR INDUPA SAIC)

Fuente: Google maps

- III. TRANSCLOR S.A: Ubicada en la localidad de Pilar, provincia de Buenos Aires, con una capacidad instalada de 108000 t/año, ésta planta está situada a (35-45) km de la planta de amoníaco Bunge Argentina S.A. Ver Figura 4.4-4.

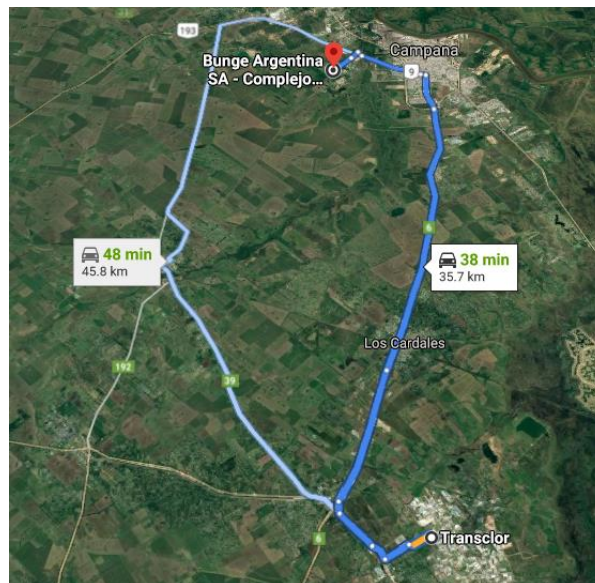


Figura 4.4-4: Trayecto (Planta de NH<sub>3</sub> BUNGE ARGENTINA S.A – TRANSCLOR S.A).

Fuente: Google maps.

- b) **Abastecimiento de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> (98%)**: Para el abastecimiento de ácido sulfúrico al 98% se considerarán las tres plantas de mayor capacidad instalada del país, estas son:



- I. MERANOL S.A: Ubicada en la localidad de Doc Sud, provincia de Buenos Aires, con una capacidad instalada de 100000 t/año, si se observa la Figura 4.4-5 ésta planta se sitúa a 95 km de la planta de amoníaco Bunge Argentina S.A.

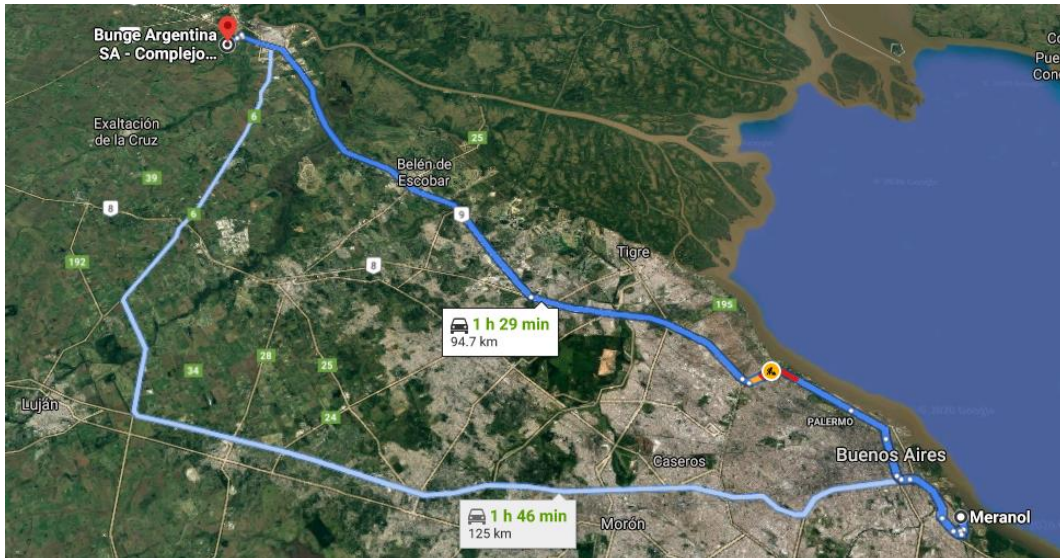


Figura 4.4-5: Trayecto (Planta de NH3 BUNGE ARGENTINA S.A – MERANOL S.A)

Fuente: Google maps

- II. FABRICA MILITAR RIO 3°: Ubicada en la localidad de Río 3°, provincia de Córdoba, con una capacidad instalada de 39600 t/año, si se observa la Figura 4.4-6, ésta planta se sitúa a aproximadamente 600 km de la planta de amoníaco Bunge Argentina S.A.

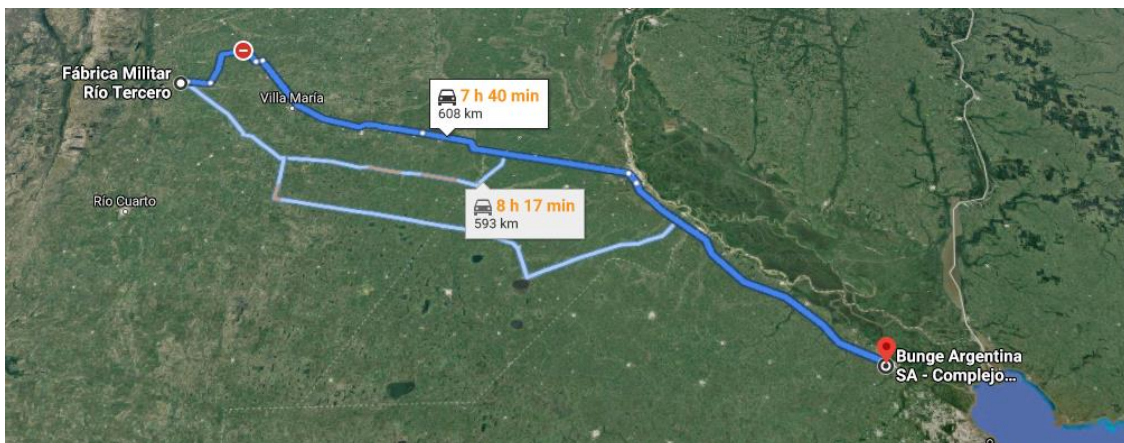


Figura 4.4-6: Trayecto (Planta de NH3 BUNGE ARGENTINA S.A – FABRICA MILITAR RIO 3°)

Fuente: Google maps.

- III. NOURYON ARGENTINA (ex AKZO NOBEL CHEMICALS ARG S.A.U): Ubicada en la localidad de San Lorenzo, provincia de Santa Fe, con una capacidad instalada de 145000 t/año, si se observa la Figura 4.4-7, ésta planta se sitúa a aproximadamente 600 km de nuestra primera referencia.

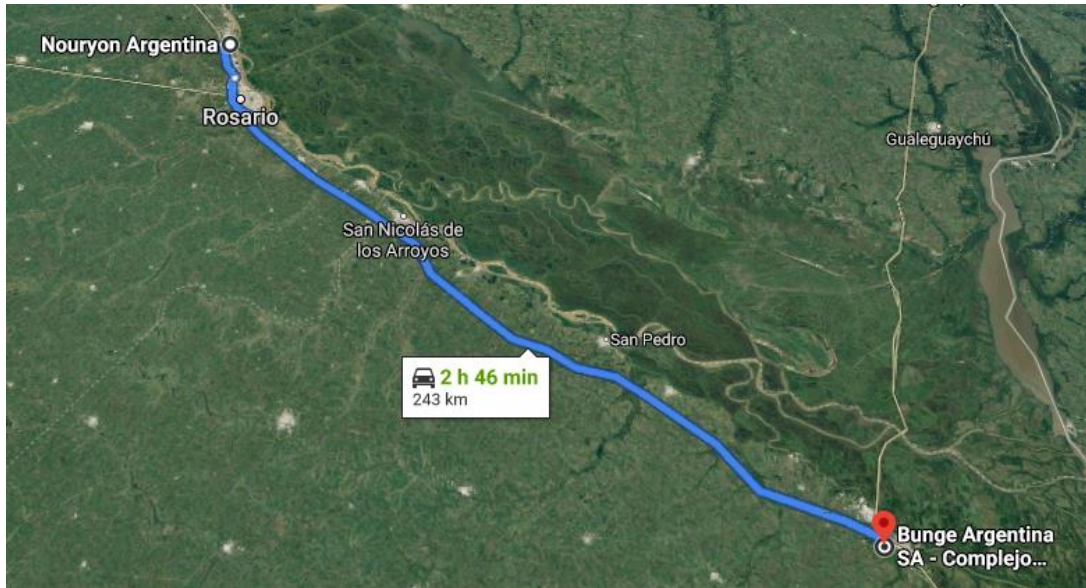


Figura 4.4-7: Trayecto (Planta de NH3 BUNGE ARGENTINA S.A – NOURYON ARGENTINA)

Fuente: Google maps

## 2) PLANTA DE AMONÍACO PROFERTIL S.A

La planta de amoníaco PROFERTIL S.A esta ubicada en la localidad de Bahía Blanca, provincia de Buenos Aires y posee una capacidad instalada de 790000 t/año. A diferencia de la planta BUNGE ARGENTINA S.A, ésta tiene acceso inmediato al puerto. Véase la Figura 4.4-8.



Figura 4.4-8: Ubicación geográfica de la planta PROFERTIL S.A y puerto adyacente

Fuente: Google maps.

- a) **Abastecimiento de NaOH (100%):** De la misma manera, para el abastecimiento de hidróxido de sodio se considerarán las tres plantas del país de mayor capacidad instalada, estas son:
- I. ATANOR S.C.A: Ubicada en la localidad de Río 3°, provincia de Córdoba, con una capacidad instalada de 43200 t/año, si se observa la Figura 4.4-9, ésta planta se sitúa a 870 km de la planta de amoníaco Profertil S.A.



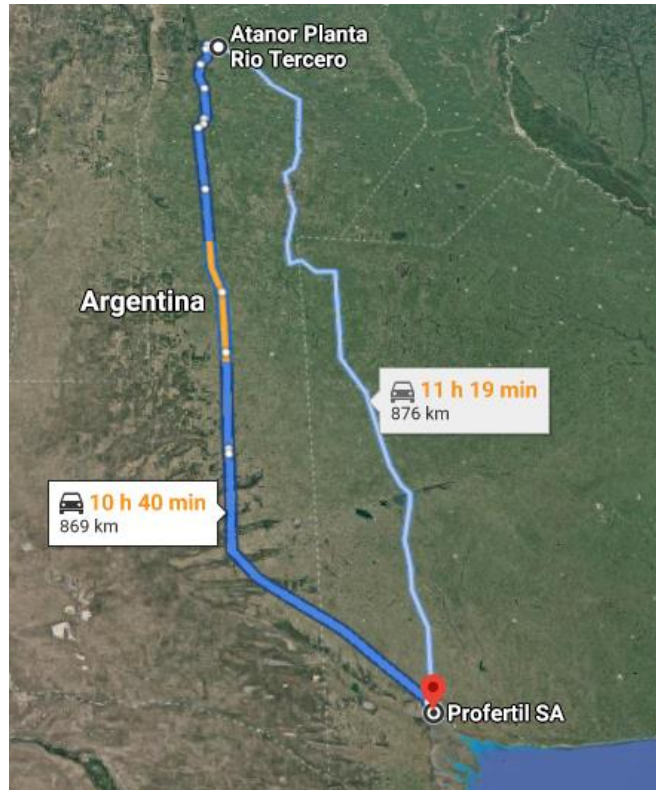


Figura 4.4-9: Trayecto (Planta de NH<sub>3</sub> PROFERTIL S.A – ATANOR S.C.A).  
Fuente: Google maps.

- II. UNIPAR INDUPA SAIC: Ubicada en la localidad de Bahía Blanca, provincia de Buenos Aires, con una capacidad instalada de 194000 t/año, ésta planta se sitúa a 3 km de la planta de amoníaco Profertil S.A. Ver Figura 4.4-10.

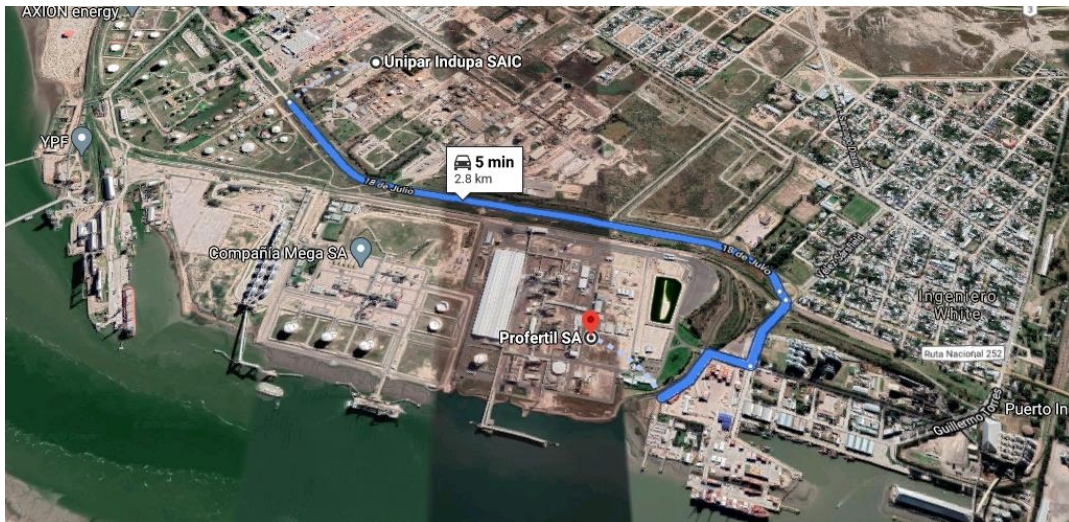


Figura 4.4-10: Trayecto (Planta de NH<sub>3</sub> PROFERTIL S.A – UNIPAR INDUPA SAIC).  
Fuente: Google maps.

- III. TRANSCLOR S.A: Ubicada en la localidad de Pilar, provincia de Buenos Aires, con una capacidad instalada de 108000 t/año, ésta planta se sitúa a (670-690) km de la planta de amoníaco Profertil S.A. Ver Figura 4.4-11.

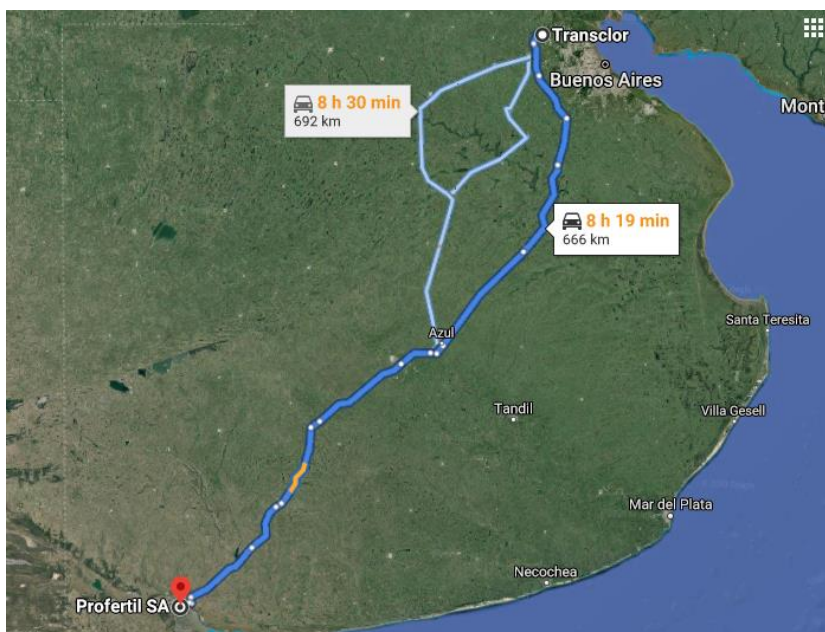


Figura 4.4-11: Trayecto (Planta de NH<sub>3</sub> PROFERTIL S.A – TRANSCOLOR S.A).

Fuente: Google maps.

b) **Abastecimiento de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> (98%):** De la misma manera, para el abastecimiento de ácido sulfúrico al 98% se considerarán las tres plantas del país de mayor capacidad instalada, estas son:

I. **MERANOL S.A:** Ubicada en la localidad de Doc Sud, provincia de Buenos Aires, con una capacidad instalada de 100000 t/año, si se observa la Figura 4.4-12, ésta planta se sitúa a 650 km de la planta de amoníaco Profertil S.A.

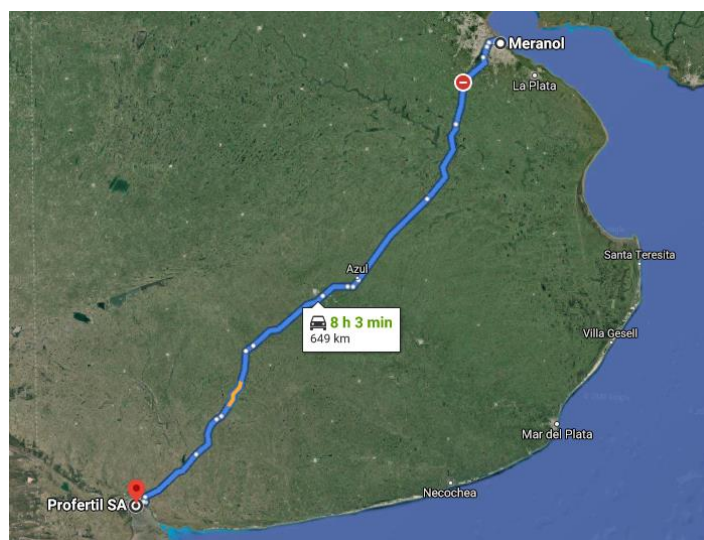


Figura 4.4-12: Trayecto (Planta de NH<sub>3</sub> PROFERTIL S.A – MERANOL S.A).

Fuente: Google maps.

II. **FABRICA MILITAR RIO 3°:** Ubicada en la localidad de Río 3°, provincia de Córdoba, con una capacidad instalada de 39600 t/año, si se observa la Figura 4.4-13, ésta planta se sitúa a aproximadamente 600 km de la planta de amoníaco Profertil S.A.



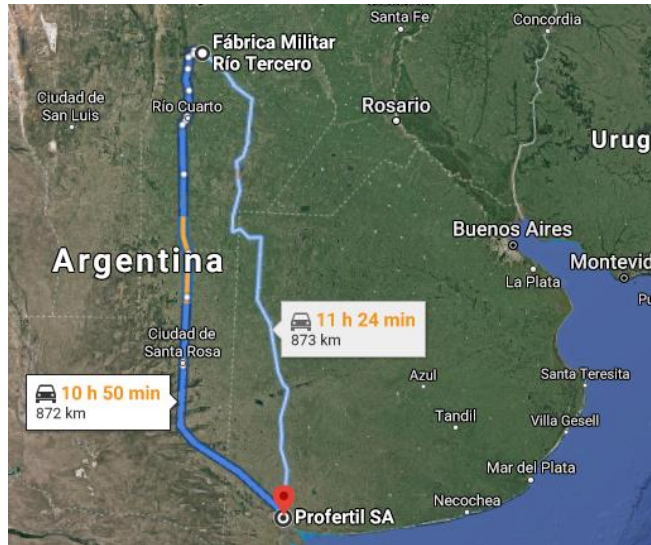


Figura 4.4-13: Trayecto (Planta de NH3 PROFERTIL S.A – FABRICA MILITAR RIO 3°)  
Fuente: Google maps

- III. NOURYON ARGENTINA (ex AKZO NOBEL CHEMICALS ARG S.A.U): Ubicada en la localidad de San Lorenzo, provincia de Santa Fe, con una capacidad instalada de 145000 t/año, si se observa la Figura 4.4-14, ésta planta se encuentra a (790-850) km de la planta de amoníaco Profertil S.A.



Figura 4.4-14: Trayecto (Planta de NH3 PROFERTIL S.A – NOURYON ARGENTINA).  
Fuente: Google maps.

Teniendo en cuenta las menores distancias a las que se deben transportar las materias primas a la planta de amoníaco BUNGE ARGENTINA S.A, se le asignará a ésta un mayor puntaje. Además, como la distancia a la que se encuentra esta planta al puerto de la localidad de Campana es muy pequeña (aproximadamente 8 km), no se considerara esto como una desventaja significativa.

## 4.4.2 Distancia a los mercados

Se pondera este criterio como el segundo más importante en la localización de la planta de producción de cianuro de sodio. Dado que instalará la fábrica en las cercanías de una de las dos plantas de amoníaco detalladas en el apartado anterior, es necesario conocer las distancias a los mercados consumidores para poder definir cuál de estas dos opciones resulta más conveniente.

Este factor afecta a los costos de distribución del producto. Con respecto a la ponderación de la distancia a las materias primas que requiere el proceso, es menor, ya que, a diferencia de éstas, el cianuro de sodio, al ser un sólido se puede transportar en mayor cantidad y con mayor facilidad, siendo de esta manera el costo del flete menor.

En el país, hay tres provincias dedicadas a la extracción de oro (San Juan, Santa Cruz y Catamarca). Véase la Figura 4.4-15.

Como la provincia de Santa Cruz tiene un peso muy importante en la actividad aurífera del país con respecto a las demás provincias, resulta sumamente conveniente el instalar la planta no solamente cerca de una industria productora de amoníaco si no también lo más cerca posible de algún puerto de la provincia de Buenos Aires. Esto abarataría los costos de transporte del producto si el flete se efectuase vía marítima desde el puerto de la provincia de Buenos Aires hasta el puerto de la provincia de Santa Cruz.



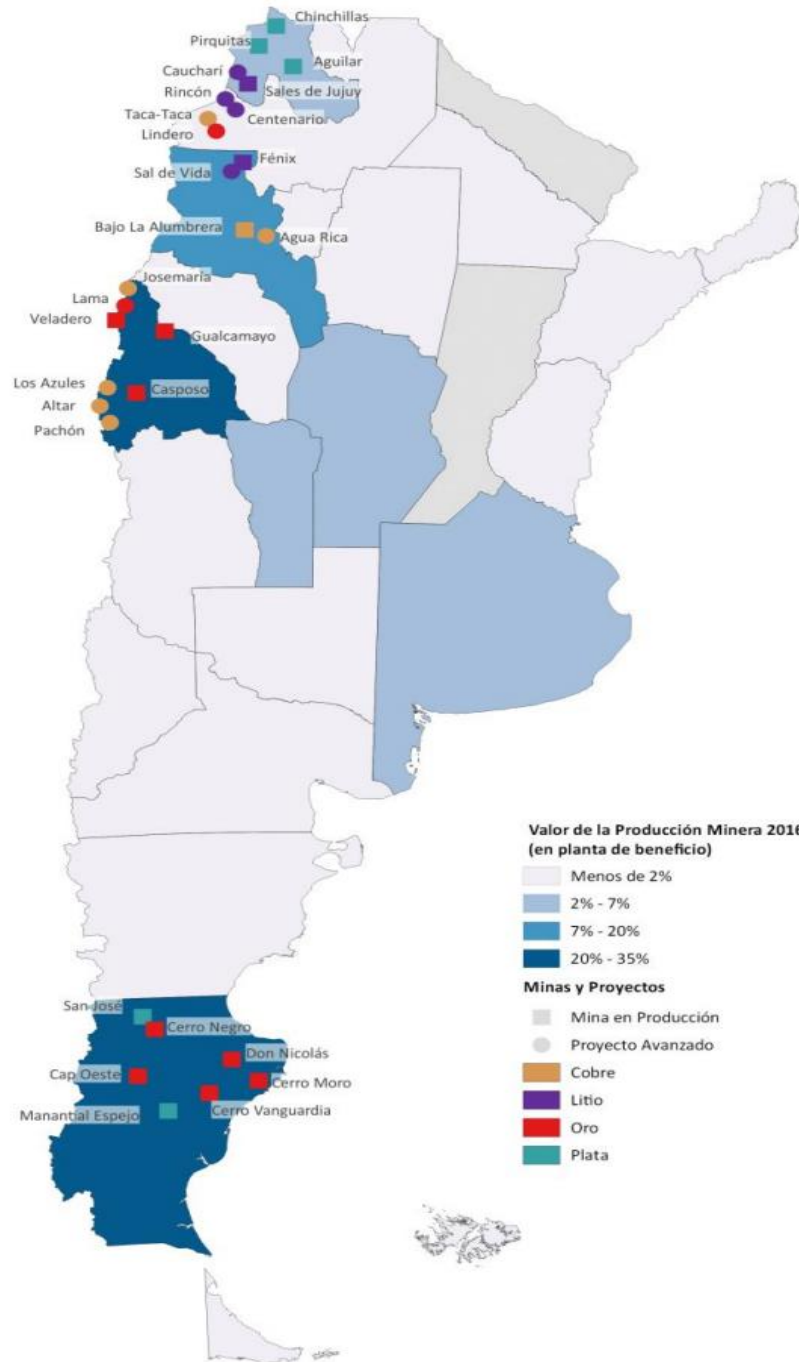


Figura 4.4-15: Distribución territorial de la actividad minera metalífera.  
Fuente: argentina.gob.ar (cadena de valor minería metalífera).

Los costos de operación de Veladero se ubican por debajo del promedio de las minas de Barrick, aunque la situación se revierte si se incluyen los gastos de exploración, administrativos y de capital, necesarios para producir a lo largo del ciclo de vida de la mina. Veladero, Cerro Negro y Cerro Vanguardia (las dos últimas en Santa Cruz) aportan más del 70% de la producción argentina de oro, que ronda las 62 toneladas anuales. La actividad se concentra en Santa Cruz (donde se registra el ingreso reciente de Don Nicolás y Cerro Moro) y San Juan. Catamarca ha ido perdiendo participación debido al fin de la vida útil de La Alumbraera y Salta se incorporaría en el corto plazo (construcción de Lindero). (www.argentina.gob.ar, 2021).

En general, la extracción de lleva a cabo en yacimientos polimetálicos (oro-plata; cobre-oro-molibdeno; plata-plomo-cinc). Tanto las minas en producción como los principales proyectos metalíferos avanzados se localizan en las provincias de Santa Cruz, San Juan, Catamarca y, en menor medida, Jujuy y Salta. Según el valor de las exportaciones metalíferas 2018, Santa Cruz y San Juan se encuentran especializadas en oro, Catamarca en cobre y Jujuy se halla relativamente más diversificada (litio, plomo, plata). Véase el Figura 4.4-16.

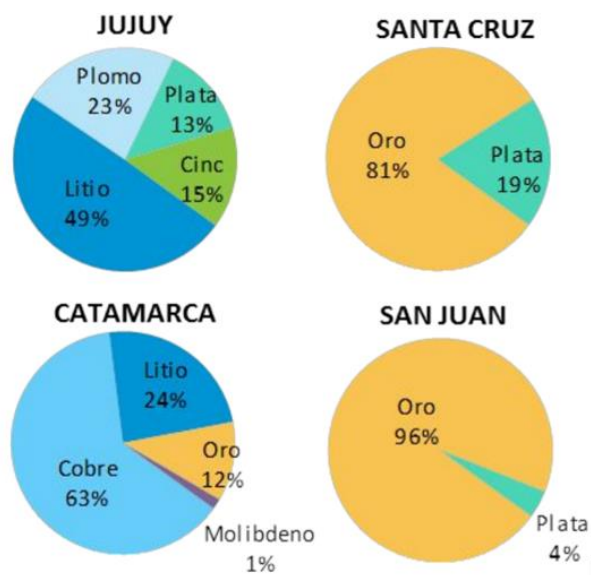


Figura 4.4-16: Exportaciones metalíferas provinciales por mineral 2018.  
Fuente: argentina.gov.ar (cadena de valor minería metalífera).

Analizando las dos alternativas para la ubicación de la planta, puede decirse que ambas son igualmente convenientes, ya que, si bien la planta de amoniaco PROFERTIL S.A se encuentra más cerca de las minas de la provincia de Santa Cruz, pero más alejada de las minas de las provincias de San Juan y Catamarca, para el caso de la planta de amoníaco BUNGE ARGENTINA S.A se da el caso opuesto. Además, como la provincia de Santa Cruz concentra el 70 % de la extracción de oro del país y ambas plantas de amoníaco se encuentran ubicadas cerca de los puertos, el traslado del producto final podría efectuarse vía marítima desde el puerto de Buenos Aires hasta el puerto de la provincia de Santa Cruz para abaratar los costos de transporte. Por tal motivo se les asignará a ambas localidades la misma calificación en cuanto a la distancia a los mercados.

### 4.4.3 Mano de obra disponible

La calificación de este factor se ha analizado teniendo en cuenta el tamaño de población y el índice de desocupación, los cuales se observan en la Tabla 4.4-1. Si bien la población de la localidad de Bahía Blanca es tres veces mayor en cuanto a cantidad de habitantes que la localidad de Campana, el índice de desempleo es levemente menor, por este motivo se les ha asignado la misma calificación a ambos municipios en cuanto a mano de obra disponible. (www.infobae.com, 2021).

Tabla 4.4-1: Población e índice de desempleo.

Localidad	Habitantes	Índice de desempleo
Campana	97500	9,10%
Bahía Blanca	301000	8,90%

Fuente: Infobae.

Otro factor que se tuvo en cuenta en este punto es la calidad de vida que cada ciudad ofrece. En cuanto al ámbito académico, ambas ciudades poseen todos los niveles educativos, lo que favorece la oferta de mano de obra calificada. Algunas de las universidades técnicas disponibles en estos dos municipios se detallan en la Tabla 4.4-2.

Tabla 4.4-2: Universidades por municipio.

Campana	Bahía Blanca
Inst.Superior C.Babbage	Universidad Provincial del Sudoeste
CBC Campana	UTN-frbb
UTN-FRD	Universidad Nacional del Sur
Red Pascal Campana	Universidad Nacional tres de febrero
Universidad Siglo 21	Universidad Salesiana Argentina
	Universidad Siglo 21

Fuente: Google Maps.

#### 4.4.4 Características del terreno y disponibilidad de servicios

En este punto se analizará la disponibilidad y características del terreno en las inmediaciones de las plantas de amoníaco de ambas ciudades. En el caso de la disponibilidad de servicios, como estas plantas de amoníaco consumen gran cantidad de recursos (principalmente gas natural, energía eléctrica y agua corriente), tienen asegurada la red de conectividad para no tener inconvenientes en este aspecto, de manera que se pondrá mas atención a la disponibilidad de lotes aledaños a las plantas de amoniaco.

1. BUENGE ARGENTINA S.A - ciudad de Campana – provincia de Buenos Aires.

Posee un acceso casi directo a la ruta nacional N°9 y cercanía a las rutas N° 6 y 193. La disposición de terrenos aledaños a la planta de amoníaco puede observarse en la Figura 4.4-17.

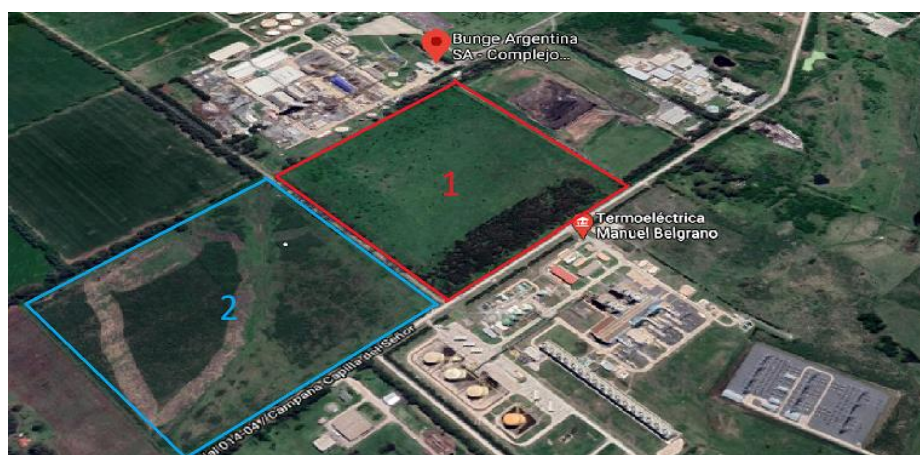


Figura 4.4-17: Lotes libres en las inmediaciones de la planta Bunge Argentina S.A.

Fuente: Google Maps.

Como puede verse en la Figura 4.4-17 hay dos buenas alternativas para la ubicación de la planta de cianuro de sodio en terrenos cuyas dimensiones son de 205000 m<sup>2</sup> y 212000 m<sup>2</sup> respectivamente, áreas más que suficientes para la instalación de la planta y para considerar posibles ampliaciones futuras.

2. PROFERTIL S.A – ciudad de Bahía Blanca – provincia de Buenos Aires.

Tiene cercanía a la ruta N° 3 y acceso directo al puerto. La disposición de terrenos libres es limitada dado que gran parte de las inmediaciones de la planta de amoníaco están ocupadas hace varios años por otras industrias con años de trayectoria. Una posible alternativa a la ubicación de la fábrica de cianuro de sodio es en frente de la planta de amoníaco (un terreno irregular de 90000 m<sup>2</sup>). Una ventaja de esta ubicación es el acceso casi directo al puerto y cercanía a la zona urbana. Como desventaja se tiene el limitado espacio, lo dificultaría futuras ampliaciones de la fábrica de cianuro de sodio si fuese conveniente. Véase la Figura 4.4-18.

Con lo expuesto anteriormente se le asignará un mayor puntaje a la primera alternativa por tener una disponibilidad más amplia de espacio. Si bien la planta Profertil S.A tiene un acceso casi inmediato al puerto, la planta Bunge Argentina S.A se encuentra a 8 km del puerto más cercano. Siendo esta una distancia muy pequeña, no se considerará como una desventaja significativa.



Figura 4.4-18: Lote libre frente a la planta Profertil S.A.

Fuente: Google Maps.

El resultado final del método de las ponderaciones se presenta en la Tabla 4.4-3.

Tabla 4.4-3: Tabla de ponderaciones y resultados.

FACTOR	Ponderación	Área industrial ciudad de Campana		Área industrial ciudad de Bahía Blanca	
		%	Grado	%	Grado
Distancia a las materias primas	35	90	31,5	85	29,75
Distancia a los mercados	20	80	16	80	16
Mano de obra disponible	10	80	8	80	8
Características del terreno y disponibilidad de servicios	35	90	31,5	80	28
<b>TOTAL</b>	<b>100</b>	<b>340</b>	<b>87</b>	<b>325</b>	<b>81,75</b>

Fuente: Elaboración propia.

Como resultado del método de ponderaciones, la planta se ubicará en el terreno N° 1 frente al complejo industrial de la localidad de Campana dada su competitividad.

# **CAPÍTULO 5**

## **DESCRIPCIÓN Y SELECCIÓN DEL PROCESO PRODUCTIVO**

## 5.1 Introducción

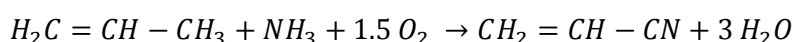
En el presente capítulo se determina el proceso adoptado para la producción de cianuro de sodio de acuerdo al destino del mismo, en este caso, la actividad aurífera del país. Para ello, el mismo se divide en dos partes: en la primera, se realiza una revisión de la bibliografía existente para detallar todas las vías posibles para obtener, recuperar y concentrar este producto; en la segunda, se analizan las operaciones más factibles detalladas en la parte anterior y mediante diversos métodos se ponderan aquellas que se consideren óptimas para cada etapa, y se confecciona el diagrama de flujo del proceso completo con las condiciones de cada etapa.

Para la producción de cianuro de sodio, se debe sintetizar previamente el ácido cianhídrico, de manera que se hará una revisión de las posibles vías para poder sintetizarlo, ya que, una vez obtenido, es sometido a una etapa de neutralización para así obtener el cianuro de sodio. Entonces, esta etapa de neutralización se aplica de igual manera independientemente del proceso que se elija.

### 5.1.1 Proceso Sohio (subproducto)

El ácido cianhídrico constituye uno de los principales subproductos del proceso Sohio, en el que se obtiene acrilonitrilo como producto principal. No obstante, la cantidad de HCN producido es significativa, lo que hace rentable su separación del producto principal y posterior comercialización. La producción de ácido cianhídrico por esta vía constituye alrededor de un 30% de la producción mundial total.

Actualmente el 90% de la producción de acrilonitrilo se realiza mediante el proceso Sohio. Este consiste en la amoxidación (oxidación en presencia de amoníaco) de propeno, con un catalizador de Bi-Mo-O. La reacción que tiene lugar en este proceso es la siguiente:



Se lleva a cabo en un reactor de lecho fluidizado con intercambio de calor debido a la exotermicidad de la reacción. Las condiciones óptimas de selectividad se localizan en el intervalo de temperaturas entre 400 – 500 °C y con presiones de 0,3 – 2 bar. La conversión del propeno es elevada, cercana al 98%, sin embargo, la selectividad de la reacción hacia el producto principal se localiza en torno a valores del 50 – 60%. Se trata de un sistema reactivo complejo en el que se generan diversos subproductos como agua, monóxido y dióxido de carbono, ácido cianhídrico, acroleína y acetonitrilo.

En una primera separación se elimina el amoníaco no convertido mediante una absorción reactiva con ácido sulfúrico. Esta separación se lleva a cabo en la etapa inmediatamente posterior a la reacción y se trata de una etapa común en los procesos en los que se forma HCN, bien sea como producto o subproducto. De no realizarse esta separación, el carácter básico del amoníaco dificultaría la separación de los otros subproductos de carácter ácido, entre los que se encuentra el ácido cianhídrico.

Posteriormente, en una destilación flash se separan el monóxido y el dióxido de carbono por cabezas. La salida de colas de este separador contiene una gran cantidad de agua, junto con el producto principal y HCN mayoritariamente, ya que la acroleína y el acetonitrilo se producen en pequeña cantidad. Esta se trata de una etapa común con los procesos para la obtención directa de ácido cianhídrico. En la corriente de colas del flash, el HCN se corresponde con el componente más volátil de la mezcla y presenta una diferencia de volatilidad notable con respecto al resto, por lo que se consigue separar con una pureza elevada. La baja selectividad de la reacción principal ocasiona que la cantidad de subproductos obtenida sea considerable, haciendo rentable su aprovechamiento. El diagrama de flujo de este proceso se muestra en la Figura 5.1-1. (Klaus Weissermel, 1981).

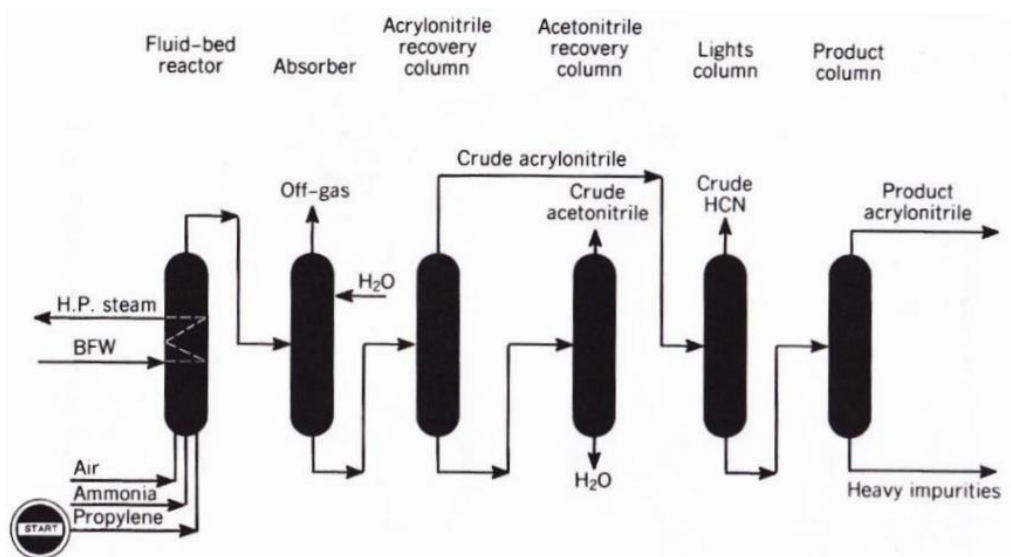


Figura 5.1-1: Diagrama de flujo - PROCESO SOHIO.

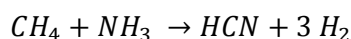
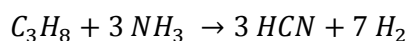
La principal ventaja de este proceso es la formación de HCN como subproducto con valor en el mercado. La valorización de los subproductos permite aumentar el aprovechamiento de las materias primas utilizadas, además de reducir costes en el tratamiento de efluentes. Todo esto conlleva un mayor beneficio del proceso tanto a nivel económico, con mayores ingresos, como medioambiental, con menores emisiones.

El principal inconveniente de ser un subproducto es que la producción de ácido cianhídrico está ligada a la del acrilonitrilo. La producción de HCN por este proceso no es suficiente para satisfacer la demanda mundial, por lo que se necesitan otros procesos alternativos con los que se consiga suplir la demanda de este producto.

### 5.1.2 Proceso Shawinigan

Se trata de un proceso desarrollado por Shawinigan Chemicals Ltd. utilizado en Canadá en los años 60 en el que se produce HCN a partir de amoníaco y un hidrocarburo ligero (preferiblemente propano) en una reacción no catalítica en ausencia de oxígeno. Se lleva a cabo en un reactor de lecho fluidizado que contiene partículas de carbón de coque y que trabaja a temperaturas entre 1300 y 1600°C. Las reacciones que tienen lugar son las siguientes:





La temperatura a la que se lleva a cabo la reacción se consigue haciendo circular corriente eléctrica a través de las partículas de carbón. Este mecanismo de calentamiento permite alcanzar las altas temperaturas necesarias para que transcurra la reacción. El lecho fluidizado se emplea para conseguir una distribución uniforme de la temperatura en el reactor, evitando la formación de puntos calientes.

Este proceso proporciona rendimientos mayores que los procesos convencionales (Andrussow y Degussa) con valores cercanos al 85%. La concentración de amoníaco en la corriente de salida del reactor es muy baja, además se alcanzan altas concentraciones del producto deseado, minimizando la formación de subproductos. En la zona de purificación se debe realizar una separación flash para separar el hidrógeno del ácido cianhídrico. Este hidrógeno se puede emplear para la síntesis de otros productos. (cbrn.es, 2021)

*Las principales ventajas de este método en comparación con los tradicionales son:*

- Ausencia de agua en el producto: esto evita problemas de polimerización del HCN en las secciones posteriores al reactor, correspondientes a las etapas de enfriamiento y acondicionamiento del producto y separación de subproductos.
- Reducción considerable de la cantidad de amoníaco a la salida, alcanzando valores de concentración de 500 ppm, lo que permite prescindir de un sistema de separación de amoníaco.
- La ausencia de catalizadores permite relajar las condiciones de pureza de la alimentación. El metano utilizado como materia prima en los procesos tradicionales (BMA y Andrussow), puede contener azufre en cantidades suficientes como para envenenar los catalizadores empleados. En este proceso, al no existir catalizador, no se requiere un contenido máximo en azufre para el metano, por lo que se puede reducir el precio de adquisición de las materias primas.
- El hidrógeno obtenido se puede emplear para la síntesis de otros compuestos, aunque una parte se recicla para inhibir la formación de hollín en el reactor.

*Como inconvenientes se pueden citar los siguientes:*

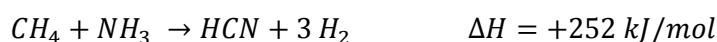
- En las reacciones se genera gran cantidad de moles en fase gas, lo que supone un problema de controlabilidad y seguridad para la planta, además el gas producido (hidrógeno) es altamente inflamable. En el caso del ácido cianhídrico, también se trata de un gas inflamable, sin embargo, en los procesos tradicionales se somete a un enfriamiento quench a la salida del reactor y el tratamiento posterior se lleva a cabo como líquido, por lo que se evita este problema.
- Este proceso consume gran cantidad de electricidad, en torno a 6,5 kWh por cada kg de HCN producido. Ésta supone la principal desventaja respecto a los otros procesos, ya que eleva los costes de producción en caso de no disponer de una fuente de energía



barata. Es por ello que el proceso Shawinigan sólo es rentable en lugares en los que se puede obtener energía eléctrica a un coste muy bajo.

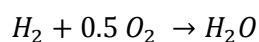
### 5.1.3 Proceso BMA

El proceso BMA<sup>2</sup> fue desarrollado por la compañía Degussa en Alemania. En este proceso se lleva a cabo la síntesis de HCN a partir de amoníaco y metano. Se trata de un sistema reactivo similar al del proceso Shawinigan con la particularidad de que en el proceso BMA se emplea catalizador. La principal diferencia con el proceso Andrusow es la ausencia de oxígeno en la corriente de alimentación. La reacción principal del proceso se presenta a continuación:

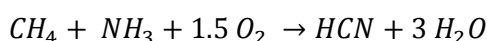


Las condiciones de reacción óptimas tienen lugar a 1200 °C y 1 atm. La conversión obtenida con estas condiciones es de un 80 – 87 % para el amoníaco y un 90 – 94 % para el metano. El resto del amoníaco se descompone en nitrógeno e hidrógeno, lo que constituye la principal reacción secundaria no deseada del proceso.

Se trata de una reacción endotérmica, por lo tanto, se debe aportar energía externa para que la reacción transcurra a la temperatura deseada. Para ello, se emplea un reactor compuesto de un haz de tubos de alúmina recubiertos en su interior con una capa de platino, que actúa como catalizador. El aporte energético tiene lugar en el interior de los tubos, los cuales se localizan en el interior de un horno en el que se emplea gas natural como combustible, además del hidrógeno generado por la reacción, que reacciona según la estequiometría siguiente:



No se puede aprovechar el hidrógeno para su venta por la cantidad de impurezas que contiene, por lo tanto, todo el hidrógeno generado se emplea para aporte energético. La reacción general del proceso, obtenida de la suma de las dos anteriores, es la siguiente:



Los tubos en los que transcurre la reacción se dividen en tres partes según la etapa que se lleve a cabo. En la primera zona, correspondiente a un 25% de su longitud, se precalientan los gases hasta la temperatura deseada. En la segunda zona la velocidad de reacción se incrementa rápidamente hasta que se ve limitada por la transferencia de materia. El tramo final de los tubos está refrigerado y en él cesa la reacción.

A la salida del reactor, los gases se enfrían rápidamente hasta 300°C para evitar la polimerización del HCN. Este enfriamiento se realiza haciendo pasar la corriente de salida por una cámara de aluminio refrigerada con agua. El siguiente paso es la separación de amoníaco en una etapa de absorción con reacción química en la que se hace reaccionar con ácido sulfúrico para formar sulfato de amonio, que constituye un subproducto del proceso. Para la separación

---

<sup>2</sup> BMA: Blausäure aus Methan und Ammoniak (Ácido cianhídrico a partir de metano y amoníaco)

de los gases generados se absorbe el HCN en agua, obteniéndose una corriente de cabezas del absorbedor rica en hidrógeno. La corriente de colas se incorpora en una columna de destilación para obtener el producto deseado, con una pureza del 99,5 %. El diagrama de flujo de este proceso se muestra en la Figura 5.1-2. (Ullmann Encyclopedia of Industrial Chemistry, 2021)

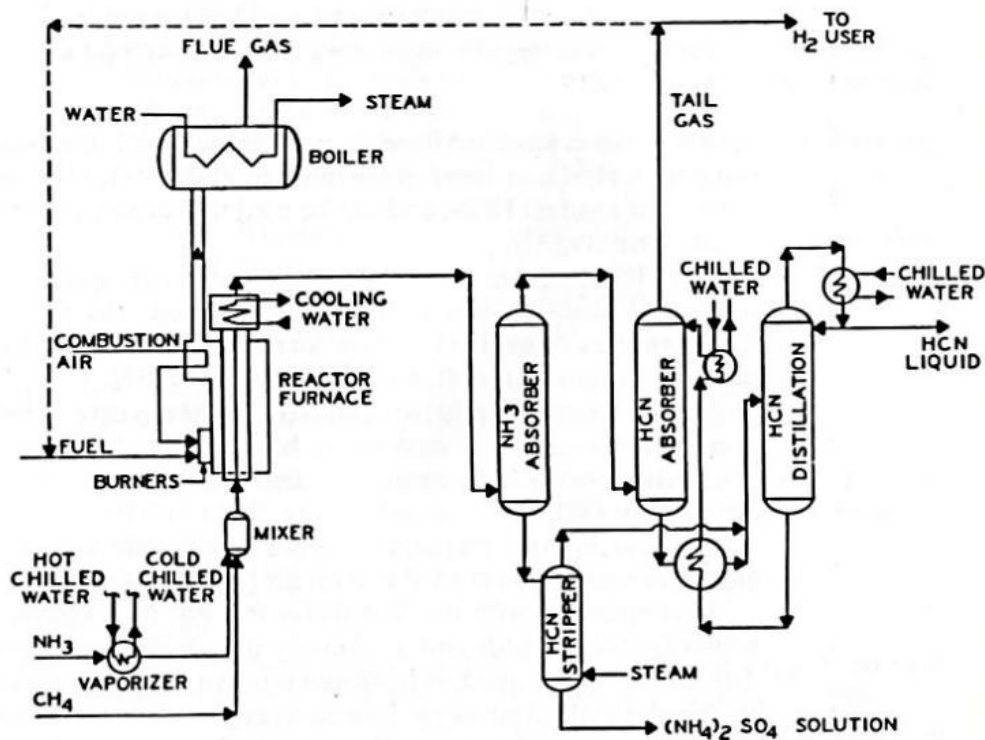


Figura 5.1-2: Diagrama de flujo – PROCESO BMA.

Las ventajas de este proceso se resumen a continuación:

- Como la conversión obtenida es mayor que la del proceso Andrussov, la cantidad de amoníaco a la salida del reactor es menor, por lo que se reducen tanto los costes de equipos como los de operación.
- El gas obtenido como subproducto es hidrógeno, que se puede utilizar como combustible en el horno en el que se produce la reacción o como materia prima para la síntesis de otros compuestos.
- Si el suministro de metano es limitado, se pueden emplear como materias primas hidrocarburos ligeros y etanol. También se puede utilizar como reactivo metanol, pero mediante una reacción en tres etapas.
- Se puede recuperar la energía de calentamiento utilizándola para precalentar el aire de la alimentación o para generación de vapor en la planta.

Las desventajas se presentan a continuación:

- La principal desventaja es la inversión inicial que se debe realizar, así como los costes de operación, que son mayores que para el proceso Andrussov, que no utiliza un horno para aportar energía al reactor.

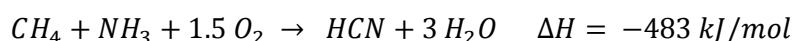
- El consumo de energía en el reactor debido a la endotermicidad de la reacción es de 11,1 kWh/kg HCN producido. Para el aporte de energía se utiliza un horno que emplea como combustible gas natural. Por tratarse de un intercambio de calor indirecto, la energía aprovechada es menor que en el caso de un contacto directo. En cambio, en el proceso Andrussow la energía la aporta la reacción de síntesis de agua a partir del hidrógeno formado en la primera reacción y el oxígeno introducido con la corriente de aire, lo que supone un intercambio directo y consecuentemente un mayor aprovechamiento de la energía.

## 5.1.4 Proceso Andrussow

El proceso Andrussow constituye la primera vía de producción de ácido cianhídrico a nivel mundial. Éste se produce a partir de amoníaco y metano en una reacción catalizada por Pt y Rh, en un reactor adiabático en el que se alcanza una temperatura de 1200 – 1400°C y a una presión comprendida en el intervalo 1 – 2 bar.

Este proceso ha sido desarrollado entorno al 1930 por L. Andrussow, en la empresa I. G. Farben, y es el proceso más utilizado en la actualidad para la producción de ácido cianhídrico. La capacidad de las plantas que utilizan esta tecnología varía entre 5.000 y 30.000 t/año. Entre las plantas que emplean este proceso se encuentran DuPont, Cyanco y Rohm and Hass en Estados Unidos, ICI o Röhm en Europa occidental y Mitsubishi Gas en Japón.

En el proceso tienen lugar diversas reacciones serie/paralelo descritas en posteriores apartados. No obstante, la reacción global del proceso se corresponde con la siguiente expresión:



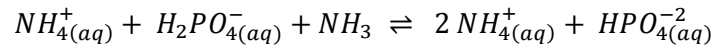
A diferencia de los procesos descritos anteriormente, se trata de una reacción global exotérmica que no necesita aporte energético externo, por lo que no se requiere la instalación de un horno o el aporte de corriente eléctrica para proporcionar energía. La mezcla de amoníaco-metano-aire se hace pasar por una malla de catalizador de Pt-10%Rh. Con el fin de evitar la polimerización del HCN, los gases de salida del reactor se deben enfriar rápidamente, por lo que se realiza un enfriamiento tipo quench<sup>3</sup> a la salida del reactor. La energía retirada se puede utilizar para producir vapor a utilizar en el resto de la planta. (Klaus Weissemel, 1981).

La separación de productos y subproductos que se realiza aguas abajo del reactor se trata de la misma descrita para el proceso BMA comentado anteriormente. Según la separación de amoníaco permita su posterior recuperación y recirculación se diferencian dos procesos de separación:

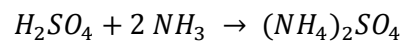
---

<sup>3</sup> Un quench es un sistema de enfriamiento desarrollado para aplicaciones industriales especiales donde las temperaturas son muy elevadas. La palabra quench procede del inglés y significa templar, enfriar, sofocar. En los procesos industriales se entiende por quench cualquier sistema que inyecte un refrigerante para reducir la temperatura.

- Absorción reactiva utilizando fosfato monoamónico (MAP): se emplea una reacción de equilibrio, que se ve favorecida hacia el producto a bajas temperaturas, por lo que la desorción se consigue elevando la temperatura con inyección de vapor. La reacción es la siguiente:



- Absorción reactiva utilizando ácido sulfúrico: en este caso se trata de una reacción irreversible en la que el producto obtenido es sulfato de amonio, un producto utilizado como intermediario en la producción de fertilizantes con valor en el mercado. La reacción que tiene lugar posee la siguiente estequiometría:



El diagrama de flujo de este proceso se muestra en la Figura 5.1-3.

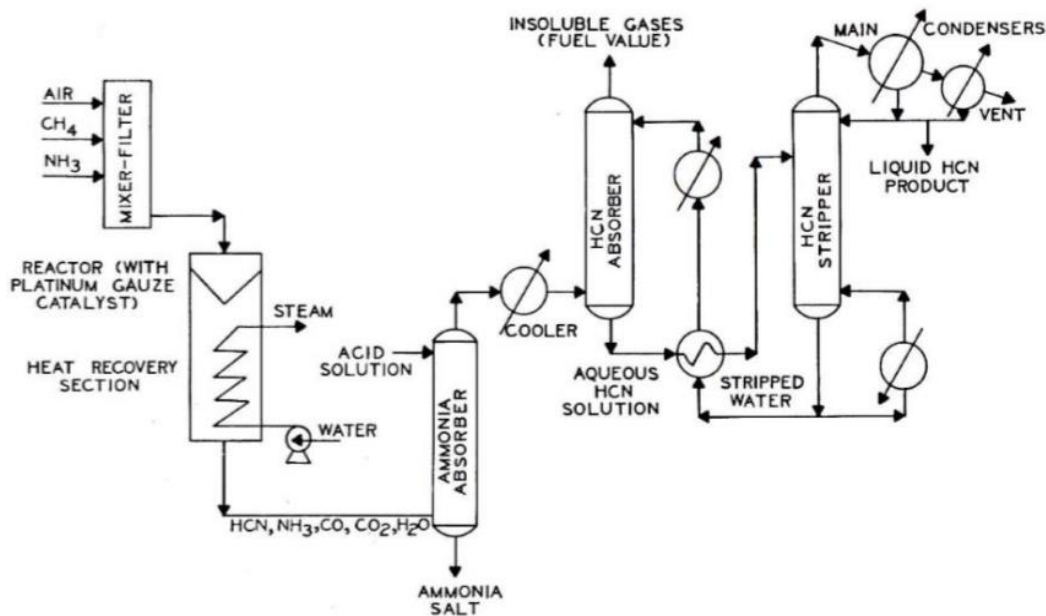


Figura 5.1-3: Diagrama de flujo – PROCESO ANDRUSDOW.

Las ventajas de este proceso son las siguientes:

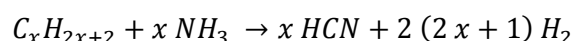
- Vida del catalizador elevada: el catalizador utilizado tiene una vida útil de más de 10.000 horas, cifra elevada comparada con las otras alternativas.
- Tecnología desarrollada, con un sistema reactivo seguro, trabajando fuera de los límites de explosividad de la mezcla.
- Se consigue alta pureza de producto, además de contar con separaciones de los subproductos asequibles económicamente.

El principal inconveniente de este proceso es que requiere una alimentación con alto contenido en metano para evitar la deposición de carbón sobre el catalizador. Otro

inconveniente es el envenenamiento del catalizador que se produce a causa de los compuestos de azufre y fósforo contenidos en el gas natural.

## 5.1.5 Procesos en desarrollo

Existen procesos de producción relativamente nuevos, como la producción a partir de formamida, llevada a cabo en una planta en Ludwigshafen, Alemania y desde 1997 en una planta en Niigata, Japón. Se están buscando materias primas alternativas como metanol, carbón o monóxido de carbono. Existe otra planta de producción de HCN a partir de la amoxidación de metanol en Japón. Todas son tecnologías basadas en reacciones de hidrocarburos ligeros con amoníaco, siguiendo la siguiente reacción general:



Estas reacciones son endotérmicas y requieren de aporte energético externo. El proceso BMA descrito anteriormente sigue este mecanismo de reacción, por lo que las ventajas y los inconvenientes de estos métodos son similares, con la desventaja añadida de que son sistemas sobre los que no se conocen completamente los mecanismos de reacción. (Klaus Weissermel, 1981).

## 5.2 Elección del proceso

De todas las alternativas propuestas en los anteriores apartados, se debe seleccionar la más adecuada para llevar a cabo su diseño. Las ventajas e inconvenientes de cada una de ellas se presentan al final de cada uno de los apartados, y en base a toda la información presentada se descartan en principio las siguientes alternativas por sus desventajas:

- Proceso Sohio: el ácido cianhídrico constituye un subproducto, por lo tanto, no se trata de un mecanismo de producción de este compuesto sino de un aprovechamiento de un producto secundario producido en grandes cantidades.
- Procesos en desarrollo: se trata de procesos que aún están en fase de investigación y son susceptibles de mejoras sustanciales en la tecnología, por lo tanto, no se contempla el diseño de una planta basado en un proceso aún no desarrollado por completo.
- Por cuestiones de seguridad, se descarta el empleo del proceso Shawinigan, por la generación de grandes cantidades de moles en fase gas. Además, la elevada proporción de hidrógeno en la corriente de salida del reactor puede ocasionar problemas de seguridad de la instalación por ser un gas muy inflamable.

Atendiendo a criterios medioambientales, los subproductos de todas las alternativas presentan propiedades similares, por lo que no se descarta ningún proceso según estos criterios.

Por lo tanto, queda la elección entre el proceso BMA y Andrussow. Analizando ventajas y desventajas de cada uno de ellos, el proceso BMA proporciona una mayor conversión, sin embargo, requiere el empleo de un horno en el que ocurre la reacción.

De entre las dos alternativas, se selecciona el proceso Andrussov porque tanto los costes de instalación como de mantenimiento del reactor son menores. Además, el aprovechamiento energético es mayor por realizarse un intercambio de calor directo. Por otra parte, en el enfriamiento que sigue al reactor, se genera vapor a alta presión que puede ser utilizado en cualquier lugar de la planta.

## 5.3 Descripción detallada del proceso Andrussov

Para la síntesis de HCN, se utilizan gasas de alambre de platino con un contenido de rodio del 10% como estructura del catalizador, con una vida útil del catalizador muy superior a 4000 h en ese momento. El proceso de Andrussov se ha vuelto cada vez más importante y hoy en día es el proceso de producción de ácido cianhídrico más importante en términos de producción mundial anual.

### 5.3.1 Fundamentos

En el proceso de Andrussov, la energía térmica requerida para la síntesis de ácido cianhídrico a partir de metano y amoníaco (que de hecho es una reacción endotérmica) es suministrada por la combustión inherente de reactivos, particularmente del hidrógeno liberado en la síntesis de HCN. Por tanto, además del metano y el amoníaco, se introduce oxígeno, normalmente en forma de aire, en el reactor. La ecuación química para la reacción de amoxidación exotérmica general de metano, es una representación simplificada de la situación real.



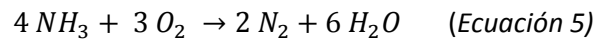
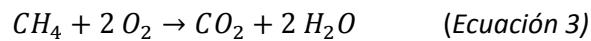
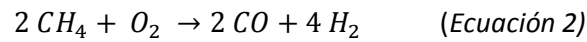
El análisis de la composición del gas de reacción se puede ver en la Tabla 5.3-1. Ésta muestra que se forma una serie de otros productos además del ácido cianhídrico y el agua.

Tabla 5.3-1: Composición típica de los gases de reacción (% vol) -Proceso Andrussov y BMA.

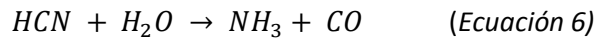
<i>Compound</i>	<i>Andrussov process</i>	<i>BMA process</i>
HCN	7.0	22.9
NH <sub>3</sub>	1.7	2.5
CH <sub>4</sub>	0.2	1.7
N <sub>2</sub>	52.5	1.1
H <sub>2</sub>	12.0	71.8
H <sub>2</sub> O	23.0	–
CO	3.3	–
CO <sub>2</sub>	0.3	–

El mayor número de productos de reacción, la menor concentración de HCN y, en consecuencia, el menor poder calorífico de los gases residuales, distinguen claramente los gases de escape del reactor de los de la síntesis de BMA.

Debido a la presencia de oxígeno en la síntesis de HCN de Andrussov, también ocurren otras reacciones paralelas con el metano y el amoníaco. Estos incluyen la formación de óxidos de carbono a partir del metano y, además, la descomposición y oxidación del amoníaco. En la práctica, también se produce la generación de coque, que está principalmente influenciada por la calidad del gas natural.



Además de estas reacciones paralelas, se debe considerar la hidrólisis consecutiva del ácido cianhídrico en monóxido de carbono y amoníaco:



Dado que los productos de esta ecuación química se favorecen termodinámicamente, el gas de reacción debe apagarse inmediatamente después de la síntesis catalítica en la producción industrial de HCN.

La (Ecuación 1), sugiere una composición estequiométrica de 1: 1: 1,5, pero en la práctica las condiciones de reacción suelen ser diferentes. Se han realizado muchos intentos de investigación sistemática de las condiciones operativas óptimas con respecto al rendimiento de HCN. Sin embargo, a menudo, los resultados no pueden compararse directamente ni interpretarse sin ambigüedades. Las principales tendencias se pueden resumir de la siguiente manera:

- Los rendimientos más altos de HCN en relación con el amoníaco se observan para proporciones N / C inferiores a 1. En este rango, el rendimiento máximo se correlaciona con temperaturas de gasa relativamente bajas. Sin embargo, la concentración de HCN en el gas de reacción disminuye a medida que desciende la relación N / C.
- Como era de esperar, un exceso de amoníaco reduce los rendimientos de HCN y también daña el catalizador de gasa como resultado de temperaturas de gasa excesivamente altas.
- La relación oxígeno/gasa combustible se establece generalmente para que sea subestequiométrica con respecto a la (Ecuación 1); esto restringe la combustión de NH<sub>3</sub> y CH<sub>4</sub> y asegura temperaturas de gasa sostenibles.

Sobre la base de tales hallazgos, el rendimiento puede optimizarse mediante modelos matemáticos de las complejas interrelaciones involucradas. Los reactores industriales con aire como fuente de oxígeno funcionan con una composición de alimentación de 10 a 13% de amoníaco, 12 a 13% de metano y 14 a 17% de oxígeno. Los rendimientos de ácido cianhídrico en relación con el amoníaco oscilan entonces entre el 60 y el 70%. Se pueden obtener rendimientos de aproximadamente 60% con respecto al metano. (J. M. Pirie, 2021).

### 5.3.2 Producción de ácido cianhídrico líquido

El proceso de Andrussow para la producción de ácido cianhídrico líquido generalmente se divide en los pasos del proceso que se muestran en la Figura 5.3-1. En los pasos de purificación que siguen a la síntesis de HCN, el proceso BMA es casi idéntico.

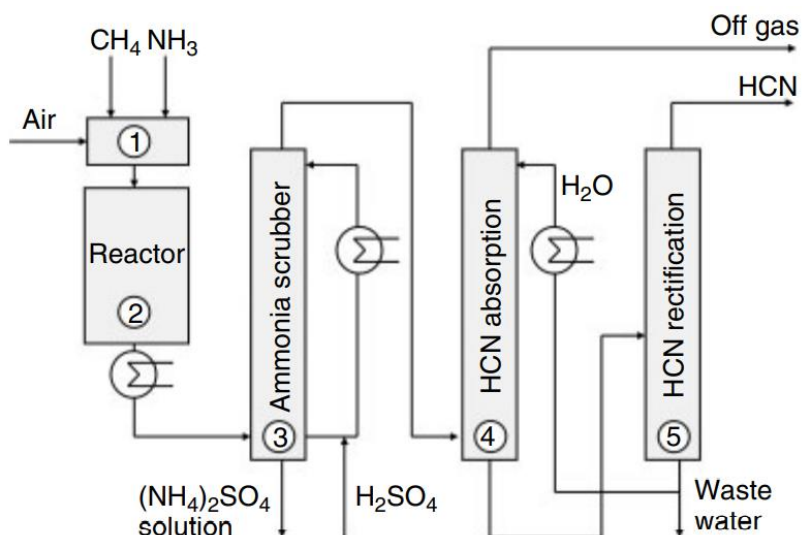


Figura 5.3-1: Descripción por etapas del proceso Andrussov.

- **REGIÓN 1 (Acondicionamiento de Materias Primas):** Aquí, el amoníaco, que generalmente está presente en forma líquida, se vaporiza. Dependiendo de la calidad del gas natural, puede ser necesaria la purificación por destilación para la separación de hidrocarburos superiores. Los reactivos gaseosos se mezclan con aire, se precalientan y se alimentan al reactor. El proceso catalítico se controla mediante la proporción de mezcla.
- **REGIÓN 2 (Reactor):** El reactor es el componente central de una planta de producción de HCN. La formación de ácido cianhídrico suele producirse en varias capas de catalizador superpuestas. Estos se colocan sobre un soporte inerte sobre toda la sección transversal del reactor. Las gasas catalíticas alcanzan temperaturas entre 1000 y 1100°C. El tiempo de residencia del gas de reacción caliente en la región de las gasas catalíticas es inferior a 1 ms. Inmediatamente después de la zona de reacción, se produce un enfriamiento extremadamente rápido del gas de reacción mediante intercambiadores de calor tubulares, con generación de vapor.
- **REGIÓN 3 (Lavado de amoníaco):** El gas de reacción se lava con ácido sulfúrico diluido para eliminar el amoníaco residual en forma de solución de sulfato de amonio. Después de la recuperación del HCN disuelto en una columna de separación, puede procesarse adicionalmente en una etapa de cristalización para dar sulfato de amonio sólido como subproducto. Debido al calor de neutralización, el lavado con amoníaco debe enfriarse para evitar la hidrólisis del ácido cianhídrico por ácido sulfúrico a temperaturas más altas.
- **REGIÓN 4 (Absorción):** La corriente de gas libre de amoníaco resultante se alimenta a la columna de absorción, donde el ácido cianhídrico gaseoso se absorbe en agua fría hasta una concentración de 2 a 3%. La solución se estabiliza con ácido para evitar la polimerización del ácido cianhídrico. El ácido fosfórico, el ácido fórmico, el ácido acético, el ácido sulfúrico y, en la fase gaseosa, incluso el SO<sub>2</sub>, han demostrado ser especialmente adecuados para este fin. El gas que sale del absorbedor se conoce como "gas pobre" debido a su composición de gases inflamables (H<sub>2</sub>, CO, CH<sub>4</sub>). Suele tratarse con un oxidante térmico.
- **REGIÓN 5 (Destilación):** La separación de la mezcla de ácido cianhídrico / agua se produce en una columna de rectificación. En la mayoría de los casos, el ácido cianhídrico



puro que se acumula en la parte superior de la columna se procesa directamente debido a su alta toxicidad, alta presión de vapor y tendencia a una fuerte polimerización exotérmica. Por la misma razón, también debe tenerse cuidado de estabilizar el ácido cianhídrico dentro de la columna de destilación. El agua del sumidero de la columna se recicla a la columna de absorción después de enfriarse. A diferencia del proceso BMA, el gas de reacción también contiene agua como producto de combustión; Por lo tanto, por razones de equilibrio, se debe descargar agua del sistema. Debido a la limitada biodegradabilidad de las aguas residuales, con frecuencia se utilizan procesos catalíticos para su decianación. El principio básico del proceso de Andrussov se ha desarrollado en una serie de variantes dependiendo de las limitaciones en los sitios de producción particulares. De ese modo, el aumento de capacidad supera la desventaja de un rendimiento limitado y una concentración limitada de HCN dentro del gas de reacción.

#### **A. Variante de presión.**

Una comparación del rendimiento de HCN para el aumento de presión y la presión normal revela datos contradictorios. Sin embargo, el rendimiento ligeramente aumentado que se obtiene a veces bajo presión no se debe a un efecto catalítico. La expansión de volumen diferente de las vías de reacción competidoras individuales parece causar este efecto. Además, la presión absoluta también influye en cualquier reacción homogénea en fase gaseosa no catalizada que pueda producirse. Dentro de la unidad de absorción de HCN, la concentración de HCN en la solución acuosa se puede incrementar significativamente aumentando la presión. Esto significa que el tamaño de los recipientes en la sección de absorción y destilación se puede reducir reduciendo la corriente de circulación de agua. Téngase en cuenta que los costos de inversión para la variante de alta presión son algo más altos que para las plantas que operan por debajo o a presión atmosférica.

#### **B. Variante de oxígeno.**

Otra posibilidad para aumentar la productividad de una planta de Andrussov radica en el uso de aire enriquecido con oxígeno. La reducción de la carga total de gas a través del reactor y la unidad de absorción conduce a un aumento general de los rendimientos espacio-temporales. El equipo para operar con oxígeno es incluso más costoso que para operar con aire, debido principalmente a la necesidad de un suministro de aire enriquecido con oxígeno u oxígeno puro.

#### **C. Reciclaje de amoníaco.**

El sulfato de amonio, que es un subproducto de la tecnología convencional de Andrussov, debe cristalizarse, almacenarse y comercializarse con cierto costo. Por esta razón, se han desarrollado varios enfoques alternativos para la separación del amoníaco. La absorción de amoníaco en una solución de fosfato monoamónico se ha establecido a escala de producción. El equilibrio de fosfato se puede cambiar térmicamente, y esto permite la recuperación de amoníaco que luego se recicla al reactor de Andrussov.

#### **D. Reactor y catalizador.**

El catalizador dentro de la sección del reactor de la planta de Andrussov es de crucial importancia. Para permitir las altas velocidades de transferencia de masa necesarias y los tiempos de contacto cortos, se utiliza un reactor de flujo tubular con una zona de catalizador definida que consta de varias gasas de catalizador. También se han investigado formas de

catalizador distintas de las gasas en la síntesis de Andrussow. Los catalizadores soportados impregnados de platino en forma de lechos fijos a base de berilo, alúmina, carburo de silicio y caolín no aumentaron el rendimiento ni pudieron utilizarse a escala industrial. Incluso el uso de cerámicos y monolitos metálicos dopados con metales preciosos con hidrodinámica turbulenta no dio como resultado un aumento deseado en el rendimiento al reducir las limitaciones de transferencia de masa. Las investigaciones en reactores microestructurados, en los que es posible extender la operación al rango de explosión, dieron como resultado solo rendimientos de HCN muy bajos. Las gasas de catalizador en el interior de un reactor de Andrussow se colocan sobre un soporte cerámico catalíticamente inerte y térmicamente estable. El diseño del reactor asegura que la zona de reacción caliente se mantenga adiabática e isotérmica sobre la sección transversal de la gasa del catalizador. El flujo de gas turbulento ocurre dentro de la zona de reacción, dando lugar a altas tasas de transferencia de calor y masa, dependiendo de la geometría de la gasa. Estos pasos de transferencia se pueden investigar con la ayuda de simulaciones de dinámica de fluidos computacional (CFD) de transferencia de calor y masa en mallas de alambre rodeadas de gas que fluye. Estas herramientas permiten adaptar el diseño de la gasa a las limitaciones de una instalación de producción. Es necesario optimizar la cantidad de catalizador con respecto a la vida útil del catalizador, la productividad y el rendimiento a corto plazo. Las capas de gasa se pueden fabricar para proporcionar la densidad de catalizador requerida; de hecho, las estructuras tejidas utilizadas anteriormente ahora han sido reemplazadas en gran medida por estructuras de punto o ganchillo. Un factor importante que influye en el proceso es el hecho de que la actividad catalítica de las gasas no es constante durante su vida útil. Una nueva estructura de gasa requiere un período de activación de varios días para alcanzar su plena actividad. Las investigaciones con microscopía electrónica han demostrado que se produce una reestructuración de los cristales de platino-rodio dentro del alambre, y esto, a su vez, aumenta la rugosidad y el área superficial catalíticamente activa como puede verse en la Figura 5.3-2.

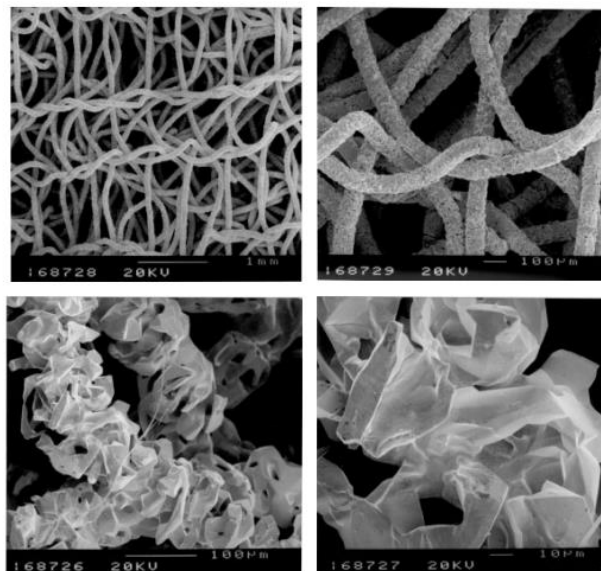


Figura 5.3-2: Gasa de catalizador utilizada en la síntesis de HCN de Andrussow.

Fuente: Micrografía electrónica cortesía de Umicore AG & Co. KG, Hanau

Se sabe que ocurre un proceso en la oxidación del amoníaco en el que, en atmósferas fuertemente oxidantes, se producen mayores pérdidas de platino a través de la fase gaseosa. En la atmósfera reductora habitual de la síntesis de HCN, estas pérdidas son mucho menos significativas y, por tanto, es muy improbable que la reestructuración sea causada por la

vaporización y condensación de especies de óxido de Pt. Parece mucho más probable que los efectos de difusión desde la superficie al grueso del material jueguen un papel decisivo. Particularmente al comienzo de la síntesis de HCN con un catalizador nuevo, la formación característica de las caras cristalinas ocurre con la eliminación de los límites de los granos. La composición química de la superficie apenas se altera durante la formación del catalizador. Después del tiempo inicial en funcionamiento, los cambios morfológicos que se producen y el consiguiente cambio en la superficie del catalizador solo pueden controlarse con gran dificultad.

Las velocidades espaciales, el procedimiento de activación, la temperatura, la relación de los componentes de alimentación y la presencia de venenos del catalizador, como los hidrocarburos superiores y los compuestos de azufre, tienen una influencia directa en la vida útil del catalizador. El componente principal del catalizador de gasa es el platino, aunque se puede añadir una proporción de rodio (aproximadamente un 10%) para aumentar la durabilidad a largo plazo. También es posible la adición de iridio en lugar de rodio. Adicionalmente se puede lograr una pequeña mejora en la actividad y el rendimiento de HCN mediante la adición de alúmina, que provoca la formación de Pt<sub>x</sub>-Al<sub>y</sub> en la superficie de los catalizadores de gasa. Estos compuestos intermetálicos pueden ser un ejemplo del efecto de interacción fuerte metal-soporte (SMSI).

### 5.3.3 Producción de cianuro de sodio

Para la producción de cianuro de sodio, el proceso es prácticamente idéntico hasta la etapa 3 (lavado de amoníaco) del proceso Andrussov como se vio en la Figura 5.3-1. La corriente libre de amoníaco y rica en HCN ingresa al absolvedor caustico donde se forma el NaCN. Las etapas posteriores al lavado de amoníaco pueden observarse en la Figura 5.3-3 y se describen a continuación:

- ***Absorción y reacción del HCN en una solución de NaOH***

La corriente F17 se alimenta al absorbedor/reactor (C-202) que funciona a presión levemente superior a la atmosférica y 65°C. Mantener la temperatura baja reduce la tendencia del HCN a polimerizar, lo que puede resultar en una pérdida de rendimiento, así como en la contaminación del producto. La corriente F22, compuesta por un 50% en peso de hidróxido de sodio acuoso, es mezclada con la corriente de reciclo F27. Se alimenta al equipo un exceso de NaOH respecto de la estequiometría de la reacción para evitar la polimerización localizada de HCN teniendo en cuenta, además la formación de subproductos no deseados como el carbonato de sodio y el bicarbonato de sodio (trazas). La solución cáustica fluye en contracorriente a la corriente de vapor. Aquí se produce una reacción de neutralización entre el cianuro de hidrógeno y el hidróxido de sodio, formando cianuro de sodio acuoso y agua. La reacción es rápida y avanza hasta casi al 100% de conversión dentro de la columna. La corriente F25 que sale de la columna de absorción compuesta por H<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, O<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>, CO, H<sub>2</sub>O se envían a antorcha. Una gran parte de la corriente F26 (compuesta por 43% en peso de cianuro de sodio acuoso, 1,5% en NaOH, 55% en agua y trazas de Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>) que es el efluente líquido que sale del equipo, es recirculada a la unidad previamente mezclada con la corriente F22.

- ***Evaporación por aspersión.***

La corriente F28 de composición idéntica a la corriente F26, ingresa al equipo de secado por aspersión (DR-301). En esta unidad, la solución casi saturada en NaCN<sub>(ac)</sub> entra en contacto con una corriente de gases de combustión a 250°C que evaporan el agua de la solución hasta llevar el producto a su contenido de humedad final. Los gases de combustión cargados de

humedad pasan a través de un ciclón para así retener cualquier partícula sólida que pueda haber sido arrastrada en el secado.

- **Enfriamiento**

La corriente F31 compuesta casi en su totalidad por  $\text{NaCN}_{(s)}$  debe ser enfriada hasta los  $35^{\circ}\text{C}$  antes de pasar a la unidad de briquetado. Para esta operación se utiliza el enfriador rotativo EN-301 que utiliza aire ambiente a  $25^{\circ}\text{C}$  impulsado por el compresor K-301. La pérdida de humedad del producto por enfriamiento es mínima.

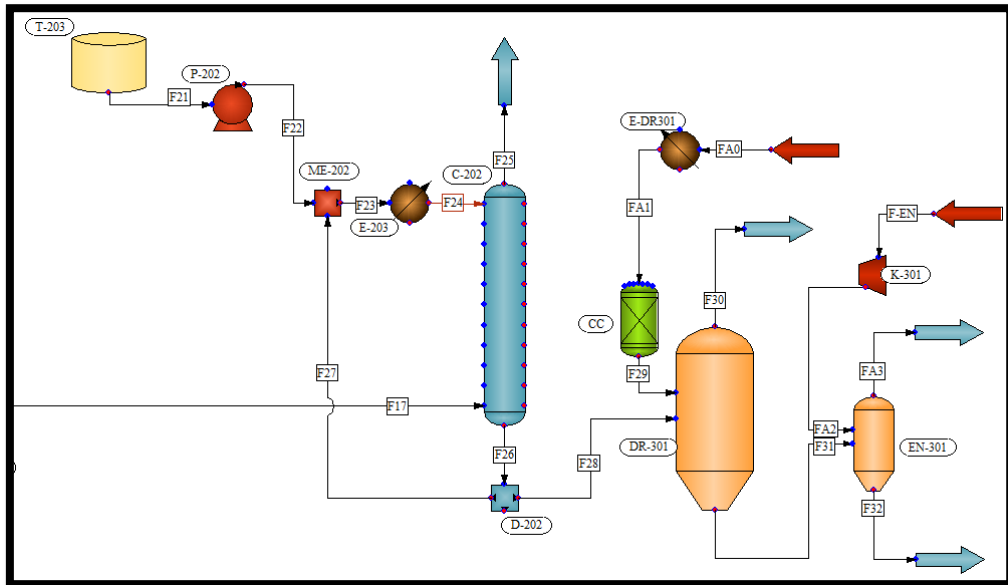


Figura 5.3-3: Diagrama de flujo- Producción de  $\text{NaCN}$ .  
Fuente: Elaboración propia (Chemcad).

# **CAPÍTULO 6**

## **CAPACIDAD**

### **PRODUCTIVA DE LA**

#### **PLANTA**

## 6.1 Introducción

A partir del estudio de mercado se pudo llegar a la conclusión de que existe un mercado propicio y atractivo para este proyecto, y se hizo la proyección a futuro de este. Esto sirve de referencia para la determinación del tamaño del proyecto ya que generalmente se toma la dimensión del mercado como variable más importante. Cabe destacar las consideraciones llevadas a cabo para la realización de este. Debido a que el tamaño no debe responder a una situación de corto plazo, sino que debe adecuarse a las expectativas del crecimiento de la demanda, antes de continuar con el análisis de las posibilidades de cubrir el consumo, se establece el nicho de mercado que va a ocupar la planta productora de cianuro de sodio. Se dictamino sentando en la base del capítulo de localización de la planta, que el nicho de mercado a satisfacer o intentar suplir con las necesidades, es el sector minero, particularmente la actividad aurífera de las provincias de Santa Cruz, San Juan y en menor medida la provincia de Catamarca. A continuación, se analiza la posibilidad de cubrir el consumo del mercado de interés proyectando a futuro.

## 6.2 Proyección de la producción óptima

Ahora bien, se considera la proyección de la producción de cianuro sódico, como una situación dinámica en el tiempo. Como se puede observar en los análisis anteriores del capítulo de estudio de mercado, la demanda crece año tras año, y por lo tanto la producción deberá hacerlo al mismo ritmo. Al presentarse tal comportamiento de crecimiento no existe un tamaño óptimo de planta, sino una estrategia óptima de ampliación que puede definirse con anticipación.

El método aproximado que se expone a continuación permite tener una primera idea del tamaño óptimo aconsejable y lo es mucho mejor en la medida en que sea mayor la certeza en la estimación de los parámetros que lo determinan. Debe considerarse como un elemento más de ayuda para la toma de la decisión final en cuanto al tamaño del proyecto. Para poder aplicarlo se deben conocer o estimar previamente los siguientes parámetros:

- $D_0$ : magnitud de la demanda actual que satisface el proyecto.
- $r$ : tasa de crecimiento de la demanda que satisface el proyecto.
- $N$ : vida útil de la maquinaria y equipos.
- $\alpha$ : factor de escala.

En aquellos mercados en los que el consumo del producto presenta una tendencia creciente, como en el caso de este proyecto, se comienza por estimar el periodo óptimo “ $n$ ”, al que corresponde el tamaño óptimo del proyecto. Para esto se emplea la ecuación que se presenta a continuación (Chain, 1995):

$$\frac{1}{R^n} = 1 - 2 * \left(\frac{1-\alpha}{\alpha}\right) * \left(\frac{R-1}{R+1}\right)^{(N-n)} \quad \text{Ecuación 5.1}$$

El desarrollo porcentual de la demanda,  $R$ , es una función de la tasa de crecimiento estimada del mercado,  $r$ , que se puede expresar de la siguiente manera (Chain, 1995).

$$R = 1 + r \quad \text{Ecuación 5.2}$$

Para estimar el valor de “ $r$ ”, se emplearon los datos obtenidos anteriormente en el estudio de mercado, correspondiente a la proyección demanda a satisfacer de cianuro sódico, que se considera como la base para el cálculo de la capacidad de la planta.

Se calcula la demanda anual de este producto y la tasa de crecimiento anual promedio, la cual resultó 0,035 (3,5%). Por lo tanto, “ $R$ ” toma un valor igual a 1,035.

El exponente de escala,  $\alpha$ , tiene un valor de 0.65 de acuerdo a la lista de factores calculados para las industrias químicas, de alimentos, fármacos, petroquímicas y automovilísticas, publicada por las Naciones Unidas en el Boletín N°20 “Industrialización y Productividad”

Por último, la vida útil de los equipos, “ $N$ ”, se estima en diez años por convención, que por otra parte coincide con los años que se supone que dura el presente proyecto.

A partir de estos valores y de la ecuación 5.1, se obtuvo, a través de un método de aproximaciones sucesivas, un valor de período óptimo, “ $n$ ”, correspondiente a 9.4 años aproximadamente.

Una vez calculado “ $n$  óptimo”, según el método propuesto, se lo incorpora en la ecuación 5.3 para determinar  $D_n$ , tamaño óptimo del proyecto (Chain, 1995, pág. 175).

$$D_n = D_0(1 + r)^n \quad \text{Ecuación 5.3}$$

En este caso  $D_0$  corresponde al valor actual de la demanda de cianuro sódico, 9340 toneladas/año.

Esto señala que el tamaño óptimo en función de las expectativas de crecimiento del mercado debe programarse para satisfacer una demanda de 12905.8 toneladas de cianuro sódico. Adoptando una capacidad de planta de 13000 toneladas anuales.

La capacidad real que se debe adoptar es menor, dado que se pretende abastecer solamente el sector minero que requiere este producto, el cual consume el 70% de las importaciones de cianuro de sodio. Por lo tanto, se debe adoptar una capacidad de planta de 9100 toneladas anuales.

## 6.3 Estimación de la materia prima disponible

El abastecimiento suficiente en cantidad y calidad de materia prima es un aspecto vital que condiciona el tamaño de un proyecto.

Para la producción de cianuro sódico, se debe sintetizar previamente el ácido cianhídrico y para la síntesis del ácido cianhídrico, se debe asegurar el suministro de metano y amoníaco. Adicionalmente se debe asegurar el suministro de NaOH y H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> al 86% para las etapas posteriores del proceso.

El proceso Andrusow (alternativa elegida para este proyecto), aproximadamente tiene los siguientes consumos de materias primas:

$$\frac{0,875 \text{ kg NaOH}}{\text{kg NaCN}} ; \frac{0,551 \text{ kg H}_2\text{SO}_4 \text{ (al 100\%)}}{\text{kg NaCN}} ; \frac{0,568 \text{ kg NH}_3}{\text{kg NaCN}} ; \frac{0,535 \text{ kg CH}_4}{\text{kg NaCN}}$$

Entonces, si se desea adoptar una capacidad de planta de 9100 toneladas anuales de cianuro de sodio, se puede estimar que se requieren en torno a 7970 toneladas anuales de NaOH, 5200 toneladas anuales de NH<sub>3</sub>, 5830 toneladas anuales de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> al 86% y 4870 toneladas anuales de CH<sub>4</sub>.

Como la planta de amoníaco tiene asegurado su suministro de gas natural y se pretende instalar la planta de producción de cianuro de sodio en un terreno aledaño a ésta, la disponibilidad de gas natural no es un problema, dado que la cantidad que requiere este proyecto es muy pequeña en relación a cantidad que consume la planta para la síntesis del amoníaco.

Conociendo los requerimientos de las materias primas necesarias para el proyecto, en función de la disponibilidad de estos recursos analizados en el CAPÍTULO 3, se puede asegurar el suministro de amoníaco y gas natural. En el caso del hidróxido de sodio lo que brinda cierta seguridad en la disponibilidad es el hecho de que las plantas nacionales de este insumo han operado como máximo a un 87% de la capacidad instalada total en el año 2013. En el caso del ácido sulfúrico, es mucho más conveniente importarlo hasta tanto los precios internos no sean competitivos respecto a los precios de importación.

## 6.4 Conclusión

Se concluye con lo expuesto anteriormente, que se abarca el 70% de la demanda insatisfecha de cianuro sodio dada la falta de competidores en el terreno nacional y la disponibilidad de recursos para llevar a cabo el proyecto. Para que la rentabilidad no sea afectada, el ácido sulfúrico se importará, por tal motivo es importante la cercanía de la planta al puerto.



# **CAPÍTULO 7**

## **BALANCE DE MASA Y ENERGÍA**

## 7.1 Introducción

En el presente capítulo se desarrollan los cálculos correspondientes a los balances de masa y energía de cada uno de los equipos involucrados en el proceso de producción de cianuro de sodio. Para el cálculo de la masa de amoníaco, metano y demás materias primas que deben tratarse por hora, es necesario definir los días de actividad de la planta al año que se fija en 340 días, considerando 15 días para paradas destinadas a mantenimiento y 10 días de detenciones imprevistas. Para 9.338 t/año de cianuro de sodio y 340 días definidos, a este valor, se lo divide, a su vez, por las 24 h/día en las que se produce, por tratarse de un proceso continuo. Estos cálculos arrojan un resultado de 1.145 kg/h de cianuro de sodio. El objetivo de este balance es sentar las bases necesarias para la realización del diseño y adopción de equipos, logrando obtener los caudales másicos de todas las corrientes del proceso. Teniendo en cuenta una pérdida global del proceso de 1% se producirán 1.133 kg/h de cianuro de sodio que al año se traducen a 9.245 t/año.

## 7.2 Balances de masa y energía

En este apartado se exponen los balances de masa y de energía correspondientes a cada uno de los equipos involucrados en el proceso de producción en kg/h y kcal/h. A continuación, se presentan los equipos y la nomenclatura empleada en el cálculo para definir las corrientes másicas y sus componentes.

Para la realización de los balances de masa se tuvieron en cuenta una serie de consideraciones:

- Se parte de la premisa que se opera en estado estacionario, no hay acumulación en el sistema.
- Cada etapa conlleva un rendimiento o eficiencia asignado, reportado en la bibliografía o comparable con la misma etapa en procesos análogos.
- Pérdida global del proceso de 1%.

## 7.3 Diagrama de flujo

A continuación, en la Figura 7.3-1, se presenta el diagrama de flujo del proceso completo para la producción de cianuro de sodio con un alto grado de pureza.

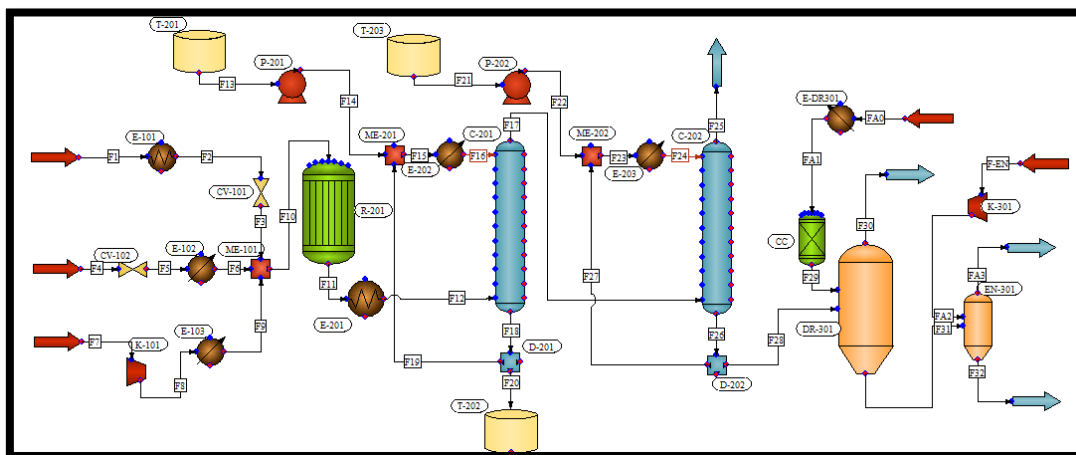


Figura 7.3-1: Diagrama de flujo- Producción de NaCN.

Fuente: Elaboración propia con Chemcad.

Seguidamente en la Tabla 7.3-1 se describen los equipos que se observan en el diagrama de flujo de la Figura 7.3-1. El proceso se divide en tres zonas:

1. Zona 100: Sector de precalentamiento de la alimentación.
2. Zona 200: Sector de reacción y neutralización.
3. Zona 300: Sector de evaporación, enfriado y briquetado del producto.

Tabla 7.3-1: Descripción de equipos.

Codificación	Tipo de equipo	Función
<b>[Zona 100] Sector de precalentamiento de la alimentación</b>		
E-101	Intercambiador de calor	Calentar la corriente de NH <sub>3</sub> antes de entrar al reactor
E-102	Intercambiador de calor	Calentar la corriente de CH <sub>4</sub> antes de entrar al reactor
K-101	Compresor	Transportar el aire al E-103
E-103	Intercambiador de calor	Calentar la corriente de aire antes de entrar al reactor
ME-101	Tanque de mezcla de gases	Mezclado de las corrientes de aire, NH <sub>3</sub> y CH <sub>4</sub>
<b>[Zona 200] Sector de síntesis y neutralización del HCN</b>		
R-201	Reactor catalítico Pt/Rh	Síntesis de HCN y enfriamiento
E-201	Intercambiador de calor	Enfriamiento de los gases de salida del reactor
T-201	Tanque de almacenamiento de H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	Almacenamiento del H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
T-202	Tanque de almacenamiento de (NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4(ac)</sub>	Almacenamiento de solución.
P-201	Bomba de fluido	Transporte del H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> desde el tanque de almacenamiento (T-201) al mezclador estático (ME-201)
ME-201	Mezclador estático	Mezclar las corrientes F14 y F19 antes de ingresar a la unidad C-201
E-202	Intercambiador de calor	Enfriamiento de la solución de (NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> para recirculación
C-201	Columna de absorción/reacción	Neutralización del NH <sub>3</sub> no convertido
D-201	Divisor de flujo	Dividir la corriente para recirculación
T-203	Tanque de almacenamiento de NaOH al 50%	Almacenamiento de la solución de NaOH
P-202	Bomba de fluido	Transporte de la solución NaOH desde el tanque de almacenamiento (T-202) al mezclador estático (ME-202)
ME-202	Mezclador estático	Mezclar las corrientes F22 y F27 antes de ingresar a la unidad C-202
E-203	Intercambiador de calor	Enfriamiento de la solución de NaCN para recirculación
C-202	Columna de absorción/reacción	Neutralización del HCN sintetizado
D-202	Divisor de flujo	Dividir la corriente para recirculación
<b>[Zona 300] Sector de evaporación y cristalización del producto</b>		
DR-301	Secador por aspersion	Concentrar la solución de NaCN hasta el contenido de humedad requerido.
E-DR301	Intercambiador de calor	Precalentar la mezcla aire metano antes de ingresar a la cámara de combustión.
K-301	Soplador de aire	Transportar el aire ambiente hacia el enfriador EN-301.
EN-301	Enfriador	Enfriar el producto para ser briquetado y posteriormente empaquetado.
B-301	Briquetadora	Formar briquetas de 1,8*1,8*1 pulgadas

Fuente: Elaboración propia.

## 7.3.1 [Zona 100] - Precalentamiento de la alimentación

### 7.3.1.1 Intercambiador de calor (E-101)

La corriente F1 proveniente de la planta amoníaco se alimenta al proceso para ser precalentada desde los 25 °C a los 205 °C antes de ingresar al mezclador de gases. Para el

calentamiento se utilizará vapor condensante de alta presión proveniente del enfriamiento del reactor catalítico.

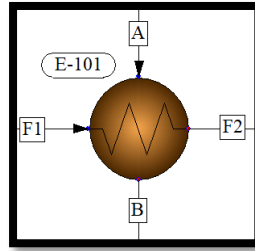


Figura 7.3-2: Diagrama de flujo- Intercambiador de calor (E-101).

Fuente: ChemCAD.

Tabla 7.3-2: Balance de energía intercambiador E-101.

Equipo: E-101								
Descripción del equipo: Intercambiador de calor E-101								
Corriente	Tipo de corriente	Componente	Fracción másica	Caudal (kg/h)	Total (kg/h)	T (° C)	Cp (kcal/kg°C)	Presión (bar)
F1	Entrada	NH <sub>3</sub>	1	649,00	649,00	25	0,548	9,8
A	Entrada	H <sub>2</sub> O	1	149,40	149,40	250	0,47	39,76
F2	Salida	NH <sub>3</sub>	1	649,00	649,00	205	0,60	9,6
B	Salida	H <sub>2</sub> O	1	149,40	149,40	249,5	1,161	39.71
<b>Calor intercambiado (kcal/h)</b>		61177						

Fuente: Elaboración propia.

### 7.3.1.2 Válvula reductora de presión (CV-101)

Como los gases para la síntesis del HCN (amoníaco – metano y aire) previo a introducirse al reactor deben mezclarse todos a la misma presión, se coloca una válvula reductora de presión en la corriente que sale del intercambiador de calor E-101.

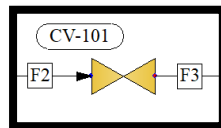


Figura 7.3-3: Diagrama - válvula CV-101.

Fuente: ChemCAD.

Tabla 7.3-3: Balance de energía válvula CV-101.

Equipo: CV-101								
Descripción del equipo: Válvula reductora de presión CV-101								
Corriente	Tipo de corriente	Componente	Fracción másica	Caudal (kg/h)	Total (kg/h)	T (° C)	Cp (kcal/kg°C)	Presión (bar)
F2	Entrada	NH <sub>3</sub>	1	649	649	205	0,5993	9,6
F3	Salida	NH <sub>3</sub>	1	649	649	183	0,5741	2
<b><math>\Delta H_{F3 \rightarrow F2}</math> (kcal/h)</b>		0						

Fuente: ChemCAD.

### 7.3.1.3 Válvula reductora de presión (CV-102)

El gas natural a alta presión proveniente de la red de gasoductos que abastece a la planta de amoníaco es introducido al proceso a temperatura ambiente (25°C) y una presión de 15 bar. Antes de ingresar al intercambiador de calor **E-102**, se debe reducir la presión de esta corriente para que a posterior pueda efectuarse la mezcla con las corrientes de amoníaco y aire que alimentan al proceso.

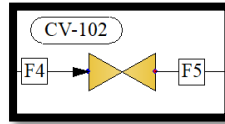


Figura 7.3-4: Diagrama - válvula V-102.  
Fuente: ChemCAD.

Tabla 7.3-4: Balance de energía válvula CV-102.

Equipo: CV-102								
Descripción del equipo: Válvula reductora de presión CV-102								
Corriente	Tipo de corriente	Componente	Fracción másica	Caudal (kg/h)	Total (kg/h)	T (°C)	Cp (kcal/kg°C)	Presión (bar)
F4	Entrada	CH <sub>4</sub>	1	611,25	611,25	25	0,528	15
F5	Salida	CH <sub>4</sub>	1	611,25	611,25	19	0,5279	2,1
$\Delta H_{F5 \rightarrow F4}$ (kcal/h)		0						

Fuente: Elaboración propia.

### 7.3.1.4 Intercambiador de calor (E-102)

La corriente de metano (**F5**) ya con la presión reducida, ingresa al intercambiador de calor **E-102** para ser precalentada desde los 19°C a los 200°C antes de ingresar al mezclador de gases. Para el calentamiento se utilizará vapor condensante de alta presión proveniente del enfriamiento del reactor catalítico.

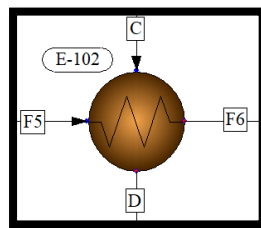


Figura 7.3-5: Diagrama de flujo- Intercambiador de calor (E-102).  
Fuente: ChemCAD.

Tabla 7.3-5: Balance de energía intercambiador de calor E-102.

Equipo: E-102								
Descripción del equipo: Intercambiador de calor E-102								
Corriente	Tipo de corriente	Componente	Fracción másica	Caudal (kg/h)	Total (kg/h)	T (°C)	Cp (kcal/kg°C)	Presión (bar)
F5	Entrada	CH <sub>4</sub>	1	611,25	611,25	19	0,5279	2,1
C	Entrada	H <sub>2</sub> O	1	160,43	160,43	250	0,9738	39,76
F6	Salida	CH <sub>4</sub>	1	611,25	611,25	200	0,6696	2
D	Salida	H <sub>2</sub> O	1	160,43	160,43	249,5	1,161	39.71

Calor intercambiado (kcal/h)	65694
------------------------------	-------

Fuente: Elaboración propia.

### 7.3.1.5 Compresor de aire K-101

El oxígeno necesario para poder llevar a cabo la síntesis del HCN es obtenido del aire atmosférico e introducido al proceso por medio de un soplador, elevando la presión de éste a 2.1 bar. En una etapa posterior debe ser precalentado antes de ingresar al mezclador de gases.

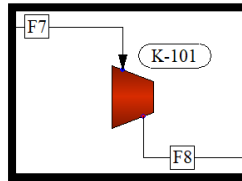


Figura 7.3-6: Soplante K-101.  
Fuente: ChemCAD.

Tabla 7.3-6: Balance de energía soplante K-101.

Equipo: K-101								
Descripción del equipo: Soplante de aire K-101								
Corriente	Tipo de corriente	Componente	Fracción mísica	Caudal (kg/h)	Total (kg/h)	T (° C)	Cp (kcal/kg°C)	Presión (bar)
<b>F7</b>	Entrada	O <sub>2</sub>	0,2306	1585	6873	25	0,2425	1
		N <sub>2</sub>	0,7694	5288				
<b>F8</b>	Salida	O <sub>2</sub>	0,2306	1585	6873	103	0,2415	2.1
		N <sub>2</sub>	0,7694	5288				
$\Delta H_{F8 \rightarrow F7}$ (kcal/h)		128227						

Fuente: Elaboración propia.

### 7.3.1.6 Intercambiador de calor (E-103)

La corriente de aire (**F8**) se alimenta al proceso para ser precalentada desde los 103°C hasta los 200 °C antes de ingresar al mezclador de gases. Para el calentamiento se utilizará vapor condensante de alta presión proveniente del enfriamiento del reactor catalítico.

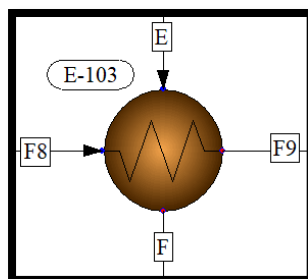


Figura 7.3-7: Intercambiador de calor E-103.  
Fuente: ChemCAD.

Tabla 7.3-7: Balance de energía intercambiador de calor E-103.

Equipo: E-103								
Descripción del equipo: Intercambiador de calor E-103								
Corriente	Tipo de corriente	Componente	Fracción másica	Caudal (kg/h)	Total (kg/h)	T (° C)	Cp (kcal/kg°C)	Presión (bar)
F8	Entrada	O <sub>2</sub>	0,2306	1585	6873	103	0,2415	2.1
		N <sub>2</sub>	0,7694	5288				
E	Entrada	H <sub>2</sub> O	1	401,3	401,3	250	0,9738	39,76
F9	Salida	O <sub>2</sub>	0,2306	1585	6873	204	0,243	2
		N <sub>2</sub>	0,7694	5288				
F	Salida	H <sub>2</sub> O	1	401,3	401,3	249,5	1,161	39.71
Calor intercambiado (kcal/h)		164317						

Fuente: Elaboración propia.

### 7.3.1.7 Mezclador de gases (ME-101)

El amoníaco, metano y el aire de las corrientes **F3**, **F6** y **F9** estando ya a una temperatura de 200°C deben ser mezclados antes de ingresar al reactor catalítico para la síntesis del HCN. El mezclador de gases utiliza la misma turbulencia de los gases en la cámara de mezcla para poder efectuar dicha operación.

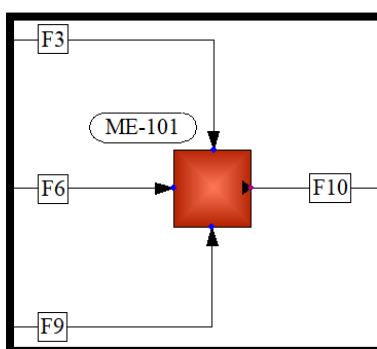


Figura 7.3-8: Mezclador de gases ME-101.

Fuente: ChemCAD.

Tabla 7.3-8: Ecuaciones balance general y parcial de componentes ME-101.

Balance general	$F3 + F6 + F9 = F10$
Balance parcial NH <sub>3</sub>	$F3 \cdot X_{NH3.F3} = F10 \cdot X_{NH3.F10}$
Balance parcial CH <sub>4</sub>	$F6 \cdot X_{CH4.F6} = F10 \cdot X_{CH4.F10}$
Balance parcial O <sub>2</sub>	$F9 \cdot X_{O2.F9} = F10 \cdot X_{O2.F10}$
Balance parcial N <sub>2</sub>	$F9 \cdot X_{N2.F9} = F10 \cdot X_{N2.F10}$

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 7.3-9: Balance de masa mezclador ME-101.

Equipo: ME-101					
Descripción del equipo: Mezclador de gases					
Corriente	Tipo de corriente	Componente	Fracción másica	Caudal (kg/h)	Total (kg/h)
F3	Entrada	NH <sub>3</sub>	1	649	649
F6	Entrada	CH <sub>4</sub>	1	611,25	611,25
F9	Entrada	O <sub>2</sub>	0,2306	1585	6873
		N <sub>2</sub>	0,7694	5288	
F10	Salida	NH <sub>3</sub>	0,08	649	8133,25

	CH <sub>4</sub>	0,07534	611,25
	O <sub>2</sub>	0,19536	1585
	N <sub>2</sub>	0,65177	5288

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 7.3-10: Balance de energía mezclador ME-101.

Equipo: ME-101								
Descripción del equipo: Mezclador de gases								
Corriente	Tipo de corriente	Componente	Fracción másica	Caudal (kg/h)	Total (kg/h)	T (° C)	Cp (kcal/kg°C)	Presión (bar)
F3	Entrada	NH <sub>3</sub>	1	649	649	183	0,5741	2
F6	Entrada	CH <sub>4</sub>	1	611,25	611,25	200	0,671	2
F9	Entrada	O <sub>2</sub>	0,2306	1585	6873	204	0,243	2
		N <sub>2</sub>	0,7694	5288				
F10	Salida	NH <sub>3</sub>	0,08	649	8133,25	200	0,3051	2
		CH <sub>4</sub>	0,07534	611,25				
		O <sub>2</sub>	0,19536	1585				
		N <sub>2</sub>	0,65177	5288				
$\Delta H_{F10 \rightarrow F9, F6, F3}$ (kcal/h)		0						

Fuente: Elaboración propia.

## 7.3.2 [Zona 200] - Reacción y neutralización del HCN

### 7.3.2.1 Reactor catalítico Rh/Pt (R-201)

En esta etapa, la corriente de metano, amoníaco y aire ingresan al reactor a 200 °C para poderse llevar a cabo la síntesis del HCN.

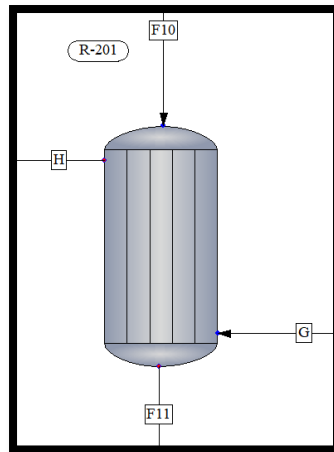


Figura 7.3-9: Reactor catalítico Rh/Pt R-201.

Fuente: ChemCAD.

Los cálculos de la composición de la corriente de salida del reactor se detallan en el próximo capítulo empleando el programa Mathcad teniendo en cuenta todas las reacciones que tienen lugar en el reactor. La reacción de principal de interés del proceso Andrussov es:

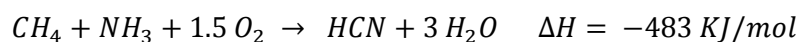




Tabla 7.3-11: Balance de masa reactor catalítico R-201.

Equipo: R-201					
Descripción del equipo: Reactor catalítico Rh/Pt					
Corriente	Tipo de corriente	Componente	Fracción másica	Caudal (kg/h)	Total (kg/h)
F10	Entrada	NH <sub>3</sub>	0,08	649	8133,25
		CH <sub>4</sub>	0,07534	611,25	
		O <sub>2</sub>	0,19536	1585	
		N <sub>2</sub>	0,65177	5288	
F11	Salida	NH <sub>3</sub>	0,02708911	218,4804	8133,25
		CH <sub>4</sub>	0,01232397	99,3958	
		O <sub>2</sub>	0,00187898	15,1544	
		N <sub>2</sub>	0,6509615	5318,177	
		CO	0,03046046	245,671	
		CO <sub>2</sub>	0,0000395	0,3185	
		H <sub>2</sub>	0,00020785	1,6763	
		H <sub>2</sub> O	0,1995409	1609,34	
		HCN	0,07749764	625,037	
G	Entrada	H <sub>2</sub> O	1	8615,88	8615,88
H	Salida	H <sub>2</sub> O	1	8615,88	8615,88

Fuente: Elaboración Propia.

Tabla 7.3-12: Balance de energía Reactor catalítico R-201.

Equipo: R-201								
Descripción del equipo: Reactor catalítico Rh/Pt								
Corriente	Tipo de corriente	Componente	Fracción másica	Caudal (kg/h)	Total (kg/h)	T (°C)	Cp (Kcal/kg°C)	Presión (bar)
F10	Entrada	NH <sub>3</sub>	0,08	649	8133,25	200	0,3051	2
		CH <sub>4</sub>	0,07534	611,25				
		O <sub>2</sub>	0,19536	1585				
		N <sub>2</sub>	0,65177	5288				
F11	Salida	NH <sub>3</sub>	0,02708911	218,4804	8133,25	300	0,2879	1,9
		CH <sub>4</sub>	0,01232397	99,3958				
		O <sub>2</sub>	0,00187898	15,1544				
		N <sub>2</sub>	0,6509615	5318,177				
		CO	0,03046046	245,671				
		CO <sub>2</sub>	0,0000395	0,3185				
		H <sub>2</sub>	0,00020785	1,6763				
		H <sub>2</sub> O	0,1995409	1609,34				
		HCN	0,07749764	625,037				
G	Entrada	H <sub>2</sub> O	1	8615,88	8615,88	250	0,9738	39,76
H	Salida	H <sub>2</sub> O	1	8615,88	8615,88	249,5	1,161	39,71
Energía extraída del reactor								
Calor de reacción (kcal/h)				Calor extraído del reactor (kcal/h)				
3797900				3519608				

Fuente: Elaboración Propia.

### 7.3.2.2 Intercambiador de calor (E-201)

En el intercambiador de calor E-201 se enfría la corriente de salida del reactor desde la temperatura de 300 °C hasta los 80 °C para luego ingresar a la columna de absorción. Se emplea como fluido refrigerante agua a 30°C.

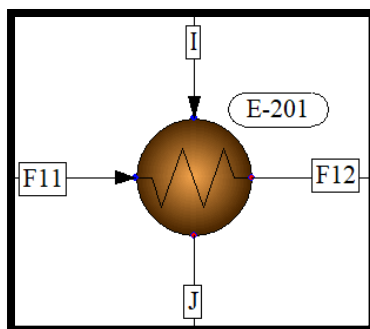


Figura 7.3-10: Intercambiador de calor E-201.  
Fuente: ChemCAD.

Tabla 7.3-13: Balance de energía intercambiador de calor E-201.

Equipo: E-201								
Descripción del equipo: Intercambiador de calor E-201								
Corriente	Tipo de corriente	Componente	Fracción másica	Caudal (kg/h)	Total (kg/h)	T (° C)	Cp (kcal/kg°C)	Presión (bar)
F11	Salida	NH <sub>3</sub>	0,02708911	218,4804	8133,25	300	0,2879	1,9
		CH <sub>4</sub>	0,01232397	99,3958				
		O <sub>2</sub>	0,00187898	15,1544				
		N <sub>2</sub>	0,6509615	5318,177				
		CO	0,03046046	245,671				
		CO <sub>2</sub>	0,0000395	0,3185				
		H <sub>2</sub>	0,00020785	1,6763				
		H <sub>2</sub> O	0,1995409	1609,34				
		HCN	0,07749764	625,037				
I	Entrada	Agua	1	49698	49698	30	1	1.1
F12	Salida	NH <sub>3</sub>	0,02708911	218,4804	8133,25	80	0,313	1,8
		CH <sub>4</sub>	0,01232397	99,3958				
		O <sub>2</sub>	0,00187898	15,1544				
		N <sub>2</sub>	0,6509615	5318,177				
		CO	0,03046046	245,671				
		CO <sub>2</sub>	0,0000395	0,3185				
		H <sub>2</sub>	0,00020785	1,6763				
		H <sub>2</sub> O	0,1995409	1609,34				
		HCN	0,07749764	625,037				
J	Entrada	Agua	1	49698	49698	45	0,998	1
<b>Calor intercambiado (kcal/h)</b>		747077						

Fuente: Elaboración propia.

### 7.3.2.3 Mezclador ME-201

Este equipo tiene la finalidad de mezclar y homogeneizar la corriente F14 de ácido sulfúrico al 86% con la corriente de reciclo F19 de sulfato de amonio, agua y ácido sulfúrico dando como resultado la corriente F15 que ingresará posteriormente al absorbedor de amoníaco.

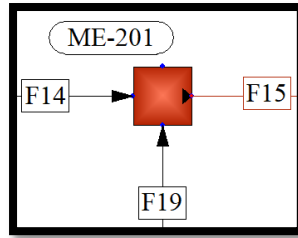


Figura 7.3-11: Mezclador estático ME-201.  
Fuente: ChemCAD.

Tabla 7.3-14: Balance general y por componente ME-201.

Balance general $F14 + F19 = F15$	
Balance parcial $(NH_4)_2SO_4$	$F14 * X_{(NH_4)_2SO_4, F14} + F19 * X_{(NH_4)_2SO_4, F19} = F15 * X_{(NH_4)_2SO_4, F15}$
Balance parcial $H_2SO_4$	$F14 * X_{H_2SO_4, F14} + F19 * X_{H_2SO_4, F19} = F15 * X_{H_2SO_4, F15}$
Balance parcial $H_2O$	$F14 * X_{H_2O, F14} + F19 * X_{H_2O, F19} = F15 * X_{H_2O, F15}$

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 7.3-15: Balance de masa ME-201.

Equipo: ME-201					
Descripción del equipo: Mezclador de corriente líquida					
Corriente	Tipo de corriente	Componente	Fracción másica	Caudal (kg/h)	Total (kg/h)
F14	Entrada	H <sub>2</sub> O	0,136986301	100	730
		H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,863013699	630	
F19	Entrada	H <sub>2</sub> O	0,576454071	13928,3	24287
		(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,423096338	10348,5	
		H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,000450809	11,03	
F15	Salida	H <sub>2</sub> O	0,563811177	14028,28	25017
		(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,025265393	10348,5	
		H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,410922248	641,03	

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 7.3-16: Balance de energía ME-201.

Equipo: ME-201								
Descripción del equipo: Mezclador de corriente líquida								
Corriente	Tipo de corriente	Componente	Fracción másica	Caudal (kg/h)	Total (kg/h)	T (°C)	Cp (kcal/kg°C)	Presión (bar)
F14	Entrada	H <sub>2</sub> O	0,136986301	100	730	25	0,358	1,8
		H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,863013699	630				
F19	Entrada	H <sub>2</sub> O	0,576454071	13928,3	24287	65	0,8576	1,8
		(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,423096338	10348,5				
		H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,000450809	11,03				
F15	Salida	H <sub>2</sub> O	0,563811177	14028,28	25017	64,1	0,8431	1,8
		(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,025265393	10348,5				
		H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,410922248	641,03				
$\Delta H_{F15 \rightarrow F14, F19}$ (kcal/h)	0							

Fuente: Elaboración propia.

### 7.3.2.4 Intercambiador de calor (E-202)

En el intercambiador de calor E-202 se enfría la corriente F15 desde los 64 °C hasta los 35 °C para luego ingresar a la columna de absorción. Se emplea como fluido refrigerante agua a 30°C.

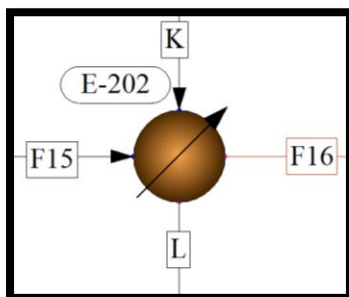


Figura 7.3-12: Intercambiador de calor E-202.

Fuente: ChemCAD.

Tabla 7.3-17: Balance de energía intercambiador de calor E-202.

Equipo: E-202							
Descripción del equipo: Intercambiador de calor							
Corriente	Tipo de corriente	Componente	Fracción másica	Caudal (kg/h)	Total (kg/h)	T (°C)	Cp (Kcal/kg°C)
F15	Entrada	H <sub>2</sub> O	0,563811177	14028,28	25017	64,12	0,8276
		(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,025265393	10348,5			
		H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,410922248	641,03			
F16	Salida	H <sub>2</sub> O	0,563811177	14028,28	25017	35	0,838
		(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,025265393	10348,5			
		H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,410922248	641,03			
K	Entrada	H <sub>2</sub> O	1	28547,46	28547,46	30	1
L	Salida	H <sub>2</sub> O	1	28547,46	28547,46	45	1
Calor intercambiado (kcal/h)		419216					

Fuente: Elaboración propia.

### 7.3.2.5 Reactor/absorbedor de NH<sub>3</sub> (C-201)

En este equipo tiene lugar la reacción química entre el amoníaco de la corriente F12 y el ácido sulfúrico de la corriente F16 para producir sulfato de amonio en solución. La reacción, responde a la siguiente ecuación estequiométrica.



Se trata de una reacción exotérmica cuyo calor desprendido se debe considerar para el balance de energía. Las consideraciones para esta unidad son:

- La alimentación de ácido sulfúrico se introduce a la unidad mínimamente en exceso.
- La temperatura de salida de las corrientes por cabezas y por colas es de 60 y 65 °C respectivamente.
- Gran parte de la corriente F18 que sale por el fondo de la columna es recirculada luego de ser mezclada con una alimentación fresca de ácido y posteriormente enfriada antes de ingresar a la columna.

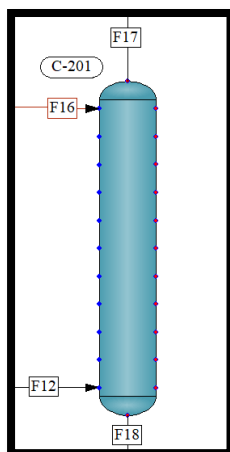


Figura 7.3-13: Absorbedor de amoníaco C-201.  
Fuente: ChemCAD.

Tabla 7.3-18: Balance de masa columna C-201.

Equipo: C-201					
Descripción del equipo: Absorbedor/reactor de amoníaco					
Corriente	Tipo de corriente	Componente	Fracción másica	Caudal (kg/h)	Total (kg/h)
F12	Entrada	NH <sub>3</sub>	0,026843152	218,480444	8133
		CH <sub>4</sub>	0,012175719	99,39	
		O <sub>2</sub>	0,001861374	15,15	
		N <sub>2</sub>	0,653385181	5318,17	
		CO	0,030261145	245,67	
		CO <sub>2</sub>	3,93E-05	0,32	
		H <sub>2</sub>	0,000205964	1,6763	
		H <sub>2</sub> O	0,198239374	1609,34	
		HCN	0,076793995	625,037	
F16	Entrada	H <sub>2</sub> O	0,563811177	14028,28	25017
		(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,025265393	10348,5	
		H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,410922248	641,03	
F17	Salida	NH <sub>3</sub>	0	Traza	6881,73
		CH <sub>4</sub>	0,014398942	99,39	
		O <sub>2</sub>	0,002201251	15,15	
		N <sub>2</sub>	0,772689958	5318,17	
		CO	0,035786675	245,67	
		CO <sub>2</sub>	4,65E-05	0,32	
		H <sub>2</sub>	0,000243572	1,6763	
		H <sub>2</sub> O	0,083816083	576,31	
		HCN	0,090816183	625,037	
F18	Salida	H <sub>2</sub> O	0,576453377	15073,9	26285,53
		H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,000450665	11,93	
		(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,423095958	11199,689	

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 7.3-19: Balance de energía columna C-201.

Equipo: C-201								
Descripción del equipo: Absorbedor/reactor de amoníaco								
Corriente	Tipo de corriente	Componente	Fracción másica	Caudal (kg/h)	Total (kg/h)	T (°C)	Cp (Kcal/kg°C)	Presión (bar)
F12	Entrada	NH <sub>3</sub>	0,026843152	218,480444	8133	80	0,313	1,8
		CH <sub>4</sub>	0,012175719	99,39				
		O <sub>2</sub>	0,001861374	15,15				

		N <sub>2</sub>	0,653385181	5318,17				
		CO	0,030261145	245,67				
		CO <sub>2</sub>	3,93E-05	0,32				
		H <sub>2</sub>	0,000205964	1,6763				
		H <sub>2</sub> O	0,198239374	1609,34				
		HCN	0,076793995	625,037				
F16	Entrada	H <sub>2</sub> O	0,563811177	14028,28	25017	35	0,838	1,8
		(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,025265393	10348,5				
		H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,410922248	641,03				
F17	Salida	NH <sub>3</sub>	0	Traza	6881,73	60	0,2796	1,7
		CH <sub>4</sub>	0,014398942	99,39				
		O <sub>2</sub>	0,002201251	15,15				
		N <sub>2</sub>	0,772689958	5318,17				
		CO	0,035786675	245,67				
		CO <sub>2</sub>	4,65E-05	0,32				
		H <sub>2</sub>	0,000243572	1,6763				
		H <sub>2</sub> O	0,083816083	576,31				
		HCN	0,090816183	625,037				
F18	Salida	H <sub>2</sub> O	0,576453377	15073,9	26285,53	65	0,8528	1,7
		H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,000450665	11,93				
		(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,423095958	11199,689				
Temperatura de operación de la unidad (°C)					Calor de reacción (kcal/h)			
65					427820			

Fuente: Elaboración propia.

### 7.3.2.6 Divider (D-201)

Gran parte de la corriente F18 que sale de la columna C-201 será recirculada a la unidad a través de la corriente F19 y la corriente F20 abandona el sistema como una solución de sulfato de amonio al 42%.

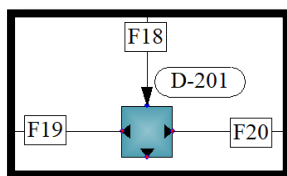


Figura 7.3-14: Divider D-201.

Fuente: ChemCAD.

Tabla 7.3-20: Balance de lasa general y por componente D-201.

Balance general F18 = F19 + F20	
Balance parcial (NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	$F18 \cdot X_{(NH_4)_2SO_4, F18} = F19 \cdot X_{(NH_4)_2SO_4, F19} + F20 \cdot X_{(NH_4)_2SO_4, F20}$
Balance parcial H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	$F18 \cdot X_{H_2SO_4, F18} = F19 \cdot X_{H_2SO_4, F19} + F20 \cdot X_{H_2SO_4, F20}$
Balance parcial H <sub>2</sub> O	$F18 \cdot X_{H_2O, F18} = F19 \cdot X_{H_2O, F19} + F20 \cdot X_{H_2O, F20}$

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 7.3-21: Balance de masa D-201.

Equipo: D-201					
Descripción del equipo: Divisor de flujo					
Corriente	Tipo de corriente	Componente	Fracción másica	Caudal (kg/h)	Total (kg/h)
F18	Entrada	H <sub>2</sub> O	0,5764533	15073,9	26285,53
		H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,0004506	11,93	
		(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,4230959	11199,689	
F19	Salida	H <sub>2</sub> O	0,5764540	13928,3	24287,83
		(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,4230963	10348,5	

		H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,0004508	11,03	
F20	Salida	H <sub>2</sub> O	0,5764525	1145,62	1997,7
		H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,0004508	0,907	
		(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,4230927	851,176	

Fuente: Elaboración propia.

### 7.3.2.7 Mezclador (ME-202)

Este equipo tiene la finalidad de mezclar y homogeneizar la corriente F22 de hidróxido de sodio al 50% con la corriente de reciclo F27 de cianuro de sodio, hidróxido sódico y agua dando como resultado la corriente F23 que ingresará posteriormente al absorbedor de HCN luego de ser enfiada.

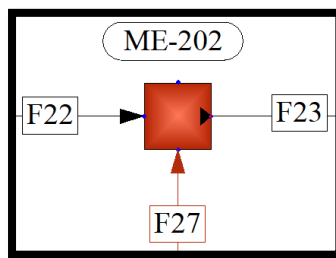


Figura 7.3-15: Mezclador estático (ME-202).

Fuente: ChemCAD.

Tabla 7.3-22: Balance de masa general y por componente (ME-202).

Balance general $F22 + F27 = F23$	
Balance parcial NaOH	$F22 * X_{NaOH.F22} + F27 * X_{NaOH.F27} = F23 * X_{NaOH.F23}$
Balance parcial H <sub>2</sub> O	$F22 * X_{H2O.F22} + F27 * X_{H2O.F27} = F23 * X_{H2O.F23}$
Balance parcial NaCN	$F22 * X_{NaCN.F22} + F27 * X_{NaCN.F27} = F23 * X_{NaCN.F23}$
Balance parcial Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	$F22 * X_{Na2CO3.F22} + F27 * X_{Na2CO3.F27} = F23 * X_{Na2CO3.F23}$

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 7.3-23: Balance de masa ME-202.

Equipo: ME-202					
Descripción del equipo: Mezclador de corriente líquida					
Corriente	Tipo de corriente	Componente	Fracción másica	Caudal (kg/h)	Total (kg/h)
F22	Entrada	NaOH	0,5	930	1860
		H <sub>2</sub> O	0,5	930	
F27	Entrada	NaOH	0,00498531	45	26792,49
		H <sub>2</sub> O	0,561715983	15137,95	
		NaCN	0,433004202	11601,694	
		Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,000294505	7,839	
F23	Salida	NaOH	0,037518253	975	28665,89
		H <sub>2</sub> O	0,555656449	16081,35	
		NaCN	0,40591936	11601,694	
		Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,000276086	7,839	

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 7.3-24: Balance de energía ME-202.

Equipo: ME-202							
Descripción del equipo: Mezclador de corriente líquida							
Corriente	Tipo de corriente	Componente	Fracción másica	Caudal (kg/h)	Total (kg/h)	T (°C)	Cp (Kcal/kg°C)
F22	Entrada	NaOH	0,5	930	1860	25	1,374

		H <sub>2</sub> O	0,5	930			
F27	Entrada	NaOH	0,00498531	45	26792,49	60	1,43
		H <sub>2</sub> O	0,561715983	15137,95			
		NaCN	0,433004202	11601,694			
		Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,000294505	7,839			
F23	Salida	NaOH	0,037518253	975	28665,89	57,8	1,395
		H <sub>2</sub> O	0,555656449	16081,35			
		NaCN	0,40591936	11601,694			
		Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,000276086	7,839			
$\Delta H_{F23 \rightarrow F27;22}$ (kcal/h)		0					

Fuente: Elaboración propia.

### 7.3.2.8 Intercambiador de calor (E-203)

En el intercambiador de calor E-203 se enfría la corriente F23 desde los 57,8 °C hasta los 35 °C para luego ingresar a la columna de absorción. Se emplea como fluido refrigerante agua a 30°C.

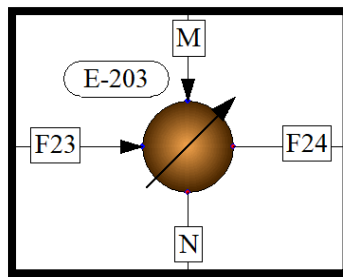


Figura 7.3-16: Intercambiador de calor E-203.

Fuente: ChemCAD.

Tabla 7.3-25: Balance de energía intercambiador de calor E-203.

Equipo: E-203								
Descripción del equipo: Intercambiador de calor								
Corriente	Tipo de corriente	Componente	Fracción másica	Caudal (kg/h)	Total (kg/h)	T (°C)	Cp (Kcal/kg°C)	Presión (bar)
F23	Entrada	NaOH	0,037518253	975	28665,89	57,8	1,441	1,67
		H <sub>2</sub> O	0,555656449	16081,35				
		NaCN	0,40591936	11601,694				
		Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,000276086	7,839				
F24	Salida	NaOH	0,037518253	975	28665,89	35	1,415	1,65
		H <sub>2</sub> O	0,555656449	16081,35				
		NaCN	0,40591936	11601,694				
		Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,000276086	7,839				
M	Entrada	H <sub>2</sub> O	1	30923,32	30923,32	30	1	1,1
N	Salida	H <sub>2</sub> O	1	30923,32	30923,32	45	1	0,75
Calor intercambiado (kcal/h)		463371						

Fuente: Elaboración propia.

### 7.3.2.9 Columna de absorción/reacción de HCN (C-202)

La corriente F17 libre de amoníaco se alimenta a un absorbedor/reactor (C-202) que funciona a una presión superior a la atmosférica y 60 °C. Mantener la temperatura baja reduce la tendencia del HCN a polimerizar, lo que puede resultar en una pérdida de rendimiento, así como en la contaminación del producto final. La corriente F22, compuesta por un 50% en peso



de hidróxido de sodio acuoso es mezclada con una corriente de reciclo F27 y posteriormente enfriada antes de ingresar a la unidad. En la columna se trabaja con un leve exceso en NaOH que los requisitos estequiométricos para evitar la polimerización de localizada de HCN y considerando la producción de subproductos no deseados como el bicarbonato de sodio (prácticamente despreciable) y el carbonato de sodio. Esta última reacción no se considera en el balance energético por tener una influencia despreciable.

La solución cáustica fluye en contracorriente a la corriente de vapor. Aquí se produce una reacción de neutralización entre el cianuro de hidrógeno y el hidróxido de sodio en solución acuosa, formando cianuro de sodio acuoso y agua. La reacción es rápida y avanza prácticamente al 100% de conversión. La reacción, responde a la siguiente ecuación estequiométrica.

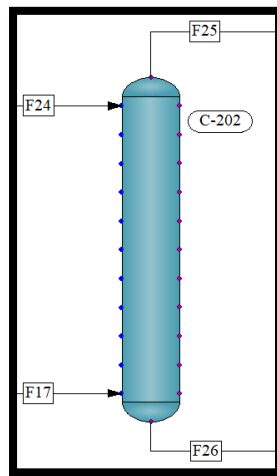
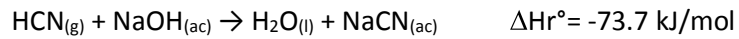


Figura 7.3-17: Columna de absorción/reacción C-202.  
Fuente: ChemCAD.

Tabla 7.3-26: Balance de masa del absorbedor/reactor de HCN.

Equipo: C-202					
Descripción del equipo: Columna de absorción/reacción de HCN					
Corriente	Tipo de corriente	Componente	Fracción másica	Caudal (kg/h)	Total (kg/h)
F17	Entrada	NH <sub>3</sub>	0	Traza	6881,74
		CH <sub>4</sub>	0,014398942	99,39	
		O <sub>2</sub>	0,002201251	15,15	
		N <sub>2</sub>	0,772689958	5318,17	
		CO	0,035786675	245,67	
		CO <sub>2</sub>	4,65E-05	0,32	
		H <sub>2</sub>	0,000243572	1,6763	
		H <sub>2</sub> O	0,083816083	576,31	
		HCN	0,090816183	625,037	
F24	Entrada	NaOH	0,037518253	975	28665,89
		H <sub>2</sub> O	0,555656449	16081,35	
		NaCN	0,40591936	11601,694	
		Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,000276086	7,839	
F26	Salida	H <sub>2</sub> O	0,561714499	16616,847	29410
		NaOH	0,004985038	49,4	
		NaCN	0,433003945	12735,12	
		Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,000294478	8,605	

F25	Salida	NH3	0	Traza	6137,267
		CH4	0,016373399	99,3958	
		O2	0,002503098	15,44	
		N2	0,878645188	5318,17	
		CO	0,040693928	245,67	
		CO2	0	Traza	
		H2	0,00027691	1,676	
		H2O	0,061508468	457,586	
		HCN	0	Traza	

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 7.3-27: Balance de energía del absorbedor/reactor de HCN.

Equipo: AR-202								
Descripción del equipo: Absorbedor de amoniaco								
Corriente	Tipo de corriente	Componente	Fracción másica	Caudal (kg/h)	Total (kg/h)	T (° C)	Cp (Kcal/kg°C)	Presión (bar)
F17	Entrada	NH <sub>3</sub>	0	Traza	6881,74	57,8	0,2765	1,65
		CH <sub>4</sub>	0,01439	99,39				
		O <sub>2</sub>	0,00220	15,15				
		N <sub>2</sub>	0,7726	5318,17				
		CO	0,03578	245,67				
		CO <sub>2</sub>	4,65E-05	0,32				
		H <sub>2</sub>	0,000243	1,6763				
		H <sub>2</sub> O	0,08381	576,31				
HCN	0,09081	625,037						
F24	Entrada	NaOH	0,03751	975	28665,89	35	1,415	1,65
		H <sub>2</sub> O	0,55565	16081,35				
		NaCN	0,4059	11601,69				
		Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,000276	7,839				
F26	Salida	H <sub>2</sub> O	0,561714	16616,84	29410	60	1,429	1,6
		NaOH	0,004985	49,4				
		NaCN	0,43300	12735,12				
		Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,000294	8,605				
F25	Salida	NH3	0	Traza	6137,267	55	0,2637	1,6
		CH4	0,016373	99,3958				
		O2	0,002503	15,44				
		N2	0,878645	5318,17				
		CO	0,040693	245,67				
		CO2	0	Traza				
		H2	0,000276	1,676				
		H2O	0,06150	457,586				
HCN	0	Traza						
Temperatura de operación de la unidad (°C)					Calor de reacción (kcal/h)			
60					483507			

Fuente: Elaboración propia.

### 7.3.2.10 Divider (D-202)

Gran parte de la corriente F26 que sale de la columna C-202 será recirculada a la unidad a través de la corriente F27 y la corriente F28 abandona el sistema como una solución de NaCN<sub>(ac)</sub> al 43%.

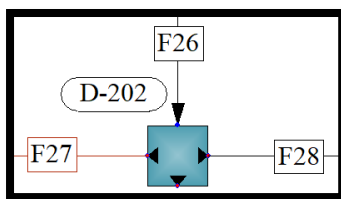


Figura 7.3-18: Divider D-202.  
Fuente: ChemCAD.

Tabla 7.3-28: Balance de masa general y por componente D-202.

Balance general: $F26 = F27 + F28$	
Balance parcial NaOH	$F26 \cdot X_{NaOH.F26} = F27 \cdot X_{NaOH.F27} + F28 \cdot X_{NaOH.F28}$
Balance parcial NaCN	$F26 \cdot X_{NaCN.F26} = F27 \cdot X_{NaCN.F27} + F28 \cdot X_{NaCN.F28}$
Balance parcial $Na_2CO_3$	$F26 \cdot X_{Na_2CO_3.F26} = F27 \cdot X_{Na_2CO_3.F27} + F28 \cdot X_{Na_2CO_3.F28}$
Balance parcial $H_2O$	$F26 \cdot X_{H_2O.F26} = F27 \cdot X_{H_2O.F27} + F28 \cdot X_{H_2O.F28}$

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 7.3-29: Balance de masa D-202.

Equipo: D-202					
Descripción del equipo: Divisor de corriente líquida					
Corriente	Tipo de corriente	Componente	Fracción másica	Caudal (kg/h)	Total (kg/h)
F26	Salida	H <sub>2</sub> O	0,561714	16616,84	29410
		NaOH	0,004985	49,4	
		NaCN	0,43300	12735,12	
		Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,000294	8,605	
F27	Salida	NaOH	0,00498	45	26792,49
		H <sub>2</sub> O	0,56171	15137,949	
		NaCN	0,43300	11601,69	
		Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,000294	7,839	
F28	Salida	NaOH	0,005081	4,397	2617,488
		H <sub>2</sub> O	0,561723	1478,9	
		NaCN	0,433007	1133,426	
		Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,000296	0,7658	

Fuente: Elaboración propia.

### 7.3.3 [Zona 300] – Sector de evaporación y cristalización del producto

#### 7.3.3.1 Intercambiador de calor (E-DR301)

Para aprovechar la gran cantidad de vapor de alta presión proveniente del enfriamiento del reactor R-201, la mezcla metano/aire se precalentará antes de ingresar al reactor para así disminuir el consumo de gas natural en la etapa posterior de secado de producto.

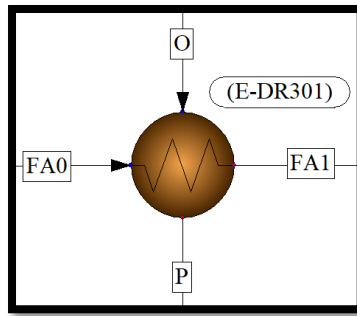


Figura 7.3-19: Intercambiador de calor (E-DR301)  
Fuente: ChemCAD.

Tabla 7.3-30: Balance de energía intercambiador de calor E-DR301.

Equipo: E-DR301									
Descripción del equipo: Intercambiador de calor									
Corriente	Tipo de corriente	Componente	Fracción másica	Caudal (kg/h)	Total (kg/h)	T (° C)	Cp (Kcal/kg°C)	Presión (bar)	
FA0	Entrada	H <sub>2</sub> O	0,005965	75,7548	12700	25	0,2445	1,3	
		CH <sub>4</sub>	0,004444	56,4459					
		N <sub>2</sub>	0,7591	9640,57					
		O <sub>2</sub>	0,2305	2927,239					
FA1	Salida	H <sub>2</sub> O	0,005965	75,7548	12700	245	0,252	1,12	
		CH <sub>4</sub>	0,004444	56,4459					
		N <sub>2</sub>	0,7591	9640,57					
		O <sub>2</sub>	0,2305	2927,239					
O	Entrada	H <sub>2</sub> O	1	1646	1646	250	0,9738	39,76	
P	Salida	H <sub>2</sub> O	1	1646	1646	249,5	1,161	39,71	
Calor intercambiado (kcal/h)		675104 kcal/h							

Fuente: Elaboración propia.

### 7.3.3.2 Secador por aspersion DR-301

En esta unidad, la corriente F28 proveniente de la columna C-202 es atomizada en el interior de un secador por aspersion saliendo de la unidad la corriente F31 con un contenido de humedad del 0,5%. La evaporación es llevada a cabo por los gases de combustión el cual ingresan a la unidad a 450°C y salen a 100°C con gran parte de la humedad de la corriente F28.

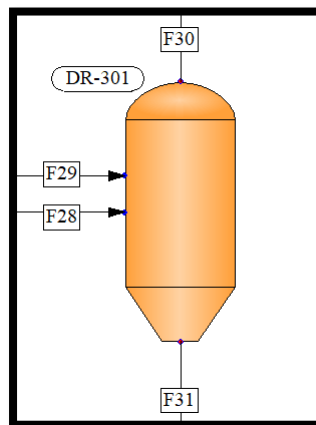


Figura 7.3-20: Diagrama secador por aspersion (DR-301).  
Fuente: ChemCAD.

Tabla 7.3-31: Ecuaciones del balance general y parcial del DR-301.

Balance general: $F28 + F29 = F30 + F31$	
Balance parcial NaOH	$F28 \cdot X_{NaOH.F28} + F29 \cdot X_{NaOH.F29} = F30 \cdot X_{NaOH.F30} + F31 \cdot X_{NaOH.F31}$
Balance parcial NaCN	$F28 \cdot X_{NaCN.F28} + F29 \cdot X_{NaCN.F29} = F30 \cdot X_{NaCN.F30} + F31 \cdot X_{NaCN.F31}$
Balance parcial Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	$F28 \cdot X_{Na2CO3.F28} + F29 \cdot X_{Na2CO3.F29} = F30 \cdot X_{Na2CO3.F30} + F31 \cdot X_{Na2CO3.F31}$
Balance parcial H <sub>2</sub> O	$F28 \cdot X_{H2O.F28} + F29 \cdot X_{H2O.F29} = F30 \cdot X_{H2O.F30} + F31 \cdot X_{H2O.F30}$
Balance parcial O <sub>2</sub>	$F28 \cdot X_{O2.F28} + F29 \cdot X_{O2.F29} = F30 \cdot X_{O2.F30} + F31 \cdot X_{O2.F30}$
Balance parcial N <sub>2</sub>	$F28 \cdot X_{N2.F28} + F29 \cdot X_{N2.F29} = F30 \cdot X_{N2.F30} + F31 \cdot X_{N2.F30}$
Balance parcial CO <sub>2</sub>	$F28 \cdot X_{CO2.F28} + F29 \cdot X_{CO2.F29} = F30 \cdot X_{CO2.F30} + F31 \cdot X_{CO2.F30}$

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 7.3-32: Balance de masa DR-301.

Equipo: DR-301					
Descripción del equipo: Secador por aspersión					
Corriente	Tipo de corriente	Componente	Fracción másica	Caudal (kg/h)	Total (kg/h)
F28	Entrada	H2O	0,565007193	1478,9	2617,4888
		NaOH	0,001679854	4,397	
		NaCN	0,433020382	1133,43	
		Na2CO3	0,00029257	0,7658	
F31	Salida	H2O	0,00499952	5,721	1144,3098
		NaOH	0,003842491	4,397	
		NaCN	0,990488764	1133,43	
		Na2CO3	0,000669224	0,7658	
F29	Entrada	H2O	0,015947	202,527	12700
		O2	0,21276	2702,05	
		N2	0,7591	9640,57	
		CO2	0,0121925	154,845	
F29	Salida	H2O	0,118230825	1675,71	14173,173
		O2	0,190645529	2702,05	
		N2	0,680198445	9640,57	
		CO2	0,0109252	154,845	

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 7.3-33: Balance de energía DR-301.

Equipo: DR-401								
Descripción del equipo: Secador por aspersión D-301								
Corriente	Tipo de corriente	Componente	Fracción másica	Caudal (kg/h)	Total (kg/h)	T (°C)	Cp (kcal/kg°C)	Presión (bar)
F28	Entrada	H2O	0,565007193	1478,9	2617,4888	60	1,429	1,6
		NaOH	0,001679854	4,397				
		NaCN	0,433020382	1133,43				
		Na2CO3	0,00029257	0,7658				
F31	Salida	H2O	0,00499952	5,721	1144,3098	70	1,4	1
		NaOH	0,003842491	4,397				
		NaCN	0,990488764	1133,43				
		Na2CO3	0,000669224	0,7658				
F29	Entrada	H2O	0,015947	202,527	12700	450	0,2641	1,2
		O2	0,21276	2702,05				
		N2	0,7591	9640,57				
		CO2	0,0121925	154,845				
F29	Salida	H2O	0,118230825	1675,71	14173,173	100	0,2686	1,05
		O2	0,190645529	2702,05				
		N2	0,680198445	9640,57				

		CO2	0,0109252	154,845			
--	--	-----	-----------	---------	--	--	--

Fuente: Elaboración propia.

### 7.3.3.3 Enfriador rotativo (EN-301)

La unidad de enfriamiento llevará el producto a una temperatura de 37 °C para pasar luego a la briquetadora. Para el enfriamiento se utiliza aire ambiente a 25°C con una humedad relativa del 30% (6 g de H<sub>2</sub>O/kg de aire seco). Dado que el producto ya se encuentra con muy poca humedad, habrá una transferencia de masa mínima entre la corriente de producto y el aire de enfriamiento.

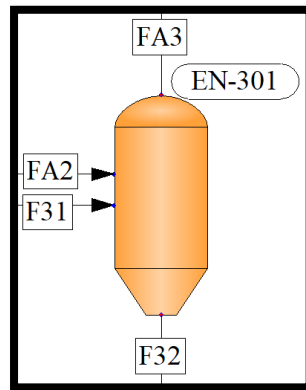


Figura 7.3-21: Enfriador EN-401

Fuente: ChemCAD.

Tabla 7.3-34: Ecuaciones del balance general y parcial EN-301.

Balance general: FA2 + F31 = F32 + FA3	
Balance parcial NaOH	$FA2 * X_{NaOH,FA2} + F31 * X_{NaOH,F31} = F32 * X_{NaOH,F32} + FA3 * X_{NaOH,FA3}$
Balance parcial NaCN	$FA2 * X_{NaCN,FA2} + F31 * X_{NaCN,F31} = F32 * X_{NaCN,F32} + FA3 * X_{NaCN,FA3}$
Balance parcial Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	$FA2 * X_{Na2CO3,FA2} + F31 * X_{Na2CO3,F31} = F32 * X_{Na2CO3,F32} + FA3 * X_{Na2CO3,FA3}$
Balance parcial H <sub>2</sub> O	$FA2 * X_{H2O,FA2} + F31 * X_{H2O,F31} = F32 * X_{H2O,F32} + FA3 * X_{H2O,FA3}$
Balance parcial O <sub>2</sub>	$FA2 * X_{O2,FA2} + F31 * X_{O2,F31} = F32 * X_{O2,F32} + FA3 * X_{O2,FA3}$
Balance parcial N <sub>2</sub>	$FA2 * X_{N2,FA2} + F31 * X_{N2,F31} = F32 * X_{N2,F32} + FA3 * X_{N2,FA3}$

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 7.3-35: Balance de masa enfriador rotativo EN-301.

Equipo: EN-301					
Descripción del equipo: Enfriador EN-301					
Corriente	Tipo de corriente	Componente	Fracción másica	Caudal (kg/h)	Total (kg/h)
F31	Entrada	NaOH	0,003835787	4,397	1146,3098
		NaCN	0,990505359	1135,426	
		Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,000668057	0,7658	
		H <sub>2</sub> O	0,004990797	5,721	
F32	Salida	NaOH	0,003837709	4,397	1145,7356
		NaCN	0,991001763	1135,426	
		Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,000668392	0,7658	
		H <sub>2</sub> O	0,004492136	5,1468	
FA2	Entrada	H <sub>2</sub> O	0,006411794	8,7353	1362,38
		N <sub>2</sub>	0,762489173	1038,8	
		O <sub>2</sub>	0,23151984	315,418	
FA3	Salida	H <sub>2</sub> O	0,00598736	8,1605	1362,9547
		N <sub>2</sub>	0,762167664	1038,8	
		O <sub>2</sub>	0,231422218	315,418	

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 7.3-36: Balance de energía EN-301.

Equipo: EN-301								
Descripción del equipo: Enfriador EN-301								
Corriente	Tipo de corriente	Componente	Fracción másica	Caudal (kg/h)	Total (kg/h)	T (° C)	Cp (Kcal/kg°C)	Presión (bar)
F31	Entrada	NaOH	0,003835787	4,397	1146,3098	70	0,338	1
		NaCN	0,990505359	1135,426				
		Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,000668057	0,7658				
		H <sub>2</sub> O	0,004990797	5,721				
F32	Salida	NaOH	0,003837709	4,397	1145,7356	37	0,3427	1
		NaCN	0,991001763	1135,426				
		Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,000668392	0,7658				
		H <sub>2</sub> O	0,004492136	5,1468				
FA2	Entrada	H <sub>2</sub> O	0,006411794	8,7353	1362,38	25	0,2413	1,2
		N <sub>2</sub>	0,762489173	1038,8				
		O <sub>2</sub>	0,23151984	315,418				
FA3	Salida	H <sub>2</sub> O	0,00598736	8,1605	1362,9547	60	0,25	1
		N <sub>2</sub>	0,762167664	1038,8				
		O <sub>2</sub>	0,231422218	315,418				
Calor intercambiado (kcal/h)		25573						

Fuente: Elaboración propia.

Los cálculos para determinar el flujo de aire necesario para enfriar el producto y el calor intercambiado en esta unidad se detallan en el Capítulo 8.

# **CAPÍTULO 8**

## **DISEÑO Y ADOPCIÓN DE EQUIPOS**



## 8.1 Introducción

En este capítulo se realiza el diseño y adopción de la totalidad de los equipos, correspondientes a la planta industrial para la producción de cianuro de sodio. Teniendo en cuenta las condiciones del estudio de mercado y el balance de masa y energía, se fija como capacidad máxima de producción teórica 1.145 kg/h de NaCN. En el capítulo 7 (balance de masa y energía) se tiene en cuenta una pérdida global del proceso de 1%, obteniendo una producción de 1.133 kg/h de NaCN, que al año se traducen a 9.245 t/año. Se muestra a continuación, una tabla de equipos adoptados y diseñados.

Codificación	Tipo de equipo	Función
<b>[Zona 100] Sector de precalentamiento de la alimentación</b>		
E-101	Intercambiador de calor	Calentar la corriente de NH <sub>3</sub> antes de entrar al reactor
E-102	Intercambiador de calor	Calentar la corriente de CH <sub>4</sub> antes de entrar al reactor
K-101	Compresor	Transportar el aire al E-103
E-103	Intercambiador de calor	Calentar la corriente de aire antes de entrar al reactor
ME-101	Tanque de mezcla de gases	Mezclado de las corrientes de aire, NH <sub>3</sub> y CH <sub>4</sub>
<b>[Zona 200] Sector de síntesis y neutralización del HCN</b>		
R-201	Reactor catalítico Pt/Rh	Síntesis de HCN y enfriamiento
E-201	Intercambiador de calor	Enfriamiento de los gases de salida del reactor
T-201	Tanque de almacenamiento de H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	Almacenamiento del H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
T-202	Tanque de almacenamiento de (NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4(ac)</sub>	Almacenamiento de solución.
P-201	Bomba de fluido	Transporte del H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> desde el tanque de almacenamiento (T-201) al mezclador estático (ME-201)
ME-201	Mezclador estático	Mezclar las corrientes F14 y F19 antes de ingresar a la unidad C-201
E-202	Intercambiador de calor	Enfriamiento de la solución de (NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> para recirculación
C-201	Columna de absorción/reacción	Neutralización del NH <sub>3</sub> no convertido
D-201	Divisor de flujo	Dividir la corriente para recirculación
T-203	Tanque de almacenamiento de NaOH al 50%	Almacenamiento de la solución de NaOH
P-202	Bomba de fluido	Transporte de la solución NaOH desde el tanque de almacenamiento (T-202) al mezclador estático (ME-202)
ME-202	Mezclador estático	Mezclar las corrientes F22 y F27 antes de ingresar a la unidad C-202
E-203	Intercambiador de calor	Enfriamiento de la solución de NaCN para recirculación
C-202	Columna de absorción/reacción	Neutralización del HCN sintetizado
D-202	Divisor de flujo	Dividir la corriente para recirculación
<b>[Zona 300] Sector de evaporación y cristalización del producto</b>		
DR-301	Secador por aspersión	Concentrar la solución de NaCN hasta el contenido de humedad requerido.
E-DR301	Intercambiador de calor	Precalentar la mezcla aire metano antes de ingresar a la cámara de combustión.
K-301	Soplador de aire	Transportar el aire ambiente hacia el enfriador EN-301.
EN-301	Enfriador	Enfriar el producto para ser briquetado y posteriormente empaquetado.
B-301	Briquetadora	Formar briquetas de 1,8*1,8*1 pulgadas

Se utiliza el criterio de diseñar todos los equipos de características especiales, es decir, aquellos que son específicos para el proceso de producción de NaCN, y se adoptan aquellos equipos de características generales, comunes en la industria de procesos.

## 8.2 [Zona 100]- Precalentamiento de la alimentación

### 8.2.1 Intercambiador de calor de casco y tubo E-101

Este intercambiador de calor debe precalentar la corriente de amoníaco hasta los 205°C antes de ingresar al mezclador de gases con las corrientes de metano y aire. Para su diseño, al igual que para los demás intercambiadores presentes en el proceso, se emplea el simulador ChemCAD 7.1.2. En este caso se trata de un intercambiador de calor de tubo y coraza en serie, en el que el fluido que ingresa por los tubos es el amoníaco y el fluido calefactor ingresa por la coraza, siendo vapor condensante de alta presión proveniente del enfriamiento del reactor catalítico. Las especificaciones de esta unidad se detallan a continuación:

Tabla 8.2-1: Dimensiones del intercambiador de calor E-101.

DATOS GENERALES	
Clase / tipo de intercambiador	B/AEL
Diámetro interno de la coraza	0,2 m
Número de tubos	47
Longitud de los tubos	2,44 m
Diámetro externo de los tubos	0,0191 m
Diámetro interno de los tubos	0,0157 m
Arreglo de los tubos	Trigonal 60
Paso de los tubos	0,02 m
Número de pasos por los tubos	1
Número de baffles	10
Separación entre baffles	0,22
Segmentación de baffles	40%
Tipo de baffles	Simple segmentación

Fuente: ChemCAD.

Tabla 8.2-2: Datos de transferencia de calor del intercambiador de calor E-101.

DATOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR	
Área efectiva de transferencia	6,71 m <sup>2</sup>
Área requerida	5,09 m <sup>2</sup>
U (calculado / de servicio)	105,34 / 79,92 kcal / (h*m <sup>2</sup> *°C)
Calor calculado	80635,07 kcal/h
Calor especificado	61177,07 kcal/h
Exceso de área	31,81%
Factor de obstrucción	2,326 E-0,04
Delta P (coraza / tubos)	0,01 / 0,08 bar
Coefficiente de película para la coraza	13638,4 kcal / (h*m <sup>2</sup> *°C)
Coefficiente de película para los tubos	136,52 kcal / (h*m <sup>2</sup> *°C)

Fuente: ChemCAD.

### 8.2.2 Intercambiador de calor de casco y tubo E-102

Este intercambiador de calor debe precalentar la corriente de metano hasta los 205°C antes de ingresar al mezclador de gases con las corrientes de amoníaco y aire. Para su diseño, al igual que para los demás intercambiadores presentes en el proceso, se emplea el simulador ChemCAD 7.1.2. En este caso se trata de un intercambiador de calor de tubo y coraza en serie, en el que el fluido que ingresa por los tubos es el amoníaco y el fluido calefactor ingresa por la coraza, siendo vapor condensante de alta presión proveniente del enfriamiento del reactor catalítico. Las especificaciones de esta unidad se detallan a continuación:

Tabla 8.2-3: Dimensiones del intercambiador de calor E-102.

DATOS GENERALES	
Clase / tipo de intercambiador	B/AEL
Diámetro interno de la coraza	0,2 m
Número de tubos	47
Longitud de los tubos	1,83 m
Diámetro externo de los tubos	0,0191 m
Diámetro interno de los tubos	0,0157 m
Arreglo de los tubos	Trigonal 60
Paso de los tubos	0,02 m
Número de pasos por los tubos	1
Número de bafles	10
Separación entre bafles	0,22
Segmentación de bafles	40%
Tipo de bafles	Simple segmentación

Fuente: ChemCAD.

Tabla 8.2-4: Datos de transferencia de calor del intercambiador de calor E-102.

DATOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR	
Área efectiva de transferencia	4,95 m <sup>2</sup>
Área requerida	4,78 m <sup>2</sup>
U (calculado / de servicio)	119,75 / 115,8 kcal / (h*m <sup>2</sup> *°C)
Calor calculado	67933,3 kcal/h
Calor especificado	65694,16 kcal/h
Exceso de área	3,41%
Factor de obstrucción	2,326 E-0,04
Delta P (coraza / tubos)	0,01 / 0,07 bar
Coeficiente de película para la coraza	13043,04 kcal / (h*m <sup>2</sup> *°C)
Coeficiente de película para los tubos	156,8 kcal / (h*m <sup>2</sup> *°C)

Fuente: ChemCAD.

## 8.2.3 Compresor de aire K-101

Esta unidad cumple la función de transportar el aire al intercambiador de calor E-103 y posteriormente al reactor R-101. Se utiliza para esta etapa un compresor de tornillo. El flujo con el que debe trabajar esta unidad se detalla a continuación.

Tabla 8.2-5: Características de la corriente de entrada K-101.

Características de la corriente F7	
Caudal másico de entrada (kg/h)	6805
Caudal volumétrico de entrada (m <sup>3</sup> /h)	5905
Densidad de la corriente de entrada (kg/m <sup>3</sup> )	1,1642

Fuente: Elaboración propia.

Se adopta un compresor de tornillo modelo VM 100 G5-E de la firma Aerzen, el cual cumple con las características requeridas para la presente operación. Dicho equipo permite operar con cauda volumétrico de hasta 7620 m<sup>3</sup>/h y trabaja con un diferencial de presión de 3,5 bar, siendo imprescindible que dicha corriente no varíe bruscamente la presión.



Figura 8.2-1: Compresor VM 100 G5-E.  
Fuente: Aerzen.

Tabla 8.2-6: Características del compresor VM 100 G5-E.

Caudal de alimentación admisible	(1500-7620) m <sup>3</sup> /h	
Rango de presión	(1,5–3,5) bar abs	
Potencia del motor	845 HP	
Peso	7000 kg	
Dimensiones	Profundidad	2,24 m
	Ancho	5,4 m
	Altura	2,47 m

Fuente: Elaboración propia en base a los datos proporcionados por la firma Aerzen.

## 8.2.4 Intercambiador de calor de casco y tubo E-103

Este intercambiador de calor debe precalentar la corriente de aire hasta los 200°C antes de ingresar al mezclador de gases con las corrientes de metano y amoníaco. Para su diseño, al igual que para los demás intercambiadores presentes en el proceso, se emplea el simulador ChemCAD 7.1.2. En este caso se trata de un intercambiador de calor de tubo y coraza en serie, en el que el fluido que ingresa por los tubos es aire y el fluido calefactor ingresa por la coraza, siendo vapor condensante de alta presión proveniente del enfriamiento del reactor catalítico. Las especificaciones de esta unidad se detallan a continuación:

Tabla 8.2-7: Dimensiones del intercambiador de calor E-103.

DATOS GENERALES	
Clase / tipo de intercambiador	B/AEL
Diámetro interno de la coraza	0,3 m
Número de tubos	118
Longitud de los tubos	1,83 m
Diámetro externo de los tubos	0,0191 m
Diámetro interno de los tubos	0,0157 m
Arreglo de los tubos	Trigonal 60
Paso de los tubos	0,02 m
Número de pasos por los tubos	1
Número de baffles	7
Separación entre baffles	0,22
Segmentación de baffles	40%
Tipo de baffles	Simple segmentación

Fuente: ChemCAD.

Tabla 8.2-8: Datos de transferencia de calor del intercambiador de calor E-103.

DATOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR	
Área efectiva de transferencia	12,57 m <sup>2</sup>
Área requerida	11,22 m <sup>2</sup>
U (calculado / de servicio)	170,81 / 152,46 kcal / (h*m <sup>2</sup> *°C)
Calor calculado	1846100,30 kcal/h
Calor especificado	164317,07 kcal/h
Exceso de área	12,04%
Factor de obstrucción	2,326 E-0,04
Delta P (coraza / tubos)	0,3447 / 0,09 bar
Coefficiente de película para la coraza	10792,87 kcal / (h*m <sup>2</sup> *°C)
Coefficiente de película para los tubos	232,52 kcal / (h*m <sup>2</sup> *°C)

Fuente: ChemCAD.

## 8.2.5 Mezclador de gases ME-101

En este equipo se produce la mezcla de gases para la posterior síntesis del HCN en el reactor catalítico R-201. El objetivo es homogenizar la mezcla de gases para facilitar la posterior reacción entre ellos. Esta unidad es un mezclador estático, la unidad se compone de ciertas placas como se explica en el diagrama del proveedor Novatec Fluid System S.A. Para la operación deseada se adopta el modelo MX-12000.

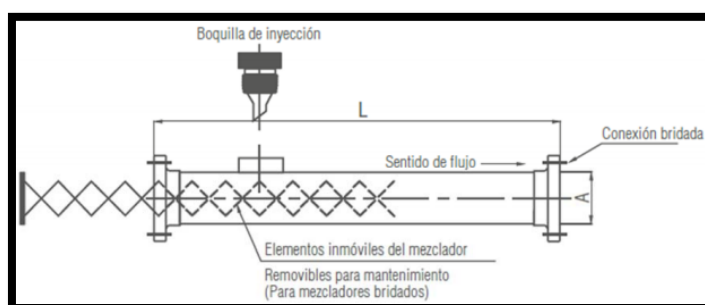


Figura 8.2-2: Corte lateral del mezclador ME-101 modelo Mx-12000.

Fuente: Novatec Fluid System S.A.

### Funcionamiento:

1. El flujo es cortado y forzado a dirigirse contra las paredes opuestas de la tubería.
2. Un vórtice es creado axialmente en la línea central de la tubería.
3. El vórtice es cortado de nuevo y el proceso ocurre, pero en rotación contraria. Esos cambios de rotación aseguran un producto final homogéneo.

De acuerdo con el diámetro de la cañería se fija la velocidad para la mezcla en 20 pulgadas. Teniendo en cuenta el mismo se calcula la velocidad del gas en la misma:

$$D_c = 0,508 \text{ m}$$

$$Q_{vg} = 6188 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$v_g = \frac{Q_{vg}}{\frac{\pi * D_c^2}{4}} = 8,48 \text{ m/s}$$

De acuerdo con este cálculo la velocidad de desplazamiento del gas por el mismo será de 8,48 m/s, lo cual, es una velocidad aceptable que evitara que la caída de presión sea demasiado elevada.

Tabla 8.2-9: Descripción del mezclador ME-101.

Caudal de alimentación admisible	(1,1-1,8) m <sup>3</sup> /s
Rango de presión	(0,5-5) bar
Diámetro de la cañería	0,5 m
Longitud de la cañería	1,3 m
Velocidad de desplazamiento	8,48 m/s
Material	Acero 316
Número de elementos internos	7

Fuente: Elaboración propia.

## 8.3 Zona [200]- Síntesis y neutralización del HCN

### 8.3.1 Reactor de síntesis de HCN (Pt/Rh) R-201

#### 8.3.1.1 Sistema reactivo

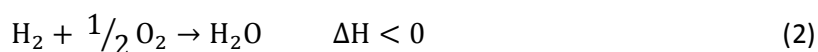
El sistema reactivo utilizado para la producción de ácido cianhídrico mediante el proceso Andrussov comprende un total de 13 reacciones que ocurren en fase gas catalizadas por una malla de platino. Se trata de reacciones unimoleculares y bimoleculares de superficie que se ajustan a modelos cinéticos de superficie. Tanto el sistema reactivo como el reactor empleado son similares a los utilizados en la producción de ácido nítrico a partir de amoníaco mediante el proceso Ostwald. La reacción principal de producción de ácido cianhídrico es la siguiente:



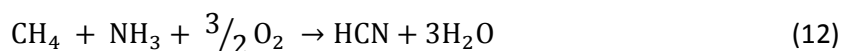
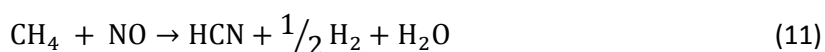
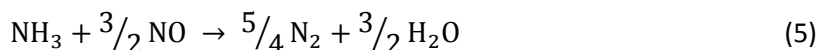
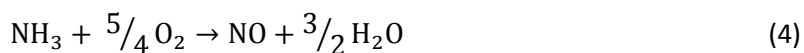
Se trata de una reacción endotérmica, por lo tanto, requiere aporte energético para que tenga lugar a una velocidad a la cual la producción sea rentable y no requiera un gran tiempo de residencia. La forma en la que se aporta energía a la reacción permite diferenciar entre los distintos procesos anteriormente descritos. Según se produzca el aporte energético se pueden diferenciar las siguientes opciones:

1. Energía suministrada por un horno: se llevaría a cabo dentro de un horno en un reactor multitubular, en el cual la parte interior de los tubos se recubriría del catalizador necesario. Esta es la base de diseño para el proceso Degussa.
2. Energía eléctrica: en un reactor de lecho fluidizado se colocan partículas de carbón que al paso de una corriente eléctrica liberan energía al medio reactivo. El proceso Shawinigan utiliza esta tecnología para el aporte energético.
3. Reacción de combustión en el seno del medio reactivo: aprovechando que uno de los productos es combustible (hidrógeno) se suministra un comburente al medio reactivo para ocasionar una combustión. Para ello la alimentación se realiza acompañada de aire, que aporta oxígeno al medio. De esta manera el aporte energético necesario para que transcurra la reacción procede de la energía liberada por la reacción de combustión, exotérmica. El proceso Andrussov utiliza este tipo de sistema reactivo para la producción de ácido cianhídrico.

Por lo tanto, en el proceso desarrollado en este proyecto se dispone de una reacción principal de producción del ácido cianhídrico y una reacción encargada de aportar la energía necesaria, fruto de la combustión del hidrógeno. Esta reacción sigue la siguiente estequiometría:



El resto de las reacciones que tienen lugar se presentan a continuación, que junto con las dos anteriores, conforman el sistema reactivo del proceso:



Las reacciones secundarias que tienen lugar mayoritariamente son la descomposición del amoníaco en sus elementos constituyentes y la combustión parcial del metano, que da lugar a monóxido de carbono. Las condiciones de este sistema reactivo implican una relación óptima de entrada de reactivos de 1: 1: (1,1 – 1,3) de  $\text{CH}_4:\text{NH}_3:\text{O}_2$ . La alimentación debe entrar precalentada a una temperatura entre 100 – 200 °C, con lo que se alcanza una temperatura en el reactor dentro del rango de los 1100 – 1500 °C. El rendimiento de la reacción en estas condiciones alcanza valores del 60 – 70 % en base al amoníaco convertido. Se produce como subproductos principalmente  $\text{N}_2$ ,  $\text{H}_2\text{O}$  y  $\text{CO}$ , junto con trazas de  $\text{NO}$  y  $\text{CO}_2$ .

El ácido cianhídrico producido es inestable en medio ligeramente ácido y básico (pH = 5 – 11), con una cantidad de agua mayor del 1% y a altas temperaturas, superiores a los 400 °C, puede polimerizar. Por lo tanto, la salida del reactor se debe someter a un enfriamiento rápido para minimizar la formación del polímero, que, si bien no es tóxico, puede contener HCN ocluido que se libere tras su manipulación. Además, la reacción de polimerización es exotérmica, por lo que constituye un problema de integridad de la planta que debe ser evitado. El polímero formado es una mezcla de diferentes compuestos de proporción variable que recibe el nombre de ácido azúlmico.

### 8.3.1.2 Tipo de reactor

El tipo de reactor en el que se lleva a cabo la reacción es un reactor adiabático de lecho fijo. El catalizador compuesto de un 90% de platino y un 10% de rodio se incorpora en forma de malla. Esta malla se sustenta sobre un relleno de bolas cerámicas con una distribución de tamaños determinada. Todo ello se soporta sobre un plato de soporte empleado en reactores de lecho fijo.

En relación a la geometría del reactor, se trata de un recipiente vertical en el cual la entrada de la alimentación tiene lugar por la parte superior. El cabezal de entrada presenta una forma troncocónica. El cuerpo del recipiente es cilíndrico, recubierto en la pared interior por un material cerámico (refractario) que protege al material de construcción de las altas temperaturas alcanzadas en la malla y permite llevar a cabo la reacción adiabáticamente.

En el interior del reactor se localiza en la entrada de alimentación un difusor que reparte el flujo de entrada a lo largo de toda la sección ocupada por el catalizador y minimiza la formación de caminos preferentes que disminuyan la superficie activa de la malla. El catalizador se soporta sobre un lecho de bolas cerámicas que minimizan el transporte de calor por conducción hacia las paredes del recipiente y el soporte del lecho. Este soporte se emplea en reactores de lecho fijo y permite al relleno permanecer en su posición. Esta placa separa la zona de reacción del intercambiador posterior.

El siguiente elemento del reactor es el intercambiador de calor. Se trata de un intercambiador de carcasa y tubos en el que se hace circular agua de calderas por la parte exterior de los tubos que genera vapor a alta presión tras el intercambio de energía con la corriente de salida del reactor (que circula por los tubos).

Se trata de un intercambiador de un único paso tanto por carcasa como por tubos, por lo que la alimentación entra por la parte superior y sale del intercambiador por la parte inferior. El cabezal inferior presenta geometría plana y en él se localiza la conexión de salida de la corriente de productos. En la Figura 8.3-1 se puede observar un esquema del reactor y un corte de la zona de reacción junto con el inicio del intercambiador (Estados Unidos. Patente nº 2,782,07, 1957)



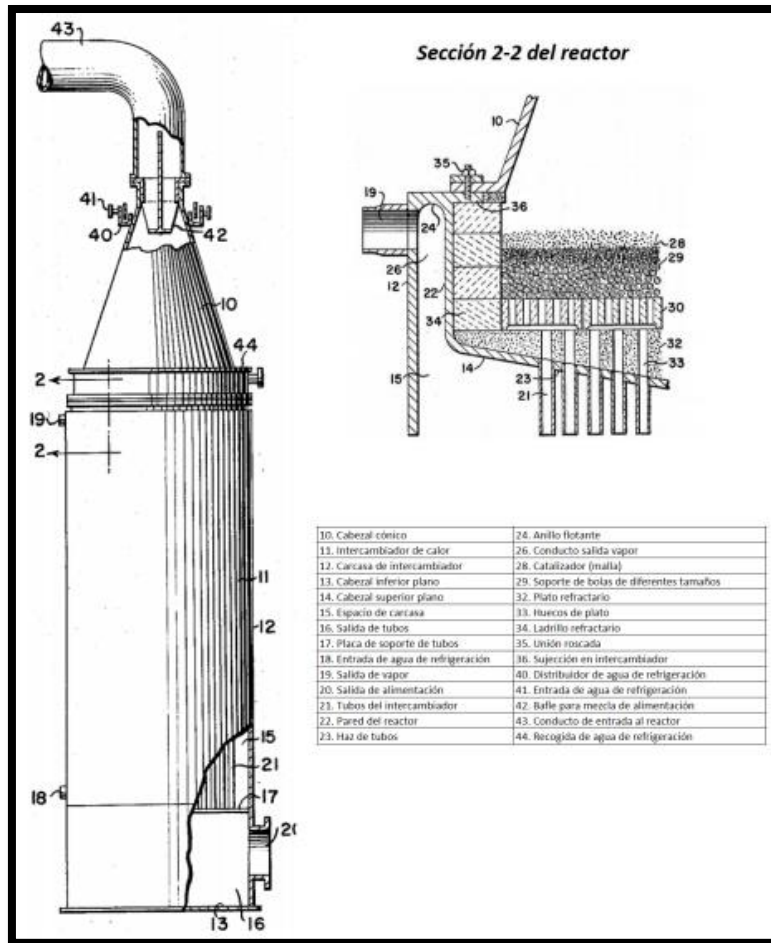


Figura 8.3-1: Reactor de síntesis de HCN.

Fuente: US Patent 2,782,107.

### 8.3.1.3 Catalizador

Para llevar a cabo la reacción se emplea un catalizador con un 90% de platino y un 10% de rodio. Se trata de un catalizador desarrollado por Johnson Matthey, apropiado para su utilización en plantas que trabajan a baja presión, seleccionado a partir de las características que debe cumplir presentadas en la bibliografía consultada. El modelo de catalizador empleado recibe el nombre de Pro-LoK, y se trata de una malla de 80 Mesh con un diámetro de hilo de 0,003 in (76  $\mu\text{m}$ ). Las propiedades del catalizador se presentan en la tabla que aparece a continuación.

Tabla 8.3-1: Especificaciones técnicas del catalizador.

Fabricante	Johnson Matthey
Modelo	Pro-Lok
Diámetro de hilo $d_g$ ( $\mu\text{m}$ )	76
Mesh, N (in-1)	80
Composición (%)	
Platino	90
Rodio	10
Densidad, $\rho_g$ (kg/m <sup>3</sup> )	17000

Fuente: www.matthey.com.

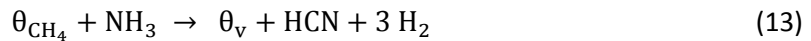
### 8.3.1.4 Cálculos previos al diseño

- **VELOCIDADES DE REACCIÓN**

Las expresiones cinéticas de las reacciones siguen expresiones cinéticas que se ajustan al modelo de Langmuir-Hinshelwood. Se trata de una cinética de superficie en la que los reactivos y productos pueden adsorberse en la superficie del catalizador, reaccionando adsorbidos o directamente de la fase gas. Por otra parte, los productos se pueden formar a su vez sobre la superficie del catalizador o liberarse directamente al medio.

La velocidad de reacción va a depender de la velocidad de absorción, de la velocidad de reacción superficial o de la velocidad de desorción de los productos. Como se trata de etapas en serie, la velocidad total se corresponde con la velocidad de la etapa más lenta (limitante). Para todas las reacciones que tienen lugar en el proceso, la etapa limitante es la reacción química. Se desarrolla a modo de ejemplo la cinética de la reacción principal, y el desarrollo del resto de reacciones es análogo.

Para una cinética de Langmuir-Hinshelwood en la que la etapa limitante es la reacción superficial, la velocidad depende de los centros activos ocupados por cada uno de los reactivos ( $\theta_i$ ) en el caso de que reaccionen adsorbidos o de la presión parcial en caso de que reaccionen en fase gas. Para la reacción principal, se produce una reacción entre el metano adsorbido y el amoníaco en fase gas, en base a la siguiente expresión estequiométrica.

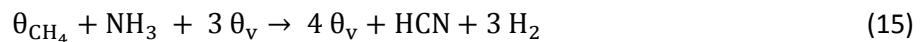


En esta expresión, el  $\theta_v$  simboliza un centro activo vacante del catalizador. Según esto, la velocidad de reacción es proporcional a la presión parcial de amoníaco y al número de centros activos ocupados por el metano. La expresión de velocidad según esto quedaría de la siguiente manera:

$$r''_{\text{HCN}} = K_{\text{HCN}} \theta_{\text{CH}_4} P_{\text{NH}_3} \quad (14)$$

Esta expresión se cumple para presiones parciales de metano bajas. A presiones altas, la velocidad de reacción se ve reducida, lo que implica que existe una inhibición debida al metano. Este compuesto es un reactivo cuando se encuentra adsorbido en el catalizador en forma de monocapa. Al formar multicapa actúa como inhibidor creando una superficie no reactiva sobre el catalizador.

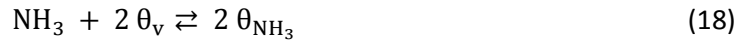
Por lo tanto, la velocidad de reacción depende del metano adsorbido, de la presión parcial de amoníaco en la mezcla gaseosa, así como de los centros activos no ocupados por el metano. En concreto, para el platino, se necesitan tres centros activos libres, por lo que la ecuación de reacción responde a la siguiente expresión.



Análogamente a lo realizado para la expresión estequiométrica anterior, la velocidad de reacción de este mecanismo es la presentada a continuación.

$$r''_{\text{HCN}} = k_{\text{HCN}} (1 - \theta_{\text{CH}_4})^4 P_{\text{NH}_3} \quad (16)$$

Para la deducción de la expresión de los centros activos ocupados por el metano, se deben plantear los equilibrios de adsorción de las diferentes especies adsorbidas sobre la superficie del catalizador, que son las siguientes considerando la adsorción de metano y amoníaco y que los productos no se adsorben.



Teniendo en cuenta que el metano se adsorbe sobre un centro activo y el amoníaco se adsorbe con disociación, sobre dos centros activos, se plantean las expresiones de equilibrio para estas dos reacciones (se supone un estado de equilibrio debido a que la etapa limitante para el proceso es la reacción superficial).

$$k_{a,\text{CH}_4} P_{\text{CH}_4} \theta_v = k_{d,\text{CH}_4} \theta_{\text{CH}_4} \quad (19)$$

$$k_{a,\text{NH}_3} P_{\text{NH}_3} \theta_v^2 = k_{d,\text{NH}_3} \theta_{\text{NH}_3}^2 \quad (20)$$

Siendo  $k_{a,i}$  las constantes de adsorción y  $k_{d,i}$  las constantes de desorción, y considerando  $K_i = k_{a,i}/k_{d,i}$  además de  $\theta_v = 1 - \sum_1^n \theta_i$ , se llega a la siguiente expresión para los centros activos ocupados por cada compuesto.

$$\theta_{\text{CH}_4} = \frac{K_{\text{CH}_4} P_{\text{CH}_4}}{1 + K_{\text{CH}_4} P_{\text{CH}_4} + K_{\text{NH}_3}^{0,5} P_{\text{NH}_3}^{0,5}} \quad (21)$$

$$\theta_{\text{NH}_3} = \frac{K_{\text{NH}_3}^{0,5} P_{\text{NH}_3}^{0,5}}{1 + K_{\text{CH}_4} P_{\text{CH}_4} + K_{\text{NH}_3}^{0,5} P_{\text{NH}_3}^{0,5}} \quad (22)$$

Una vez obtenidas las expresiones de los centros activos ocupados por cada uno de los reactivos y despreciando el término de la unidad en el denominador bajo la siguiente consideración  $K_{\text{CH}_4} P_{\text{CH}_4} + K_{\text{NH}_3}^{0,5} P_{\text{NH}_3}^{0,5} \gg 1$  porque hay muchos menos centros activos vacantes que ocupados, se llega a las siguientes expresiones:

$$\theta_{\text{CH}_4} = \frac{K_{\text{CH}_4} P_{\text{CH}_4} / P_{\text{NH}_3}^{0,5}}{1 + K_{\text{CH}_4} P_{\text{CH}_4} / P_{\text{NH}_3}^{0,5}} \quad (23)$$

$$\theta_{\text{NH}_3} = 1 - \theta_{\text{CH}_4} = \frac{1}{1 + K_{\text{CH}_4} P_{\text{CH}_4} / P_{\text{NH}_3}^{0,5}} \quad (24)$$

Sustituyendo en la expresión de velocidad simplificada, se llega a la expresión de velocidad de la reacción requerida para el diseño del reactor.

$$r''_{\text{HCN}} = k_{\text{HCN}} \frac{K_{\text{NH}_3}^{0,5} P_{\text{NH}_3}^{0,5}}{(1 + K_{\text{CH}_4} P_{\text{CH}_4} / P_{\text{NH}_3}^{0,5})^4} \quad (25)$$

Teniendo en cuenta que la dependencia tanto de las constantes de adsorción como de la constante cinética presentan una dependencia de la temperatura modelizada por Arrhenius, se llega a la expresión final de velocidad. En el caso del factor exponencial en la ecuación, con respecto a la constante cinética es negativo porque la velocidad aumenta con la temperatura, pero en el caso de los coeficientes de adsorción/desorción es positiva porque el equilibrio se desplaza hacia la desorción a altas temperaturas.

$$k = k_0 \exp\left(\frac{-E_a}{RT}\right) \quad (26)$$

Las expresiones de velocidad  $r''_j$  para cada reacción se presentan en la siguiente tabla, teniendo en cuenta que las presiones parciales de los componentes  $P_i$  están expresadas en kPa y la temperatura  $T$  en K. (Kinetics of Formation of Hydrogen Cyanide from Methane and Ammonia, 2021).

Tabla 8.3-2: Ecuaciones cinéticas.

$\text{NH}_3 \rightarrow \frac{1}{2}\text{H}_2 + \frac{1}{2}\text{N}_2$	$\frac{4.9 \times 10^{18} \exp(-2130/T) P_{\text{NH}_3}}{[1 + 0.044 \exp(2390/T) P_{\text{CH}_4} / P_{\text{NH}_3}^{1/2}]^2}$ if $P_{\text{CH}_4} > 0$ $4.9 \times 10^{18} \exp(-2130/T) P_{\text{NH}_3}$ if $P_{\text{CH}_4} = 0$
$\text{NH}_3 + \text{CH}_4 \rightarrow \text{HCN} + 3\text{H}_2$	$\frac{7.80 \times 10^{18} \exp(-1950/T) P_{\text{CH}_4} P_{\text{NH}_3}^{1/2}}{[1 + 0.044 \exp(2390/T) P_{\text{CH}_4} / P_{\text{NH}_3}^{1/2}]^4}$
$\text{NH}_3 + \frac{1}{2}\text{O}_2 \rightarrow \text{NO} + \frac{1}{2}\text{H}_2\text{O}$	$\frac{2.1 \times 10^{16} \exp(10\ 850/T) P_{\text{NH}_3} P_{\text{O}_2}^{1/2}}{1 + 4.0 \times 10^{-5} \exp(12\ 750/T) P_{\text{NH}_3}}$
$\text{NH}_3 + \frac{1}{2}\text{NO} \rightarrow \frac{1}{2}\text{N}_2 + \frac{1}{2}\text{H}_2\text{O}$	$\frac{1.48 \times 10^{17} \exp(3875/T) P_{\text{NO}} P_{\text{NH}_3}^{1/2}}{[1 + 5 \times 10^{-5} \exp(7950/T) P_{\text{NO}} + 0.0145 \exp(2880/T) P_{\text{NH}_3}^{1/2}]^2}$
$\frac{1}{2}\text{O}_2 + \text{H}_2 \rightarrow \text{H}_2\text{O}$	$1.5 \times 10^{19} P_{\text{O}_2} P_{\text{H}_2}$
$\text{CH}_4 + \frac{1}{2}\text{O}_2 \rightarrow \text{CO} + 2\text{H}_2\text{O}$	$\frac{4 \times 10^{19} \exp(-5000/T) P_{\text{CH}_4} P_{\text{O}_2}^{1/2}}{1 + 5 \times 10^{-10} \exp(15\ 000/T) P_{\text{CH}_4}}$
$\text{NO} + \text{H}_2 \rightarrow \frac{1}{2}\text{N}_2 + \text{H}_2\text{O}$	$\frac{3.5 \times 10^{18} \exp(7300/T) P_{\text{H}_2} P_{\text{NO}}}{[1 + 2.7 \times 10^{-4} \exp(9750/T) P_{\text{NO}} + 15 \exp(1100/T) P_{\text{H}_2}^{0.7}]^2}$
$\text{NO} \rightarrow \frac{1}{2}\text{N}_2 + \frac{1}{2}\text{O}_2$	$\frac{5.53 \times 10^{16} \exp(-2625/T) P_{\text{NO}}}{1 + 6.95 \times 10^{-4} \exp(4125/T) P_{\text{NO}} + 1.56 \exp(4775/T) P_{\text{O}_2}}$
$\text{NO} + \text{CO} \rightarrow \frac{1}{2}\text{N}_2 + \text{CO}_2$	$\frac{3.5 \times 10^{17} \exp(2900/T) P_{\text{NO}}}{1 + 4 \times 10^{-9} \exp(15\ 000/T) P_{\text{CO}}}$
$\text{CO} + \frac{1}{2}\text{O}_2 \rightarrow \text{CO}_2$	$\frac{2.5 \times 10^{15} \exp(16\ 000/T) P_{\text{CO}} P_{\text{O}_2}}{[3 \times 10^{-7} \exp(15\ 000/T) P_{\text{CO}} + 300 \exp(6000/T) P_{\text{O}_2}]^2}$
$\text{CH}_4 + \text{NO} \rightarrow \text{HCN} + \frac{1}{2}\text{H}_2 + \text{H}_2\text{O}$	$\frac{1.8 \times 10^{20} \exp(5000/T) P_{\text{CH}_4} P_{\text{NO}}}{1 + 5 \times 10^{-10} \exp(15\ 000/T) P_{\text{CH}_4}}$
$\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2$	$\frac{3.65 \times 10^{17} \exp(-1595/T) P_{\text{CO}} P_{\text{H}_2\text{O}}^{1/2}}{[1 + 0.048 \exp(3037/T) P_{\text{CO}}]^2}$
$\text{CH}_4 + 3\text{NO} \rightarrow \frac{1}{2}\text{N}_2 + \text{CO} + \text{H}_2\text{O}$	$\frac{1.25 \times 10^{15} \exp(5000/T) P_{\text{CH}_4} P_{\text{NO}} + 3 \times 10^{20} \exp(-750/T) P_{\text{NO}} P_{\text{CH}_4}^{1/2}}{1 + 1 \times 10^{-11} \exp(20\ 000/T) P_{\text{CH}_4}}$

Fuente: Kinetics of Formation of Hydrogen Cyanide.

La representación de las presiones parciales en kPa de cada uno de los componentes en función del tiempo ( $\mu\text{s}$ ) se muestra en la Figura 8.3-2.

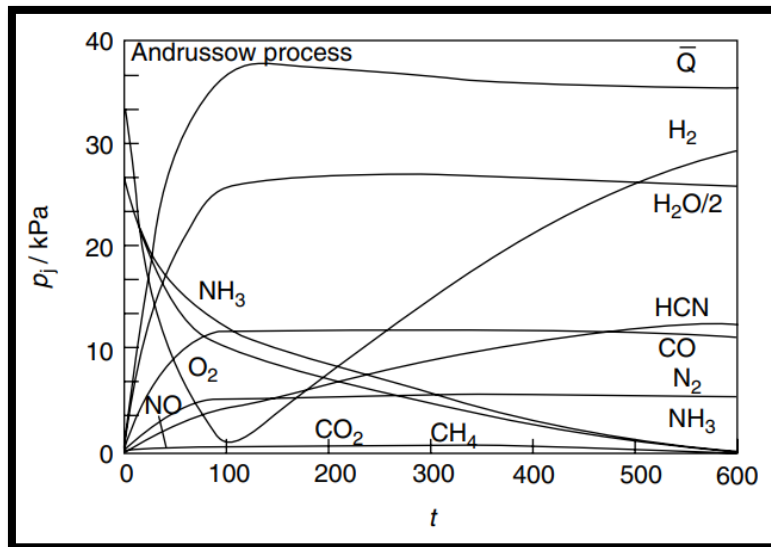


Figura 8.3-2: Representación gráfica de las ecuaciones cinéticas.

Fuente: Kinetics of Formation of Hydrogen Cyanide.

Como puede observarse en la Figura 8.3-2, adoptar un tiempo de residencia mayor a los 500  $\mu\text{s}$  resultaría poco conveniente ya que la cantidad de HCN aumentaría en una proporción muy baja y sería necesario una cantidad mayor de catalizador que es muy costoso.

### 8.3.1.5 Diseño del reactor

#### a) Diámetro del reactor:

Para calcular el diámetro del reactor se emplea el dato aportado por (US2782107A, 2021) de que la velocidad de la alimentación a la entrada del catalizador debe localizarse en un intervalo de  $v = 1 - 3$  m/s. Se selecciona para el diseño un valor intermedio, por lo que la velocidad de entrada al reactor debe ser de 1,5 m/s. Se debe conocer el caudal volumétrico de entrada (Q), por lo que es necesario conocer la densidad para calcularlo a partir del caudal molar ( $F_T$ ). Por tratarse de una corriente en fase gas a presiones bajas (2 bar) se emplea para el cálculo de la densidad molar la ley de los gases ideales.

$$\rho_m = \frac{1}{V_m} = \frac{P}{RT}$$

Así, el caudal volumétrico de entrada se calcula a partir de la siguiente expresión.

$$Q = F_T V_m$$

Conociendo la velocidad a la que el gas debe entrar en el catalizador y el caudal volumétrico se calcula la sección necesaria ( $S_R$ ), y a partir de ahí el diámetro del recipiente ( $\phi_R$ ), teniendo en cuenta las siguientes expresiones.

$$S_R = \frac{Q}{v}$$

$$\phi_R = 2 \sqrt{\frac{S_R}{\pi}}$$

Las condiciones de entrada de la alimentación, junto con sus propiedades, así como los resultados de las diferentes etapas de cálculo y el resultado final se presentan en la siguiente tabla.

Tabla 8.3-3: Parámetros de entrada al reactor.

Flujo molar de entrada, $F_T$ (mol/s)	87,362
Presión, P (bar)	2
Temperatura, T (°K)	473,15
Volumen molar, $V_m$ (m <sup>3</sup> /mol)	0,01967
Caudal volumétrico, Q (m <sup>3</sup> /s)	1,718
Velocidad de entrada, v (m/s)	1,5
Sección necesaria, $S_R$ (m <sup>2</sup> )	1,145
Diámetro de salida, $\phi_R$ (m)	1,21

Fuente: Elaboración propia.

#### b) Catalizador necesario:

La cantidad de catalizador necesario se obtiene por medio del volumen del reactor considerando el tiempo de residencia y la porosidad del catalizador. Para el diseño del reactor se asume un tiempo de residencia de 0.0005 segundos ya que a tiempos mayores a éste el rendimiento en la producción de HCN no aumenta significativamente y el gasto en catalizador ya empieza a tener importancia.

$$V_g = \frac{QT_R}{\epsilon}$$

$$\epsilon = 1 - \frac{\pi L N^2 d_g}{4}$$

$$z_g = \frac{V_R}{S_R}$$

$$a_g = \pi L N^2$$

$$V_R = \frac{V_g}{1 - \epsilon}$$

$$L = \sqrt{\frac{1}{N^2} + d_g^2}$$

$$S_g = V_g a_g$$

En donde  $a_g$  es la relación superficie volumen del catalizador, L un parámetro del catalizador, N el número Mesh, cuyo significado es el número de hilos por pulgada lineal y  $d_g$  el diámetro del hilo. Con estas expresiones se calcula el volumen ocupado por el catalizador ( $V_g$ ), la altura del catalizador ( $z_g$ ), y la superficie total del catalizador  $S_g$ . Con la altura ( $z_g$ ), teniendo en cuenta que el grosor de cada capa es el grosor del hilo ( $d_g$ ), se puede calcular el número de capas ( $n_g$ ). Además, con el volumen de catalizador se calcula la masa necesaria ( $m_g$ ) a partir de la densidad.

$$n_g = \frac{z_g}{d_g}$$

$$m_g = V_g \rho_g$$

Tabla 8.3-4: Características del catalizador.

Relación superficie/volumen, $a_g$ (cm <sup>-1</sup> )	101,76
Porosidad, $\epsilon$	0,806
Volumen catalizador, $V_g$ (cm <sup>3</sup> )	1064,8
Volumen zona de reacción, $V_R$ (cm <sup>3</sup> )	5488,8
Altura de catalizador, $z_g$ (mm)	4,8
Número de capas, $n_g$	65
Masa de catalizador, $m_g$ (kg)	18,1

Fuente: Elaboración propia.

### c) Soporte del catalizador:

La malla de catalizador se encuentra a una temperatura elevada, por lo que se debe aislar del soporte de metal para minimizar las pérdidas de calor por conducción. Para ello se emplean bolas de relleno cerámicas de diferentes tamaños. Se selecciona una distribución de tamaños de forma que las de diámetro menor sirvan de soporte a la malla y su diámetro aumente progresivamente hasta llegar a las de mayor tamaño, que se soportarán sobre el plato de metal.

Se selecciona una distribución de tamaños presentada en el libro empleado como bibliografía básica (CHEMICAL ENGINEERING, Volume 3, pag 151, 2005) en el que se colocan tres capas de bolas de diferente tamaño. Para calcular el volumen ocupado por cada capa de bolas ( $V_{B,k}$ ) se tiene en cuenta la sección del reactor y la altura necesaria ( $z_{B,k}$ ), y para el cálculo de la masa ( $m_{B,k}$ ), la densidad aparente media ( $\bar{\rho}_{ap,k}$ ), Las expresiones utilizadas para el cálculo son las siguientes.

Tabla 8.3-5: Cálculo de parámetros del relleno de bolas.

	Capa 1	Capa 2	Capa 3
Altura, $z_B$ (mm)	50	75	100
Diámetro de las bolas, $d_B$ (mm)	6,35	12,7	25,4
Densidad aparente, $\rho_{ap}$ (kg/m <sup>3</sup> )	1950	1950	1905
Volumen ocupado, $V_B$ (m <sup>3</sup> )	0,05725	0,08587	0,1145
Masa, $m_B$ (kg)	112	167	218

Fuente: Elaboración propia.

El siguiente paso es la selección del plato de soporte de las bolas. Este tipo de platos se selecciona por catálogo. Se selecciona un tamaño de ranura menor que el tamaño de las bolas para evitar que éstas sobrepasen el plato. Las propiedades de este plato se presentan en la siguiente tabla.

Tabla 8.3-6: Características del plato de soporte.

Fabricante	Bilfinger
Número de malla	63
Anchura de las ranuras (cm)	1,52
altura de la malla (in)	1
Ángulo de descarga	13°

Fuente: Elaboración propia.

#### d) Cálculo del espesor del aislante:

Para el cálculo del espesor del aislante se deben tener en cuenta las pérdidas de calor por conducción a través de la pared del reactor. La zona de reacción se aísla de la pared del reactor por medio de ladrillos refractarios. Este aislamiento permite reducir la temperatura a la que se ve sometido el material de construcción del reactor además de evitar pérdidas de calor que disminuyan la conversión o la selectividad de la reacción principal. Las consideraciones tenidas en cuenta para la realización del diseño se presentan a continuación:

- La cantidad de calor que resulta permisible perder para que se considere un reactor adiabático no puede superar el 0,5% de la energía generada.
- Se considera como área de intercambio de calor tanto el área de pared con la que está en contacto la malla como el relleno de bolas
- Para el cálculo del espesor de los aislantes tanto interior como exterior, se considera una temperatura máxima de la pared del reactor de 850 °C (la temperatura máxima que soporta el material sin deformaciones es 900°C).
- Se supone que la resistencia a la convección en la pared interna es despreciable.

El aislante interior escogido es un ladrillo refractario PECO LW-1600 resistente hasta temperaturas de 1600°C. Para el aislamiento exterior se emplea Arcilla Expandida. Las ecuaciones empleadas para el cálculo son las correspondientes a las de transferencia de calor (Procesos de transferencia de calor, 1999, págs. 32-36):

Tabla 8.3-7: Ecuaciones para el aislamiento interno y externo.

Aislante interior	Aislante exterior
$\frac{Q}{L} = \frac{2 * \pi * k_1 * (T_i - T_0)}{\ln(r_0/r_i)}$	$\frac{Q}{L} = \frac{2 * \pi * k_2 * (T_0 - T_{ext})}{\ln(r_{ext}/r_0)}$

Fuente: Elaboración propia.

Para el cálculo de los espesores, se dispone del calor perdido y se calcula el espesor de aislante necesario. Los datos considerados para el dimensionamiento, así como los resultados obtenidos se presentan en las siguientes tablas:

Tabla 8.3-8: Datos de diseño del aislante.

Altura del relleno (cm)	25
Altura del aislante (cm)	28
Calor intercambiado permisible (W)	884

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 8.3-9: Diseño del aislante interior.

Tipo de aislante	PECO LW-1600
Temperatura máxima de servicio (°C)	1600
Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	1600
Composición (Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> /SiO <sub>2</sub> )	43/57
Conductividad (W/m*K)	0,7
Vida media (meses)	12
Grosor (cm)	2,02
Área exterior (m <sup>2</sup> )	1,224
Área interior (m <sup>2</sup> )	1,146
Temperatura de la pared interna (°C)	1440
Temperatura de la pared externa (°C)	850
Calor perdido (W)	22085

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 8.3-10: Diseño del aislante exterior.

Tipo de aislante	Arcilla expandida
Temperatura máxima de servicio (°C)	1000
Conductividad (W/m*K)	0,28
Vida media (meses)	12
Grosor (cm)	1,14
Área exterior (m <sup>2</sup> )	1,27
Área interior (m <sup>2</sup> )	1,224
Temperatura de la pared interna (°C)	850
Temperatura de la pared externa (°C)	40
Calor perdido (W)	22085

Fuente: Elaboración propia.

#### e) Cálculo de la caída de presión:

Una vez obtenidas las dimensiones y el tipo de relleno, se proceden a calcular las pérdidas por fricción a través del lecho. Para el cálculo de la caída de presión a través de la malla de catalizador, se emplea la correlación:

$$\frac{\Delta P}{L} = \frac{f * 2 * \rho * v_g^2}{D_h}$$

En donde la pérdida de carga por unidad de longitud depende de un factor de fricción  $f$ , la densidad y viscosidad del fluido, la velocidad a través de la malla  $v_g$  y el diámetro hidráulico  $D_h$ . Las expresiones para calcular todos estos parámetros son las siguientes.

$$f = \frac{534}{Re_{D_h}} + 0,0505$$

$$Re_{D_h} = \frac{\rho * D_h * v_g}{\mu}$$



$$D_h = \frac{4 * \epsilon}{a_g}$$

$$v_g = \frac{v_0}{\epsilon}$$

Los parámetros del catalizador han sido calculados anteriormente y la velocidad de entrada es un dato de diseño. Se seleccionan las condiciones de presión y de temperatura a la entrada por ser el fluido más denso y menos viscoso, por lo tanto, se estará tomando como criterio para el cálculo la situación más desfavorable.

Para el cálculo de la caída de presión en el relleno de bolas se emplea la ecuación de Ergun, con la que se determina la pérdida de carga que experimenta un fluido al pasar a través de un lecho fijo. La expresión utilizada para su determinación es la siguiente.

$$\frac{\Delta P}{L} = \frac{150 * \mu * (1 - \epsilon)^2 * v_0}{\epsilon^3 * d_p^2} + \frac{1,75 * (1 - \epsilon) * \rho * v_0^2}{\epsilon^3 * d_p}$$

Los resultados del cálculo de la caída de presión se presentan en la siguiente tabla:

Tabla 8.3-11: Cálculos de la caída de presión.

Reynolds, $Re_{D_h}$	135475,35
Diámetro hidráulico, $D_h$ (mm)	0,317
Velocidad a través de la malla, $v_g$ (m/s)	1,86
Viscosidad, $\mu$ (kg/m*s)	$7,4 * 10^{-5}$
Factor de fricción, f	0,054
Caída de presión en malla y soporte, $\Delta P$ (Pa)	3548,78 (0,04 bar)

Fuente: Elaboración propia.

### 8.3.2 Intercambiador de calor de casco y tubo E-R201

Se requiere un intercambiador capaz de reducir la temperatura de la corriente de productos hasta una temperatura de 300 °C con el fin de evitar la polimerización del HCN. Para ello se decide refrigerar con agua a 250 °C que se evapore y genere vapor a alta presión para su utilización en otras áreas de la planta que requieran aporte energético. Las especificaciones de esta unidad se detallan a continuación:

Tabla 8.3-12: Dimensiones del intercambiador de calor E-R201.

DATOS GENERALES	
Clase / tipo de intercambiador	B/AEL
Diámetro interno de la coraza	0,59 m
Número de tubos	479
Longitud de los tubos	3,05
Diámetro externo de los tubos	0,0191 m
Diámetro interno de los tubos	0,0157 m
Arreglo de los tubos	Trigonal 60
Paso de los tubos	0,02 m
Número de pasos por los tubos	1
Número de baffles	13
Separación entre baffles	0,12
Segmentación de baffles	15%
Tipo de baffles	Simple segmentación

Fuente: ChemCAD.

Tabla 8.3-13: Datos de transferencia de calor del intercambiador de calor E-R201.

DATOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR	
Área efectiva de transferencia	85,10 m <sup>2</sup>
Área requerida	82,21 m <sup>2</sup>
U (calculado / de servicio)	111,29 / 107,51 kcal / (h*m <sup>2</sup> *°C)
Calor calculado	3643303,5 kcal/h
Calor especificado	3519603 kcal/h
Exceso de área	5,00%
Factor de obstrucción	2,048 E-0,04
Delta P (coraza / tubos)	0,11 / 0,05 bar
Coefficiente de película para la coraza	10103,8 kcal / (h*m <sup>2</sup> *°C)
Coefficiente de película para los tubos	144,25 kcal / (h*m <sup>2</sup> *°C)

Fuente: ChemCAD.

### 8.3.3 Intercambiador de calor de casco y tubo E-201

Esta unidad debe reducir la temperatura de la corriente de productos recién salida del reactor hasta los 80 °C para facilitar la absorción posterior del amoníaco en una torre empacada. Para ello se decide refrigerar con agua a 30 °C. Las especificaciones de esta unidad se detallan a continuación:

Tabla 8.3-14: Dimensiones del intercambiador de calor E-201.

DATOS GENERALES E-201	
Clase / tipo de intercambiador	B/AEL
Diámetro interno de la coraza	0,39 m
Número de tubos	198
Longitud de los tubos	3,05 m
Diámetro externo de los tubos	0,0191 m
Diámetro interno de los tubos	0,0157 m
Arreglo de los tubos	Trigonal 60
Paso de los tubos	0,02 m
Número de pasos por los tubos	1
Número de baffles	12
Separación entre baffles	0,13
Segmentación de baffles	15%
Tipo de baffles	Simple segmentación

Fuente: ChemCAD.

Tabla 8.3-15: Datos de transferencia de calor del intercambiador de calor E-201.

DATOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR E-201	
Área efectiva de transferencia	20,77 m <sup>2</sup>
Área requerida	14,35 m <sup>2</sup>
U (calculado / de servicio)	563,28 / 389,26 kcal / (h*m <sup>2</sup> *°C)
Calor calculado	1076190 kcal/h
Calor especificado	743715 kcal/h
Exceso de área	44,00%
Factor de obstrucción	2,048 E-0,04
Delta P (coraza / tubos)	0,3 / 0,02 bar
Coefficiente de película para la coraza	4413 kcal / (h*m <sup>2</sup> *°C)
Coefficiente de película para los tubos	1147 kcal / (h*m <sup>2</sup> *°C)

Fuente: ChemCAD.

### 8.3.4 Mezclador estático ME-201

Esta unidad mezcla la corriente F14 de ácido sulfúrico al 86% con la corriente de reciclo F19 de sulfato de amonio, agua y ácido sulfúrico dando como resultado la corriente F15 que ingresará posteriormente al absorbedor de amoníaco.

De acuerdo con el diámetro de la cañería se fija la velocidad para la mezcla en 80 mm, teniendo en cuenta el mismo se calcula la velocidad del fluido en la unidad.

$$D_c = 0,08 \text{ m}$$

$$Q_{vl} = 16,56 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$v_l = \frac{Q_{vl}}{\frac{\pi * D_c^2}{4}} = 0,91 \text{ m/s}$$

Esta unidad es un mezclador estático, que se compone de ciertas placas para desviar el fluido generando turbulencia en el mismo. Para la operación se adopta el modelo SV-5/80 de la firma ETENOO MACHINERY CO. Las especificaciones de la unidad se detallan a continuación.

Tabla 8.3-16: Descripción del mezclador ME-201.

Caudal de alimentación admisible	(9-18) m <sup>3</sup> /h
Rango de presión	(0,5-5) bar
Diámetro de la cañería	0,08 m
Longitud de la cañería	1 m
Velocidad de desplazamiento	0,91 m/s
Material	Acero 316
Número de elementos internos	4

Fuente: Elaboración propia.

### 8.3.5 Intercambiador de calor E-202

Esta unidad debe reducir la temperatura de la corriente F15 de agua, ácido sulfúrico y sulfato de amonio desde los 64 °C hasta los 35 °C para facilitar la absorción posterior del amoníaco en una torre empacada. Para ello se decide refrigerar con agua a 30 °C. Las especificaciones de esta unidad se detallan a continuación:

Tabla 8.3-17: Dimensiones del intercambiador de calor E-202.

DATOS GENERALES E-202	
Clase / tipo de intercambiador	B/AEL
Diámetro interno de la coraza	0,30 m
Número de tubos	111
Longitud de los tubos	4,88
Diámetro externo de los tubos	0,0191 m
Diámetro interno de los tubos	0,0157 m
Arreglo de los tubos	Trigonal 60
Paso de los tubos	0,02 m
Número de pasos por los tubos	2
Número de baffles	20
Separación entre baffles	0,23 m
Segmentación de baffles	23%
Tipo de baffles	Simple segmentación

Fuente: ChemCAD.

Tabla 8.3-18: Datos de transferencia de calor del intercambiador de calor E-202.

DATOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR E-202	
Área efectiva de transferencia	63,87 m <sup>2</sup>
Área requerida	60,95 m <sup>2</sup>
U (calculado / de servicio)	968,21 / 923,96 kcal / (h*m <sup>2</sup> *°C)
Calor calculado	447763 kcal/h
Calor especificado	427296 kcal/h
Exceso de área	5,00%
Factor de obstrucción	2,048 E-0,04
Delta P (coraza / tubos)	0,25 / 0,08 bar
Coeficiente de película para la coraza	4409 kcal / (h*m <sup>2</sup> *°C)
Coeficiente de película para los tubos	3168 kcal / (h*m <sup>2</sup> *°C)

Fuente: ChemCAD.

Son necesarias dos unidades colocadas en serie de las dimensiones antes detalladas anteriormente.

### 8.3.6 Dimensionamiento columna C-201

Se trata del equipo necesario para recuperar el amoníaco presente en la corriente de gases previamente enfriados a la salida del reactor catalítico R-201. La alimentación líquida es una solución diluida de ácido sulfúrico y sulfato de amonio. Por el tope egresa una corriente con un contenido ínfimo de amoníaco, y por el fondo, una solución levemente ácida de sulfato de amonio.

Dentro de la torre no sólo ocurre la absorción de amoníaco en la corriente líquida, sino que a su vez se da la siguiente reacción.



Es una reacción de neutralización instantánea y altamente exotérmica. La torre operará a una presión de 1,7 bar, y una temperatura de 65°C. El balance de masa de la unidad es el siguiente:

Tabla 8.3-19: Balance de masa de la columna C-201.

Equipo: C-201					
Descripción del equipo: Absorbedor/reactor de amoníaco					
Corriente	Tipo de corriente	Componente	Fracción másica	Caudal (kg/h)	Total (kg/h)
F12	Entrada	NH <sub>3</sub>	0,026843152	218,480444	8133
		CH <sub>4</sub>	0,012175719	99,39	
		O <sub>2</sub>	0,001861374	15,15	
		N <sub>2</sub>	0,653385181	5318,17	
		CO	0,030261145	245,67	
		CO <sub>2</sub>	3,93E-05	0,32	
		H <sub>2</sub>	0,000205964	1,6763	
		H <sub>2</sub> O	0,198239374	1609,34	
		HCN	0,076793995	625,037	
F16	Entrada	H <sub>2</sub> O	0,563811177	14028,28	25017
		(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,025265393	10348,5	
		H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,410922248	641,03	
F17	Salida	NH <sub>3</sub>	0	Traza	6881,73
		CH <sub>4</sub>	0,014398942	99,39	

		O <sub>2</sub>	0,002201251	15,15	
		N <sub>2</sub>	0,772689958	5318,17	
		CO	0,035786675	245,67	
		CO <sub>2</sub>	4,65E-05	0,32	
		H <sub>2</sub>	0,000243572	1,6763	
		H <sub>2</sub> O	0,083816083	576,31	
		HCN	0,090816183	625,037	
F18	Salida	H <sub>2</sub> O	0,576453377	15073,9	26285,53
		H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,000450665	11,93	
		(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,423095958	11199,689	

Fuente: Elaboración propia.

Para el diseño de la torre de absorción/reacción se deben definir las condiciones de operación y los parámetros del relleno (Treybal, págs. 219-232).

Tabla 8.3-20: Condiciones de operación en la columna C-201.

Variable	Descripción	Valor	Unidad
T	Temperatura operativa del absorbedor	65	°C
P	Presión operativa del absorbedor	1,7	bar
$G_m$	Caudal másico de la corriente gaseosa	2,265	kg/s
$\rho_G$	Densidad media del gas	1,56	kg/m <sup>3</sup>
$\mu_G$	viscosidad media del gas	0.0000155	Pa.s
$p_e$	Presión parcial de entrada	0,03856	
$p_s$	Presión parcial de salida	0	
$L_m$	Caudal másico corriente líquida	6,95	kg/s
$\rho_L$	Densidad media del líquido	1526	kg/m <sup>3</sup>
$\mu_L$	viscosidad media del líquido	0.00046	Pa.s

Fuente: Elaboración propia.

Se seleccionó una Torre Rellena, con Anillos de Raschig de cerámica de 2", con ordenamiento aleatorio. Para la selección de relleno sobre platos, se tomó en cuenta:

- i. Diámetro pequeño de torre.
- ii. Corriente líquida ácida y corrosiva.

Para la selección de Anillo de Raschig, prevaleció la simplicidad de este tipo de relleno. El mismo criterio se tuvo para elegir relleno al azar sobre regular. El tamaño de 2" en principio se tomó de manera tentativa. En cuanto al material del relleno, se tuvo en cuenta que este debía ser:

- Químicamente inerte frente a los fluidos de la torre.
- Resistente a altas temperaturas.
- Resistente mecánicamente.
- Costo razonable.

El plástico se descarta por las condiciones de operación. El metal, sobre todo acero inoxidable, cumpliría con la resistencia, pero son de elevado costo económico. Por lo tanto, el material seleccionado fue cerámica.

Tabla 8.3-21: Parámetros de la columna C-201.

Variable	Descripción	Valor	Unidad
Abs Eckert	Abcisa de correlación gráfica de Eckert	0,1	
$Abs = \frac{L'}{G'} \left( \frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G} \right)^{0,5}$			
Ord Eckert 400	Ordenada de correlación de Eckert	0,0675	
$Ord = \frac{G'^2 c_f \mu_L^{0,1}}{\rho_G (\rho_L - \rho_G)}$			

$G' = G_m/S$	Flujo másico de gas	2,31	kg/m <sup>2</sup> .s
$S = G_m/G'$	Sección de a torre	0,9815	m <sup>2</sup>
D	Diámetro de la torre	1,12	m

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 8.3-22: Parámetros del relleno de la columna C-201.

Variable	Descripción	Valor	Unidad
$M_G$	Masa molar del gas	0,0245	kg/mol
$M_G = \sum_{i=1}^n M_i * y_i$			
$G$	Flujo molar gaseoso	110	mol/m <sup>2</sup> .s
$G'$	Flujo másico gaseoso	2,31	kg/m <sup>2</sup> .s
$\rho_G$	Densidad media del gas	1,56	kg/m <sup>3</sup>
$\mu_G$	Viscosidad media del gas	0.0000155	Pa.s
$L$	Flujo molar de líquido	244,33	mol/m <sup>2</sup> .s
$L'$	Flujo másico de líquido	7,2	kg/m <sup>2</sup> .s
$\rho_L$	Densidad media del líquido	1526	kg/m <sup>3</sup>
$\mu_L$	viscosidad media del líquido	0.00046	Pa.s
$d_s$	Diámetro efectivo	0,0725	m
$\beta$	Constante de retención del empaque	0,562	
$\beta = 1,508d_s^{0,376}$			
$\varphi_{LSW}$	Retención estática referida al agua	0,00591	
$\varphi_{LSW} = \frac{2,47x10^{-4}}{d_s^{1,21}}$			
$\varphi_{Ltw}$	Retención total referida al agua	0,05	
$\varphi_{Ltw} = \frac{2,09x10^{-6}(737,5 L)^\beta}{d_s^2}$			
$\varphi_{LOW}$	Retención operativa referida al agua	0,0441	
$\varphi_{LOW} = \varphi_{Ltw} - \varphi_{LSW}$			
$\sigma$	Tensión superficial referida al agua	0,065	N/m
H	Factor de corrección (para $\mu_L < 0,012$ )	0,767	
$H = \left[ \frac{975,7L^{0,57}\mu_L^{0,13}}{\rho_L^{0,84}(2,024L^{0,43} - 1)} \right] \left( \frac{\sigma}{0,073} \right)^{0,1737 - 0,262L'}$			
$\varphi_{Lo}$	Retención operativa	0,0338	
$\varphi_{Lo} = \varphi_{LOW}H$			
$\varphi_{LS}$	Retención estática	0,00275	
$\varphi_{LS} = \frac{4,23*10^{-3}\mu_L^{0,04}\sigma^{0,55}}{d_s^{1,56}\rho_L^{0,37}}$			
$\varphi_{Lt}$	Retención total	0,0365	
$\varphi_{Lt} = \varphi_{LS} + \varphi_{Lo}$			
$\varepsilon$	Porosidad	0,74	
$\varepsilon_{Lo}$	Porosidad operativa	0,70345	
$\varepsilon_{Lo} = \varepsilon - \varphi_{Lt}$			
m	Factor m de corrección de Schulman	34,03	
n	Factor n de corrección de Schulman	0	
P	Factor p de corrección de Schulman	0,362	
$a_w$	Área interfacial, líquidos acuosos	70,1	m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>
$a_w = m \left( \frac{808G'}{\rho_G^{0,5}} \right)^n L^p$			
$a_A$	Área interfacial	53,72	m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>
$a_A = a_w \left( \frac{\varphi_{Lo}}{\varphi_{LOW}} \right)$			

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 8.3-23: Propiedades de las corrientes de la columna C-201.

Variable	Descripción	Valor	Unidad
<b>AMONÍACO</b>			
$D_{AG}$	Difusividad del amoníaco en el gas	1,92x10 <sup>-5</sup>	m <sup>2</sup> /s

$Sc_{AG}$	Número de Schmidt en el gas	0,52	
$Sc_{AG} = \frac{\mu_G}{\rho_G D_G}$			
$D_{AL}$	Difusividad del amoníaco en el líquido	$5,3 \times 10^{-9}$	m <sup>2</sup> /s
$D_{AL} = \frac{7,4 \times 10^{-8} (\phi_L M_L)^{0,5} T}{\mu_L V_A}$			
<small><math>\mu_L</math> (viscosidad del solvente en cp) <math>V_A</math> (Volumen molar del soluto en el punto normal de ebullición = 25,8) <math>\phi_L</math> (Parametro de asociación del solvente = 2,6 para el agua)</small>			
$Sc_{AL}$	Número de Schmidt en el líquido	57	
$Sc_{AL} = \frac{\mu_L}{\rho_L D_L}$			
$k_{AG}$	Coficiente de transferencia fase gaseosa	6,45	mol/m <sup>2</sup> .s
$k_{AG} = \frac{1,95G}{Sc_{AG}^{2/3}} \left[ \frac{d_s G'}{\mu_G (1 - \varepsilon_{Lo})} \right]^{-0,36}$			
$k_{AL}$	Coficiente de transferencia fase líquida	17,4	mol/m <sup>2</sup> .s
$k_{AL} = 25,1 \left( \frac{d_s L'}{\mu_L} \right)^{0,45} \frac{Sc_{AL}^{0,5} D_{AL} \rho_L}{d_s M_L}$			
<b>ÁCIDO SULFÚRICO</b>			
$D_{BL}$	Difusividad del ácido en el líquido	$2,66 \times 10^{-10}$	m <sup>2</sup> /s
$Sc_{BL}$	Número de Schmidt en el líquido	483	
$k_{BL}$	Coficiente de transferencia fase líquida	13,29	mol/m <sup>2</sup> .s

Fuente: Elaboración propia.

La ecuación general de diseño de una torre de absorción reactiva es la siguiente (Levenspiel, Ingeniería de las reacciones químicas, pág. 456 y 473):

$$z = \frac{G}{P} \int_{P_{A1}}^{P_{A2}} \frac{dp_A}{-r'_A a}$$

En esta ecuación, en caso de no haber grandes discrepancias entre el flujo de inertes que pasa por la columna con el flujo total, se puede usar indistintamente uno u otro.

Se debe hallar una expresión apropiada para la velocidad de reacción considerando que la reacción global está compuesta por las siguientes etapas simultaneas:

- Difusión del amoníaco en la película gaseosa.
- Difusión del amoníaco en la película líquida.
- Difusión del ácido en la película líquida.
- Reacción en el plano de contacto.

La reacción de neutralización cuenta con una constante cinética muy elevada, se considera instantánea, por lo tanto, esta etapa no resulta controlante, y tampoco representa una resistencia al proceso global.

Si la concentración de ácido en el líquido es lo suficientemente alta, se la puede considerar constante en la película y no controlante. Para ello, se debe evaluar:

$$C_B \geq \frac{b k_{AG} P_A}{k_{BL} RT} = 0,005 \text{ mol/l}$$

La concentración media de ácido en la corriente líquida es de 0,23 mol/l, superior a la mínima según la expresión anterior. Por lo tanto, la difusión del ácido en la película líquida no representa una resistencia al proceso global.

Al cumplirse estas dos condiciones, el plano de reacción se desplaza hacia la interface. Por lo tanto, la difusión del amoniaco en la película líquida no forma parte del proceso. Lo explicado se puede ver más en detalle en la siguiente gráfica.

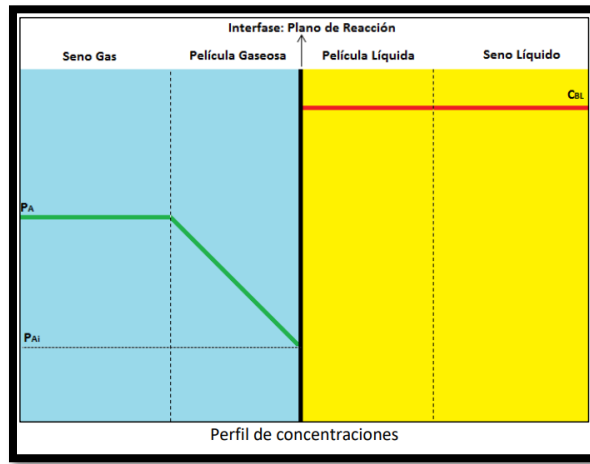


Figura 8.3-3: Perfil de presión parcial y concentración.

Finalmente, la etapa controlante es la difusión del amoniaco en la película gaseosa, y la expresión de la velocidad de reacción resulta en:

$$-r_A'' = k_{AG} p_A$$

La ecuación final de diseño es:

$$z = \frac{G_i}{S P k_{AG} a_A} \int_{p_{A1}}^{p_{A2}} \frac{dp_A}{p_A}$$

Tabla 8.3-24: Especificaciones finales de la columna C-201.

Variable	Descripción	Valor	Unidad
$G_i$	Caudal molar de inertes	88,83	mol/s
S	Sección de la torre	0,9815	m <sup>2</sup>
$a_A$	Área interfacial	53,72	m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>
$k_{AG}$	C.Transferencia fase gaseosa	6,45	mol/m <sup>2</sup> .s
P	Presión de operación	1,7	bar
$p_e$	Presión parcial de entrada	0,03856	bar
$p_s$	Presión parcial de salida	$5 \cdot 10^{-8}$	bar
Función a integrar			
$\int_{p_s}^{p_e} \frac{dp_A}{p_A}$			
Integral	$\ln(p_e/p_s)$	13,55	
z	Altura de relleno	2,08	m

Fuente: Elaboración propia.

### 8.3.7 Mezclador estático ME-202

Esta unidad mezcla la corriente F22 de hidróxido de sodio al 50% con la corriente de reciclo F27 de cianuro de sodio, agua e hidróxido de sodio dando como resultado la corriente F23 que ingresará posteriormente al absorbedor de HCN.



De acuerdo con el diámetro de la cañería se fija la velocidad para la mezcla en 100 mm, teniendo en cuenta el mismo se calcula la velocidad del fluido en la unidad.

$$D_c = 0,1 \text{ m}$$

$$Q_{vl} = 26,08 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$v_l = \frac{Q_{vl}}{\frac{\pi * D_c^2}{4}} = 0,92 \text{ m/s}$$

Esta unidad es un mezclador estático, que se compone de ciertas placas para desviar el fluido generando turbulencia en el mismo. Para la operación deseada se adopta el modelo SV-5/100 de la firma ETENOO MACHINERY CO. Las especificaciones de la unidad se detallan a continuación.

Tabla 8.3-25: Descripción del mezclador M-202.

Caudal de alimentación admisible	(14-28) m <sup>3</sup> /h
Rango de presión	(0,5-5) bar
Diámetro de la cañería	0,1 m
Longitud de la cañería	1,2 m
Velocidad de desplazamiento	0,92 m/s
Material	Acero 316
Número de elementos internos	4

Fuente: Elaboración propia.

### 8.3.8 Intercambiador de calor E-203

Esta unidad debe reducir la temperatura de la corriente F23 de agua, hidróxido de sodio y cianuro de sodio desde los 57,8 °C hasta los 35 °C para facilitar la absorción posterior del HCN en una torre empacada. Para ello se decide refrigerar con agua a 30 °C. Las especificaciones de esta unidad se detallan a continuación:

Tabla 8.3-26: Dimensiones del intercambiador de calor E-203.

DATOS GENERALES E-203	
Clase / tipo de intercambiador	B/AEL
Diámetro interno de la coraza	0,44 m
Número de tubos	214
Longitud de los tubos	4,88
Diámetro externo de los tubos	0,0191 m
Diámetro interno de los tubos	0,0157 m
Arreglo de los tubos	Trigonal 60
Paso de los tubos	0,02 m
Número de pasos por los tubos	4
Número de baffles	25
Separación entre baffles	0,18 m
Segmentación de baffles	19%
Tipo de baffles	Simple segmentación

Fuente: ChemCAD.

Tabla 8.3-27: Datos de transferencia de calor del intercambiador de calor E-203.

DATOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR E-203	
Área efectiva de transferencia	121,91 m <sup>2</sup>
Área requerida	99,32 m <sup>2</sup>
U (calculado / de servicio)	887,97 / 723,47 kcal / (h*m <sup>2</sup> *°C)

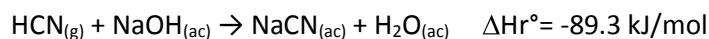
Calor calculado	568481 kcal/h
Calor especificado	463169 kcal/h
Exceso de área	22,74%
Factor de obstrucción	2,048 E-0,04
Delta P (coraza / tubos)	0,25 / 0,24 bar
Coefficiente de película para la coraza	3434 kcal / (h*m <sup>2</sup> *°C)
Coefficiente de película para los tubos	2945 kcal / (h*m <sup>2</sup> *°C)

Fuente: ChemCAD.

Son necesarias dos unidades colocadas en serie de las dimensiones antes detalladas anteriormente.

### 8.3.9 Dimensionamiento columna C-202

En esta unidad se hace reaccionar en HCN en una torre de absorción/reacción con una solución de NaOH alimentada levemente en exceso respecto de la estequiometría de la reacción. Por el tope egresa una corriente con una mínima traza de HCN y por el fondo una solución de cianuro de sodio, hidróxido de sodio y una cantidad pequeña de carbonato de sodio. Dado que la cantidad de carbonato de sodio generado por reacción es muy pequeña, para el diseño se considera solamente la reacción principal.



Se trata de una reacción de neutralización instantánea y al exotérmica. La torre operará a una presión de 1,65 bar, y una temperatura de 60°C. El balance de masa de la unidad es el siguiente:

Tabla 8.3-28: Caudales para el dimensionamiento de la columna C-202.

Equipo: C-202					
Descripción del equipo: Columna de absorción/reacción de HCN					
Corriente	Tipo de corriente	Componente	Fracción másica	Caudal (kg/h)	Total (kg/h)
F17	Entrada	NH <sub>3</sub>	0	Traza	6881,74
		CH <sub>4</sub>	0,014398942	99,39	
		O <sub>2</sub>	0,002201251	15,15	
		N <sub>2</sub>	0,772689958	5318,17	
		CO	0,035786675	245,67	
		CO <sub>2</sub>	4,65E-05	0,32	
		H <sub>2</sub>	0,000243572	1,6763	
		H <sub>2</sub> O	0,083816083	576,31	
F24	Entrada	NaOH	0,037518253	975	28665,89
		H <sub>2</sub> O	0,555656449	16081,35	
		NaCN	0,40591936	11601,694	
		Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,000276086	7,839	
F26	Salida	H <sub>2</sub> O	0,561714499	16616,847	29410
		NaOH	0,004985038	49,4	
		NaCN	0,433003945	12735,12	
		Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,000294478	8,605	
F25	Salida	NH <sub>3</sub>	0	Traza	6137,267
		CH <sub>4</sub>	0,016373399	99,3958	
		O <sub>2</sub>	0,002503098	15,44	
		N <sub>2</sub>	0,878645188	5318,17	
		CO	0,040693928	245,67	
		CO <sub>2</sub>	0	Traza	

		H2	0,00027691	1,676	
		H2O	0,061508468	457,586	
		HCN	0	Traza	

Fuente: Elaboración propia.

Para el diseño de la torre de absorción/reacción se deben definir las condiciones de operación y los parámetros del relleno (Treybal, págs. 219-232).

Tabla 8.3-29: Condiciones de operación de la columna C-202.

Variable	Descripción	Valor	Unidad
T	Temperatura operativa del absorbedor	60	°C
P	Presión operativa del absorbedor	1,65	bar
$G_m$	Caudal másico de la corriente gaseosa	1,912	kg/s
$\rho_G$	Densidad media del gas	1,69	kg/m <sup>3</sup>
$\mu_G$	viscosidad media del gas	0.0000148	Pa.s
$p_e$	Presión parcial de entrada	0,08852	
$p_s$	Presión parcial de salida	0	
$L_m$	Caudal másico corriente líquida	7,96	kg/s
$\rho_L$	Densidad media del líquido	1089	kg/m <sup>3</sup>
$\mu_L$	viscosidad media del líquido	0.00057	Pa.s

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 8.3-30: Parámetros de la columna C-202.

Variable	Descripción	Valor	Unidad
Abs Eckert	Abscisa de correlación gráfica de Eckert	0,164	
$Abs = \frac{L'}{G'} \left( \frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G} \right)^{0,5}$			
Ord Eckert 400	Ordenada de correlación de Eckert	0,055	
$Ord = \frac{G'^2 c_f \mu_L^{0,1}}{\rho_G (\rho_L - \rho_G)}$			
$G' = G_m/S$	Flujo másico de gas	1,8115	kg/m <sup>2</sup> s
$S = G_m/G'$	Sección de a torre	1,0555	m <sup>2</sup>
D	Diámetro de la torre	1,16	m

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 8.3-31: Parámetros del relleno de la columna C-202.

Variable	Descripción	Valor	Unidad
$M_G$	Masa molar del gas	0,0245	kg/mol
$M_G = \sum_{i=1}^n M_i * y_i$			
$G$	Flujo molar gaseoso	68,79	mol/m <sup>2</sup> s
$G'$	Flujo másico gaseoso	1,8115	kg/m <sup>2</sup> s
$\rho_G$	Densidad media del gas	1,69	kg/m <sup>3</sup>
$\mu_G$	Viscosidad media del gas	0.0000148	Pa.s
$L$	Flujo molar de líquido	301,75	mol/m <sup>2</sup> s
$L'$	Flujo másico de líquido	7,52	kg/m <sup>2</sup> s
$\rho_L$	Densidad media del líquido	1089	kg/m <sup>3</sup>
$\mu_L$	viscosidad media del líquido	0.00057	Pa.s
$d_s$	Diámetro efectivo	0,0725	m
$\beta$	Constante de retención del empaque	0,562	
$\beta = 1,508 d_s^{0,376}$			
$\varphi_{LsW}$	Retención estática referida al agua	0,00591	
$\varphi_{LsW} = \frac{2,47 \times 10^{-4}}{d_s^{1,21}}$			
$\varphi_{Ltw}$	Retención total referida al agua	0,0505	
$\varphi_{Ltw} = \frac{2,09 \times 10^{-6} (737,5 L)^\beta}{d_s^2}$			
$\varphi_{Low}$	Retención operativa referida al agua	0,0446	
$\varphi_{Low} = \varphi_{Ltw} - \varphi_{LsW}$			
$\sigma$	Tensión superficial referida al agua	0,065	N/m

H	Factor de corrección (para $\mu_L < 0,012$ )	1,056	
$H = \left[ \frac{975,7L^{0,57}\mu_L^{0,13}}{\rho_L^{0,84}(2,024L^{0,43} - 1)} \right] \left( \frac{\sigma}{0,073} \right)^{0,1737 - 0,262L}$			
$\varphi_{Lo}$	Retención operativa	0,0471	
$\varphi_{Lo} = \varphi_{Low}H$			
$\varphi_{Ls}$	Retención estática	0,00314	
$\varphi_{Ls} = \frac{4,23 \cdot 10^{-3} \mu_L^{0,04} \sigma^{0,55}}{d_s^{1,56} \rho_L^{0,37}}$			
$\varphi_{Lt}$	Retención total	0,05024	
$\varphi_{Lt} = \varphi_{Ls} + \varphi_{Lo}$			
$\varepsilon$	Porosidad	0,74	
$\varepsilon_{Lo}$	Porosidad operativa	0,6897	
$\varepsilon_{Lo} = \varepsilon - \varphi_{Lt}$			
m	Factor m de corrección de Schulman	34,03	
n	Factor n de corrección de Schulman	0	
p	Factor p de corrección de Schulman	0,362	
$a_w$	Área interfacial, líquidos acuosos	71,2	m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>
$a_w = m \left( \frac{808G}{\rho_G^{0,5}} \right)^n L^p$			
$a_A$	Área interfacial	75,2	m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>
$a_A = a_w \left( \frac{\varphi_{Lo}}{\varphi_{Low}} \right)$			

Fuente: Elaboración propia.

Para el cálculo de la difusividad se considera un sistema compuesto por HCN-N<sub>2</sub> dado que son los componentes mayoritarios de la mezcla; para obtener este parámetro se utiliza la siguiente ecuación (Welty, págs. 550 y 559-561).

$$D_{HCN-N_2} = \frac{0,001858 T^{1,5} \left( \frac{1}{M_{HCN}} + \frac{1}{M_{N_2}} \right)^{0,5}}{P \sigma_{HCN-N_2} \Omega_D}$$

Tabla 8.3-32: Parámetros para el cálculo de la difusividad.

Variable	Descripción	Valor	Unidad
$M_{HCN}$	Masa molar de HCN	27	g/mol
$M_{N_2}$	Masa molar de N <sub>2</sub>	28	g/mol
$\sigma_{HCN}$	Parámetro de Lennard-Jones		Å
$\sigma_{N_2}$	Parámetro de Lennard-Jones	6,45	Å
$\sigma_{HCN-N_2}$	Diámetro de colisión	1,7	Å
$\sigma_{HCN-N_2} = \frac{(\sigma_{HCN} + \sigma_{N_2})}{2}$			
$\epsilon_{HCN}/k$	Energía característica del HCN dividido en la constante de Boltzmann	569,1	°K
$\epsilon_{N_2}/k$	Energía característica del N <sub>2</sub> dividido en la constante de Boltzmann	71,4	°K
$\epsilon_{HCN-N_2}/k$	Energía característica del sistema HCN-N <sub>2</sub> dividido en la constante de Boltzmann	201,58	°K
$\frac{\epsilon_{AB}}{k} = \left( \frac{\epsilon_A}{k} * \frac{\epsilon_B}{k} \right)^{0,5}$			
$T^* = T / \frac{\epsilon_{AB}}{k}$	Temperatura adimensional	1,65	
$\Omega_D$	Integral de colisión	1,1544	

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 8.3-33: Parámetros de las corrientes de la columna C-202.

Variable	Descripción	Valor	Unidad
<b>AMONÍACO</b>			
$D_{AG}$	Difusividad del HCN en N <sub>2</sub>	1,127x10 <sup>-5</sup>	m <sup>2</sup> /s
$Sc_{AG}$	Número de Schmidt en el gas	0,7786	

$Sc_{AG} = \frac{\mu_G}{\rho_G D_G}$			
$D_{AL}$	Difusividad del amoníaco en el líquido	3,96x10 <sup>-9</sup>	m <sup>2</sup> /s
$D_{AL} = \frac{7,4 \times 10^{-8} (\phi_L M_L)^{0,5} T}{\mu_L V_A}$			
<small><math>\mu_L</math> (viscosidad del solvente en cp) <math>V_A</math> (Volumen molar del soluto en el punto normal de ebullición = 25,8) <math>\phi_L</math> (Parametro de asociación del solvente = 2,6 para el agua)</small>			
$Sc_{AL}$	Número de Schmidt en el líquido	132	
$Sc_{AL} = \frac{\mu_L}{\rho_L D_L}$			
$k_{AG}$	Coefficiente de transferencia fase gaseosa	3,945	mol/m <sup>2</sup> s
$k_{AG} = \frac{1,95G}{Sc_{AG}^{2/3}} \left[ \frac{d_s G'}{\mu_G (1 - \epsilon_{Lo})} \right]^{-0,36}$			
$k_{AL}$	Coefficiente de transferencia fase líquida	20,91	mol/m <sup>2</sup> s
$k_{AL} = 25,1 \left( \frac{d_s L'}{\mu_L} \right)^{0,45} \frac{Sc_{AL}^{0,5} D_{AL} \rho_L}{d_s M_L}$			
<b>ÁCIDO SULFÚRICO</b>			
$D_{BL}$	Difusividad del ácido en el líquido	5,23x10 <sup>-9</sup>	m <sup>2</sup> /s
$Sc_{BL}$	Número de Schmidt en el líquido	98,2	
$k_{BL}$	Coefficiente de transferencia fase líquida	24,27	mol/m <sup>2</sup> s

Fuente: Elaboración propia.

La ecuación general de diseño de una torre de absorción reactiva es la siguiente (Ingeniería de las reacciones químicas , pág. 456 y 473):

$$z = \frac{G}{P} \int_{P_{A1}}^{P_{A2}} \frac{dp_A}{-r_A'' a}$$

Se debe hallar una expresión apropiada para la velocidad de reacción considerando que la reacción global está compuesta por las siguientes etapas simultaneas:

- Difusión del HCN<sub>(g)</sub> en la película gaseosa.
- Difusión del HCN<sub>(g)</sub> en la película líquida.
- Difusión del NaOH<sub>(ac)</sub> en la película líquida.
- Reacción en el plano de contacto.

Al igual que el caso anterior, la reacción de neutralización cuenta con una constante cinética muy elevada, se considera instantánea, por lo tanto, esta etapa no resulta controlante, y tampoco representa una resistencia al proceso global.

Si la concentración de NaOH en el líquido es lo suficientemente alta, se la puede considerar constante en la película y no controlante. Para ello, se debe evaluar:

$$C_B \geq \frac{bk_{AG} P_A}{k_{BL} RT} = 0,00052 \text{ mol/l}$$

La concentración media del NaOH en la corriente líquida es de 1,68 mol/l, siendo muy superior a la mínima según la expresión anterior. Por lo tanto, la difusión del NaOH en la película líquida no representa una resistencia al proceso global.

Al cumplirse estas dos condiciones, el plano de reacción se desplaza hacia la interface. Por lo tanto, la difusión del HCN en la película líquida no forma parte del proceso.

Finalmente, la etapa controlante es la difusión del HCN en la película gaseosa, y la expresión de la velocidad de reacción resulta en:

$$-r_A'' = k_{AG} p_A$$

La ecuación final de diseño es:

$$z = \frac{G_i}{S P k_{AG} a_A} \int_{P_{A1}}^{P_{A2}} \frac{dp_A}{p_A}$$

Tabla 8.3-34: Especificaciones finales de la columna C-202.

Variable	Descripción	Valor	Unidad
$G_i$	Caudal molar de inertes	66,15	mol/s
$S$	Sección de la torre	1,055	m <sup>2</sup>
$a_A$	Área interfacial	75,2	m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>
$k_{AG}$	C.Transferencia fase gaseosa	3,945	mol/m <sup>2</sup> s
$P$	Presión de operación	1,65	bar
$p_e$	Presión parcial de entrada	0,08857	bar
$p_s$	Presión parcial de salida	5*10 <sup>-8</sup>	bar
Función a integrar			
$\int_{p_s}^{p_e} \frac{dp_A}{p_A}$			
Integral	$\ln(p_e/p_s)$	13,55	
$z$	Altura de relleno	2,08	m

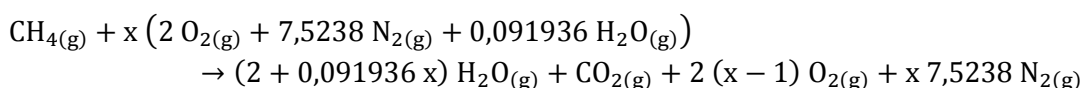
Fuente: Elaboración propia.

## 8.4 [Zona 300]-Evaporación y cristalización de la solución de NaCN

### 8.4.1 Secador por aspersión DR-301

La corriente F28 el cual corresponde a una solución cercana al punto de saturación en NaCN ingresará a un secador por aspersión el cual llevará al producto a su contenido de humedad requerido para poder ser comercializado. La mezcla metano/aire se precalentará hasta los 245 °C antes de ingresar a la cámara de combustión de la unidad. Posteriormente los gases de combustión ingresarán a la cámara de secado a 450 °C y la abandonarán a 100 °C llevando consigo casi la totalidad de la humedad de la solución atomizada.

Se hace uso de software ChemCAD para determinar el exceso de aire necesario para que la temperatura de los gases de secado no supere los 450 °C. Para ello se asume que el aire ambiente que se utiliza se encuentra inicialmente a una temperatura de 25 °C y una HR=30%. En estas condiciones, la ecuación estequiométrica para la combustión del metano con un exceso "x" de aire y la humedad preestablecida es la siguiente:



$$\Delta H_r^\circ = -802,36 \text{ kJ/mol}$$

Interprétese que incrementar el flujo de aire conduciría a una temperatura final más baja de los gases de combustión. Para que la temperatura final de estos gases sea de 450 °C, x=13. Cualquier valor de x > 13 resulta en una temperatura menor a la requerida en esta unidad. Los datos de operación se muestran en la siguiente tabla.

Tabla 8.4-1: Parámetros de operación del secador por aspersión DR-301.

Variable	Descripción	Valor	Unidad
$x_{w1}$	Porcentaje de humedad en la alimentación	0,565	-
$x_{s1}$	Porcentaje de solidos en la alimentación	0,435	-

$X_{w1}$	Relación másica de humedad en la alimentación	1,299	$kg_{H_2O}/kg_{sólido\ seco}$
$X_{w1} = \frac{x_{w1}}{1 - x_{w1}}$			
$x_{w2}$	Porcentaje de humedad en el producto	0,005	
$x_{s2}$	Porcentaje de sólidos en el producto	0,995	
$X_{w2}$	Relación másica de humedad en el producto	0,005025	$kg_{H_2O}/kg_{sólido\ seco}$
$X_{w2} = \frac{x_{w2}}{1 - x_{w2}}$			
$M_p = F31$	Caudal másico de salida (con 0,5% de humedad)	1144,31	$kg/h$
$M_s$	Caudal másico de sólido seco	1139	$kg/h$
$M_s = M_p * (1 - x_{w2})$			
$F_a = F28$	Caudal másico de alimentación en forma líquida	2617,5	$kg/h$
$F_a = M_s / x_{s1}$			
$M_{evap}$	Caudal de agua evaporada	1473,18	$kg/h$
$M_{evap} = M_s * (X_{w1} - X_{w2})$			
$Y_{g1}$	Humedad absoluta en la entrada	0,0162	$kg_{H_2O}/kg_{aire\ seco}$
$y_{g1}$	Fracción másica de humedad en la entrada	0,015947	
$y_{g1} = \frac{Y_{g1}}{1 + Y_{g1}}$			
$Y_{g2}$	Humedad absoluta en la salida	0,157658	$kg_{H_2O}/kg_{aire\ seco}$
$c_{ps}$	Calor específico del sólido seco	1,4	$kJ/kg^{\circ}C$
$c_{pH_2O}$	Calor específico del agua (líquida)	4,184	$kJ/kg^{\circ}C$
$c_{pv}$	Calor específico del agua (vapor)	1,875	$kJ/kg^{\circ}C$
$c_{pg}$	Calor específico del aire seco	1,005	$kJ/kg^{\circ}C$
$\Delta H_v$	Calor latente de vaporización	2502	$kJ/kg$
$t_{ref}$	Temperatura de referencia	0	$^{\circ}C$
$t_{g1}$	Temperatura de entrada de los gases de secado	450	$^{\circ}C$
$t_{g2}$	Temperatura de salida de los gases de secado	100	$^{\circ}C$
$t_{s1}$	Temperatura de entrada de la alimentación	60	$^{\circ}C$
$t_{s2}$	Temperatura de salida del producto	70	$^{\circ}C$
$Q_L$	Calor perdido	(adiabático)	$kJ/h$
$F_{29}$	Caudal másico de aire de secado	12700	$kg/h$

Fuente: Elaboración propia.

Para determinar el caudal másico de gases de secado se debe plantear un balance de masa y energía de la unidad:

### 1. BALANCE DE MASA:

$$M_{evap} = G_{as} * (Y_{g2} - Y_{g1}) \quad \text{Ecuación 1}$$

Despejando y sustituyendo los valores de la Tabla 8.4-1 se obtiene:

$$G_{as} = \frac{1473,17}{Y_{g2} - 0,01754} \quad \text{Ecuación 2}$$

### 2. ENTALPÍAS DE LAS CORRIENTES DEL SISTEMA:

Para en aire de secado en la entrada:

$$H_{g1} = (c_{pg} + c_{pv}Y_{g1})(t_{g1} - t_{ref}) + Y_{g1}[c_{pv}(t_{g1} - t_{ref}) + \Delta H_{ref}] = 520,14 \text{ kJ/kg aire seco} \quad \text{Ecuación 3}$$

Para en aire de secado a la salida:

$$H_{g2} = (c_{pg} + c_{pv}Y_{g2})(t_{g2} - t_{ref}) + Y_{g2}[c_{pv}(t_{g2} - t_{ref}) + \Delta H_{ref}] \quad \text{Ecuación 4}$$

De la ecuación 4 se sustituyen los valores correspondientes y despejando obtenemos:

$$H_{g2} = 2877 Y_{g2} + 100,5 \quad \text{Ecuación 5}$$

Para la corriente líquida entrante:

$$h_{s1} = (c_{ps} + c_{pH_2O}X_{w1})(t_{s1} - t_{ref}) = 409,91 \quad \text{Ecuación 6}$$

Para la corriente de producto saliente:

$$h_{s2} = (c_{ps} + c_{pH_2O}X_{w2})(t_{s2} - t_{ref}) = 99,47 \quad \text{Ecuación 7}$$

### 3. BALANCE DE ENERGÍA DEL SISTEMA:

$$G_{as}H_{g1} + M_s h_{s1} = G_{as}H_{g2} + M_s h_{s2} + Q_L \quad \text{Ecuación 8}$$

Considerando un sistema adiabático ( $Q_L=0$ ) y sustituyendo  $G_{as}$  y  $H_{g2}$  de las ecuaciones 2 y 5 en la ecuación 8 se obtiene:

$$Y_{g2} = 0,157658 \text{ kg } H_2O / \text{kg de aire seco}$$

De esta manera, teniendo  $Y_{g2}$  puede obtenerse la entalpía de la corriente de aire saliente de la unidad y el flujo de aire necesario para llevar a cabo la operación de evaporación.

$$H_{g2} = 554,082 \text{ kJ/h}$$

$$G_{as} = 10415 \text{ kg aire seco/h}$$

Se adoptará una sobrealimentación del flujo de aire seco del 20% como margen de seguridad, de esta manera, el flujo definitivo de aire seco será.

$$G_{as(20\%)} = 1,2 G_{as} = 12498 \text{ kg aire seco/h}$$

Como este último valor corresponde solo al flujo de aire seco, se debe considerar además la humedad que trae consigo.

$$F_{29} = \frac{G_{as(20\%)}}{1 - y_{g1}} = 12700 \text{ kg/h}$$

Para esta operación se adoptará un secador por aspersion de la firma GALAXIE, modelo 5240 cuyas especificaciones se detallan a continuación:

Tabla 8.4-2: Especificaciones técnicas secador por aspersion DR-301.

Tipo de secador		Secado spray	
Fabricante		GALAXIE S.A	
Flujo		Paralelo	
Modelo		5240	
Características fluidodinámicas y térmicas		Características mecánicas	
Concentración inicial máxima (%)	50	Largo (m)	9
Concentración final mínima (%)	93	Alto (m)	12
Evaporación máxima de agua (kg/h)	1920	Ancho (m)	7,5
Temperatura de entrada del aire (°C)	450	Consumo eléctrico (kW/h)	47
Temperatura de salida del aire (°C)	100	Consumo de combustible (kcal/h)	1935000



Tiempo de retención en la cámara (s)	60	Material de construcción	Acero inoxidable ASIS 304
Tiempo de contacto (s)	20 (1/3 de la cámara)	Diámetro de la cámara (m)	4,8

Fuente: Galaxie.com.ar

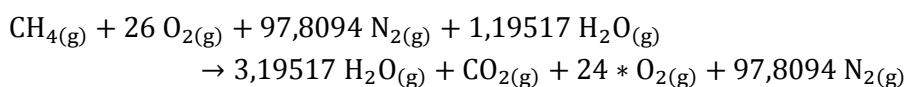


Figura 8.4-1: Secador por aspersión Galaxie modelo 5240.

Fuente: Galaxie.com.ar

### 8.4.1.1 Consumo de gas natural en la cara de combustión

El consumo de gas natural se determina mediante la estequiometría de la reacción. Como se mencionó anteriormente, para que la temperatura de los gases de combustión sea de 450 °C, X=13, entonces la ecuación estequiométrica citada anteriormente queda de la siguiente manera:



Usando esta ecuación y los pesos moleculares de cada componente de la mezcla de combustión se puede determinar la cantidad de metano que se consume por cada kg de aire seco necesario para el secado.

$$F_{\text{CH}_4} = \frac{0,016043 * \text{kg}_{\text{CH}_4(\text{g})}}{3,55202 * \text{kg}_{\text{as}}} * G_{\text{as}(20\%)}$$

$$F_{\text{CH}_4} = \frac{56,45 \text{ kg}_{\text{CH}_4(\text{g})}}{h}$$

## 8.4.2 Intercambiador de calor E-DR301

Al disponerse de grandes cantidades de vapor de alta presión provenientes del enfriamiento del reactor R-201, una parte de éste se utilizará para precalentar la mezcla de metano/aire antes de ingresar a la cámara de combustión. Las especificaciones de esta unidad se detallan a continuación.

Tabla 8.4-3: Dimensiones del intercambiador de calor E-DR301.

DATOS GENERALES E-DR301	
Clase / tipo de intercambiador	B/AEL
Diámetro interno de la coraza	0,74 m
Número de tubos	768
Longitud de los tubos	2,44
Diámetro externo de los tubos	0,0191 m
Diámetro interno de los tubos	0,0157 m
Arreglo de los tubos	Trigonal 60
Paso de los tubos	0,02 m
Número de pasos por los tubos	2
Número de baffles	10
Separación entre baffles	0,16 m
Segmentación de baffles	15%
Tipo de baffles	Simple segmentación

Fuente: ChemCAD.

Tabla 8.4-4: Datos de transferencia de calor del intercambiador de calor E-DR301.

DATOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR E-DR301	
Área efectiva de transferencia	108,14 m <sup>2</sup>
Área requerida	85,08 m <sup>2</sup>
U (calculado / de servicio)	116,58 / 91,93 kcal / (h*m <sup>2</sup> *°C)
Calor calculado	858021 kcal/h
Calor especificado	675104 kcal/h
Exceso de área	27,09%
Factor de obstrucción	2,048 E-0,04
Delta P (coraza / tubos)	0,02 / 0,18 bar
Coefficiente de película para la coraza	10760 kcal / (h*m <sup>2</sup> *°C)
Coefficiente de película para los tubos	151,46 kcal / (h*m <sup>2</sup> *°C)

Fuente: ChemCAD.

## 8.4.3 Soplador de aire de enfriamiento K-301

El aire a 25 °C será transportado por medio de un ventilador centrífugo para bajar la temperatura del producto desde los 70°C hasta los 37°C. El flujo de aire con el que debe operar esta unidad se detalla a continuación.

Tabla 8.4-5: Características de la corriente de entrada K-301.

Características de la corriente FA2	
Caudal másico de entrada (kg/h)	1362
Caudal volumétrico de entrada (m <sup>3</sup> /h)	1174,14
Densidad de la corriente de entrada (kg/m <sup>3</sup> )	1,163

Fuente: Elaboración propia.

Se adopta un ventilador centrífugo de la firma SODECA, modelo CPV-1020-2T el cual cumple con las características requeridas para la presente operación. Dicho equipo permite operar con cauda volumétrico de hasta 2000 m<sup>3</sup>/h y trabaja con un diferencial de presión de 200

mbar. Los cálculos para determinar el flujo de aire ambiente necesario para llevar a cabo el enfriamiento y la unidad adoptada se detallan mas adelante.

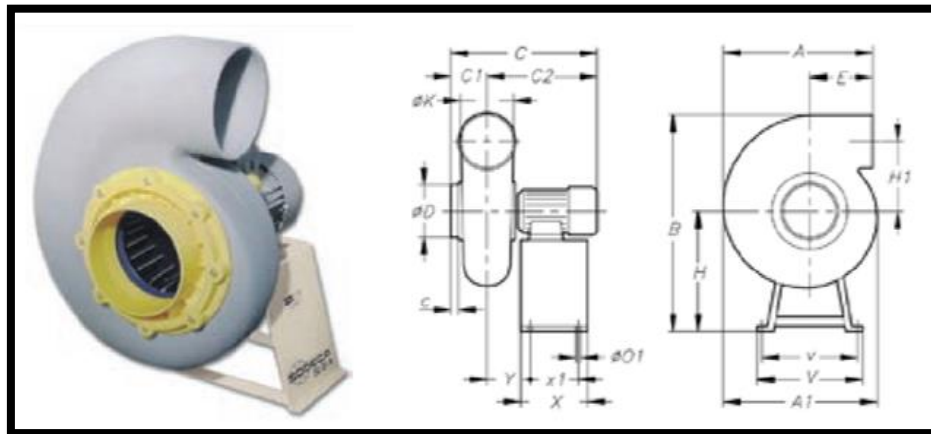


Figura 8.4-2: Ventilador centrífugo K-301.  
Fuente: www.SODECA.com.

Tabla 8.4-6: Especificaciones técnicas y dimensiones K-301.

Potencia (kW)	0,75
Velocidad (rpm)	2770
Q <sub>v</sub> (max) (m <sup>3</sup> )	2000
Nivel de presión sonora db(A)	81
Peso (kg)	20
Dimensiones (mm)	
A	340
A1	397
B	593
C	445,5
C1	116
C2	330
c	32
D	160
E	100
H	290
H1	223
K	160
ø1	8
V	355
v	180
X	160
x1	128

Fuente: Elaboración propia.

#### 8.4.4 Enfriador EN-301

Esta unidad enfría el producto desde los 70 °C hasta los 37 °C para luego pasar a la briquetadora. El descenso de temperatura del producto es necesario dado que posteriormente las briquetas se deben embolsar. Para esta operación se adopta un enfriador rotatorio de la

firma EMCC Mining & Agriculture modelo LQ0808. Las especificaciones de la unidad se detallan a continuación.

Tabla 8.4-7: Especificaciones del enfriador EN-301 adoptado.

Modelo	LQ0808
Diámetro del tambor (m)	0,8
Largo del tambor (m)	8
Temperatura de salida (°C)	<40
Capacidad (t/h)	0,5-1,5
Potencia (kW)	4

Fuente: emccgroup rotary-drum-dryer.



Figura 8.4-3: Enfriador EN-301 adoptado.

Fuente: emccgroup rotary-drum-dryer.

El flujo de aire necesario se calcula planteando un balance de masa y entalpía del sistema (Treybal, págs. 773-775). Las suposiciones para esta unidad son las siguientes:

1. La pérdida de humedad del producto por enfriamiento es mínima ( $x_1=0,5\%$ ;  $x_2=0,45\%$ ).
2. Se asumen pérdidas de energía del 10% del calor de la alimentación a la entrada del secador ( $Q_L=0,1 \cdot h_{s1} \cdot M_s$ ).
3. La velocidad del aire de enfriamiento dentro de la unidad no puede superar 1m/s.

Tabla 8.4-8: Parámetros de operación del evaporador EN-301.

Variable	Descripción	Valor	Unidad
$x_{w1}$	Porcentaje de humedad en la alimentación	0,005	
$x_{s1}$	Porcentaje de sólidos en la alimentación	0,995	
$X_{w1}$	Relación másica de humedad en la alimentación	0,005025	$kg_{H_2O}/kg_{sólido\ seco}$
$X_{w1} = \frac{x_{w1}}{1 - x_{w1}}$			
$x_{w2}$	Porcentaje de humedad en el producto	0,0045	
$x_{s2}$	Porcentaje de sólidos en el producto	0,9955	
$X_{w2}$	Relación másica de humedad en el producto	0,00452	$kg_{H_2O}/kg_{sólido\ seco}$
$X_{w2} = \frac{x_{w2}}{1 - x_{w2}}$			
$M_p = F32$	Caudal másico de salida (con 0,45% de humedad)	1143,73	$kg/h$
$M_s$	Caudal másico de sólido seco	1139	$kg/h$
$M_s = M_p \cdot (1 - x_{w2})$			
$F_a = F31$	Caudal másico de alimentación con 0,5% de humedad	1144,31	$kg/h$
$F_a = \frac{M_s}{x_{s1}}$			
$M_{evap}$	Caudal de agua evaporada	0,575	$kg/h$
$M_{evap} = M_s \cdot (X_{w1} - X_{w2})$			
$Y_{g1}$	Humedad absoluta en la entrada	0,006	$kg_{H_2O}/kg_{aire\ seco}$
$y_{g1}$	Fracción másica de humedad en la entrada	0,00599	

$$y_{g1} = \frac{Y_{g1}}{1 + Y_{g1}}$$

$Y_{g2}$	Humedad absoluta en la salida	0,00661955	$kg_{H_2O}/kg_{aire\ seco}$
$c_{ps}$	Calor específico del sólido seco	1,4	$kJ/kg^{\circ}C$
$c_{pH_2O}$	Calor específico del agua (líquida)	4,184	$kJ/kg^{\circ}C$
$c_{pv}$	Calor específico del agua (vapor)	1,875	$kJ/kg^{\circ}C$
$c_{pg}$	Calor específico del aire seco	1,005	$kJ/kg^{\circ}C$
$\Delta H_v$	Calor latente de vaporización	2502	$kJ/kg$
$t_{ref}$	Temperatura de referencia	0	$^{\circ}C$
$t_{g1}$	Temperatura de entrada de los gases de secado	25	$^{\circ}C$
$t_{g2}$	Temperatura de salida de los gases de secado	60	$^{\circ}C$
$t_{s1}$	Temperatura de entrada de la alimentación	70	$^{\circ}C$
$t_{s2}$	Temperatura de salida del producto	37	$^{\circ}C$
$Q_L$	Calor perdido	11330	$kJ/h$
$Q_L = 0,1 * h_{s1} * M_s$			

Fuente: Elaboración propia.

Para determinar el caudal másico de gases de secado se debe plantear un balance de masa y energía de la unidad:

1. **BALANCE DE MASA:**

$$M_{evap} = G_{as} * (Y_{g2} - Y_{g1}) \quad \text{Ecuación 1}$$

Despejando y sustituyendo los valores de la Tabla 8.4-8 se obtiene:

$$G_{as} = \frac{0,575}{Y_{g2} - 0,006} \quad \text{Ecuación 2}$$

2. **ENTALPÍAS DE LAS CORRIENTES DEL SISTEMA:**

*Para en aire de secado en la entrada:*

$$H_{g1} = (c_{pg} + c_{pv}Y_{g1})(t_{g1} - t_{ref}) + Y_{g1}[c_{pv}(t_{g1} - t_{ref}) + \Delta H_{ref}] = 40,771 \text{ kJ/kg aire seco} \quad \text{Ecuación 3}$$

*Para en aire de secado a la salida:*

$$H_{g2} = (c_{pg} + c_{pv}Y_{g2})(t_{g2} - t_{ref}) + Y_{g2}[c_{pv}(t_{g2} - t_{ref}) + \Delta H_{ref}] \quad \text{Ecuación 4}$$

De la ecuación 4 se sustituyen los valores correspondientes y despejando obtenemos:

$$H_{g2} = 2727 Y_{g2} + 60,3 \quad \text{Ecuación 5}$$

*Para la corriente líquida entrante:*

$$h_{s1} = (c_{ps} + c_{pH_2O}X_{w1})(t_{s1} - t_{ref}) = 99,471 \quad \text{Ecuación 6}$$

*Para la corriente de producto saliente:*

$$h_{s2} = (c_{ps} + c_{pH_2O}X_{w2})(t_{s2} - t_{ref}) = 52,5 \quad \text{Ecuación 7}$$

3. **BALANCE DE ENERGÍA DEL SISTEMA:**

$$G_{as}H_{g1} + M_s h_{s1} = G_{as}H_{g2} + M_s h_{s2} + Q_L \quad \text{Ecuación 8}$$

Considerando ( $Q_L=0,1 * h_{s1} * M_s=11330 \text{ kJ/h}$ ) y sustituyendo  $G_{as}$  y  $H_{g2}$  de las ecuaciones 2 y 5 en la ecuación 8 se obtiene:

$$Y_{g2} = 0,006537 \text{ kg } H_2O / \text{kg de aire seco}$$

De esta manera, teniendo  $Y_{g2}$  puede obtenerse la entalpía de la corriente de aire saliente de la unidad y el flujo de aire necesario para llevar a cabo la operación de evaporación.

$$H_{g2} = 119,307 \text{ kJ/h}$$

$$G_{as} = 1128,51 \text{ kg aire seco/h}$$

Se adoptará una sobrealimentación del flujo de aire seco del 20% como margen de seguridad, de esta manera, el flujo definitivo de aire seco será.

$$G_{as(20\%)} = 1,2 G_{as} = 1354,22 \text{ kg aire seco/h}$$

Como este último valor corresponde solo al flujo de aire seco, se debe considerar además la humedad que trae consigo.

$$FA2 = \frac{G_{as(20\%)}}{1 - y_{g1}} = 1362,38 \text{ kg/h}$$

### 8.4.5 Briquetadora B-301

La máquina de prensado de briquetas de polvo seco de alta presión es un tipo de equipo mecánico que se puede utilizar para convertir finos de carbón, polvo de cal, carbonato de sodio, sal, sal química, carbonato de sodio, polvo de fluorita, ceniza de aluminio, polvo de hierro, polvo de convertidor, polvo de ferrosilicio y otros polvos que contienen poca o ninguna humedad en briquetas a través del forzamiento del alimentador de tornillo y la prensa de rodillo de alta presión. Las briquetas terminadas son de alta resistencia y fáciles de transportar. Los productos finales producidos por la máquina briquetadora hidráulica de polvo seco pueden tener forma ovalada, forma de huevo, forma de almohada, forma cuadrada, etc como se ve en la siguiente figura.



Figura 8.4-4: Briquetadora industrial Acan.

Esta unidad deja preparado el producto final en briquetas de 1,8\*1,8\*1 pulgadas listo para su almacenamiento y posterior despacho. Para esta operación se utilizará una briquetadora continua de la firma ACANMACHINE. Las especificaciones se detallan a continuación.

Tabla 8.4-9: Especificaciones briquetadora B-301.:

Fabricante	ACAN MACHINERY
Modelo	A-100
Área ocupada (m <sup>2</sup> )	5
Presión de trabajo (psig)	3625
Dimensiones de la briqueta formada (pulg)	1,8*1,8*1
Potencia de trabajo (kW)	30
Capacidad operativa (kg/h)	500-2000
Dimensiones, (m), (L*W*H)	2,46*1,53*2,03

Fuente: ACANMACHINE.

## 8.4.6 Unidades adicionales

### 8.4.6.1 Filtro de mangas F-301

Dado que el NaCN es un compuesto altamente tóxico (200-300 mg son suficientes para matar a una persona adulta), se debe retener cualquier partícula que pueda haber sido arrasada por el aire de enfriamiento que pasa por la unidad EN-301. El flujo a la salida del enfriador presenta las siguientes características:

Tabla 8.4-10: Variables de operación en el filtro de mangas F-301.

Variable	Descripción	Valor	Unidad
$F_{A3}$	Flujo másico de aire	1363	kg/h
$\rho_{A3}$	Densidad de la corriente FA3	1,163	kg/m <sup>3</sup>
$F_{VA3}$	Flujo volumétrico	1172	m <sup>3</sup> /h
$F_{VA3} = \frac{F_{A3}}{\rho_{A3}}$			
$T_{A3}$	Temperatura de la corriente FA3	60	°C

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 8.4-11: Especificaciones técnicas del filtro de mangas F-301.

Marca	INDUSTRIAS TOMADINI S.A
Modelo	1016-108
Dimensiones	
A (m)	1
B (m)	3,5
C (m)	2,5
D (m)	0,3
E (m)	0,3
Ø F (m)	0,2
G (m)	1,5
N° de mangas	16
Peso (kg)	1100
Área total filtrante (m <sup>2</sup> )	21

Fuente: [www.tomadoi.com](http://www.tomadoi.com).

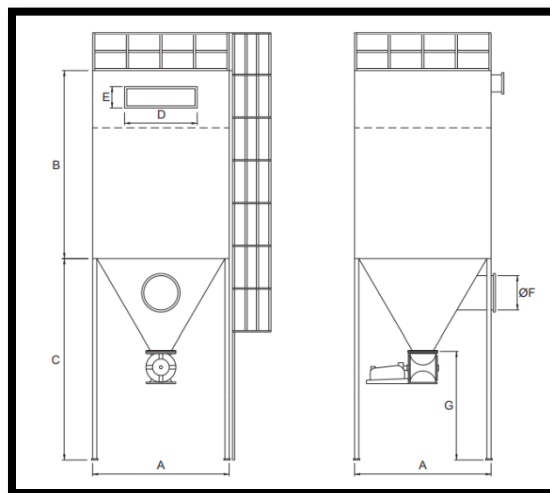


Figura 8.4-5: Filtro de mangas F-301.

Fuente: [www.tomadoi.com](http://www.tomadoi.com)

### 8.4.6.2 Transportador de tornillo sin fin TT-301 A/B

En total son dos los transportadores de tornillo de este tipo que se adoptarán (uno para el transporte de solido que sale del atomizador DR-301 y se dirige hacia el enfriador EN-301 y otro para el transporte del solido que sale del enfriador EN 301 y se dirige hacia la briquetadora B-301).

Dado que el producto se encuentra en forma de polvo seco y la altura de la briquetadora es de 2,03 m, se adoptará para el transporte un elevador de tipo tornillo sin fin de la marca BOGDA, modelo DTC 2000. Las especificaciones técnicas, se detallan en la Tabla 8.4-12.



Figura 8.4-6: Transportadora tipo tornillo sin fin modelo DTC 2000.

Tabla 8.4-12: Especificaciones transportadora tipo tornillo sin fin modelo DTC 2000.

Marca	BOGDA
Modelo	DTC 2000
Capacidad (kg/h)	Hasta 2500
Puerto de alimentación (mm)	835*800
Altura de descarga (m)	2,4
Longitud del tubo (m)	3,1
Diámetro de la tubería (mm)	114
Potencia	1,5 kW

Fuente: Elaboración propia.

### 8.4.6.3 Ensacadora ES-301

El ensacado es una parte clave en la conservación del producto, para ello se adopta una ensacadora semiautomática, con cabezal dosificador, lo que permite mantener uniformidad en las cantidades envasadas. El producto se envasa en bolsas de PE de 25 kg cada una.

Dado que se trabaja con un flujo de producto de 1160 kg/h y cada bolsa almacena 25 kg cada una, la ensacadora debe ser capaz de embolsar 47 bolsas por hora.

La ensacadora adoptada, pertenece a la firma LEABON modelo DB 25, apta para trabajar con bolsas de 10, 25 y 50 kg, presentando distintos grados de automatización.





Figura 8.4-7: Ensacadora ES-301.

Tabla 8.4-13: Especificaciones técnicas ensacadora ES-301.

Modelo	DB 25
Error de pesaje	0,10%
Velocidad de embalaje	hasta 150 bolsas por hora
Potencia	3 kW
Suministro de aire	0,4-0,8 Mpa
Dimensiones	Alto = 2700 mm
	Profundidad = 650 mm
	Largo = 3000 mm

Fuente: Elaboración propia.

El silo de la ensacadora adoptada será alimentado por una cinta transportadora de sólidos de la marca FOCUS modelo FM-3F3. Las especificaciones técnicas se detallan a continuación

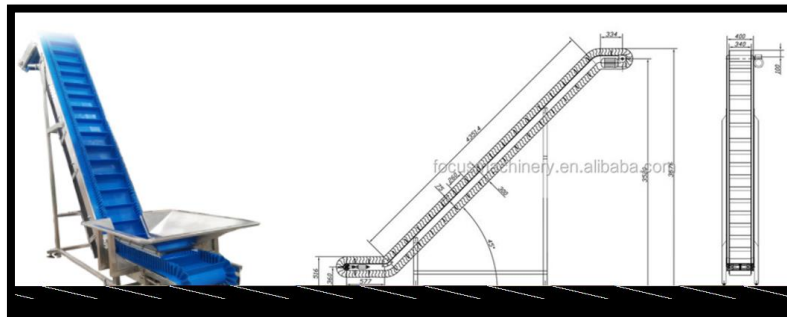


Figura 8.4-8: Cinta transportadora FM-3F3.

Tabla 8.4-14: Especificaciones técnicas cinta transportadora de sólidos FM-3F3.

Modelo	FM-3F3
Material de la estructura	Acero inoxidable
Cinturón de carácter	Cinturón de PP, PVC
Capacidad de producción	Hasta 2500 kg/h
Altura de la descarga	Hasta 3520 mm
Peso de la máquina	600 kg
Potencia	1,1 kW

Fuente: Elaboración propia.

## 8.4.7 Unidades adicionales

### 8.4.7.1 Tanque de almacenamiento (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> al 86%), T-201

El almacenamiento del ácido sulfúrico al 86% provisto por las fábricas cercanas a la planta se realiza en tanques atmosféricos. Para realizar la adopción de los mismos se tienen en cuenta los siguientes parámetros de proceso:

- Flujo másico de alimentación: 730 kg/h.
- Densidad de la alimentación: 1666 kg/m<sup>3</sup>.
- Tiempo de residencia máximo: 1 semana (168 h).
- F<sub>s</sub>= 0,15 (factor de seguridad adoptado)

El volumen del tanque para el almacenamiento del ácido sulfúrico se calcula con el objetivo de almacenar el ácido que se utiliza en una semana de producción para asegurar el abastecimiento de la planta en caso de algún inconveniente con el transporte de la materia prima durante las mencionadas 168 horas. Las ecuaciones utilizadas son las siguientes:

Tabla 8.4-15: Dimensionamiento del tanque T-201.

Variable	Descripción	Valor	Unidad
T <sub>RM</sub>	Tiempo de residencia máximo	168	h
F <sub>A</sub>	Flujo másico de alimentación	730	kg/h
ρ <sub>A</sub>	Densidad de la solución	1666	kg/m <sup>3</sup>
F <sub>S</sub>	Factor de seguridad	0,15	
$V_L = \frac{F_A * T_{RM}}{\rho_A}$	Volumen de líquido	73,6	m <sup>3</sup>
$V_{TR} = \frac{V_L}{1 - F_S}$	Volumen de tanque requerido	86,6	m <sup>3</sup>

Fuente: Elaboración propia.

Con estos datos se adoptará un tanque para el almacenamiento del ácido sulfúrico de la firma Bertotto y Boglione de 90 m<sup>3</sup> de capacidad.

Tabla 8.4-16: Tanque T-201 adoptado.

Fabricante	Bertotto y Boglione
Tipo de tanque	Atmosférico vertical (pared simple)
Material	Acero al carbono
Diseño del cabezal	Tirosferico
Capacidad máxima	90 m <sup>3</sup>
Cantidad de tanques requeridos	1
Diámetro externo	3,9
Altura	7,61
Esbeltez	2
Espesor de la pared	6,35 mm (1/4 pulg)
Diámetro boca de hombre	60 cm

Fuente: Elaboración propia.

### 8.4.7.2 Tanque de almacenamiento (NaOH al 50%), T-203

El almacenamiento de hidróxido de sodio al 50% provisto por las fábricas cercanas a la planta se realiza en tanques atmosféricos. Para realizar la adopción de los mismos se tienen en cuenta los siguientes parámetros de proceso:

- Flujo másico de alimentación: 1860 kg/h.

- Densidad de la alimentación: 1319 kg/m<sup>3</sup>.
- Tiempo de residencia máximo: 1 semana (168 h).
- F<sub>s</sub>= 0,15 (factor de seguridad adoptado).

El volumen del tanque para el almacenamiento del hidróxido al 50% se calcula con el objetivo de almacenar la solución que se utiliza en una semana de producción para asegurar el abastecimiento de la planta en caso de algún inconveniente con el transporte de la materia prima durante las mencionadas 168 horas.

Tabla 8.4-17: Dimensionamiento del tanque T-202.

Variable	Descripción	Valor	Unidad
T <sub>RM</sub>	Tiempo de residencia máximo	168	h
F <sub>A</sub>	Flujo másico de alimentación	1860	kg/h
ρ <sub>A</sub>	Densidad de la solución	1319	kg/m <sup>3</sup>
F <sub>S</sub>	Factor de seguridad	0,15	
$V_L = \frac{F_A * T_{RM}}{\rho_A}$	Volumen de líquido	237	m <sup>3</sup>
$V_{TR} = \frac{V_L}{1 - F_S}$	Volumen de tanque requerido	279	m <sup>3</sup>

Fuente: Elaboración propia.

Con estos datos se adoptarán dos tanques de la firma Bertotto y Boglione de 140 m<sup>3</sup> de capacidad para el almacenamiento de la solución de hidróxido.

Tabla 8.4-18: Tanque T-202 adoptado.

Fabricante	Bertotto y Boglione
Tipo de tanque	Atmosférico vertical (pared simple)
Material	Acero al carbono
Diseño del cabezal	Tirosferico
Capacidad máxima	140 m <sup>3</sup>
Cantidad de tanques requeridos	2
Diámetro externo	4,5
Altura	8,81
Esbeltez	2
Espesor de la pared	6,35 mm (1/4 pulg)
Diámetro boca de hombre	60 cm

Fuente: Elaboración propia.

### 8.4.7.3 Tanque de almacenamiento de solución de sulfato de amonio, T-202

El almacenamiento de la solución de sulfato de amonio proveniente del proceso se realiza en tanques atmosféricos. Para realizar la adopción de los mismos se tienen en cuenta los siguientes parámetros de proceso:

- Flujo másico de salida: 1998 kg/h.
- Densidad de la alimentación: 1509 kg/m<sup>3</sup>.
- Tiempo de residencia máximo: 1 semana (168 h).
- F<sub>s</sub>= 0,15 (factor de seguridad adoptado).

El volumen del tanque para el almacenamiento de la solución de sulfato de amonio se calcula con el objetivo de almacenar dicha solución proveniente del proceso en una semana de producción durante las mencionadas 168 horas.

Tabla 8.4-19: Dimensionamiento del tanque T-203.

Variable	Descripción	Valor	Unidad
$T_{RM}$	Tiempo de residencia máximo	168	h
$F_S$	Flujo másico de salida del proceso	1998	kg/h
$\rho_S$	Densidad de la solución	1509	kg/m <sup>3</sup>
$F_S$	Factor de seguridad	0,15	
$V_L = \frac{F_S * T_{RM}}{\rho_S}$	Volumen de líquido	222	m <sup>3</sup>
$V_{TR} = \frac{V_L}{1 - F_S}$	Volumen de tanque requerido	262	m <sup>3</sup>

Fuente: Elaboración propia.

Con estos datos se adoptarán dos tanques de la firma Bertotto y Boglione de 140 m<sup>3</sup> de capacidad para el almacenamiento de la solución de sulfato de amonio.

Tabla 8.4-20: Tanque T-202 adoptado.

Fabricante	Bertotto y Boglione
Tipo de tanque	Atmosférico vertical (pared simple)
Material	Acero al carbono
Diseño del cabezal	Tirosferico
Capacidad máxima	140 m <sup>3</sup>
Cantidad de tanques requeridos	2
Diámetro externo	4,5
Altura	8,81
Esbeltez	2
Espesor de la pared	6,35 mm (1/4 pulg)
Diámetro boca de hombre	60 cm

Fuente: Elaboración propia.

## 8.4.8 Adopción de bombas de proceso

En ciertas etapas del proceso productivo se requiere que el líquido fluya de un lugar a otro en una tubería. Para ello es necesario contar con una fuerza impulsora, que es suministrada por bombas. Para poder realizar la adopción de bombas involucradas en el proceso de producción de NaCN se emplea el procedimiento detallado a continuación:

1. Se define la distribución y elevación para los equipos y tuberías teniendo en cuenta magnitudes tales como el diámetro, altura y nivel de líquido de los recipientes de proceso.
2. Se confecciona el diagrama tridimensional de tuberías, incluyendo válvulas, uniones y accesorios. Además, se selecciona el tipo de material de construcción.
3. Se adopta una velocidad de flujo en los tubos entre 1 y 3 m/s dependiendo el caso **Fuente especificada no válida..** Con la velocidad y los caudales obtenidos en el balance de masa y energía se establecen los diámetros de las líneas.
4. Se calcula la pérdida de carga de la tubería y la pérdida de carga equivalente por longitud en válvulas, codos y accesorios **Fuente especificada no válida..**

5. Se estiman pérdidas de carga en los equipos como intercambiadores de calor, estas pérdidas se calcularon en el diseño de los equipos.
6. Se calcula la altura de impulsión neta requerida para la conducción del fluido y su respectiva potencia.
7. Se calcula la NPSH disponible en la aspiración de la bomba para el caso que sea necesario.
8. Se realiza la selección del tipo y modelo de bomba requerida de los catálogos de los fabricantes, considerando la altura de impulsión neta, la NPSH disponible y el caudal volumétrico necesario.

### 8.4.8.1 Pérdidas de carga del sistema

Las pérdidas de carga del sistema se calculan con la siguiente expresión:

$$h_f = f * \frac{Leq}{D} * \frac{v^2}{2 * g}$$

Donde:

- f = Factor de fricción.
- Leq = Longitud equivalente (tubería + accesorios + codos).
- D = Diámetro interno del tubo.

### 8.4.8.2 Altura de impulsión neta

Para determinar la altura de impulsión se utiliza la ecuación de Bernoulli corregida, teniendo en cuenta la fricción del fluido en las tuberías, accesorios y equipos.

$$H_b = h_f + \left( \frac{P_2}{\rho * g} + \frac{V_2^2}{2 * g} + Z_2 \right) - \left( \frac{P_1}{\rho * g} + \frac{V_1^2}{2 * g} + Z_1 \right)$$

Donde:

- H<sub>b</sub> = Altura de impulsión neta.
- P<sub>1</sub> y P<sub>2</sub> = Presión sobre el fluido en los puntos de succión y descarga.
- Z<sub>1</sub> y Z<sub>2</sub> = Nivel del líquido en los puntos de succión y descarga.
- V<sub>1</sub> y V<sub>2</sub> = Velocidad lineal del fluido en los puntos de succión y descarga.
- ρ = Densidad del fluido.
- h<sub>f</sub> = Pérdidas por fricción en la tubería accesorios y equipos.
- g = Aceleración de la gravedad.

### 8.4.8.3 Potencia real de la bomba

La potencia ejercida por la bomba se calcula de la siguiente manera, se le adiciona un 10% de sobre diseño como margen de seguridad **Fuente especificada no válida..** Con esta altura de elevación final H<sub>b</sub>, se calcula la potencia de la bomba a adoptar mediante la fórmula:

$$P_B = \frac{H_b * Q_b * g * \rho}{\eta}$$

Donde:

- η = Rendimiento mecánico de la bomba.

- $Q_b$  = Caudal volumétrico.

### 8.4.8.4 Altura neta de succión positiva disponible (NPSH<sub>disp</sub>)

Para calcular la NPSH<sub>disp</sub> se usa la siguiente ecuación:

$$NPSH_{disp} = \frac{P_{atm}}{\rho * g} \pm H - hf_{asp} - P_{vap}$$

Donde:

- H = Altura desde el punto de aspiración hasta el eje de la bomba.
- $hf_{asp}$  = Perdida de carga en la tubería de aspiración.
- $P_{vap}$  = Presión de vapor del fluido.

### 8.4.8.5 Características de las distintas líneas de bombeo

En la siguiente tabla se detallan las distintas líneas de bombeo, junto con los caudales y propiedades de las corrientes del proceso:

Tabla 8.4-21: Características de las líneas de bombeo del proceso productivo.

Equipo de procedencia	Equipo de destino	Código bomba	Fluido	Temperatura (°C)	$\mu$ (kg/m*s)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	Caudal (m <sup>3</sup> /h)
(C-201)	(E-202 A/B) y (T-201 A/B)	P-201A	F18 Solución de (NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	65	0,00046	1526	17,22
(T-201)	ME-201	P-201	F14 H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> 86%	25	0,00514	1620	0,451
(T-202 A/B)	ME-202	P-202	F22 NaOH 50%	25	0,00057	1860	1,42
(C-202)	(E-203 A/B) y (DR-301)	P-202A	F26 Solución de NaCN	65	0,012	1089	27

Fuente: Elaboración propia.

Los caudales y las propiedades de todas las corrientes del proceso completo se resumen en la tabla anterior. A partir de estos datos es posible determinar el diámetro de tubería más apropiado para cada tramo.

### 8.4.8.6 Resumen de cálculo de bombas del proceso productivo

En la siguiente tabla se resumen los cálculos para las distintas bombas utilizadas en el proceso:

Tabla 8.4-22: Resumen de cálculo de bombas del proceso.

Código del equipo	P-201A	P-201	P-202A	P-202
Tipo de bomba	Centrífuga	Centrífuga	Centrífuga	Centrífuga
Fluido	F18	F14	F26	F22
Velocidad de impulsión	2,5	1,5	2	1,5

Material de la línea	Acero inoxidable	Acero inoxidable	Acero inoxidable	Acero inoxidable
Rugosidad superficial (mm)	0,03	0,03	0,03	0,03
Longitud equivalente (m)	115	40,5	121	46
Accesorios	4 T	-	1 T	1 T
	Válvula de asiento	2 válvulas de asiento	2 válvulas de asiento	2 válvulas de asiento
	4 codos de 90°	2 codos de 90°	9 codos de 90°	3 codos de 90°
	1 ensanchamiento	1 ensanchamiento	1 ensanchamiento	1 ensanchamiento
Pérdidas de carga (m)	20	13	20	46
Diferencia de presión (bar)	0,1	1,7	0,1	1,65
Diferencia de altura $\Delta H$ (m)	4,5	3	11	3
Potencia teórica de la bomba (HP)	2,87	0,1	3,8	0,2

Fuente: Elaboración propia.

#### 8.4.8.7 Descripción de bombas seleccionadas

En la siguiente tabla se muestra las principales características de las bombas seleccionadas empleando los catálogos de fabricantes y los cálculos realizados anteriormente.

Tabla 8.4-23: Descripción de bombas adoptadas.

Código de equipo	P-201A	P-201	P-202A	P-202
Caudal mín-máx (m <sup>3</sup> /h)	12-42	0-2,4	15-42	0-2,4
Potencia adoptada (HP)	4	0,5	5,5	0,5
Consumo del motor de la bomba (kW)	3	0,3	4	0,3
NPSH máximo (m)	22	6	37	6
Modelo	CMX4-50/250	XHS 6 NT	CMX-50/125	XHS 6 NT
Fabricante	AGP	AGP	AGP	AGP

Fuente: Elaboración propia.

# **CAPÍTULO 9**

## **SERVICIOS AUXILIARES**



## 9.1 Introducción

Los sistemas de servicios auxiliares en una planta son esenciales para lograr una operación confiable. Se consideran cuidadosamente en la etapa de diseño de la planta porque desde su concepción misma se está determinando la confiabilidad y flexibilidad de la operación. En el presente capítulo se detalla el consumo de los servicios utilizados en la producción de metóxido de sodio, los cuales son:

- Suministro de agua para usos generales.
- Sistema de agua de enfriamiento de planta.
- Servicio de vapor (Integración energética).
- Servicio de gas natural.

## 9.2 Suministro de agua para usos generales

El Área industrial en la ciudad de Campana elegida como la ubicación óptima de la planta cuenta con servicio de agua corriente la cual va a ser utilizada para usos generales, cuando se habla de usos generales nos referimos al agua utilizada en administración, baños y laboratorio. El consumo de este recurso se estima en función del capital humano que forma parte de la empresa.

Tabla 9.2-1: Consumo de agua para usos generales en la planta.

Uso	Caudal (m <sup>3</sup> /h)	Consumo diario (m <sup>3</sup> /día)
Agua de uso general	0,5	12

Fuente: Elaboración propia.

### 9.2.1 Adopción de tanques para el almacenamiento de agua de uso general T-G201

Este recurso es obtenido a partir de la red de agua perteneciente al complejo industrial Campana. El tamaño del tanque calculado se obtiene a partir del consumo por hora de agua de red (0,5 m<sup>3</sup>/h) y considerando una autonomía de 24 horas. En la siguiente tabla se resumen las especificaciones del tanque adoptado para el agua de usos generales en planta.

Tabla 9.2-2: Especificaciones de la cisterna adoptada para agua de uso general.

Proveedor	Duraplast SRL
Volumen (l)	15000
Material	PE con protección UV
Alto (m)	2,61
Diámetro (m)	2,9
Válvula (pulg)	2
Tapa de inspección (cm)	45,5

Fuente: Elaboración propia.

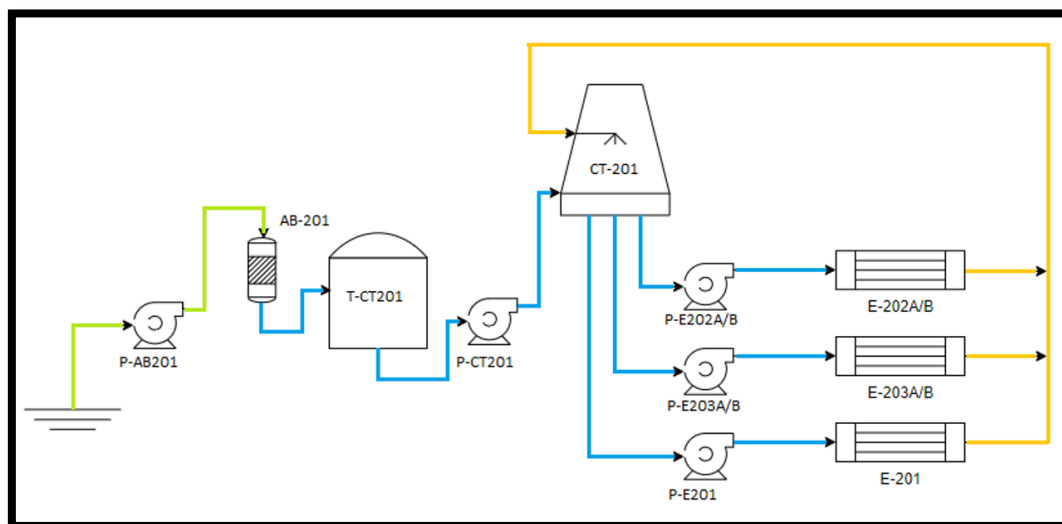


Figura 9.2-1: Cisterna adoptada para agua de usos generales.  
Fuente: Duraplas SRL (duraplas-argentina.com).

### 9.3 Suministro de agua de enfriamiento de la planta

El agua utilizada para el enfriamiento en planta se obtiene de una perforación subterránea y se almacena en un tanque con una capacidad suficiente para asegurar el suministro durante dos días completos de producción. El sistema de agua de enfriamiento consiste en un circuito cerrado en el cual desde las piletas de las torres de enfriamiento se alimenta a los distintos equipos en los cuales es necesario realizar un intercambio de calor, y retorna a las torres de enfriamiento donde se acondiciona la temperatura para retornar a proceso. El esquema de la red de agua de enfriamiento en planta se detalla a continuación.

Figura 9.3-1: Esquema de la red de agua de enfriamiento.



Fuente: Elaboración propia.

#### 9.3.1 Consumo de agua de enfriamiento

El sistema de agua de enfriamiento consiste en un circuito cerrado, aunque se consideran pérdidas por evaporación en las torres de un 1% del volumen que se consume en proceso, estas pérdidas son consideradas para adoptar tanques de almacenamiento de agua para reposición en el circuito cerrado.

Tabla 9.3-1: Consumo de agua de enfriamiento en intercambiadores.

Equipo	Descripción	Caudal másico de agua de enfriamiento (kg/h)	Caudal volumétrico de agua de enfriamiento (m <sup>3</sup> /h)
E-201	Enfriamiento gases de reacción	49698	49,698
E-202 A/B	Enfriamiento solución de (NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	28547	28,547
E-203 A/B	Enfriamiento solución de NaCN	30923	30,923
Total		109168	109,168

Fuente: Elaboración propia.

### 9.3.2 Adopción de los tanques para el almacenamiento de agua de reposición para enfriamiento T-CT201

Considerando una pérdida de 1% en las torres de enfriamiento la cantidad de agua de reposición es de 1,1 m<sup>3</sup>/h lo que en dos días se traduce a 52.8 m<sup>3</sup>/día, la cual es obtenida a través de la perforación subterránea realizada a una profundidad de 100 m y una temperatura de 20 °C. Siguiendo los lineamientos para la adopción de tanques realizado en el capítulo 8, se procede al cálculo para el tanque que almacena el agua de reposición. Los resultados del cálculo y las características del tanque adoptado se resumen en las siguientes tablas.

Tabla 9.3-2: Volumen y cantidad de tanques requeridos para reposición de agua.

Capacidad requerida (m <sup>3</sup> )	52,8
Volumen de tanque disponible (m <sup>3</sup> )	70
Número de tanques	1

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 9.3-3: Especificación del tanque adoptado.

Fabricante	Eboplast S.A
Tipo de tanque	Atmosférico vertical de pared simple
Material	PRFV
Diseño del cabezal	Toriférico
Capacidad máxima	70 m <sup>3</sup>
Cantidad de tanques requeridos	1
Diámetro externo	4 m
Altura	6,37 m
Esbeltez	1,6
Espesor de la pared	6,35 mm (1/4 pulg)
Diámetro de boca de hombre	45 cm

Fuente: Elaboración propia.

### 9.3.3 Adopción del sistema de tratamiento de agua AB-201

El agua extraída de la perforación posee cierto contenido de sales las cuales deben ser eliminadas antes de ingresar al sistema de enfriamiento por distintos motivos: se pueden generar incrustaciones en los equipos que provoquen resistencia a la transferencia de calor, disminuye la vida útil de las instalaciones, entre otras. Para paliar la situación descrita, se adopta un sistema de ablandamiento de agua el cual está compuesto por un cabezal automático programable de control, dos columnas de intercambio iónico provistas de resina polimérica y un tanque de regeneración en el cual se agrega NaCl para regenerar la resina, las dos columnas

permiten provisión de agua tratada de manera continua. Se adopta un ablandador de agua modelo H50Q1 de la marca HIDROCHECK, el cual se muestra a continuación.



Figura 9.3-2: Ablandador de agua HIDROCHECK modelo H50Q1.

Tabla 9.3-4: Especificaciones técnicas ablandador de agua A-201.

Fabricante	HIDROCHECK
Modelo	H50Q1
Caudal de trabajo (m <sup>3</sup> /h)	3,5
Regeneración de la resina	Automático
Tipo de resina	Catiónica
Dimensiones	D = 0,1 m
	H = 1 m

Fuente: Elaboración propia.

### 9.3.4 Adopción de sistema de refrigeración de agua

El agua proveniente de las etapas de enfriamiento, debe enfriarse para poder ser utilizada nuevamente en un circuito cerrado. Para esta operación se adopta una torre de enfriamiento, equipo que se emplea para enfriar agua en grandes volúmenes, siendo el medio más económico para hacerlo, si se compara con otros equipos de enfriamiento como los intercambiadores de calor. Una torre de enfriamiento es una instalación cuya función es la dispersión de calor del agua, que involucra conjuntamente los fenómenos de transferencia de calor y de masa (evaporación controlada por el contacto directo del agua con el aire). Cuando el agua es reutilizada, se bombea a través de la instalación a la torre. Después de que el agua se enfría, se reintroduce como agua de proceso. El agua que debe enfriarse generalmente tiene temperaturas entre 40 y 60 °C. Esta se bombea a la parte superior de la torre y cuando fluye hacia abajo emite calor provocando un enfriamiento de 10 a 20 °C. Para lograr estos efectos en la torre de enfriamiento es muy importante que la gota del líquido tenga un tamaño menor durante su trayectoria o caída para aumentar el área de contacto con el aire, lo cual se logra interponiendo obstáculos (relleno), que la detiene y al mismo tiempo la rompe en gotas más pequeñas facilitando el proceso de evaporación. Como se mencionó anteriormente, parte del agua se evapora, causando la emisión de calor, por lo que el agua le transmite al aire el calor que contiene mientras cae y el aire a su vez sale por la parte superior, conteniendo el calor. Para crear el flujo de aire hacia arriba las torres contienen aspas en la parte superior, similares a un ventilador. Para nuestro proceso se considera una pérdida de agua por evaporación, del 1%. Los valores de temperatura y caudales (considerando la pérdida) en las etapas antes mencionadas, se pueden apreciar en la siguiente tabla.

Tabla 9.3-5: Caudal de agua a enfriar.

Etapa	T inicial (°C)	T final (°C)	Caudal (m <sup>3</sup> /h)
Enfriamiento E-201	30	45	49,698
Enfriamiento E-202 A/B	30	45	28,547
Enfriamiento E-203 A/B	30	45	30,923
Total			109,168

Fuente: Elaboración propia.

Como se dijo anteriormente, al considerar un 1% de pérdidas del agua necesaria para refrigeración, se deben reponer 1,1 m<sup>3</sup>/h. Para el cálculo del calor que deberá absorber la torre por hora se utiliza la siguiente ecuación.

$$Q_{abs} = m * c_p * (t_f - t_o)$$

Donde:

$Q_{abs}$  = 1637520 kcal/h (Calor absorbido por la torre)

$c_p$  = 1 kcal/kg °C (Calor específico del agua de enfriamiento).

$m$  = 109168 kg/h (Caudal másico de agua de enfriamiento).

$t_o$  y  $t_f$  son las temperaturas inicial y final (30 y 45) °C respectivamente.

De acuerdo con el valor de  $Q_{abs}$  y según los catálogos consultados se adopta una torre de enfriamiento compacta fabricada en PRFV con pileta de recolección, de la empresa TEVA.

Tabla 9.3-6: Especificaciones técnicas de la torre de enfriamiento adoptada.

Proveedor	TEVA
Modelo	TVAE 260
Potencia térmica (kW)	2551
Potencia del motor (kW)	2x11
Peso neto (kg)	2865
Peso operativo (kg)	8195

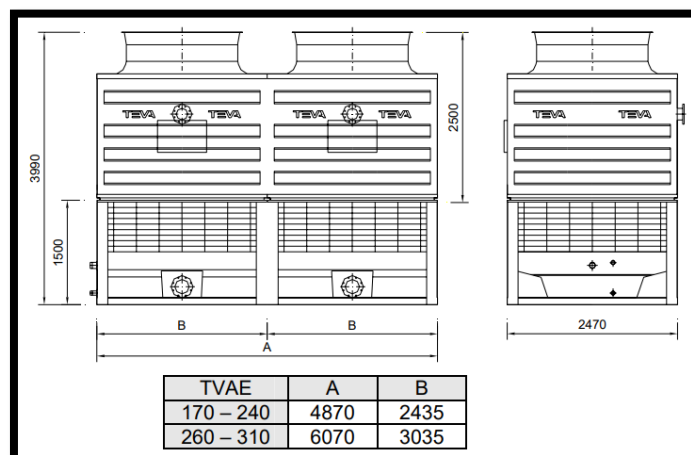


Figura 9.3-3: Dimensiones del modelo seleccionado.

### 9.3.5 Adopción de bombas para el agua de enfriamiento

El mecanismo de cálculo para la adopción de bombas para el sistema de enfriamiento es el mismo que el detallado en el capítulo 8.

#### 9.3.5.1 Características de las diferentes líneas de bombeo

En la siguiente tabla se detallan las distintas líneas de bombeo, junto con caudales y propiedades de las corrientes involucradas.

Tabla 9.3-7: Líneas de bombeo, agua de enfriamiento.:

Equipo de procedencia	Equipo de destino	Código de bomba	Fluido	Temperatura (°C)	$\mu$ (kg/m*s)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	Caudal (m <sup>3</sup> /h)
Perforación	AB-201	P-AB201	Agua	30	0,001	1000	1,1
T-CT201	CT-201	P-CT201	Agua	30	0,001	1000	1,1
CT-201	E-201	P-E201	Agua	30	0,001	1000	49,698
CT-201	E-202 A/B	P-E202	Agua	30	0,001	1000	28,547
CT-201	E-203 A/B	P-E203	Agua	30	0,001	1000	30,923

Fuente: Elaboración propia.

#### 9.3.5.2 Resumen, bombas del sistema de enfriamiento

En la siguiente tabla se resumen los cálculos para las distintas bombas utilizadas para el sistema de enfriamiento:

Tabla 9.3-8: Resumen de cálculo bombas para el sistema de enfriamiento.

Código del equipo	P-AB201	P-CT201	P-E202	P-E203	P-E201
Tipo de bomba	Centrífuga	Centrífuga	Centrífuga	Centrífuga	Centrífuga
Fluido	Agua	Agua	Agua	Agua	Agua
Velocidad de impulsión (m/s)	2	2	2	2	2
Material de la línea	Acero inoxidable AISI.316	Acero inoxidable AISI.316	Acero inoxidable AISI.316	Acero inoxidable AISI.316	Acero inoxidable AISI.316
Rugosidad superficial (mm)	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03
Longitud equivalente (m)	12	10	178	178	110
Accesorios	6 codos 90°	4 codos 90°	16 codos 90°	16 codos 90°	11 codos 90°
	1 ensanchamiento brusco	1 ensanchamiento brusco	-	-	-
	-	1 contracción brusca	1 válvula de asiento	1 válvula de asiento	1 válvula de asiento
	1 válvula en ángulo	-	-	-	-
	-	-	2 T	2 T	-
Pérdidas de carga (m)	27	14	28	27	13

Diferencia de presión (bar)	5,88	1,37	2,74	2,64	1,57
Diferencia de altura dH (m)	25	3,5	3	3	3
Potencia teórica de la bomba (HP)	0,244	0,07	3,1	3,2	3,15

Fuente: Elaboración propia.

### 9.3.5.3 Descripción de bombas seleccionadas

En las siguientes tablas se muestran las principales características de las bombas seleccionadas empleando los catálogos de fabricantes y los cálculos realizados anteriormente.

Tabla 9.3-9: Bombas para servicios auxiliares.

Código de equipo	P-AB201	P-CT201	P-E202	P-E203	P-E201
Caudal mín-máx (m <sup>3</sup> /h)	0-2,4	0-2,4	15-42	15-42	15-60
Potencia adoptada (HP)	0,5	0,5	5,5	5,5	5,5
Consumo del motor de la bomba (kW)	0,3	0,3	4	4	4
NPSH máximo (m)	6	6	37	37	21
Modelo	XHS 6 NT	XHS 6 NT	CMX-50/125	CMX-50/125	CST 300/3
Fabricante	AGP	AGP	AGP	AGP	AGP

Fuente: Elaboración propia.

## 9.4 Servicio de vapor (integración energética)

En función del balance de masa y energía del capítulo 7, en el reactor R-201 el flujo de vapor de alta presión generado por el enfriamiento de la unidad es de 8615,88 kg/h. Este vapor de alta presión es utilizado para calentar las corrientes de amoníaco, metano y aire antes de ingresar al reactor. También se precalienta la corriente de metano/aire que ingresa a la cámara de combustión del secador por aspersion DR-301. El consumo de vapor por cada unidad se detalla en la siguiente tabla.

Tabla 9.4-1: Consumo de vapor intercambiadores de calor.

Equipo	Descripción	Flujo másico de vapor de alta presión (kg/h)
E-101	Calentamiento corriente de NH <sub>3</sub>	149,4
E-102	Calentamiento corriente de CH <sub>4</sub>	160,43
E-103	Calentamiento corriente de aire	401,3
E-DR301	Calentamiento corriente de CH <sub>4</sub> /aire	1646
Total		2357,13
Excedente		6258,75

Fuente: Elaboración propia.

El excedente de vapor de alta presión es vendido a la planta de amoníaco situada en el complejo industrial Campana para suplir sus requerimientos energéticos. El circuito de vapor se detalla a continuación.

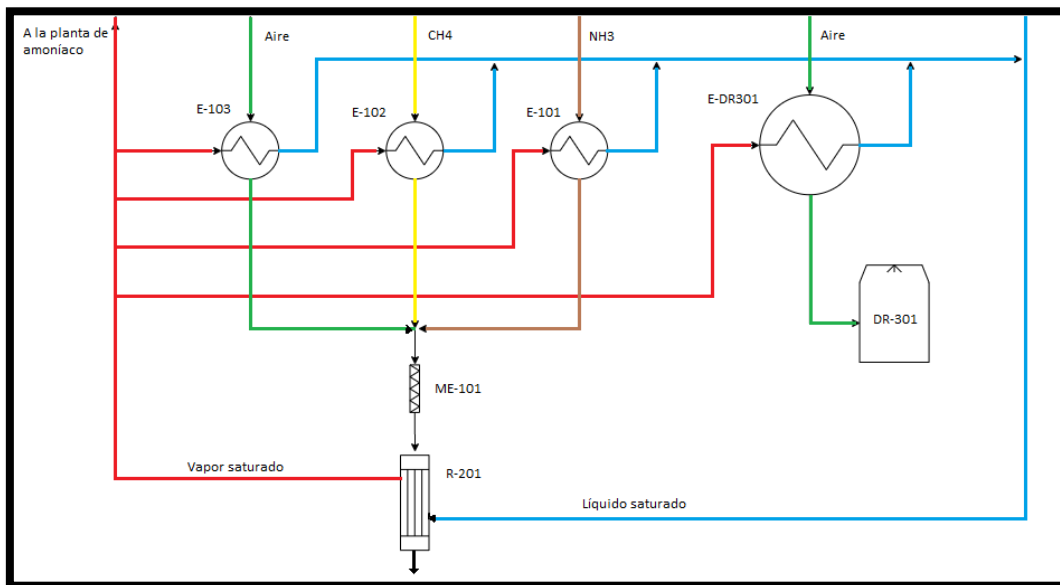


Figura 9.4-1: Circuito de vapor de alta presión.  
Fuente: Elaboración propia.

Para dimensionar el diámetro de una tubería de vapor saturado y retorno de condensado se tiene en cuenta la velocidad y presión por la que circulan en la línea de distribución.

- El diámetro de las tuberías se ve ligado a la velocidad del vapor, puesto que, con una mayor velocidad del vapor en la línea de distribución, aumenta la erosión y el ruido en las tuberías. Por lo tanto, las velocidades recomendadas para una adecuada y correcta distribución de vapor dentro de las líneas son de 25 a 35 m/s.
- Para el retorno de condensado la velocidad de diseño depende de la existencia de vapor en la línea. Si es solo líquido condensado generalmente la velocidad es de 1 a 1,5 m/s pero si es flujo de dos fases, las líneas deben ser dimensionadas en base al flujo de vapor. Para el flujo de dos fases la velocidad de diseño aproximadamente es 15 m/s.
- 

El cálculo del diámetro de la tubería corresponde a la siguiente ecuación:

$$D = \sqrt{\frac{4 * m_v * V_e}{v * \pi}}$$

Donde:

- D = diámetro de la tubería (m)
- $m_v$  = Masa de vapor (kg/h)
- $V_e$  = Volumen específico del vapor f (P,T) (m<sup>3</sup>/kg), cuyo valor es 0.052 m<sup>3</sup>/kg para el vapor en dichas condiciones y de 0.00125 m<sup>3</sup>/kg para el agua.
- v = Velocidad del fluido (m/h)



Las pérdidas de calor que existen al ambiente por convección y radiación provocan una disminución de la calidad del vapor debido a que parte del este condensa. La forma de minimizar esta situación es a través de la colocación de un aislante térmico. Empíricamente se determinó:

- Para tuberías menores a 2 pulg de diámetro se tiene 1 pulg de espesor de aislante.
- Para tuberías mayores a 2 pulg de diámetro se tiene 2 pulg de espesor de aislante.

La red de distribución de vapor está compuesta por una línea principal, la cual sale del reactor R-201 y de distintas líneas secundarias las cuales son las que alimentan el vapor a cada equipo. En la siguiente tabla se expresan los diámetros calculados para cada cañería utilizando la ecuación anterior, y en función de ello el diámetro adoptado.

Tabla 9.4-2: Diámetro líneas de vapor.

	Diámetro de la tubería		Diámetro adoptado
	m	pulg	pulg
Línea principal de vapor	0,073	2,874	3
Línea secundaria hacia E-103	0,016	0,63	0,75
Línea secundaria hacia E-102	0,00992	0,39	0,5
Línea secundaria hacia E-101	0,00957	0,37	0,5
Línea secundaria hacia E-DR301	0,032	1,26	1,5

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 9.4-3: Diámetro líneas de condensado.

	Diámetro de la tubería		Diámetro adoptado
	m	pulg	pulg
Condensado que ingresa R-201	0,05	1,968	2
Condensado que abandona E-103	0,011	0,433	0,5
Condensado que abandona E-102	0,00688	0,27	0,5
Condensado que abandona E-101	0,00636	0,26	0,5
Condensado que abandona E-DR301	0,022	0,87	1

Fuente: Elaboración propia.

## 9.5 Servicio de gas natural

El complejo industrial Campana cuenta con una red de media y alta presión de gas natural. Esta red provee de gas natural principalmente al proceso para la síntesis del HCN también al quemador del secador por aspersión y a los otros sectores tales como laboratorio, cocina, oficinas para calefacción.

En la siguiente tabla se resumen el consumo de gas para todos los sectores de la planta involucrados:

Tabla 9.5-1: consumo de gas natural en la planta.

CONSUMO DE GAS NATURAL	
DESTINO	CONSUMO (m <sup>3</sup> /h)
E-102	933,51
E-DR301	87,28
Laboratorios	0,22
Cocina	0,45
Calefacción	0,55

TOTAL	1022,01
-------	---------

Fuente: Elaboración propia.

La cañería principal de distribución de gas natural a toda la planta es de acero galvanizado, con un diámetro de 4 pulgadas, mientras que las de distribución a las instalaciones (laboratorio, cocina y calefacción) son de  $\frac{3}{4}$  pulgadas de diámetro nominal y construidas de polietileno media densidad con estructura interna metálica.

# **CAPÍTULO 10**

## **CONTROL DE CALIDAD**

## 10.1 Introducción

En este capítulo se describe del sistema de gestión de calidad, detallando los controles a realizar sobre la materia prima y el producto elaborado, así como también los parámetros de proceso más relevantes en las distintas etapas de productivas a fin de garantizar la calidad y responder a los parámetros exigidos por las especificaciones y normativas vigentes.

El sistema de control de calidad describe la metodología de organización, documentación y autorización de los procedimientos de muestreo, especificaciones y ensayos para asegurarse de que solo materiales aptos sean recepcionados y producidos y que no se autorice la venta o suministro de los productos hasta que su calidad haya sido determinada como satisfactoria.

El control de calidad no se limita a las operaciones de laboratorio, sino que debe de estar presente en todas las etapas del proceso productivo. Con este fin, los controles se deben de realizar tanto en materias primas y productos terminados como a lo largo del proceso. Un adecuado sistema de control permite, además, trabajar con mayor eficiencia, rendimiento y ahorrar recursos.

## 10.2 Plan de calidad

La adopción de un sistema de gestión de la calidad es una decisión estratégica para una organización, que puede a mejorar su desempeño global y proporcionar una base sólida para las iniciativas de desarrollo sostenible.

Se especifican los valores de cada parámetro que se evalúa, la técnica empleada para su análisis, la frecuencia de control y los responsables de ejecutar dichos los controles. En el caso de que el valor medido no se ajuste al deseado, se deben tomar medidas correctivas al respecto.

El equipamiento de laboratorio y los instrumentos de medición en los equipos proceso (caudalímetros, conductímetros, presostatos, termocuplas, etc.) están sujetos a un programa de calibración, verificación y mantenimiento con controles periódicos para asegurar su correcto funcionamiento y desempeño. Los métodos de análisis utilizados son conforme a normas estandarizadas y reconocidas tales como UNE-EN, ISO, ASTM, BSI, AOCS, IRAM y otras aceptadas por la industria. Por último, el laboratorio participa activamente de programas de control interlaboratorio para su continua evaluación e impulsión hacia la mejora.

### 10.2.1 Plan de calidad para materias primas

La calidad del producto terminado y la correcta ocurrencia de las etapas del proceso depende en gran medida de la calidad de las materias primas utilizadas, es por ello que, a pesar de comprar a proveedores confiables, que cumplan con las especificaciones requeridas, se deben realizar controles cuanti y cualitativos sobre los materiales a recepcionar.

Es indispensable realizar este control para el correcto desarrollo del proceso productivo, ya que cualquier valor fuera de rango en alguno de sus componentes, puede afectar el rendimiento del proceso.

Cuando se utiliza el término materia prima se incluye a todos aquellos productos que ingresan al establecimiento y que se usan de manera directa en la producción. Los controles son

realizados por personal idóneo, registrando todos los resultados de los análisis en la respectiva planilla.

El proceso de control de calidad de la materia prima consta de:

- Muestreo y análisis, para la determinación de propiedades físicas y químicas.
- La comparación y verificación de los estándares establecidos para cada parámetro de control.

La planilla de control debe contar con la siguiente información:

- Fecha y hora de la recepción.
- Lote analizado y número de remito.
- Operario/Analista que realiza la toma de muestra y el posterior análisis.
- Parámetros evaluados.
- Técnica de análisis.
- Observaciones.
- Otros datos específicos de relevancia.

La planta de amoníaco BUNGE ARGENTINA S.A abastecerá de amoníaco al proceso para la síntesis de HCN. Dado que esta materia prima ya se encuentra estandarizada por la misma planta que lo produce no se someterá a un control de calidad.

La red de gas natural que llega al complejo industrial Campana alimentará también al proceso para la síntesis del HCN. El gas natural para el proceso debe tener una composición en metano superior al 95 % (molar) para que no haya deposición de carbono sobre el catalizador y el contenido de azufre en el gas como SH<sub>2</sub> no debe superar las 50 ppm para no envenenar el catalizador. La composición del gas natural de la red se detalla a continuación.

Tabla 10.2-1: Composición del gas natural utilizado en el proceso.

Composición del gas natural de la red		%molar
Metano	C1	96,2506
Etano	C2	2,446
Propano	C3	0,1404
n-Butano	nC4	0,02002
i-Butano	iC4	0,01818
n-Pentano	nC5	0,00303
i-Pentano	IC5	0,00404
Hexano	C6	0,00303
Heptano	C7	0,00303
Nitrógeno	N <sub>2</sub>	1,0103
Dióxido de carbono	CO <sub>2</sub>	0,101
Sulfuro de hidrógeno	SH <sub>2</sub>	10ppm
Helio	He	1ppm

Fuente: Elaboración propia.

Las materias primas que si serán sometidas a control son el hidróxido de sodio y ácido sulfúrico que demanda la planta. Los requerimientos se detallan a continuación.

Tabla 10.2-2: Especificaciones del NaOH requerido.

Especificación de materia prima NaOH			
Parámetro	Unidad	Especificación del parámetro	Metodología de análisis
Alcalinidad total (NaOH)	% en peso	mín. 50	Titulación
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	% en peso	máx. 0,25	Titulación
NaCl	mg/kg	máx. 150	Titulación
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	mg/kg	máx. 200	Cromatografía
Fe	mg/kg	máx. 7	Cromatografía
Hg	mg/kg	máx. 0,01	Cromatografía
As	mg/kg	máx. 3	Cromatografía

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 10.2-3: Especificaciones del H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> requerido.

Especificación de materia prima H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>			
Parámetro	Unidad	Especificación del parámetro	Metodología de análisis
Acidez total (H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> )	% en peso	mín. 86,3	Titulación
Cl	ppm	máx. 0,25	Titulación
NO <sub>3</sub>	ppm	máx. 0,25	Titulación
PO <sub>4</sub>	ppm	máx. 0,5	Cromatografía
Ca	ppm	máx. 0,1	Cromatografía
Fe	ppm	máx. 0,1	Cromatografía
Residuos de ignición	ppm	máx. 3	-

Fuente: Elaboración propia.

En todas las situaciones, inicialmente se lleva a cabo un muestreo de la materia prima en el momento de la recepción. Se realizan los análisis correspondientes en el laboratorio de calidad y se almacena herméticamente una cantidad de muestra suficiente para cualquier tipo de análisis a futuro. Las muestras son almacenadas cronológicamente y correctamente identificadas para simplificar la búsqueda del análisis en el registro histórico. Además, se realiza un registro convenientemente codificado, que permite de forma simplificada conocer la composición de partida de la materia prima utilizada en planta, como así también la composición de esta que se ha usado para un determinado lote de producción. Los objetivos principales en el control de recepción son:

- Aceptar o rechazar un lote de materia prima controlado.
- Conocer la calidad media de la materia prima que es sometidos al control.
- Verificar la documentación e identificación pertinente.

Tabla 10.2-4: Plan de control materia prima (NaOH).

Plan de control de materia prima: HIDRÓXIDO DE SODIO								
Corriente	Variable	Unidad de medida	Valor límite	Técnica	Registro	Responsable	Frecuencia	AC/AP
F21- Hidróxido de sodio al 50%	Alcalinidad total	% p/p	50	Titulación	RMP/SA	Operario de recepción analista de laboratorio	Cada lote	Informar al proveedor. Rechazar el lote
	Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	% p/p	0,25					
	NaCl	mg/kg	150					
	Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	mg/kg	200	Cromatografía				
	Fe	mg/kg	7					

	Hg	mg/kg	0,01					
	As	mg/kg	3					

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 10.2-5: Plan de control materia prima (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>)

Plan de control de materia prima: ÁCIDO SULFÚRICO								
Corriente	Variable	Unidad de medida	Valor límite	Técnica	Registro	Responsable	Frecuencia	AC/AP
F14- Ácido sulfúrico al 86%	Acidez total	% p/p	86	Titulación	RMP/SA	Operario de recepción analista de laboratorio	Cada lote	Informar al proveedor. Rechazar el lote
	Cl	ppm	0,25					
	NO <sub>3</sub>	ppm	0,25					
	PO <sub>4</sub>	ppm	0,5	Cromatografía				
	Ca	ppm	7					
	Fe	ppm	0,01					
	Residuos de ignición	ppm	3					

Fuente: Elaboración propia.

## 10.2.2 Plan de calidad para el proceso

El seguimiento de las condiciones del proceso se ejecuta en diferentes puntos de control, planificados para las operaciones que necesitan un seguimiento más exhaustivo de los parámetros de operación. En cuanto al control de dicho proceso, se implementa un sistema de control automático en los distintos equipos del proceso, poniendo énfasis en aquellos puntos considerados como críticos. Este accionar tiene como resultado un estricto control de las variables del proceso, repercutiendo de manera directa en la calidad final del producto. En caso de que alguna variable supere o esté por debajo del valor límite, el operario de panel de control se va a ser responsable implementar las acciones correctivas. En caso de desvíos detectados por el analista de laboratorio se informará de manera fehaciente e inmediata al operario de panel de control.

### 10.2.2.1 Control de precalentamiento de reactivos

El precalentamiento de los reactivos involucra tres intercambiadores de calor y es necesario para llevar a cabo posteriormente la síntesis del HCN en el reactor R-201. Una vez precalentados los reactivos se ponen en contacto a través del mezclador estático ME-201.

Tabla 10.2-6: Plan de control precalentamiento de reactivos.

Plan de control, precalentamiento de reactivos									
Corriente	Variable	Unidad de medida	Valor nominal	Valor límite	Técnica	Registro	Responsable	Frecuencia	AC/AP
F2 (NH <sub>3</sub> )	Temperatura	°C	205	203-207	Control automático	RCP/100	Operario de panel de control	Cada 1 hora	Regular caudal. Ajustar válvulas. Revisar registros. Dar aviso a superior y/o mantenimiento.
	Caudal	kg/h	650	645-655					
A (Vapor)	Temperatura	°C	250	245-255					
	Caudal	kg/h	150	145-155					
F6 (CH <sub>4</sub> )	Temperatura	°C	200	198-202					
	Caudal	kg/h	611	605-615					
C (Vapor)	Temperatura	°C	250	245-255					
	Caudal	kg/h	160	155-165					
F9 (Aire)	Temperatura	°C	203	201-205					

	Caudal	kg/h	6873	6860-6880					
E (Vapor)	Temperatura	°C	250	248-252					
	Caudal	kg/h	401	395-405					

Fuente: Elaboración propia.

### 10.2.2.2 Control de solución de sulfato de amonio

Los equipos cuentan con instrumentos que se utilizan para facilitar el análisis y el registro de parámetros específicos, estos ayudan a establecer las condiciones óptimas del proceso. El control de las variables se lleva a cabo desde una interfaz SCADA en el panel de control a través o mediante un sistema de control automático. Durante la etapa de neutralización del amoníaco no reaccionante, el operario de panel de control se encarga de controlar periódicamente las siguientes variables de esta operación:

- Caudales de los reactivos y salida.
- Temperatura y presión de la columna de absorción de NH<sub>3</sub>.
- Acidez de la corriente de salida de la columna de absorción de NH<sub>3</sub>.

En esta etapa se realiza un seguimiento de la composición de la solución mediante la medición de la conductividad. Las condiciones de reacción, temperatura y presión son controladas en línea debido al control automático y visualización SCADA. Para seguridad, se instala un sensor de presión que activa una alarma cuando la presión excede 1.7 bar.

Tabla 10.2-7: Plan de control columna de absorción de NH<sub>3</sub>.

Plan de control, columna de absorción de NH <sub>3</sub> .									
Corriente	Variable	Unidad de medida	Valor nominal	Valor límite	Técnica	Registro	Resp.	Frecuencia	AC/AP
C-201	Presión	bar	1,65	1,6-1,7	Control automático	RCP/200	Operario de panel de control	Cada 1 hora	Regular caudal. Ajustar válvulas. Dar aviso a superior y/o mantenimiento
	Temperatura	°C	55	50-60					
E-202 (Corriente K)	Caudal	kg/h	28548	28500-28600					
	Temperatura	°C	30	28-32					
F20 (NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	Temperatura	°C	65	63-67					
	Caudal	kg/h	1998	1990-2010					
	Acidez	pH	2,7	2,5-2,9					

Fuente: Elaboración propia.

### 10.2.2.3 Control de la solución de cianuro de sodio

Durante la etapa de neutralización del ácido cianhídrico sintetizado, el operario de panel de control se encarga de controlar periódicamente las siguientes variables de esta operación:

- Caudales de los reactivos y salida.
- Temperatura y presión de la columna de absorción de HCN.
- Alcalinidad de la corriente de salida de la columna de absorción de HCN.

En esta etapa se realiza un seguimiento de la composición de la solución mediante la medición de la conductividad. Las condiciones de reacción, temperatura y presión son controladas en línea debido al control automático y visualización SCADA. Para seguridad, se instala un sensor de presión que activa una alarma cuando la presión excede 1.65 bar.



Tabla 10.2-8: Plan de control columna de absorción de HCN.

Plan de control, columna de absorción de HCN.									
Corriente	Variable	Unidad de medida	Valor nominal	Valor límite	Técnica	Registro	Resp.	Frecuencia	AC/AP
C-202	Presión	bar	1,6	1,55-1,65	Control automático	RCP/200	Operario de panel de control	Cada 1 hora	Regular caudal. Ajustar válvulas. Revisar registros. Dar aviso a superior y/o mantenimiento
	Temperatura	°C	50	45-55					
E-203 (Corriente M)	Caudal	kg/h	30924	30910-30940					
	Temperatura	°C	30	28-32					
F28 (NaCN)	Temperatura	°C	60	58-62					
	Caudal	kg/h	2618	2600-2650					
	Alcalinidad	pH	12,9	12,8-13					

Fuente: Elaboración propia.

### 10.2.2.4 Control de humedad del producto a la salida del enfriador

La temperatura y la humedad del producto será monitoreada constantemente para poder llevar a cabo el posterior briquetado. Además, se controlará constantemente la temperatura y la humedad relativa del aire utilizado para enfriar el producto.

Tabla 10.2-9: Plan de control humedad del producto final.

Plan de control, humedad del producto.									
Corriente	Variable	Unidad de medida	Valor nominal	Valor límite	Técnica	Registro	Resp.	Frecuencia	AC/AP
EN-301 (corriente F32)	Caudal	kg/h	1144	1100-1200	Control automático	RCP/200	Operario de panel de control	Cada 1 hora	Regular caudal. Ajustar válvulas. Revisar registros. Dar aviso a superior y/o mantenimiento.
	Temperatura	°C	35	33-37					
	Humedad	% p/p	0,45	0,4 - 0,5					
FA2	Caudal	kg/h	1363	1300-1400					
	Temperatura	°C	25	20-30					
	Humedad	% HR	30	20-40					

Fuente: Elaboración propia.

### 10.2.3 Plan de calidad para producto final y subproducto

Las siguientes tablas muestran las especificaciones del producto final (NaCN) y el subproducto  $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ , las cuales son controladas por el analista del laboratorio. Cualquier desvío debe notificarse al operador del panel de control.

Tabla 10.2-10: Especificaciones del producto [NaCN].

Especificaciones del producto final NaCN			
Parámetro	Unidad	Especificación del parámetro	Metodología de análisis
$\text{Na}_2\text{CO}_3$	% peso	<0,1	Valoración
NaOH	% peso	<0,5	Valoración
NaCN	% peso	>99	Valoración
H <sub>2</sub> O	% peso	<0,5	Titulación KF

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 10.2-11: Especificaciones del subproducto  $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ .

Especificaciones del subproducto $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$			
Parámetro	Unidad	Especificación del parámetro	Metodología de análisis

Acidez	pH	2,7-2,9	Valoración
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	% peso	42-43	Kjeldahl
H <sub>2</sub> O	% peso	58-57	-

Fuente: Elaboración propia.

## 10.3 Registros

Para cada etapa de proceso y análisis realizado se deben registrar de manera ordenada los resultados obtenidos en una planilla de control. A continuación, se exponen los modelos correspondientes a las mismas, que deberá completar el responsable a cargo, y luego enviado al Departamento de Calidad, donde se llevan a cabo los análisis estadísticos pertinentes. Las planillas se dividirán según el área o sector en el que se encuentra dividido el proyecto, es decir:

- Recepción de materias primas.
- Control del subproducto.
- Producción de NaCN.

Tabla 10.3-1: Registro, solución de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> al 86%.

RECEPCIÓN DE MATERIA PRIMA					RMP/SA	
SOLUCIÓN DE H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> AL 86%						
FECHA:		PROVEEDOR:				
HORA:		REMITO N°:				
		CERTIFICADO DE ANÁLISIS N°:				
LOTE:		kg Lote:				
ANALISIS	Unidad de medida	Resultado	Valor límite	Técnica	Resp.	Observación
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	% p/p		86	Titulación		
Cl	ppm		0,25			
NO <sub>3</sub>	ppm		0,25			
PO <sub>4</sub>	ppm		0,5	Tec. Crom		
Ca	ppm		7			
FECHA:	ppm		0,01			
Residuos	ppm		3			

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 10.3-2: Registro, solución de NaOH al 50%.

RECEPCIÓN DE MATERIA PRIMA					RMP/SA	
SOLUCIÓN DE NaOH AL 50%						
FECHA:		PROVEEDOR:				
HORA:		REMITO N°:				
		CERTIFICADO DE ANÁLISIS N°:				
LOTE:		kg Lote:				
ANALISIS	Unidad de medida	Resultado	Valor límite	Técnica	Resp.	Observación
NaOH	% p/p		50	Titulación		
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	% p/p		0,25			
NaCl	mg/kg		150			
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	mg/kg		200	Tec. Crom		
Fe	mg/kg		7			
Hg	mg/kg		0,01			

As	mg/kg		3			
----	-------	--	---	--	--	--

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 10.3-3: Análisis de subproducto recirculado.

Recirculación de solución de (NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>						
FECHA:			OPERADOR DE PANEL DE CONTROL			
HORA:						
ANÁLISIS	Unidad de medida	Resultado	Valor límite	Técnica	Resp.	Observaciones
Caudal	kg/h	25017	24500-25500			
Temperatura	°C	35	34-36			
Acidez	pH	0,322	0,3-0,35			

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 10.3-4: Análisis de subproducto.

Solución de (NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> a almacenamiento.						
FECHA:			OPERADOR DE PANEL DE CONTROL			
HORA:						
ANÁLISIS	Unidad de medida	Resultado	Valor límite	Técnica	Resp.	Observaciones
Caudal	kg/h	1198	1150-1250			
Temperatura	°C	64	63 - 66			
Acidez	pH	2,8	2,7-2,9			

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 10.3-5: Análisis, solución de NaCN recirculada.

Recirculación de solución de NaCN						
FECHA:			OPERADOR DE PANEL DE CONTROL			
HORA:						
ANÁLISIS	Unidad de medida	Resultado	Valor límite	Técnica	Resp.	Observaciones
Caudal	kg/h	28665	28600-28700			
Temperatura	°C	35	34-36			
Alcalinidad	pH	>14	-			

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 10.3-6: Análisis, solución concentrada de NaCN.

Solución de NaCN a secador D-301.						
FECHA:			OPERADOR DE PANEL DE CONTROL			
HORA:						
ANÁLISIS	Unidad de medida	Resultado	Valor límite	Técnica	Resp.	Observaciones
Caudal	kg/h	2620	2600-2700			
Temperatura	°C	60	58 - 62			
Alcalinidad	pH	12,85	12,8-12,9			

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 10.3-7: Analisis de producto NaCN.

ANALISIS DE PRODUCTO TERMINADO		RPT
FECHA:		
HORA:		

ANÁLISIS	Unidad de medida	Resultado	Valor límite	Técnica	Responsable	Observaciones
NaCN	% en peso		98,5-99,5	Valoración		
NaOH	% en peso		<0,5	Titulación		
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	% en peso		<0,1	Titulación		
H <sub>2</sub> O	% en peso		<0,5	Titulación KF		

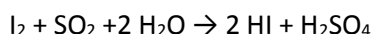
Fuente: Elaboración propia.

## 10.4 Técnicas de análisis

### 10.4.1 Determinación de humedad por titulación según Karl Fischer

#### 10.4.1.1 Principio de análisis

La determinación de agua está basada en la reacción cuantitativa del agua con una solución anhidra de dióxido de azufre según la siguiente estequiometría:



El reactivo comercial conocido como Reactivo de Karl Fischer es una disolución conocida de dióxido de azufre e iodo en otros solventes. Se utiliza según recomendaciones del proveedor. Actualmente la determinación de Karl Fisher es aplicada mediante dos técnicas: Durante la titulación volumétrica, el iodo se disuelve en el reactivo y el contenido de agua es determinado midiendo la cantidad de iodo consumido como resultado de la reacción con el agua. Se utiliza para concentraciones de agua de entre 100 ppm y 100%.

Durante la determinación por coulometría, es apropiada para muestras con un contenido estimado de agua de entre 1 ppm y 5 %, en ella el iodo es generado por oxidación electroquímica en un electrodo o celda generadora en el vaso de titulación y el iodo reacciona con el agua según la ecuación 10.1. La cantidad de agua de la muestra es determinada por la cantidad de corriente en Coulomb usada para generar el iodo, que reacciona con el agua. El potencial de la solución es controlado por voltametría durante la titulación.

#### 10.4.1.2 Aparato

Se seleccionó para determinación un titulador coulométrico Mettler Toledo C20S con las siguientes especificaciones:

Tabla 10.4-1: Especificaciones técnicas del titulador seleccionado.

HOJA DE ESPECIFICACIONES DE TITULADOR KARL FISCHER	
Denominación	Valor Coulométrico
Modelo adoptado	Mettler Toledo C20S
CONDICIONES AMBIENTALES	
Temperatura de funcionamiento	(5-40) °C
Humedad relativa	Máx. 80% a 31 °C
Requisitos de tensión de línea	100-240 V +/- 10%
DIMENSIÓN Y PESO	
Altura	31,2 cm

Ancho	21 cm
Profundidad	34 cm
Peso	3,3 kg
ESTRUCTURA EXTERNA DEL EQUIPO	
	

Fuente: Elaboración propia.

### 10.4.1.3 Determinación

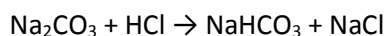
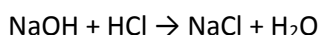
Para realizar la medición se deben llevar a cabo los siguientes pasos, en el titulador seleccionado.

1. En el equipo de medición, activar el método requerido.
2. Si el equipo ya fue calibrado, seleccionar Start (analizar la muestra). Caso contrario seleccionar pre-titulación y verificar calibración.
3. Con una jeringa desechable, tomar unos 3 ml. Desechar. Volver a tomar unos 3 ml. Masar la jeringa con el contenido. Tarar la balanza (Precisión igual o mayor a 0.0001 g.).
4. Colocar entre 0.5 a 1 ml del contenido de la jeringa en el vaso de titulación, tratando de que la aguja llegue al seno del líquido.
5. Masar nuevamente de la jeringa con el resto de la muestra y ver la diferencia añadida para análisis. Introducir el valor de masa de la muestra en la pantalla táctil y presione OK.
6. El análisis comienza. Una vez que la titulación se ha completado, el resultado del contenido de agua se muestra en la pantalla.
7. Registrar el valor.

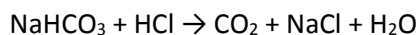
## 10.4.2 Determinación de alcalinidad total y contenido de carbonatos en soda caustica al 50% y producto final

### 10.4.2.1 Principio de análisis

La composición de una disolución de la muestra se calcula a partir del volumen de ácido patrón (por ejemplo, HCl) consumido en dos valoraciones: una con un indicador de viraje básico como la fenolftaleína y la otra con un indicador de viraje ácido, como el anaranjado de metilo. Las reacciones durante la neutralización que pueden producirse serán:



El indicador utilizado para titular inicialmente es la fenolftaleína. Si a la disolución se le añade anaranjado de metilo y se sigue valorando hasta coloración rosada, se descompone el bicarbonato de la reacción anterior y el inicial que pueda existir en la muestra, según la reacción:



### 10.4.2.2 Determinación

1. Masar aproximadamente 25 g de muestra. Disolver y enrazar a 1000 ml con agua bidestilada a 15-25 °C.
2. Titular 10 ml de la disolución preparada con HCl de concentración 0.1N hasta viraje de fenolftaleína.
3. Añadir 2 gotas de anaranjado de metilo. Continuar con la titulación hasta viraje de anaranjado de metilo.

$V_f$  = volumen del ácido necesario para el viraje con Fenolftaleína, en ml.

$V_m$  = volumen del ácido necesario para el viraje con anaranjado de metilo, en ml.

M = masa de la muestra, en g.

C = concentración del ácido, 0.1 M.

$V_s$  = volumen de la solución de muestra titulado, 10 ml.

$$\text{ALCALINIDAD TOTAL} = \frac{(2 * V_f - V_m) * C * 40g/mol}{M}$$

$$\% \text{ de Carbonato de sodio} = \frac{(V_m - V_f) * C * 106g/mol}{M}$$

# **CAPÍTULO 11**

## **OBRAS CIVILES**

## 11.1 Introducción

En el presente capítulo se realiza la distribución física de todas las áreas que conforman las instalaciones de la planta productora de NaCN, la cual se encuentra ubicada tal como se describió en el capítulo 4, frente al complejo industrial Campana radicado en la provincia de Buenos Aires. Se describen todos los detalles considerados para la construcción de cada uno de los sectores y se diseña el layout correspondiente de la planta, siendo este necesario para el cálculo de las cañerías y bombas, obteniendo de esta manera, una representación de forma simple de los espacios a ocupar.

El terreno en cuestión para la edificación de la planta cuenta con los siguientes servicios disponibles:

- Red eléctrica de baja y media tensión.
- Red de agua corriente.
- Red de media y alta presión de gas natural.
- Red de cloacas.
- Sistema desagües pluviales.
- Iluminación interior y alumbrado público exterior.
- Sistema hidrante contra incendios.
- Doble cerco perimetral.
- Sistema de control de ingresos y egresos.

A continuación, se procede a realizar la descripción del terreno adoptado y las características de cada una de las áreas de la planta.

## 11.2 Descripción general del establecimiento

El lote adoptado frente al complejo industrial Campana tiene un área total de 205000 m<sup>2</sup>. Del total del terreno se utilizarán 8400 m<sup>2</sup> (120 m de largo por 70 m de ancho).

Figura 11.2-1: Lote disponible frente al complejo industrial Campana.



Fuente: Google Maps.

Los edificios deben ser construidos con una buena estructura para asegurar su seguridad, y, los materiales, deben ser tales que no produzcan ningún tipo de contaminación



que puedan dañar tanto a las personas que trabajan en la planta, el producto que se elabora y el medio ambiente.

En el interior del edificio, se debe disponer de espacio suficiente de manera que se pueda movilizar de manera correcta el flujo de materia prima, materiales, productos y personal sin provocar interferencia en las operaciones que se están realizando y así, poder evitar posibles accidentes.

Como primera disposición, se alza en el predio un cerco perimetral de 2 m de altura con alambre del tipo romboidal. Los pilares de este cerco están hechos de pre moldeados de hormigón en forma de postes olímpicos y colocados cada 10 m de perímetro. Estos postes sirven de bases y en su parte superior un tendido de 3 filas de alambres de púas, cubriendo la totalidad de la superficie de este.

Para el correcto desplazamiento dentro del predio, se traza una red de calles internas pavimentadas y señalizadas, por las que circularán tanto los vehículos de transporte y personales como así también el personal a pie.

Cabe señalar que además de la luminaria del predio, de las calles internas y de las distintas construcciones, el paisaje del predio se ve afectado por estructuras metálicas que sostienen las tuberías de transporte de materia prima y producto terminado, como así también servicios auxiliares, las cuales deberán tener una altura suficiente para permitir la circulación interna de camiones y otros vehículos de tamaño semejante.

En cuanto a las instalaciones edilicias se destacan zonas cubiertas bajo techo y zonas en la intemperie. En la siguiente tabla se detallan cada una de ellas:

Tabla 11.2-1: Descripción de zonas de la planta.

ZONAS CUBIERTAS	ZONAS EN LA INTEMPERIE
<ul style="list-style-type: none"> <li>• Oficinas, comedor, baños, vestuarios.</li> <li>• Zonas 100, 200, 300 y laboratorio.</li> <li>• Pesto de control (garita de seguridad).</li> <li>• Sala de control, dpto. de Ing.</li> <li>• Taller de mantenimiento.</li> <li>• Almacenamiento de producto final.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Almacenamiento de materia prima.</li> <li>• Almacenamiento de subproductos.</li> <li>• Torres de enfriamiento.</li> <li>• Tanques de agua.</li> <li>• Estacionamiento.</li> </ul>

Fuente: Elaboración propia.

Antes de determinar el área de cada sector, se fijan las consideraciones hechas a tal objetivo:

- Maximizar la funcionalidad de cada sector y de la planta en su totalidad.
- Minimizar el área cubierta y los desplazamientos de vehículos y personal.
- Tener en cuenta futuras ampliaciones e incorporaciones de equipos.
- Promover una eficiente comunicación entre las áreas y personas que allí trabajan.
- Facilitar el flujo de corrientes y de información.

En la siguiente tabla se muestra la superficie que requiere cada una de las áreas de trabajo y en la figura que le continua se exhibe la distribución general de la planta (cabe destacar que la gráfica no se encuentra precisamente a escala).

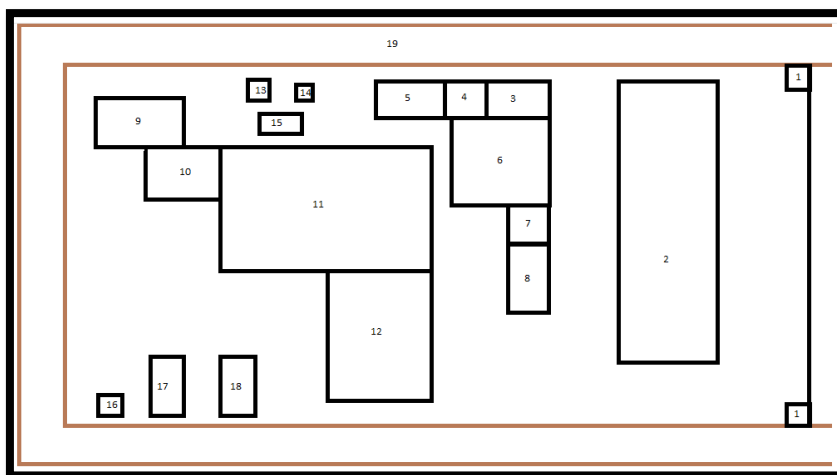
Tabla 11.2-2: Área requerida por cada sector.

Sector	N°	Dimensiones (m)	Área (m <sup>2</sup> )
Puesto de control (2)	1	3,2 x 3,2	20,4
Estacionamiento	2	42 x 14	588

Baños y vestuarios	3	10 x 6	60
Comedor	4	6 x 6	36
Sala de control/dpto de Ingeniería y producción	5	12 x 6	72
Oficinas	6	15 x 15	225
Laboratorio	7	6 x 6	36
Taller de mantenimiento	8	12 x 6	72
Zona 100	9	12 x 7,2	86,4
Zona 200	10	11,2 x 8,8	98,56
Zona 300	11	17,8 x 31,5	560,7
Almacenamiento producto terminado	12	22,5 x 15,5	348,75
Tanque de agua (sist de enfriamiento)	13	3,5 x 3,5	12,25
Tanque de agua (servicio general)	14	2,9 x 2,9	8,41
Torre de enfriamiento	15	3,5 x 8,6	30,1
Materia prima [H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> ]	16	3,9 x 3,9	15,21
Subproducto [(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> ]	17	13,5 x 4,5	60,75
Materia prima [NaOH]	18	13,5 x 4,5	60,75
Calle	19	-	1730

Fuente: Elaboración propia.

Figura 11.2-2: Distribución general de la planta.



Fuente: Elaboración propia.

### 11.2.1 Puesto de control

Para el ingreso se emplaza una barrera al paso y dos puestos de seguridad que, tienen en principal, la función de un control interno sobre la empresa. En una de las cabinas se controla el ingreso y el egreso del personal por medio de un reloj biométrico, y en la otra el ingreso de proveedores, clientes y visitas, como así también el transporte de materia prima, subproducto y producto terminado.

Las paredes de este sector son de ladrillo común de 30 cm de ancho y 3 m de alto, revestidas con revoque grueso y fino, y pintadas con pintura látex. Los techos son de hormigón armado revocado interiormente. Los pisos son de hormigón revestidos con cerámicos y las aberturas presentes son de aluminio.

### **11.2.2 Estacionamiento**

El estacionamiento de la planta incluye un sector para motocicletas y bicicletas, para el cual se destinan los primeros 4 espacios del mismo, y un sector para automóviles. Para el primer sector se coloca un rack para bicicletas, mientras que las motos se ubican a su derecha. En el caso de los automóviles posee capacidad disponible para 24 autos, se optó por una orientación de 90° para cada vehículo. Para protección de los mismos, se emplean dos toldos impermeables con mallas tipo Dickson.

### **11.2.3 Comedor**

El comedor tiene una superficie de 36 m<sup>2</sup>, cuenta con una mesa y sillas suficientes para que el personal de turno pueda estar cómodo, una heladera, un microondas, mesada con bacha y canilla de agua fría y caliente, vajilla y utensilios para uso del personal. Las paredes de este sector son de ladrillo común de 30 cm de ancho y 3 m de alto, revestidas exteriormente con revoque grueso y fino y pintadas con pintura látex, en su interior se encuentran recubiertas con azulejos hasta los 2 m de altura y luego pintadas con látex. Los pisos son de hormigón revestidos con cerámicos y los techos son de hormigón armado revocado interiormente. Las aberturas presentes son de aluminio.

### **11.2.4 Baños y vestuarios**

Hay baños y vestuarios independientes para damas y caballeros, se encuentran separados uno de otro por una pared de ladrillo común de 15 cm de espesor. Los baños cuentan con inodoros, y el de caballeros además con mingitorios, lavamanos (agua fría y agua caliente), dispositivos de jabón líquido, toallas de papel descartables y cesto para arrojar los papeles. Las paredes del sector son de ladrillo común de 30 cm de ancho y 3 m de alto, revestidas exteriormente con revoque grueso y fino y pintadas con pintura látex, en su interior se encuentran recubiertas con azulejos hasta los 2 m de altura y luego pintadas con látex. Los pisos son de hormigón revestidos con cerámicos y los techos son de hormigón armado revocado interiormente. Las aberturas presentes son de aluminio. Debido a que el personal debe utilizar la ropa adecuada para el trabajo diferente a la que emplearán al salir de la planta, los vestuarios disponen de ducha, y cuenta con casilleros propios para guardar sus objetos personales.

### **11.2.5 Sala de control, dpto. de Ingeniería y producción**

En este sector se ubica la central de monitoreo de los procesos presente en la planta y las oficinas del personal jerárquico de producción. Las paredes del exterior son de ladrillo común de 30 cm de ancho por 3 m de alto, revocadas con revoque fino y grueso y pintadas con látex, mientras que las del interior se utilizan paneles durlock pintados al látex de 15 cm de ancho con perfiles de acero galvanizado. Los techos son de hormigón armado revocado interiormente y el piso es de hormigón revestido con cerámicos. Las aberturas presentes son de aluminio.

### **11.2.6 Oficinas/administración**

En este sector, se encuentran las oficinas del personal administrativo. Además, cuenta con una recepción, sala de reuniones, baños para damas y caballeros y una pequeña cocina comedor.

Dispone de escritorios, sillas, armarios, PC, artículos de librería y todo lo necesario para llevar a cabo las actividades administrativas.

Las paredes del exterior son de ladrillo común de 30 cm de ancho por 3 m de alto, revestidas con revoque fino y grueso, y pintadas con pintura látex, mientras que las del interior se utilizan paneles durlock pintados al látex de 15 cm de ancho con perfiles de acero galvanizado. El piso es de hormigón revestido con cerámicos y los techos son de hormigón armado revocado interiormente. Las aberturas presentes son de aluminio.

### **11.2.7 Taller de mantenimiento**

Se cuenta con un taller de mantenimiento el cual contiene las distintas herramientas y equipos disponibles para el mantenimiento y arreglo de los equipos. Las características constructivas que se emplean son paredes de ladrillo común de 30 cm de espesor, recubiertas con revoque grueso y fino a una altura de 3 m y pintadas al látex, luego se continúa la edificación con un sistema de columnas de hierro y chapas pre pintadas y policarbonato cristal hasta completar los 5 m de altura. El piso es de cemento armado o concreto, colocado en losas o lanchas a lo largo de toda la sala, tendrá unas 5 pulgadas de espesor. Los techos son de chapa soportadas sobre vigas de acero con pendiente para el escurrimiento del agua con extractores eólicos. Las únicas aberturas disponibles son dos portones corredizos que contiene una puerta hombre.

### **11.2.8 Laboratorio**

Las paredes del laboratorio son de ladrillo común de 30 cm de ancho y 3 m de alto, se encuentran revestidas con revoque grueso y fino y recubierto con pintura epoxi. La zona de trabajo se encuentra recubierta con azulejos blancos hasta una altura de 2 m, contiene una mesada con bachea donde se dispone de agua caliente y fría, una bajo mesada con puertas y llave que posee las estanterías necesarias para ubicar todos los elementos de uso del laboratorio. Además, cuenta con estantes para colocar los elementos necesarios para realizar los diferentes tipos de ensayos y conservación de muestras.

El piso está recubierto por Epoxi-Poliuretano, el cual ofrece una gran ventaja a resistencia de derrames y salpicaduras de pinturas, disolventes y diferentes tipos de productos químicos. Es fácil de limpiar, es resistente a la abrasión, antiderrapante y estético. Los techos son de hormigón armado revocado interiormente y las aberturas colocadas en este espacio son de aluminio.

### **11.2.9 Almacenamiento de producto terminado**

Los pales de almacenamiento de producto terminado se encuentran bajo techo, anexo a la Zona 300. Las características constructivas que se emplean son paredes de ladrillo común

de 30 cm de espesor, recubiertas con revoque grueso y fino a una altura de 3 m y pintadas al látex, luego se continúa la edificación con un sistema de columnas de hierro y chapas pre pintadas y policarbonato cristal hasta completar los 5 m de altura. El piso es de cemento armado o concreto, colocado en losas o lanchas a lo largo de toda la sala, tendrá unas 5 pulgadas de espesor. Los techos son de chapa soportadas sobre vigas de acero con pendiente para el escurrimiento del agua con extractores eólicos. Las únicas aberturas disponibles son dos portones corredizos que contiene una puerta hombre.

# **CAPÍTULO 12**

## **INSTALACIONES ELÉCTRICAS**

## 12.1 Introducción

En el siguiente capítulo se describirá de manera general las características de las instalaciones eléctricas y el requerimiento de potencia total de la empresa, el cual se determina considerando el consumo correspondiente a cada uno de los equipos que se encuentran involucrados en el proceso productivo y de los artefactos utilizados para la iluminación. Los circuitos de alumbrado emplean corriente alterna monofásica de 220 V, mientras que en los circuitos de fuerza motriz la corriente utilizada es alterna trifásica de 380 V.

El complejo industrial Campana cuenta con una estación transformadora de voltaje y líneas de suministro de energía eléctrica de baja y media tensión que abastecerán a la planta de NaCN adyacente. Dicho servicio es provisto por la empresa EDENSA (Empresa de energía eléctrica en el norte y centro de la provincia de Buenos Aires).

## 12.2 Descripción de la instalación eléctrica

Para el correcto funcionamiento de la instalación eléctrica son necesarios una serie de elementos que se detallan a continuación:

- Transformador.
- Tableros eléctricos.
- Tomacorrientes.
- Conductores eléctricos.
- Bandejas de cables.
- Elementos de protección.
- Generador de emergencia.
- Pararrayos.
- Corrector de factor de potencia.
- Iluminación.
- Iluminación de emergencia.

### 12.2.1 Transformador

Se utiliza para soportar los esfuerzos de cortocircuito externo, sobretensiones de impulso y maniobra, y para lograr una disipación óptima del calor. Está instalado en la subestación eléctrica y desde ahí se distribuye la electricidad hacia toda la planta.

### 12.2.2 Tableros eléctricos

Contienen los dispositivos necesarios para la operación, rastreo, protección y control de toda la instalación eléctrica. Permiten la distribución de la corriente a todos los sectores. Deben construirse con materiales metálicos o plásticos que sean: no inflamables, no higroscópicos, que posean resistencia mecánica para soportar cargas y una baja constante dieléctrica. En los tableros, los circuitos se bifurcan y ordenan convenientemente. Éstos están formados por aparatos de maniobra, con llaves o conmutadores, aparatos de protección, como fusibles y llaves automáticas, aparatos de medición, como medidores de energía, amperímetros, voltímetros, etc. Son generalmente paneles verticales colocados dentro de cajas. La altura a la cual están ubicados debe permitir las operaciones de una persona. Los tableros, clasificados desde el punto de vista de su operación son:

- Tablero principal: opera toda la instalación.
- Tablero seccional: opera circuitos.
- Tablero subseccional: opera solo una parte del circuito.

### **12.2.3 Tomacorrientes**

Se llama de esta manera a las piezas que tienen como objetivo establecer y permitir una conexión segura entre la línea eléctrica y un enchufe de función complementaria que corresponde a un elemento de trabajo. Usualmente se encuentran en la pared de forma superficial o empotrada sobre ella, o también se los suele encontrar adaptados dentro de los tableros eléctricos, esto se da en el caso de ser sistemas trifásicos. La potencia requerida para los tomacorrientes se calcula fijando los W de salida. Para oficinas y usos generales se usarán tomacorrientes del tipo monofásico para 150 y 300 W, mientras que en la zona de producción se colocan del tipo trifásico para 1000 W, ya que en este sector se requieren mayores necesidades energéticas.

### **12.2.4 Conductores eléctricos**

Se encargan de la conducción de la energía eléctrica desde donde se produce hasta donde se va a utilizar.

Los metales habitualmente usados para la fabricación de cables son de cobre, aluminio o aleaciones de este último. Poseen un alambre central de material conductor, cuya sección está determinada por la corriente a conducir y limitada por el calentamiento y la caída de tensión que provoca. Externamente poseen una cubierta de aislante térmica y eléctrica. Está cubierta es de material plástico, principalmente de policloruro de vinilo (PVC). Este tipo de material tiene la desventaja de endurecerse y volverse frágil a bajas temperaturas y ablandarse a altas, pero tiene la ventaja de retomar sus propiedades físicas a temperaturas normales. Una temperatura del orden de los 70 °C se considera la máxima recomendada, sin descartar que algunos tipos de plásticos pueden tolerar temperaturas del orden de los 100 °C.

### **12.2.5 Bandejas de cables**

Las bandejas porta cables son conductos con o sin tapa removible, en las cuales se permite colocar conductores correspondientes a una o varias líneas.

- Podrán utilizarse en instalaciones a la vista, en el interior de edificios o a la intemperie.
- En canalizaciones a la intemperie o recintos de ambientes húmedos o mojados, los sistemas de bandejas deberán tener una pendiente mínima de 1% hacia los puntos del drenaje.
- Las bandejas podrán ser plásticas, metálicas o de otros materiales que reúnan las siguientes condiciones: ser no higroscópicas, poseer rigidez mecánica adecuada al uso y ser autoextinguibles.

### **12.2.6 Elementos de protección**

Los circuitos eléctricos pueden tener fallas que provoquen daños letales al organismo de las personas. Es por ello que el circuito debe estar conectado a tierra, con lo cual, ante la abertura del circuito la corriente es derivada al suelo y se protege a la persona que está en contacto con la instalación. En una instalación industrial las carcasas de los equipos eléctricos, los accionamientos de los aparatos, los armazones de estructura y las partes metálicas de los cables deben estar conectados a tierra.

El tipo y la profundidad de enterramiento de las tomas de tierra deben ser tales que la posible pérdida de humedad del suelo, la presencia del hielo u otros efectos climáticos, no



aumenten la resistencia de la toma de tierra por encima del valor previsto. La profundidad nunca es inferior a 0,50 m.

### **12.2.7 Generador de emergencia**

La implementación de un generador eléctrico industrial es una alternativa perfecta ante una situación de emergencia, ya que el mismo otorga la corriente de luz necesaria logrando el funcionamiento sin parada imprevista en los equipos indispensables del proceso productivo de la planta, como así en la administración y en laboratorio.

### **12.2.8 Pararrayos**

Es un instrumento cuyo objetivo es atraer un rayo ionizando el aire para excitar, llamar y conducir la descarga hacia tierra, de tal modo que no cause daños a las personas o construcciones.

### **12.2.9 Corrector de factor de potencia**

Debido a que la instalación está compuesta en su mayoría por motores e iluminación, se hace muy importante corregir el factor de potencia, ya sea por motivos económicos como así también para aumentar la eficiencia de la instalación.

Se habla de razones económicas ya que normalmente la empresa distribuidora aplica multas a aquellas industrias que poseen un factor de potencia menor a uno preestablecido y en algunos casos se premia al que lo tenga por encima de este.

### **12.2.10 Iluminación**

El propósito de la iluminación en la industria es proporcionar una visibilidad eficiente y cómoda en el trabajo, así como ayudar a mantener un ambiente seguro. Para seleccionar la iluminación adecuada es necesario determinar: La tarea visual o tipo de trabajo que se va a desarrollar, la cantidad, la calidad y el tipo de iluminación de acuerdo con la tarea visual y los requerimientos de seguridad y comodidad, el equipo de alumbrado o luminarias que proporcionen la luz requerida.

Una buena iluminación presenta ventajas tanto para el trabajador como para la empresa. En el caso del trabajador, conserva su capacidad visual, evita la fatiga ocular y disminuye los accidentes. A la empresa le proporciona un aumento en la producción, disminuye el número de errores, facilita la limpieza y el mantenimiento, mejora la utilización del espacio, etc.

Más adelante se da un detalle de la cantidad y los tipos de luminaria a utilizar tanto en las partes interiores como en las exteriores de todo el proceso.

### 12.2.11 Iluminación de emergencia

Suministra iluminación a vías de evacuación, escaleras y en los casos de interrupción de servicio normal. Debe tomar energía de una conexión independiente y distinta a la del servicio principal y ser capaz de mantener la intensidad de 5 luxes por lo menos durante una hora.

## 12.3 Consumo de energía eléctrica de los equipos de proceso

En la siguiente tabla se detalla el consumo de potencia de cada equipo por mes, considerando las horas de funcionamiento en un ciclo de producción de 345 días.

Tabla 12.3-1: Consumo de energía eléctrica de los equipos de proceso.

Equipo	Potencia (kW)	Consumo eléctrico (kWh)	
		Diario	Anual
K-101	630	15120	5216400
DR-301	45	1080	372600
K-301	1	24	8280
EN-301	4	96	33120
B-301	30	720	248400
TT-301	3	72	24840
ES-301	3	72	24840
Cinta transportadora	1,1	26,4	9108
P-201A	3	72	24840
P-201	0,3	7,2	2484
P-202	0,3	7,2	2484
P-202A	4	96	33120
CT-201	22	528	182160
P-AB201	0,3	7,2	2484
P-CT201	0,3	7,2	2484
P-E202	4	96	33120
P-E203	4	96	33120
P-E201	4	96	33120
Total		18223,2	6287004

Fuente: Elaboración propia.

## 12.4 Sistema de iluminación

El fundamento de la iluminación en la industria es brindar una visibilidad lo más eficiente y cómoda posible que permita realizar el trabajo en forma adecuada ayudando a mantener un ambiente seguro.

Una buena iluminación consigue disminuir accidentes de trabajo, protege la capacidad visual de los operarios y evita fatiga ocular. También es importante para realizar una correcta limpieza y mantenimiento de los distintos sectores y equipos.

## 12.4.1 Determinación del nivel de iluminación requerido para cada ambiente

Para determinar el nivel de iluminación necesario para cada sector, se tienen en cuenta las dimensiones de los mismos y el flujo luminoso necesario de acuerdo al trabajo que se realiza en él. El nivel de iluminación se mide en lux (lm/m<sup>2</sup>) y surge del cociente del flujo luminoso (lumen) y el área de la superficie iluminada. Los niveles mínimos de iluminación están dados por la ley 19.587 “Higiene y seguridad en el trabajo”, decreto 4160. En la siguiente tabla se detallan estos valores.

Tabla 12.4-1: Nivel de iluminación necesario según la tarea a realizar.

Descripción de la tarea	Nivel de iluminación (lux)
Tareas que no exigen esfuerzo visual: Tránsito por pasillos, almacenaje, carga y descarga de materia prima.	50
Actividades que exigen poco esfuerzo visual: tareas generales en la sala de caldera, depósito de materiales, baños, escaleras.	100
Tareas que exigen esfuerzo visual corriente, distinción moderada de detalles. Trabajos en máquinas automáticas, embalajes, salas de archivos y reuniones.	200
Tareas que exigen bastante esfuerzo visual: Se requiere fina distinción de detalles, grado moderado de contrastes y largos espacios de tiempo. Trabajos en taller, montajes, trabajos en maquinarias, trabajos en oficina.	400
Tareas que exigen gran esfuerzo visual: Trabajos de precisión que requieren fina distinción de detalles, gran velocidad, acabados finos, mesas de dibujo, etc.	700
Tareas que exigen máximo esfuerzo visual: Trabajos de precisión máxima que requieren finísima distinción de detalles.	1500

Fuente: Ley 19587, Higiene y seguridad en el trabajo.

## 12.4.2 Adopción de tipos de luminarias para iluminación

Las lámparas necesarias para iluminación se adoptan teniendo en cuenta los siguientes factores: El consumo energético, la economía de instalación, el mantenimiento que debe realizarse como así también el nivel de iluminación, las dimensiones del sector y las actividades que se realicen allí. En la siguiente tabla se especifican el tipo de lámpara adoptado para cada zona.

Tabla 12.4-2: Adopción de lámparas según el sector de la planta.

Sector	Tipo de lámpara	Luminosidad (lm)	Potencia (W)
Puesto de control	Luminaria LED Lutron Serie LEON	2000	12
Comedor	Luminaria LED Lutron Serie LEON	2000	12
Baños y vestuarios	Luminaria LED Lutron Serie LEON	2000	12
Sala de control/ depto. de Ing. y producción	Luminaria LED Lutron Serie LEON	2000	12

Administración	Luminaria LED Lutron Serie LEON	2000	12
Sala de caldera	Luminaria LED Lutron Serie OSLO, MODELO 17L	17100	115
Taller de mantenimiento	Luminaria LED Lutron Serie OSLO, MODELO 17L	17100	115
Laboratorio	Luminaria LED Lutron Serie OSLO, MODELO 17L	17100	115
Alumbrado exterior	Proyector LED Profesional SICA	7600	100

Fuente: Elaboración propia.

**LA SALA DE CALDERA SE PUEDE SUPRIMIR YA QUE LOS REQUERIMIENTOS DE VAPOR DE LA PLANTA SE OBTIENE POR EL ENFRIADO DEL REACTOR R-201.**

En la planta existe como se observa en la tabla anterior tanto iluminación interior en sectores cubiertos como exterior en sectores al aire libre. Para determinar la cantidad de lámparas requeridas para la iluminación interior se emplearán un conjunto de ecuaciones que a continuación se muestran mientras que para la iluminación exterior se adoptarán criterios de colocar proyectores de LED cada una cierta distancia, la cual será suficiente como para garantizar la correcta visualización de la planta en el turno noche, ya que las mismas funcionarán entre las 18:00 y 6:00 hs respectivamente.

## 12.4.3 Cálculo de cantidad de luminarias requeridas

### 12.4.3.1 Iluminación interior

De acuerdo al nivel de iluminación deseado para cada área se calcula el número de lámparas necesarias empleando la siguiente ecuación:

$$N^{\circ} \text{ de lámparas} = \frac{E * S}{F_M * F_U * L_L}$$

E = Nivel de iluminación requerido en el sector (lux)

S = Superficie del sector a iluminar (m<sup>2</sup>).

F<sub>M</sub> = Factor de mantenimiento.

F<sub>U</sub> = Factor de utilización (Tabla).

L<sub>L</sub> = Flujo luminoso de la lámpara (lumen).

El factor de mantenimiento está relacionado con el ensuciamiento de la luminaria, lo cual provoca una disminución del flujo luminoso. En los alumbrados interiores que presentan una polución del ambiente reducida se recomienda utilizar un factor de mantenimiento de 90% para luminaria cerrada y 80% para abierta. En los alumbrados exteriores se utiliza un factor de 60% cuando la polución es importante, 70% cuando es moderada y 80% si es reducida. Se define el factor de utilización a la relación entre el flujo útil procedente de las luminarias que llega a la calzada o superficie a iluminar y el flujo emitido por las lámparas instaladas en las luminarias. Es decir, brinda un rendimiento de las luminarias ubicadas en el sector analizado. Para determinar

este factor es necesario conocer el índice del local, como así también, el factor de reflexión para techo, paredes y suelo. El índice del local se calcula con la siguiente ecuación:

$$k = \frac{a * b}{h * (a + b)}$$

Donde:

k = Índice del local.

a= largo de la superficie.

b = ancho de la superficie.

h = Altura de las lámparas.

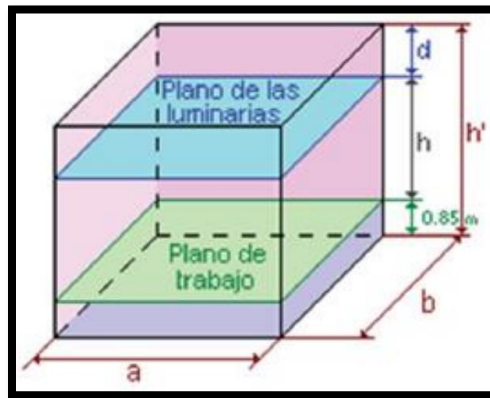


Figura 12.4-1: Dimensiones de los espacios.

Fuente: <https://www.ingenieriaindustrialonline.com>

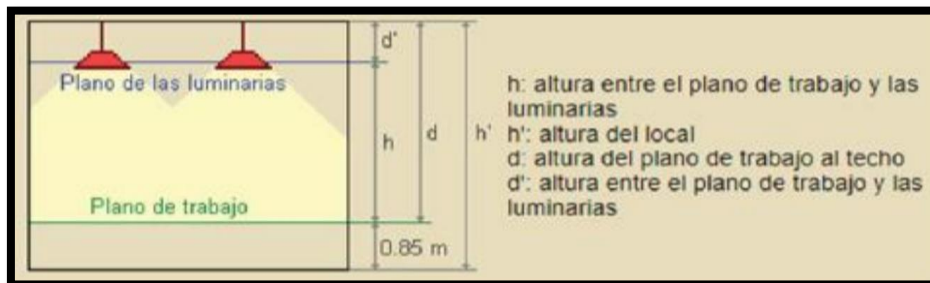


Figura 12.4-2: Cálculo de la altura de la luminaria.

Fuente: <https://www.ingenieriaindustrialonline.com>

Características del Área	Altura de las luminarias
Locales de altura normal (oficinas, viviendas, aulas...)	Lo más altas posibles
Locales con iluminación directa, semidirecta y difusa	Mínimo: $h = \frac{2}{3} (h' - 0.85)$ Óptimo: $h = \frac{4}{5} (h' - 0.85)$

Figura 12.4-3: Especificaciones, cálculo de luminaria.  
 Fuente: <https://www.ingenieriaindustrialonline.com>

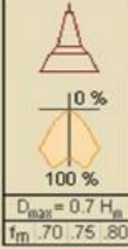
Los factores de reflexión del techo, paredes y suelo se encuentran normalmente tabulados para los diferentes tipos de materiales, superficies y acabados de un plano, lo que definen su color. En la siguiente tabla se resumen estos valores. Se adopta un factor de reflexión de 0,5 para el techo y 0,3 para las paredes.

Tabla 12.4-3: Factor de reflexión según los colores de las superficies iluminadas.

	Color	Factor de reflexión
Techo	Blanco o muy claro	0,7
	Claro	0,5
	Medio	0,3
Paredes	Claro	0,5
	Medio	0,3
	Oscuro	0,1

Fuente: <https://www.ingenieriaindustrialonline.com>

De acuerdo al tipo de lámpara empleado, los factores de reflexión y el índice del local (k), se determina el factor de utilización empleando la tabla de la siguiente figura.

Tipo de aparato de alumbrado	Índice del local k	Factor de utilización (%)											
		Factor de reflexión del techo						Factor de reflexión de las paredes					
		0.8		0.7		0.5		0.3		0.1			
 10 % 100 % $D_{máx} = 0.7 H_m$ $r_m : .70 .75 .80$	0.6	.66	.62	.60	.66	.62	.60	.65	.62	.59	.62	.59	.58
	0.8	.75	.71	.68	.75	.71	.68	.74	.71	.68	.70	.68	.67
	1.0	.80	.76	.73	.80	.76	.73	.79	.76	.73	.76	.73	.72
	1.25	.85	.81	.80	.85	.81	.80	.84	.81	.78	.80	.78	.77
	1.5	.88	.86	.82	.88	.85	.82	.88	.84	.82	.84	.82	.81
	2.0	.94	.90	.88	.93	.90	.88	.92	.89	.87	.88	.87	.85
	2.5	.96	.93	.92	.96	.93	.91	.94	.92	.90	.91	.89	.88
	3.0	.99	.95	.94	.98	.95	.93	.96	.94	.92	.93	.91	.89
	4.0	1.01	.99	.96	1.00	.98	.96	.98	.97	.95	.95	.94	.92
	5.0	1.02	1.01	.99	1.01	1.00	.98	1.00	.98	.97	.97	.96	.94

$H_m$ : altura luminaria-plano de trabajo

Figura 12.4-4: Factor de utilización.

Fuente: <https://www.ingenieriaindustrialonline.com>

A continuación, se presenta una tabla en donde se resumen la cantidad de lámparas calculadas para cada sector teniendo en cuenta los factores mencionados anteriormente.

Tabla 12.4-4: Descripción de la cantidad de lámparas en zonas descubiertas.

Sector	E (lux)	S (m <sup>2</sup> )	k	FU	FM	Luminosidad (lm)	N° de lámparas
Puesto de control	100	22,4	0,7	0,62	0,9	2000	2
Comedor	100	36	1,26	0,81	0,9	2000	3
Baños y vestuarios	100	60	2,99	0,94	0,9	2000	4
Sala de control/ dpto. de ing. Y producción.	400	72	1,95	0,89	0,9	2000	18

Administración	400	225	3,47	0,94	0,9	2000	53
Sala de caldera							
Taller de mantenimiento	700	72	0,52	0,62	0,9	17100	5
Laboratorio	1500	36	1,4	0,84	0,9	17100	4

Fuente: Elaboración propia.

### 12.4.3.2 Iluminación exterior

El alumbrado exterior consiste en la colocación de proyectores LED en zonas cercanas a los límites del terreno adquirido frente al complejo industrial y en las calles principales del recinto. En el capítulo 4 se describieron las características del terreno seleccionado (205000 m<sup>2</sup>). Del total del terreno se ocuparán 22500 m<sup>2</sup> (150 m de largo por 150 m de profundidad). Por ende, para determinar la cantidad de proyectores necesarios se adopta una distancia mínima recomendable de 15 metros entre cada uno de ellos para los límites del terreno. En la siguiente tabla resumen la cantidad de luminarias necesarias.

Tabla 12.4-5: Descripción de la cantidad de lámparas en zonas descubiertas.

Espacio a cubrir	Longitud (m)	Cantidad de proyectores LED
Perímetro del recinto	600	40
Calles principales del recinto	450	30
<b>Total</b>		<b>70</b>

Fuente: Elaboración propia.

### 12.4.4 Consumo energético total del sistema de iluminación

En la siguiente tabla se detalla el consumo energético de las luminarias. Dado que no todas permanecen encendidas todo el día, se calcula a partir de las horas de funcionamiento el consumo que tendrán.

Tabla 12.4-6: Descripción del consumo energético del sistema de iluminación.

Sector	N° de lámparas	Potencia (W)	Frecuencia de uso (h/día)	Consumo diario (kWh)	Consumo anual (kWh)
Puesto de control	2	12	24	0,576	198,72
Comedor	3	12	24	0,864	298,08
Baños y vestuarios	4	12	24	1,152	397,44
Sala de control/ dpto. de ing. Y producción.	18	12	24	0,5184	178,848
Administración	53	12	8	5,088	1755,36
Sala de caldera	-	-	-	-	-
Taller de mantenimiento	5	115	24	13,8	4761
Laboratorio	4	115	24	11,04	3808,8
Alumbrado exterior	70	100	12	84	28980
<b>Total</b>				<b>117,0384</b>	<b>40378,248</b>

Fuente: Elaboración propia.

## 12.5 Consumo global de energía eléctrica de la planta

En la siguiente tabla se muestra la descripción del consumo global de energía eléctrica de la planta, el cual abarca los dos puntos descritos en el presente capítulo como son el consumo de los equipos y del sistema de iluminación.

Tabla 12.5-1: Consumo global de energía eléctrica.

<b>Tipo de consumo</b>	<b>Consumo diario (kWh)</b>	<b>Consumo anual (kWh)</b>
Equipos	18223	6287004
Iluminación	111	40378
<b>Total</b>	<b>18334</b>	<b>6327382</b>

Fuente: Elaboración propia.



# **CAPÍTULO 13**

## **ORGANIZACIÓN**

### **INDUSTRIAL**

## 13.1 Introducción

Una empresa se define como el conjunto de personas y bienes que actuando organizadamente persiguen un objetivo en común, ya sea la producción de bienes o servicios, con el fin de obtener un beneficio económico. Para lograr este objetivo es necesaria una estructura funcional que permita un desarrollo eficaz de las tareas que deben realizarse.

En el presente capítulo se define el tipo de sociedad comercial adoptado, se describen las diferentes áreas que integran la empresa, las funciones de cada puesto de trabajo y se elabora un organigrama donde se especifican los niveles de jerarquía dentro de la empresa.

Los empleados de esta industria pertenecen a la industria química y petroquímica. Esto significa que corresponden al convenio colectivo de la Federación de Sindicatos de Trabajadores de Industrias Químicas y Petroquímicas de la República Argentina (FATIQYP). El convenio colectivo utilizado es el CCT 564/09 de Químicos y Petroquímicos.

## 13.2 Tipo de empresa

Los principales parámetros a tener en cuenta, para elegir el tipo de sociedad son:

- El tamaño de la empresa.
- La responsabilidad asumida por los socios: si es limitada, solidaria o subsidiaria.
- El tipo de impuestos que se deba pagar según el tipo de sociedad.
- Disposiciones legales o reglamentarias, según la actividad que se realice.
- Características del mercado, nacional o internacional, en el que opera la sociedad, que pueden indicar determinadas exigencias societarias.

La Ley de Sociedades Comerciales 19.550 (LSC) de la República Argentina contempla una gran variedad de tipos societarios. Los más utilizados en nuestro país son la sociedad anónima (S.A.) y la sociedad de responsabilidad limitada (S.R.L.).

La forma jurídica adoptada para el presente proyecto es la de sociedad anónima, en donde la responsabilidad de cada socio o accionista es proporcional al capital que haya aportado. Esto hace que este tipo de sociedad represente una seguridad financiera bastante alta respecto de las demás, debido a que sus socios deberán responder, como máximo, con el capital aportado.

Para su conformación se requiere un mínimo de dos accionistas, siendo el máximo ilimitado. Las acciones pueden cotizar, o no, en el mercado de valores local. El directorio está compuesto por uno o más miembros, que pueden ser o no accionistas.

La empresa engloba una amplia gama de personas especializadas en diferentes tareas, e intereses ligados entre sí mediante relaciones contractuales que reflejan una promesa de colaboración. Finalmente se detallan las características principales del tipo de sociedad comercial adoptada.

- Sociedad de tipo capitalista, en la que el capital, es integrado por los aportes económicos de todos los socios y es dividido en acciones. Los socios no responden personalmente por las deudas de la sociedad.
- La responsabilidad está limitada al capital aportado.

- El decreto legislativo 1564/1989 es el que aprueba el texto de la ley de Sociedades Anónimas.
- La denominación social es libre debiendo figurar obligatoriamente “Sociedad Anónima” o “S.A.”.
- Se constituye por escritura pública, incluyendo los estatutos.
- Es obligatoria la inscripción y publicación de la misma en el “Registro Mercantil”.
- Debe cumplir con el régimen fiscal.

### **13.2.1 Constitución de la Sociedad Anónima (S.A)**

Las sociedades comerciales se constituyen por instrumento (por escrito) público o privado (art. 4 de la LSC).

El instrumento de constitución es un contrato (art. 4 LSC). Se lo denomina acto constitutivo social o acto constitutivo de la sociedad.

Si se trata del acto constitutivo de una Sociedad Anónima se lo denomina Estatuto o Estatuto social.

Las sociedades comerciales (personas físicas) tributan a través del Impuesto al Valor Agregado (IVA), que se calcula en base al resultado obtenido. En otro orden, tributan el Impuesto a las Ganancias, teniendo en cuenta los ingresos y los gastos relacionados a la actividad e ingresos, gastos y situación patrimonial personal y de la empresa.

A nivel provincial, tributan el Impuesto a los Ingresos Brutos y a nivel municipal el Derecho a Registro e Inspección. En general, estos impuestos son un porcentaje que se aplica sobre el monto de la base imponible (ventas).

### **13.2.2 Trámites para la puesta en funcionamiento de la empresa**

- Concesión de licencias: Licencia municipal de obras, Licencia municipal de apertura.
- Registros: Registro Municipal de la propiedad Inmobiliaria, Registro Industrial.
- Trámites en materia fiscal: Impuestos sobre bienes inmuebles, impuestos sobre actividades económicas, declaración censal.
- Trámites en materia laboral: Inscripción de la empresa en la Seguridad Social, Afiliación y número de Seguridad Social, Alta en el Régimen General de Seguridad Social, comunicación de apertura del centro de trabajo, libros de visitas y calendario laboral.

## **13.3 Organización interna**

La estructura organizacional de una empresa es la distribución formal de los puestos de una organización, haciendo referencia a la jerarquía y responsabilidades que se le confieren a cada uno.

Para este caso en particular se adopta una estructuración del tipo lineal o militar, denominada de esta forma debido a que entre el superior y el subordinado existen líneas

directas y únicas de autoridad y responsabilidad. Se caracteriza por ser una organización simple y de conformación piramidal, donde cada jefe recibe y transmite lo que ocurre en su área.

La base de la pirámide, el nivel operativo, representa los trabajos con tareas plenamente de ejecución. Según se va avanzando hacia arriba, las tareas de ejecución se van reduciendo a la vez que se amplían las tareas de dirección. En este modelo de estructura organizacional existe una interacción continua entre los distintos niveles y cada individuo debe conocer sus funciones y obligaciones, lo que hacen los demás y, tener la información de todas las actividades que se desarrollen en el trabajo con el fin de adquirir una visión más clara y de conjunto que facilite la comprensión del objetivo final de la empresa. Al mismo tiempo, dentro del sistema, deben existir ciertas reglas y políticas de trabajo, capacitación permanente y una cultura de empresa.

### 13.4 Distribución jerárquica por departamentos

Para la organización interna de la presente empresa se decide trabajar con departamentos, los cuales se crean en función de las actividades a realizar. Cada uno de ellos posee un jefe que responde a la gerencia general. En la siguiente figura se representa el organigrama de jerarquización horizontal simple de la empresa y la distribución personal de los cargos por departamento, en donde no se incluyen el personal de seguridad interna, portería y limpieza e higiene debido a que el servicio que los mismos brindan se encuentran terciarizados.



Figura 13.4-1: Organigrama de la empresa.  
Fuente: Elaboración propia.

### 13.5 Personal necesario

En la siguiente tabla se detalla la cantidad de personal necesario para el correcto funcionamiento de la empresa y el grado de especialización requerido por cada puesto, teniendo en cuenta los niveles jerárquicos antes definidos, la dimensión de cada área funcional, el número y tipo de tareas a desarrollar, los turnos, etc.

Tabla 13.5-1: Personal necesario de la empresa.

Sector	Puesto	N° personal	N° total	Profesión/ especialidad.
Gerencia	Gerente general	1	1	Ingeniero químico
Producción	Jefe de planta	1	1	Ingeniero químico
	Operarios de planta	4 por turno	12	Técnico universitario en química
	Operarios panel de control*	2 por turno	6	Técnico universitario en química (especializado)
Administración	Jefe administrativo	1	1	Contador
	Asistente de administración	2	2	Secundario completo (capacitado)
Comercialización	Jefe de comercialización	1	1	Licenciado en Marketing
	Asistentes	1	1	Especializado
Logística	Jefe e logística	1	1	Técnico superior en Logística
	Operarios de planta**	4	4	Secundario completo
Control de calidad	Jefe de calidad	1	1	Ingeniero químico
	Auxiliar de laboratorio	1 por turno	3	Técnico químico
Mantenimiento	Jefe de mantenimiento	1	1	Ingeniero mecánico
	Operario de mantenimiento*	4 por turno	12	Secundario completo (Especialización mecánica)
Seguridad	Guardia de seguridad*	1 por turno	3	Secundario completo
Recursos humanos	Jefe de Recursos Humanos	1	1	Licenciado en RR HH
	Asistente	1	1	Especialista

Fuente: Elaboración propia.

(\*) - Turno rotativos.

(\*\*) – Turno mañana y tarde.

Un total de 56 personas.

## 13.6 Descripción de funciones por puestos

A continuación, se detallan las funciones que realiza cada puesto dentro de la empresa.

### 13.6.1 Gerente general

El perfil del responsable de la gerencia general se describe de la siguiente manera:

- Es el máximo responsable de la planta, siendo este el individuo destinado a sostener el correcto funcionamiento de la empresa en general.
- Planifica el crecimiento de la empresa a corto y largo plazo.
- Es el que ejerce la representación de la sociedad frente a terceros.

- Desarrolla y define los objetivos organizacionales, coordinando la programación de actividades de la empresa.
- Dirige y controla las funciones administrativas de la empresa.
- Se encarga de la supervisión y el correcto cumplimiento de las funciones realizadas por el personal, analizando la eficiencia en el desempeño del trabajo.
- Asegura el correcto cumplimiento de las normas, reglamentos, políticas e instructivos internos, como así también los que son establecidos por las entidades de control y regulación.
- Ejerce su control preponderante sobre los demás departamentos y obtiene información de los mismos para llevar a cabo una toma de decisiones.
- Ejerce su representación legal y participa en todas las reuniones tanto sea con instituciones públicas como con instituciones privadas.

## **13.6.2 Departamento de Producción**

Las funciones del departamento de producción son las siguientes:

- Elaboración del producto.
- Desarrollo e implementación de los planes productivos.
- Estudio de la factibilidad de nuevos procesos de trabajo.
- Respeto de los estándares y patrones de calidad para obtener un producto final que alcance la excelencia.

El departamento se encuentra conformado por un jefe de producción, operarios de planta y operarios encargados el monitoreo en el panel de control.

### **13.6.2.1 Jefe de producción**

Es el máximo responsable de la conducción del área, y responde directamente al departamento de producción de la empresa. Sus funciones son las de coordinar las políticas del departamento, con las políticas internas de la planta, incluyendo:

- Supervisión, coordinación y ejecución de actividades de producción.
- Decisión de los puestos a ocupar por el personal de la planta.
- Hacer cumplir las reglas de trabajo, convivencia y conducta.
- Supervisar las actividades y a los responsables de cada área a su cargo.
- Establecer técnicas y métodos de trabajo en la producción.
- Control y regulación del proceso.
- Definir y hacer cumplir el programa de mantenimiento de la planta de acuerdo con las necesidades.

### **13.6.2.2 Operarios de producción**

Los operarios involucrados en la producción realizarán diferentes actividades según el sector en el cual se desempeñen:

- Operario zona 100 (precalentamiento): monitoreo del caudal de gases (NH<sub>3</sub>, CH<sub>4</sub>, Aire), temperatura, caudal y temperatura de vapor de alta presión, correcto funcionamiento del compresor y mezclador estático.

- Operario zona 200: control de las variables de operación (temperatura, presión) a la entrada y salida del reactor. Control de variables de las dos torres de absorción, toma de muestra y realización de análisis para comprobar la neutralización del NH<sub>3</sub> no reaccionante de la primera torre y el HCN de la segunda, caudal pH y temperatura de las corrientes de las dos torres.
- Zona 300: Control de variables de operación del secador (temperatura y flujo de aire). Toma de muestra y realización de análisis para determinar el pH de la corriente de alimentación al secador. Control de variables de operación del intercambiador de calor (precalentamiento de aire). Toma de muestra y realización de análisis para determinar el contenido de humedad del producto a la salida del enfriador rotativo.
- Operario de panel de control: manejo del panel de control de proceso. Un operario controla dos zonas (100 y 200) y el otro la zona 300.
- Operario de servicios auxiliares: control del funcionamiento de las torres de enfriamiento, sistema de calentamiento con vapor de alta presión, medición de presión y temperatura de corrientes involucradas.

### **13.6.3 Departamento de calidad**

Este departamento se encarga de establecer límites de variación en los atributos y variables del producto e informar el estado en el que se mantiene el producto dentro de esos límites.

Comprende las funciones de desarrollo de métodos de control, control de medidas, inspección y ensayos, reclamos de clientes y recuperación de materiales rechazados o fuera de uso.

El departamento se compone de los siguientes puestos:

- Jefe de Calidad.
- Analista de laboratorio.

#### **13.6.3.1 Jefe de calidad**

Las funciones del jefe de calidad son las siguientes:

- Es el encargado de desarrollar e implementar procedimientos internos y de certificación de normas, para lo cual debe trabajar conjuntamente con las áreas vinculadas.
- Controla que las variables de proceso estén dentro de lo previsto, y de lo contrario reporta al jefe de producción.
- Contar con equipamiento específico que funcione correctamente y esté calibrado según los patrones establecidos.
- Responsabilizarse del entrenamiento de su personal.
- Debe garantizar que se estén utilizando las materias primas adecuadas y verificar que las actividades de su área se realicen de acuerdo a lo establecido.
- Debe tener registro de todos los procedimientos realizados y de los análisis de materias primas y productos.

- Solicitar toma de muestras en campo y analizar las determinaciones con el objeto de verificar desvíos en las condiciones de proceso.
- Administrar documentación técnica y mantenerla actualizada, en especial de la base de datos del laboratorio.

### **13.6.3.2 Analista de laboratorio**

Las funciones del analista de laboratorio son las siguientes:

- Es el responsable de realizar los controles físico-químicos de materias primas y productos terminados.
- Realiza las tareas que le asigna el encargado de laboratorio.
- Es el encargado de mantener el orden y la limpieza del laboratorio.

## **13.6.4 Departamento de mantenimiento y seguridad industrial**

Esta sección tiene por finalidad supervisar el mantenimiento de las instalaciones y reparación de equipos, estimando el tiempo y los materiales necesarios para realizarlo. Se planifica, coordina y controla el mantenimiento preventivo y correctivo de los equipos y sistemas eléctricos que se utilizan en las instalaciones.

### **13.6.4.1 Jefe de mantenimiento y seguridad industrial**

Las funciones del jefe de mantenimiento y seguridad industrial son las siguientes:

- Es el encargado de la supervisión, mantenimiento y reparación de las instalaciones y equipos.
- Planifica los tiempos de mantenimiento y los pedidos de repuestos.
- Coordina el mantenimiento preventivo con el sistema de producción.
- Controla la correcta ejecución de las tareas de montaje tales como soldaduras, conexiones, fijación, soportes, etc.
- Inspecciones periódicas de matafuegos en distintos puntos de la planta.
- Realización de planes de evacuación en caso de siniestros y planificación de simulacros de actuación en caso de algún eventual siniestro.
- Examina las especificaciones técnicas del equipamiento que se va adquirir, colaborando ante una toma de decisión en la compra del mismo.
- Garantiza que se cumplan con las condiciones de instalación y puesta en marcha.

### **13.6.4.2 Operario de mantenimiento**

Las funciones del operario encargado del mantenimiento son:

- Llevar a cabo el mantenimiento preventivo y operativo planificado por el jefe de mantenimiento y seguridad industrial.



- Revisión periódica de los equipos e instalaciones.

## **13.6.5 Departamento de administración**

En este departamento se compone de un jefe y un asistente de administración. Los mismos se realizan todas las tareas administrativas referidas a producción, además de:

- Organización dinámica, obteniendo la máxima calidad del sistema administrativo.
- Converger a la estrategia global de la compañía.
- Optimización de las relaciones: cliente, proveedores, mercado económico y fuentes de financiamiento.

### **13.6.5.1 Gerente administrativo**

Las funciones del jefe de administración son:

- Supervisión y control del área administrativa, y del departamento de logística y comercialización.
- Revisión y aprobación del balance contable mensual y anual.

### **13.6.5.2 Asistente de administración**

El asistente administrativo es el encargado de la realización de las diversas tareas administrativas como:

- Atención a proveedores, pedidos de cotización, compra de insumos.
- Atención a clientes y facturación del producto vendido.
- Registro contable de las operaciones comerciales.
- Liquidación de sueldos.
- Pagos y cobranzas.
- Confección de balances contables mensuales y anuales, entre otras actividades administrativas.

## **13.6.6 Departamento de Recursos Humanos**

### **13.6.6.1 Jefe de Recursos Humanos**

Un directivo de Recursos Humanos debe tener ciertas características que le permitan dirigir a la plantilla de personal de la empresa. Entre estas características, las más importantes son:

- Organización y planificación del personal: consiste en planificar las plantillas de acuerdo con la organización de la empresa, diseñar los puestos de trabajo oportunos, definir funciones y responsabilidades, prever las necesidades de personal a medio y largo plazo, analizar los sistemas retributivos y de promoción interna.

- Reclutamiento: son el conjunto de procedimientos encaminados a atraer candidatos competentes para un puesto de trabajo a la empresa.
- Selección de las personas que han de trabajar en la empresa, realizando un análisis completo de todo lo que el candidato aporta al puesto de trabajo.
- Evaluación del desempeño y control del personal: desde recursos humanos han de controlarse aspectos como el absentismo, las horas extraordinarias, los movimientos de plantilla, la pirámide edad o las relaciones laborales, además de corregir los desajustes entre las competencias del trabajador y las exigidas por el puesto.

### **13.6.6.2 Asistente de Recursos Humanos**

Las funciones del asistente de recursos humanos son las siguientes:

- Colaborar con las tareas de reclutamiento y selección de personal.
- Colaborar con tareas de liquidaciones de sueldos de los empleados de la planta.

## **13.6.7 Departamento de Logística**

En este departamento los operarios se encargan de la obtención y coordinación de los materiales, herramientas y servicios, transporte de productos y materia prima para su entrega al departamento de comercialización. Se encargan de planificar, desarrollar y aplicar procedimientos de almacenaje y transporte.

### **13.6.7.1 Jefe de logística**

El jefe de logística deberá desarrollar las siguientes funciones:

- Planificar la estrategia para las actividades de suministro de la empresa (transporte, almacenaje, distribución) con el fin de garantizar la satisfacción del cliente.
- Desarrollar y aplicar procedimientos operativos para recibir, manejar, almacenar y enviar mercancías y materiales.

### **13.6.7.2 Operarios de carga y descarga de materias primas y productos terminados**

Cada operario involucrado en esta área deberá desarrollar las siguientes funciones:

- Envasado del NaCN en sus respectivas bolsas y almacenamiento en la zona de producto terminado.
- Recibir el H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> y NaOH y de los demás insumos, despacho de los pales de NaCN envasado, organización del depósito, control de stock.
- Control de peso de materia prima en camiones ingresantes y de producto terminado de camiones salientes en la balanza.

## **13.6.8 Departamento de Comercialización**

En este departamento, se realizan las compras de materias primas e insumos a utilizarse en las distintas plantas de la empresa. Su función está en constante relación con los departamentos de producción y finanzas, y fundamentalmente con los proveedores de la empresa.

### **13.6.8.1 Jefe de Comercialización**

El jefe de comercialización tendrá las siguientes funciones:

- Es el responsable de todo lo que se referido a la medición, planificación y dirección de los resultados de las operaciones económicas de la empresa.
- Su función principal es controlar, coordinar y supervisar que se realicen todos los procedimientos contables y administrativos que comprendan al funcionamiento interno de la organización.
- Lleva a cabo la ejecución de inscripciones y trámites ante organismos oficiales.
- Realiza la evaluación crediticia de clientes.
- Comprende el planeamiento para comercializar el producto en el lugar, cantidad, tiempo y precios adecuados.
- Incluye las funciones de determinación de políticas de ventas, presupuesto y embalajes.
- Involucra, además, los procesos de compra y recepción de materia prima.
- Garantiza el cumplimiento de los objetivos de ventas del producto elaborado, cumpliendo las políticas de la empresa.
- Es el encargado de llevar a cabo planes de acción que permitan reducir costos, plazos de entrega y tener stocks permanentes para responder a las necesidades del cliente.
- Verifica el abastecimiento en tiempo y forma según el plan de producción.
- Trabaja en conjunto con el área legal y administrativa de la planta en la que se refiera a la redacción de contratos y órdenes de compra.

### **13.6.8.2 Personal de seguridad**

Su función principal es la de permitir o no tanto el ingreso como el egreso de los empleados, vehículos y visitas a la planta como así también los camiones de proveen las materias primas y los que despachan el producto terminado.

## **13.7 Programación de la producción y turnos de trabajo**

La producción de NaCN se lleva a cabo durante 340 días al año, destinándose 15 días de paradas destinadas a mantenimiento y 10 días de detenciones imprevistas. La producción se llevará a cabo de lunes a domingos como se planteó anteriormente en el balance de masa y energía. Se necesitan tres turnos de trabajo de 8 horas para los operarios del sector producción. El personal de la empresa se divide en dos grupos:

- Personal que trabaja con horario fijo (mañana y tarde), trabaja de lunes a viernes de 8:00 a 12:00 h. y 14:00 a 18:00 h. Tienen 30 minutos para desayunar, merendar o descansar.
- Personal que trabaja con horario rotativo, cambia de turno una vez por semana. Los horarios son de 06.00 a 14.00 h. (primer turno), de 14:00 a 22:00 h. (segundo turno) y de 22:00 a 06:00 h. (tercer turno). Tienen 30 minutos para desayunar, merendar o descansar.

En la condición de horario rotativo, habrá días de francos, ya que trabajan de lunes a domingos. Cabe destacar que se completaran las horas faltantes con horas extras.

En la siguiente tabla se presenta la disposición de turnos de operación de la planta para operarios de modo de cumplir con la jornada de trabajo rotativa, indicándose con la letra F los días de franco correspondientes a cada operario.

Tabla 13.7-1: Plan de producción de operarios de un turno de trabajo.

DIA OP	V,S,D,L,M,M,J MAÑANA	V	S	D	L,M,M,J,V,S,D NOCHE	L	M	M,J,V,S,D,L,M TARDE	M	J	V,S,D,L,M,M,J MAÑANA
	OP1	06:00-14:00	F	F	F	22:00-06:00	F	F	14:00-22:00	F	F
OP2	06:00-14:00	F	F	F	22:00-06:00	F	F	14:00-22:00	F	F	06:00-14:00
OP3	06:00-14:00	F	F	F	22:00-06:00	F	F	14:00-22:00	F	F	06:00-14:00
OP4	06:00-14:00	F	F	F	22:00-06:00	F	F	14:00-22:00	F	F	06:00-14:00

Fuente: Elaboración propia.

En la etapa de producción se necesitarán cuatro operarios de planta y dos operarios de panel de control por turno con horario rotativo. Para completar la semana de trabajo serán necesario 5 operarios de planta y 3 operarios de panel de control. El sector de mantenimiento y calidad al encontrarse estrechamente relacionado con el de producción, sigue el mismo lineamiento. Se usarán 4 operarios de mantenimiento y un auxiliar de laboratorio por turno, siempre hablando del turno rotativo. Para completar la semana serán necesarios 5 operarios de mantenimiento y 2 auxiliares de laboratorio. Lo que respecta a logística, los operarios de planta tienen turno “mañana y tarde”.

# **CAPÍTULO 14**

## **ESTUDIO ECONÓMICO FINANCIERO**

## 14.1 Introducción

La evaluación económica financiera es un método de análisis que permite conocer la viabilidad concreta de un proyecto a lo largo de un período determinado y su rentabilidad real en el mediano y largo plazo.

Basados en el estudio de los capítulos previos, los cuales manifiestan una factibilidad técnica para un mercado potencial de metanol, se procede a realizar en esta sección el estudio económico y financiero del proyecto.

En primer lugar, se realiza una clasificación de las inversiones llevadas a cabo y los costos involucrados, en la siguiente sección se verifican los indicadores financieros para determinar la rentabilidad del proyecto y por último se desarrolla un estudio de sensibilidad.

Se realiza el cálculo del valor actual neto (VAN) y de la tasa interna de retorno (TIR) del proyecto, bajo los mecanismos generales que requiere la valuación por el método del flujo de fondos descontado.

El estudio tiene en cuenta los montos de dinero expresados en pesos argentinos, con una equivalencia de cambio al dólar de **101,5 \$ARG/ USD** al día 11/12/2021, y considera un volumen de producción constante en el periodo del ejercicio económico de 10 años.

## 14.2 Inversión total

La inversión representa el capital necesario para hacer frente a un proyecto determinado. La misma está compuesta por:

- Activos fijos.
- Activos nominales.
- Fondo de maniobra o capital de trabajo. En la siguiente figura se representa la descripción de los tres puntos mencionados anteriormente detallando las categorías que componen cada uno. En las secciones posteriores se desarrollan cada uno de estos costos.

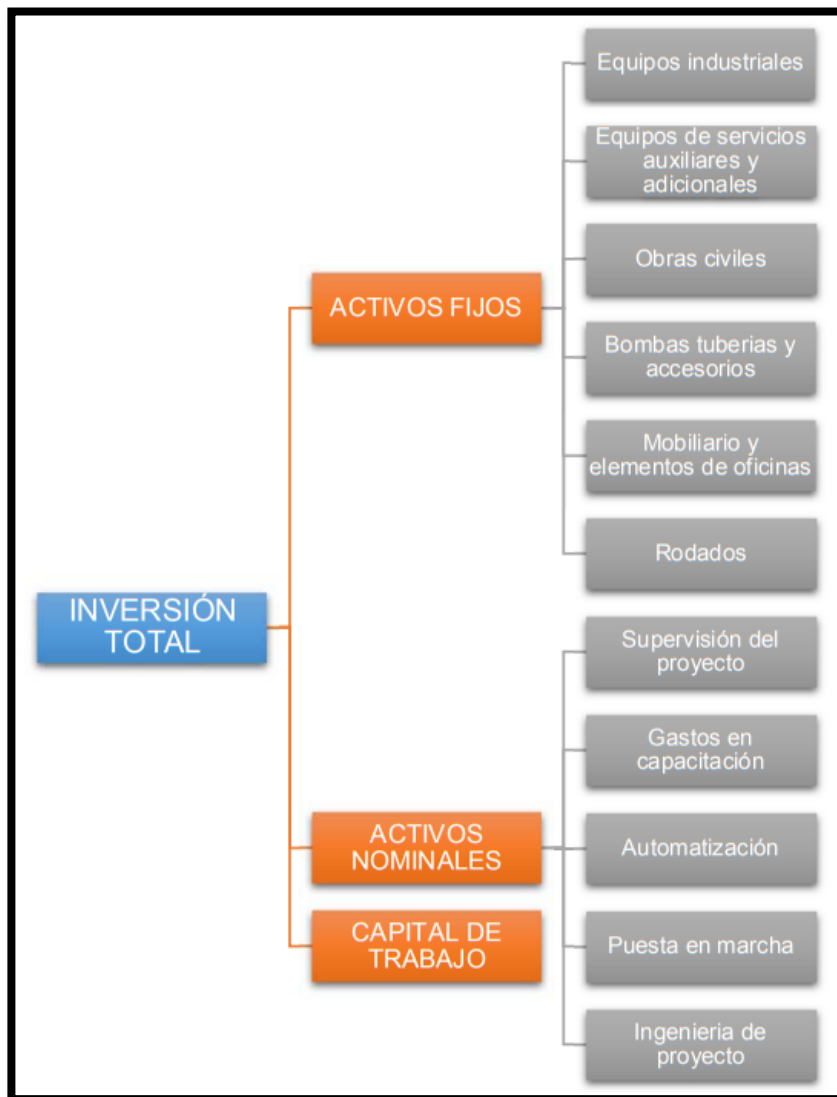


Figura 2: Composición de la inversión total del proyecto.  
Fuente: Elaboración propia.

### 14.2.1 Activos fijos

Se denominan activos fijos a aquellos bienes que son permanentes en el período de actividad de la empresa, son indispensables para el normal desarrollo de esta. Esto supone que no serán vendidos ni desechados en el corto plazo. Entre los activos fijos de la empresa se encuentran las obras civiles, los equipos industriales y de servicios auxiliares, las tuberías y accesorios, los rodados y los elementos de oficina. Para la determinación de los costos de estos activos se tienen en cuenta las siguientes consideraciones:

- La cotización del dólar al día 11/12/2021 del Banco de la Nación Argentina fue de \$ **101,5**.
- De acuerdo a la ley de IVA (Ley Nacional 23.349), los artículos producidos en nuestro país perciben el 21 % de impuesto al valor agregado, mientras que los de producción extranjera tienen una reducción del 50 % (10,5 %).
- En la estimación del costo de flete, se supone un valor del 1,5 %.

### 14.2.1.1 Obras civiles

En esta sección se detalla el valor del terreno, infraestructura de planta y anexos. Se consulta a la empresa Inmobiliaria CADEMA S.A el precio aproximado de terrenos ubicados adyacentes al Complejo Industrial Campana, el cual es de 86.5 USD/m<sup>2</sup> para un terreno de 8400 m<sup>2</sup>.

El precio del m<sup>2</sup> para montaje industrial se consulta a la empresa Construcciones CR, cuyo valor es de 425 USD/m<sup>2</sup>. Según el Instituto Provincial de Estadísticas y Censos, el costo de construcción por m<sup>2</sup> para oficinas y vivienda es de 487 USD/m<sup>2</sup>.

El precio final por m<sup>2</sup> tanto en construcción industrial como oficinas/vivienda incluye piso, paredes, techo e instalaciones eléctricas, de agua y gas. En la siguiente tabla se resumen los costos de obras civiles.

Tabla 2: Estimación de los costos de obra civil.

Sector	Superficie m <sup>2</sup>	Precio (\$/m <sup>2</sup> )	Costo (\$)	I.V.A (21%)
Terreno	8400	8779,75	73749900	15487479
Zona 100: Zona de precalentamiento y mezclado de NH <sub>3</sub> , CH <sub>4</sub> , Aire	86,4	43137,5	3727080	782686,8
Zona 200: Zona de reacción y neutralización	98,56	43137,5	4251632	892842,72
Zona 300: Zona de secado, enfriado y briquetado del producto	560,7	43137,5	24187196,3	5079310,71
Sala de control/Dpto. de Ingeniería y producción.	72	43137,5	3105900	652239
Laboratorio	36	43137,5	1552950	326119,5
Taller de mantenimiento	72	43137,5	3105900	652239
Almacenamiento producto terminado	348,75	43137,5	15044203,1	3159282,91
Oficinas/Administración	225	49430,5	11121862,5	2335591,13
Comedor, baños y vestuarios	96		4745328	996518,88
Puesto de seguridad	40,8		2016764,4	423520,93
<b>Total (\$)</b>			<b>146608716</b>	<b>30787792</b>

Fuente: Elaboración propia.

### 14.2.1.2 Equipos industriales, auxiliares y accesorios

En esta sección se consideran los equipos que están vinculados directamente a la producción de NaCN, como también servicios auxiliares, cañerías y accesorios. Como las unidades son de diseño y personalizadas, su costo depende no solo de las dimensiones, sino también de material de construcción y características específica de cada uno. Los precios se obtienen consultando directamente a fabricantes y a través de los catálogos de productos. Los proveedores son: Bertotto Bogleione, Alfa Laval, AGP Bombas, TEVA Torres de Enfriamiento, etc.



Se considera un costo del flete del 1.5% del costo unitario del equipo y el IVA es de 10.5% ya que se trata de bienes de capital.

En cuanto al costo de cañerías y el equipo de taller y laboratorio se asume un 10% del valor de los equipos involucrados en el proceso.

En las siguientes tablas se analizan los costos de los equipos industriales necesarios.

Tabla 3: Costo de equipos industriales.

Sector	Equipo	Denominación	N° unidades	Precio unitario \$	Costo total \$	Flete \$
Zona 100	E-101	Intercambiador de calor de casco y tubo de acero inoxidable	1	507500	507500	7612,5
	E-102	Intercambiador de calor de casco y tubo de acero inoxidable	1	456750	456750	6851,25
	E-103	Intercambiador de calor de casco y tubo de acero inoxidable	1	1146950	1146950	17204,25
	K-101	Compresor de tornillo Aerzen modelo VM 100 G5-E	1	15225000	15225000	228375
	ME-101	Mezclador estático Novatec Fluid System S.A MX-120000	1	121800	121800	1827
Zona 200	R-201	Reactor catalítico Rh/Pt	1	74805500	74805500	1122083
	E-201	Intercambiador de calor de casco y tubo de acero inoxidable	1	1116500	1116500	16747,5
	ME-201	Mezclador estático ETENOO MACHINERY CO. modelo SV-5/80	1	73080	73080	1096,2
	ME-202	Mezclador estático ETENOO MACHINERY CO. modelo SV-5/100	1	111650	111650	1674,75
	E-202 A/B	Intercambiador de calor de casco y tubo de acero inoxidable	2	913500	1827000	27405
	E-203 A/B	Intercambiador de calor de casco y tubo de acero inoxidable	2	1339800	2679600	40194
	C-201	Columna de absorción de NH3	1	2080750	2080750	31211,25
	C-202	Columna de absorción HCN	1	2233000	2233000	33495

Bombas, tanques y equipos Zona 200	T-201	Tanque de almacenamiento 90m3	1	1877750	1877750	28166,25
	T-202	Tanque de almacenamiento 150 m3	2	2740500	5481000	82215
	T-203	Tanque de almacenamiento 150 m3	2	2740500	5481000	82215
	P-201A	Bomba AGP modelo CMX4-50/250	1	304500	304500	4567,5
	P-201	Bomba AGP modelo XHS GNT	1	60900	60900	913,5
	P-202A	Bomba AGP modelo CMX 50/125	1	477050	477050	7155,75
	P-202	Bomba AGP modelo XHS GNT	1	60900	60900	913,5
	CT-201	Torre de enfriamiento TEVA modelo TVAE-260	1	2131500	2131500	31972,5
	AB-201	Ablandador de agua AB-201	1	345100	345100	5176,5
	T-CT201	Tanque torre de enfriamiento 70m3	1	1218000	1218000	18270
	P-AB201	Bomba AGP modelo XHS GNT (Ablandador de agua y servicios generales)	2	60900	121800	1827
T-G201	Tanque de agua servicios generales	1	913500	913500	13702,5	
Zona 300	E-DR301	Intercambiador de calor de casco y tubo de acero inoxidable	1	4729900	4729900	70948,5
	DR-301	Secador por atomización Galaxie modelo 5240	1	85260000	85260000	1278900
	F-301	Filtro de mangas INDUSTRIAS TOMADINI S.A modelo 1016-108	1	812000	812000	12180
	EN-301	Enfriador rotativo EMCC Mining & Agriculture modelo LQ0808	1	710500	710500	10657,5
	K-301	Soplador de aire SODECA, modelo CPV-1020-2T	1	40600	40600	609
	BR-301	Briquetadora ACAN MACHINERY modelo A-100	1	1928500	1928500	28927,5

	ES-301	Ensayadora LEABON modelo DB 25	1	609000	609000	9135
Equipos adicionales Zona 300	TT-301 A/B	Transporte tornillo BOGDA DTC 2000	2	111650	223300	3349,5
	Transporte por cinta	Cinta transportadora de solidos FOCUS modelo FM-3F3	1	192850	192850	2892,75

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 4: Resumen de costos totales en equipos y cañerías.

Sector	Costo total \$	Flete \$	I.V.A (10,5%) \$
Zona 100	17458000	261870	1833090
Zona 200	84927080	1273906,2	8917343,4
Bombas tanques y equipos Zona 200	18473000	277095	1939665
Zona 300	94090500	1411357,5	9879502,5
Equipos adicionales Zona 300	416150	6242,25	43695,75
Cañerías, equipo de taller y laboratorio	21536473	323047,095	2261329,67
<b>Total (\$)</b>	<b>236901203</b>	<b>3553515</b>	<b>24874626,3</b>

Fuente: Elaboración propia.

### 14.2.1.3 Rodados

Los rodados son necesarios para transportar insumos que no puedan ser trasladados por esfuerzo humano, tanto para la zona de producción como para laboratorio. Además, son utilizados para el movimiento de equipos, cañerías, etc. Para realizar estas tareas se planifica la adquisición de 3 Autoelevadores y 4 transpaletas capaces de llevar cargas de hasta 2500kg.

Tabla 5: Estimación de costos de los rodados.

Denominación	N° Unidades	Precio Unitario \$	Costo total \$	Flete \$	I.V.A (21%)
Autoelevador	3	1218000	3654000	54810	767340
Transpaletas con capacidad hasta 2500 kg	4	50750	203000	3045	42630
<b>Total (\$)</b>			<b>3857000</b>	<b>57855</b>	<b>809970</b>

Fuente: Elaboración propia.

### 14.2.1.4 Mobiliario y elementos de oficina.

En esta sección se consideran todos aquellos elementos que, sin estar vinculados de forma directa con el proceso, son indispensables para el desarrollo del mismo. El costo unitario de cada elemento abarca el flete. En la siguiente tabla se detallan los valores de este rubro.

Tabla 6: Estimación de costos de mobiliarios y elementos de oficinas.

Artículo	N° Unidad	Precio unitario \$	Costo total \$	Flete \$	I.V.A (21%)
Computadoras de mesa	12	42630	511560	7673,4	107427,6
Notebook	2	55825	111650	1674,75	23446,5

Aire acondicionado	8	53795	430360	6455,4	90375,6
Calefactor	7	11672,5	81707,5	1225,105	17158,575
Escritorios	14	5582,5	78155	1172,325	16412,55
Escritorio recepción	1	29942,5	29942,5	448,63	6287,925
Mesa sala de conferencia	1	24360	24360	365,4	5115,6
Mesa comedor	1	18270	18270	274,05	3836,7
Sillas	25	3045	76125	1141,875	15986,25
Armario	12	15225	182700	2740,5	38367
Heladera	1	42122,5	42122,5	631,33	8845,725
Cocina	1	65975	65975	989,625	13854,75
Microondas	2	18270	36540	548,1	7673,4
Televisor	1	42122,5	42122,5	631,33	8845,725
Proyector	1	90335	90335	1355,025	18970,35
<b>Total (\$)</b>			<b>1821925</b>	<b>27329</b>	<b>382604</b>

Fuente: Elaboración propia.

### 14.2.1.5 Resumen, activos fijos

En la siguiente tabla se resumen los activos fijos involucrados en el proyecto y en la figura posterior se detallan los porcentajes relativos de cada categoría respecto del total de los activos.

Tabla 7: Costo de activos fijos de la empresa.

Activo fijo	Costo \$	Porcentaje
Terreno	73749900	18,77%
Obra civil y construcción	72858816,28	18,55%
Maquinaria y equipos	236901203	60,31%
Rodados	3857000	0,98%
Mobiliario	1821925	0,46%
Flete	3638701,92	0,92%
<b>Total (\$)</b>	<b>392827546</b>	<b>100%</b>

Fuente: Elaboración propia.

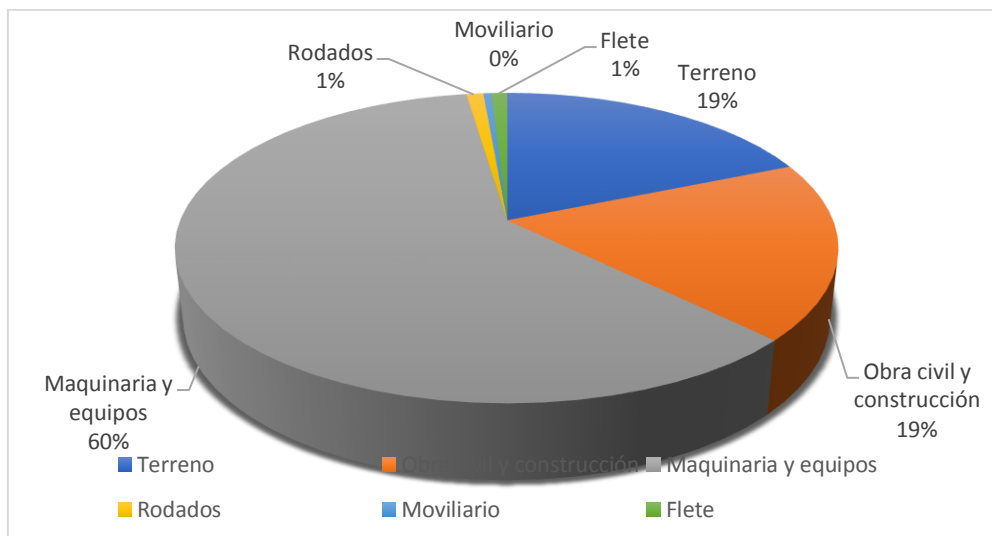


Figura 3: Porcentaje de activos fijos de la empresa.

Fuente: Elaboración propia.

## **14.2.2 Activos nominales**

Los activos nominales o intangibles son aquellos que no tienen naturaleza física, siendo recursos muy valiosos para las empresas y pueden generar una gran ventaja competitiva si son correctamente gestionados. Proviene de los conocimientos, habilidades y actitudes de las personas y empresas. Hay muchos tipos de activos nominales como las patentes, marcas, derechos de autor, fondos de comercio, dominios de internet, franquicias, puesta en marcha, capacitación, imprevistos, etc. A continuación, se detallan los activos intangibles considerados en este proyecto.

### **14.2.2.1 Supervisión de proyecto**

El costo de la supervisión de construcción del proyecto se estima en un 5% del costo de obras civiles. Las tareas comprendidas son la dirección y administración de todas las obras de construcción e instalación de maquinarias y equipos.

### **14.2.2.2 Capacitación**

Para dar comienzo a la actividad industrial, es necesario formar y capacitar al personal previo al inicio del proyecto. De esta forma se asegura que cada empleado tenga las herramientas y conocimientos acorde a la tarea a desempeñar. El primer año se realiza la capacitación inicial a todo el personal de la planta, mientras que en los años posteriores se realiza la capacitación al sector de producción. Para determinar el monto se estima un valor del 5% del costo total de inversiones fijas. (Urbina, 2001).

### **14.2.2.3 Automatización de la planta**

El software de control utilizado para la automatización, a diferencia de los equipos requeridos para la misma, se considera un activo intangible, por lo que se incluye en esta categoría. Se estima un valor de 10% del costo total de las inversiones fijas (Urbina, 2001).

### **14.2.2.4 Ingeniería de proyecto**

Para el cálculo de esta categoría se toma en cuenta como referencia el decreto de Ley N 4538, la cual establece honorarios por proyecto y dirección de obra que serán proporcionales al costo total de obra. Por lo tanto, se estima un 5% del costo total de inversiones fijas para este monto.

### **14.2.2.5 Montaje e instalación de equipos**

El costo del montaje de los equipos de la planta se estima como el 50% del costo total de maquinarias y equipos (Urbina, 2001).

### **14.2.2.6 Puesta en marcha de la planta**

Se estima el costo de la puesta en marcha como el 50% del costo total de las maquinarias y equipos.

### **14.2.2.7 Resumen de los activos nominales**

En la siguiente tabla se expresan los costos de los diferentes activos nominales y en la figura posterior se representa mediante un gráfico circular la composición de los mismos.

Tabla 8: Resumen de activos nominales.

Activos nominales	Costo \$	Porcentaje
Supervisión del proyecto	3642940,56	1,14%
Capacitación	19641376,65	6,15%
Automatización	39282754,32	12,31%
Ingeniería de proyecto	19641376,65	6,15%
Montaje e instalación de equipos	118450601,5	37,12%
Puesta en marcha	118450601,5	37,12%
<b>Total (\$)</b>	<b>319109653</b>	<b>100%</b>

Fuente: Elaboración propia.

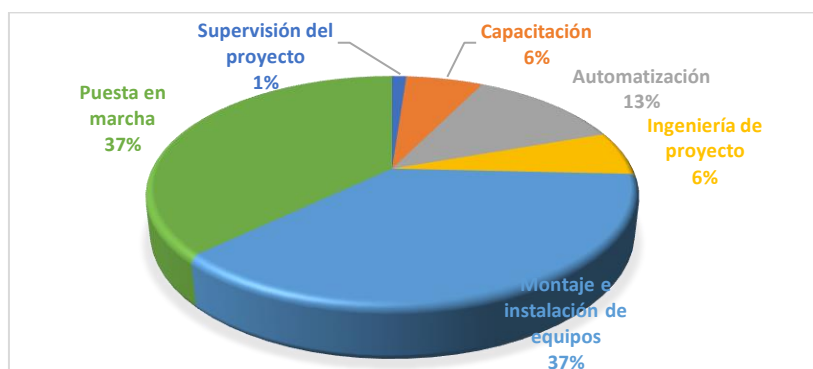


Figura 4: Porcentaje de activos nominales de la empresa.

Fuente: Elaboración propia.

### 14.2.3 Capital de trabajo

El capital de trabajo, también conocido como activos corrientes se define como el gasto necesario para la operación normal del proyecto durante un ciclo productivo, entendiéndose al ciclo productivo como el proceso que se inicia con el primer desembolso para cancelar los insumos de la operación y termina con la venta de dichos insumos en forma de producto terminado. Dicha inversión debe garantizar la disponibilidad de recursos para la compra de materia prima y para cubrir costos de operación durante el tiempo requerido para la recuperación del efectivo (Ciclo de efectivo: Producir – vender – recuperar), de modo que se puedan invertir nuevamente. El efectivo inicial requerido puede determinarse a través del estudio de mercado, identificando como pagan los clientes, como cobran los proveedores y estableciendo las ventas mensuales esperadas. En este caso para estimar el capital de trabajo necesario se toma como un ciclo productivo de 30 días (o un mes) ya que de esta manera se abonaría al personal la remuneración mensual.

Tabla 9: Resumen de costos del capital de trabajo.

Capital de trabajo	Costo (\$)	Porcentaje
Materia prima.	27633172	40,03 %
Insumos.	37009775	53,62 %
Mano de obra directa.	2749684	3,98 %
Mano de obra indirecta.	691962	1,00 %
Servicio de limpieza.	506329	0,73 %
Gastos de comercialización.	429493	0,62 %
<b>Total (\$)</b>	<b>69020416</b>	<b>100 %</b>

Fuente: Elaboración propia.

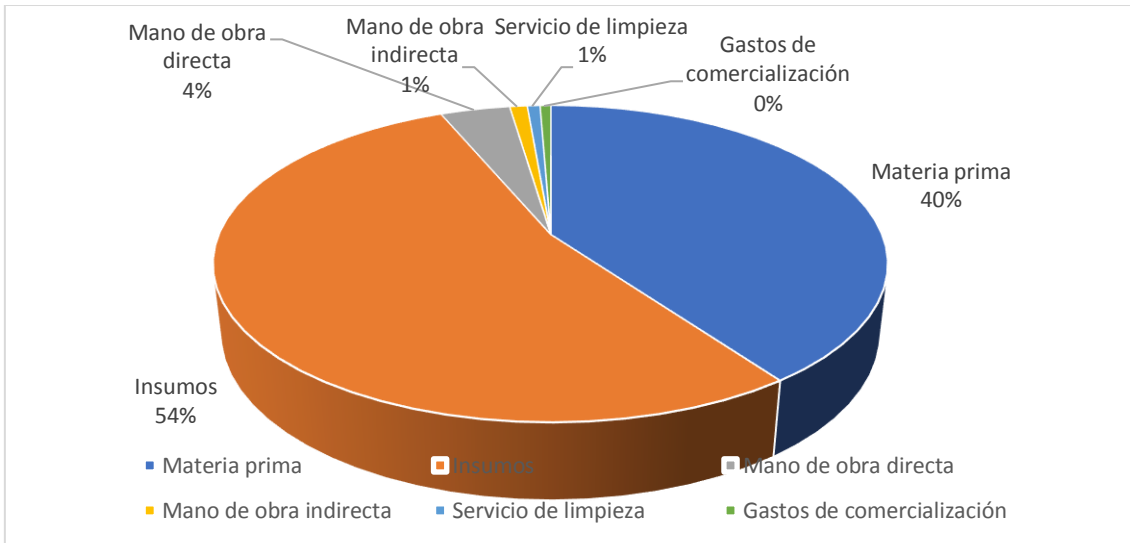


Figura 5: Resumen de costo de capital de trabajo.  
Fuente: Elaboración propia.

## 14.2.4 Inversión total del proyecto

Estimadas las tres aristas de la inversión, solo queda sumarlas para obtener el capital necesario para concretar el proyecto y comenzar con la actividad industrial. Esta inversión calculada en la siguiente tabla, será la que se tendrá en cuenta al momento de valorar los costos financieros, ya que este capital se obtendrá a través de financiación externa. En la figura a continuación se representa gráficamente la composición porcentual de la inversión total del presente proyecto.

Tabla 10: Inversión total necesaria del proyecto.

Categoría	Costo (\$)	Porcentaje
Activos Fijos	382827546	45,20 %
Activos Nominales	319109653	37,62 %
Capital de trabajo	69020416,1	8,14 %
IVA	76005000	9,2 %
<b>Total (\$)</b>	<b>806962615</b>	<b>100 %</b>

Fuente: Elaboración propia.

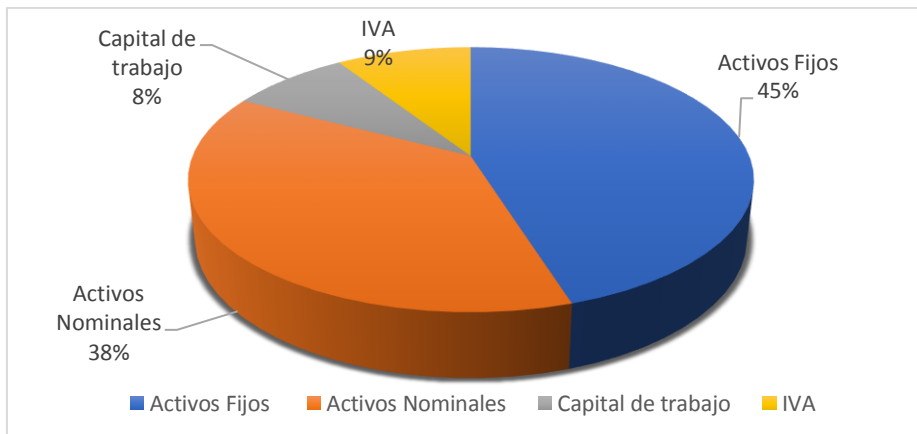


Figura 6: Composición porcentual de la inversión total del proyecto.  
Fuente: Elaboración propia.

## 14.3 Costos totales de producción

Los costos de producción o de operación son los gastos necesarios para mantener una línea de procesamiento y equipos en funcionamiento. Se dividen en:

- Costos de fabricación (gastos directos, indirectos y fijos).
- Costos generales (gastos de administración, distribución, marketing, etc.).

En la siguiente figura se representa la composición detallada de los costos totales de producción.



Figura 7: Costos totales de producción.

### 14.3.1 Costos directos de producción

Estos costos intervienen de manera directa en la producción de cianuro de sodio, afectando de manera inmediata a la determinación del precio final de un producto. Están compuestos por materia prima e insumos, salarios de los operarios involucrados en la producción (mano de obra directa) y los insumos energéticos empleados (servicios auxiliares).

#### 14.3.1.1 Materia prima

La materia prima es el amoníaco y el metano el cual proviene directamente desde la planta de producción de amoníaco (BUNGE ARGENTINA S.A). No se incluyen costos de transporte debido a la proximidad con la planta de NaCN. En la siguiente tabla se detalla el costo de materia prima requerida.



Tabla 11: Costos anuales de la materia prima.

Materia prima	Cantidad requerida	Unidad	Precio unitario (\$/t)	Costo flete (\$/t)	Costo total (\$)
NH3	5295	t	44660	0	236474700
CH4	4988		39687		197958756
<b>Total (\$)</b>					<b>434433456</b>

Fuente: Elaboración propia.

### 14.3.1.2 Insumos

Los insumos necesarios para la producción de cianuro de sodio es el hidróxido de sodio al 50% y el ácido sulfúrico al 86% para reaccionar en las columnas C-201 y C-202. El mismo proviene en camiones a la planta, en la siguiente tabla se incluye el gasto total considerando un precio del flete de 5% del total.

Tabla 12: Costos anuales de los insumos.

Insumos	Cantidad requerida	Unidad	Precio unitario (\$/t)	Costo flete (\$/t)	Costo total (\$)
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> (86%)	5957	t	8424,5	422	52693984
NaOH (50%)	15178		35220,5	1762	561305586
<b>Total (\$)</b>					<b>613999570</b>

Fuente: Elaboración propia.

### 14.3.1.3 Servicios auxiliares

Según el capítulo de servicios auxiliares, se detalla:

- Servicio de gas natural: Suministrado desde la planta de amoníaco a la planta de NaCN, el consumo se calcula en función de la tarifa por categoría de la planta y se adopta un consumo constante anual.
- Servicio de electricidad: Quien suministra energía eléctrica es la empresa distribuidora de energía EDEN -Empresa distribuidora de energía Norte S.A
- Servicio de agua de red: se suministra agua a la planta mediante una red de distribución de la empresa ABSA- Aguas bonaerenses S.A. y se aplican tarifas correspondientes al tipo de planta y por consumo.

Tabla 13: Costo anual de los servicios auxiliares.

Servicios auxiliares	Consumo anual	Unidad	Precio unitario (\$)	Costo anual (\$)
Energía eléctrica	6242400	kWh	9	56181600
Gas natural	718000	m <sup>3</sup>	8	5744000
Agua	4080	m <sup>3</sup>	3	12240
<b>Total (\$)</b>				<b>61937840</b>

Fuente: Elaboración propia.

### 14.3.1.4 Mano de obra directa

En la siguiente tabla se detallan los costos de mano de obra directa, siendo aquellos los que están ligados directamente al proceso.

Tabla 14: Costo anual de mano de obra directa.

Sector	Cargo	Cantidad	Jornal por hora (\$)	Costo anual (\$)	Aguinaldo (\$)	Cargas sociales (\$)	Costo total anual (\$)
Producción	Operario de planta	12	290	10057200	838100	4902885	15798185
	Operario panel de control	6	290	5028600	419050	2451442	7899092
Calidad	Analista	3	290	2514300	209525	1225721	3949546
Mantenimiento	Operario	12	290	10057200	838100	4902885	15798185
<b>Total (\$)</b>							<b>43445008</b>

Fuente: Elaboración propia.

### 14.3.1.5 Resumen de costos directos de producción

En la siguiente tabla se resumen los costos directos de producción a lo largo de un año de máxima capacidad operativa de la planta, con su respectiva composición porcentual, en la figura a continuación se representa mediante un gráfico circular dichos valores porcentuales.

Tabla 15: Costos directos de producción.

Costo directo de producción	Costo anual (\$)	Porcentaje
Materia prima	434433456	37,65 %
Insumos	613999570	53,21 %
Servicios auxiliares	61937840	5,36 %
Mano de obra directa	43445009	3,76 %
<b>Total (\$)</b>	<b>1153815875</b>	<b>100 %</b>

Fuente: Elaboración propia.

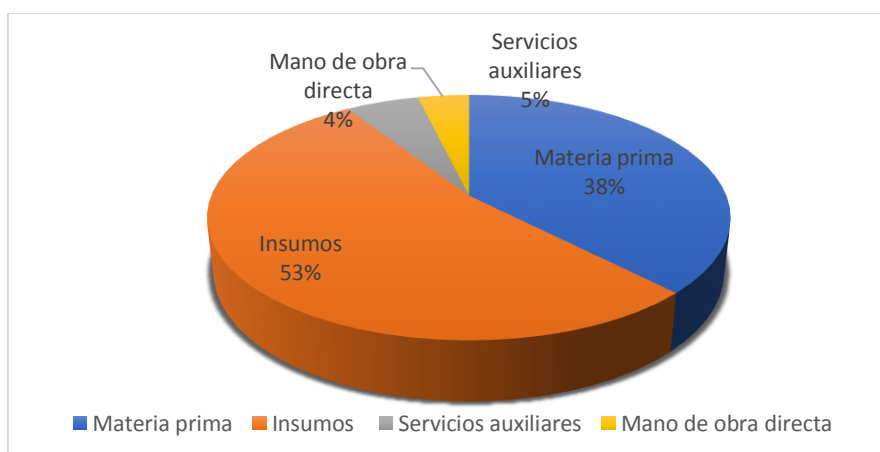


Figura 8: Composición porcentual de los costos directos de producción.

Fuente: Elaboración propia.

### 14.3.2 Costos indirectos de producción

Los costos indirectos de producción hacen referencia a todos aquellos gastos que debe realizar una empresa para lograr la producción establecida. Cualquier gasto que no sea el costo directo de mano de obra ni el costo directo de los materiales, es considerado una forma de gasto

general. Dentro de estos costos se incluye la mano de obra indirecta, los gastos de mantenimiento de equipos y el servicio de limpieza.

### 14.3.2.1 Mano de obra indirecta

Es el monto de salarios y cargas sociales asociada a los empleados que, aunque trabajen en planta, no se relacionan directamente con el proceso productivo. Se tienen en cuenta los jefes de cada sector, gerentes, asistentes administrativos, etc. Las cargas sociales se consideran de 45%, y en los sueldos se incluye el valor del aguinaldo.

Tabla 16: Costo anual de mano de obra indirecta.

Sector	Cargo	Cantidad	Costo anual (\$)	Aguinaldo (\$)	Cargas sociales (\$)	Costo total anual (\$)
Gerente	Gerente general	1	1920000	160000	936000	3016000
Producción	Jefe de planta	1	1440000	120000	702000	2262000
Logística	Jefe de logística	1	1320000	110000	643500	2073500
Administración	Jefe de Administración	1	1320000	110000	643500	2073500
RR. HH	Jefe de RR. HH	1	1320000	110000	643500	2073500
Control de calidad	Jefe de calidad	1	1320000	110000	643500	2073500
Comercialización	Jefe de comercialización	1	1320000	110000	643500	2073500
Mantenimiento	Jefe de mantenimiento	1	1440000	120000	702000	2262000
Administración	Asistente	2	1560000	130000	760500	2450500
RR. HH	Asistente	1	780000	65000	380250	1225250
Comercialización	Asistente	1	780000	65000	380250	1225250
Logística	Operario	4	3360000	280000	1638000	5278000
Seguridad	Guardia	3	2160000	180000	1053000	3393000
<b>Total (\$)</b>						<b>31479500</b>

Fuente: Elaboración propia.

### 14.3.2.2 Mantenimiento y limpieza de la planta

En esta sección se consideran los gastos de mantenimiento de equipos tanto preventivo como correctivo y el servicio de limpieza de la planta. Cada uno de ellos se estima como un 5% del total de los activos fijos. En la siguiente tabla se resumen dichos gastos.

Tabla 17: Resumen de gastos de mantenimiento de equipos y limpieza de planta.

Sector	Costo anual (\$)	Porcentaje
Mantenimiento de equipos	35574000	50 %
Servicio de limpieza de planta	35574000	50 %
<b>Total (\$)</b>	<b>71148000</b>	<b>100 %</b>

Fuente: Elaboración propia.

### 14.3.2.3 Resumen de costos indirectos de producción

En la siguiente tabla se resumen los costos indirectos de producción a lo largo de un año con su respectiva composición porcentual, y en la figura posterior se representan dichos valores porcentuales.

Tabla 18: Resumen de costos indirectos de producción.

Costo indirecto de producción	Costo anual (\$)	Porcentaje
Mano de obra indirecta	<b>31479500</b>	30,67 %
Mantenimiento de equipos	35574000	34,66 %
Servicio de limpieza de la planta	35574000	34,66 %
<b>Total (\$)</b>	<b>102627500</b>	<b>100 %</b>

Fuente: Elaboración propia.

### 14.3.3 Costos fijos indirectos

En esta sección se incluyen los costos de amortización y depreciación de los activos, y los seguros e impuestos.

#### 14.3.3.1 Amortizaciones y depreciaciones

Las amortizaciones son las reducciones en el valor de los activos para reflejar en el sistema de contabilidad las reducciones de valor en el precio del mercado. Con la amortización, los costos de hacer una inversión se dividen entre todos los años del uso de esa inversión.

Las amortizaciones se aplican a los activos fijos intangibles y representan el proceso financiero mediante el cual se extingue una deuda por medio de pagos periódicos. Y las depreciaciones se aplican a los activos fijos tangibles y representa el desgaste debido al uso, al paso del tiempo y la antigüedad del activo.

En la estimación de los costos de amortización se utiliza, adicionalmente, el decreto N° 873/1997 que fija la vida útil de los bienes considerados:

- Edificios: 50 años.
- Instalaciones: 10 años.
- Maquinarias y equipos: 10 años.
- Muebles y útiles: 10 años.
- Rodados: 5 años.

Fijada la vida útil de cada rubro, puede extraerse de este dato la tasa lineal de depreciación de un bien. De esto se desprende que al finalizar el proyecto estipulado (a los diez años), algunos bienes tendrán un valor nulo o residual, dependiendo del caso. En la siguiente tabla se estiman las amortizaciones y depreciaciones.

#### 14.3.3.2 Seguros e impuestos

Respecto a los seguros se estima un 5% de la inversión en activos fijos, siendo el monto a abonar en materia de seguros un total de \$ 35.574.000.

#### 14.3.3.3 Resumen de costos fijos indirectos

En la tabla siguiente se resumen los costos fijos indirectos a lo largo de un año con su respectiva composición porcentual y posteriormente en un gráfico circular se representan dichos valores porcentuales.

Tabla 19: Resumen costos fijos indirectos.

Costos fijos indirectos	Costo anual (\$)	Porcentaje
-------------------------	------------------	------------

Amortización y depreciaciones	177450521	83,30 %
Seguros e impuestos	35574000	16,69 %
<b>Total (\$)</b>	<b>213024521</b>	<b>100 %</b>

Fuente: Elaboración propia.

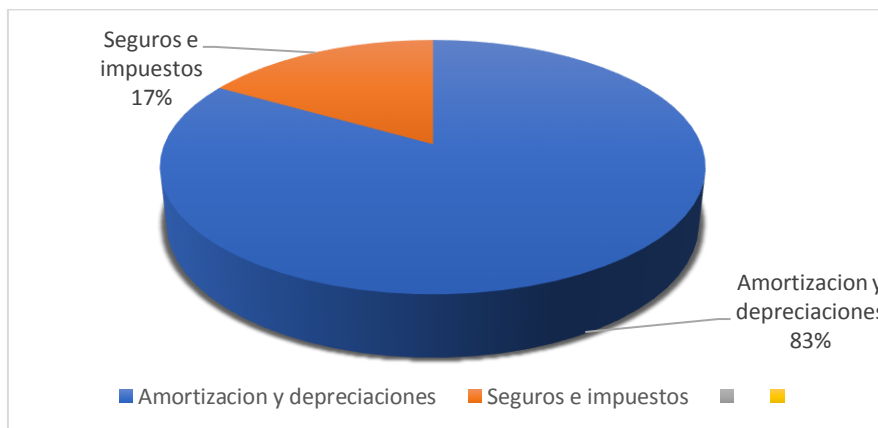


Figura 9: Porcentaje costos fijos indirectos.

Fuente: Elaboración propia.

### 14.3.4 Costos generales

Los gastos generales son aquellos en los que incurre la empresa que no están directamente vinculados a una función elemental como la fabricación, producción o ventas. Están relacionados con la organización en su conjunto en lugar de un departamento individual. Dentro de estos gastos se encuentran los gastos de administración, comercialización y financiación. En esta sección se expresan los dos primeros mientras que el costo de financiación se expresa en la sección posterior correspondiente al estado de resultados. Los costos mencionados se estiman como:

- Gastos administrativos: es el 0.5% del costo total anual de producción.
- Gastos de comercialización: es el 0.1% del costo total anual de producción.

El costo total anual de producción va en aumento año tras año debido a que la producción desarrolla un crecimiento año tras año hasta llegar a la producción máxima en el año 10 del proyecto. En la siguiente tabla se resumen los costos generales que corresponden a cada año del proyecto y en la figura a continuación se representan gráficamente los porcentajes que componen estos costos.

Tabla 20: Resumen de costos generales.

Año	Costos generales	Costo anual de producción (\$)	Costo general (\$)	Total anual (\$)	Porcentaje
1	Gastos administrativos	903763127	4518815	5422578	83.33
	Gastos de comercialización		903763		16.67
2	Gastos administrativos	920157413	4600787	5520944	83.33
	Gastos de comercialización		920157		16.67
3	Gastos administrativos	957231997	4786159	5743391	83.33

	Gastos de comercialización		957231		16.67
4	Gastos administrativos	994306581	4971532	5965839	83.33
	Gastos de comercialización		994306		16.67
5	Gastos administrativos	1031463189	5157315	6188779	83.33
	Gastos de comercialización		1031463		16.67
6	Gastos administrativos	1068537774	5342688	6411226	83.33
	Gastos de comercialización		1068537		16.67
7	Gastos administrativos	1105612358	5528061	6633674	83.33
	Gastos de comercialización		1105612		16.67
8	Gastos administrativos	1142686942	5713434	6856121	83.33
	Gastos de comercialización		1142686		16.67
9	Gastos administrativos	1179761526	5898807	7078569	83.33
	Gastos de comercialización		1179761		16.67
10 al 20	Gastos administrativos	1216836110	6084180	7301016	83.33
	Gastos de comercialización		1216836		16.67

Fuente: Elaboración propia.

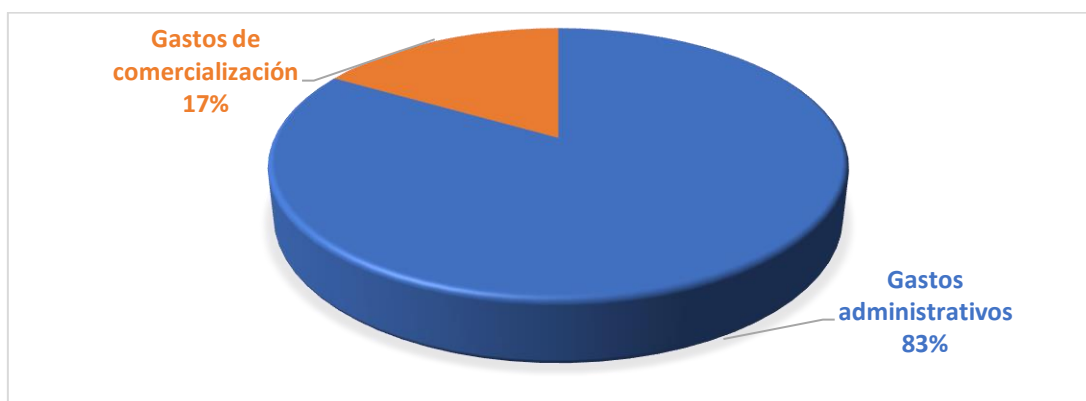


Figura 10: Composición porcentual de los costos generales.

Fuente: Elaboración propia.

## 14.4 Costo de producción unitario del NaCN

El costo unitario es el valor promedio que, a cierto volumen de producción, cuesta producir un kilogramo de cianuro de sodio con una pureza mínima del 98%. Se obtiene dividiendo el costo total de producción (suma total de costos fijos y variables) por la cantidad

total producida. Donde se expresa el costo unitario en \$/kg (pesos por kilogramo). En la ecuación siguiente se detalla el cálculo del costo unitario del producto obtenido.

$$\text{Costo unitario} = \frac{\text{Costos fijos} + \text{Costos variables}}{\text{Total de unidades}} = \frac{\text{Costos totales de producción}}{\text{Total de unidades}}$$

En la siguiente tabla se resume el costo total de producción a lo largo de los 20 años, el volumen de producción aumenta gradualmente hasta el año 10 a partir del cual la producción anual llega al máximo de 9427 tn anuales, y el costo unitario por tonelada de NaCN producida.

Tabla 21: Costo unitario de producción de cianuro de sodio.

Año	Costo total de producción (\$)	Volumen de producción (tn)	Costo unitario (\$/t)
1	903763127	6580	137350
2	920157413	6895	133452
3	957231997	7211	132746
4	994306581	7528	132081
5	1031463189	7845	131480
6	1068537774	8161	130932
7	1105612358	8478	130409
8	1142686942	8794	129939
9	1179761526	9111	129487
10 al 20	1216836110	9427	129079

Fuente: Elaboración propia.

## 14.5 Ingresos por ventas

Son los montos de dinero percibidos por las ventas del producto. De acuerdo al estudio de mercado y a investigaciones se obtiene que el precio del NaCN data de \$ 253.750 por tonelada. Dicho valor se considera constante a lo largo del ciclo económico de 20 años.

El subproducto del proceso es el sulfato de amonio al 48% que será vendido como fertilizante a un precio de \$ 15275 por tonelada y el vapor de alta presión excedente del proceso será vendido a la planta de amoniaco adyacente a la fábrica de cianuro de sodio con un valor de \$ 1500 por tonelada. En la siguiente tabla se resumen los ingresos por ventas.

Tabla 22: Ingresos por ventas del proyecto.

Año	Producto	Cantidad (tn)	Precio unitario (\$/t)	Ingreso anual (\$)
1	NaCN	6580	253750	1669675000
2		6895		1749606250
3		7211		1829791250
4		7528		1910230000
5		7845		1990668750
6		8161		2070853750
7		8478		2151292500
8		8794		2231477500
9		9111		2311916250
10 al 20		9427		2392101250

Año	Subproducto 1	Cantidad (tn)	Precio unitario (\$/t)	Ingreso anual (\$)
1	(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	6876	15225	104687100
2		7205		109696125
3		7536		114735600
4		7867		119775075
5		8198		124814550
6		8529		129854025
7		8859		134878275
8		9190		139917750
9		9520		144942000
10 al 20		9851		149981475
Año	Subproducto 2	Cantidad (tn)	Precio unitario (\$/t)	Ingreso anual (\$)
1	Vapor de alta presión (HPS)	35648	1500	53472000
2		37354		56031000
3		39068		58602000
4		40782		61173000
5		42500		63750000
6		44215		66322500
7		45929		68893500
8		47643		71464500
9		49357		74035500
10 al 20		51071		76606500

Fuente: Elaboración propia.

## 14.6 Financiación del proyecto

La financiación es la contribución de dinero o crédito a una empresa, que requiere para comenzar con la actividad de un proyecto. Para el proyecto en cuestión el capital aportado para la inversión es a través de un crédito bancario del Banco Nación Argentina, con una TNA de 42% y sistema de amortización francés.

En el sistema francés la cuota que se abona está constituida por dos componentes: una parte destinada a la amortización del capital y otra en concepto de interés, por el uso del capital prestado. En este sistema se mantiene constante la cuota total, variando la proporción de capital e intereses de cada cuota. En las primeras cuotas se amortiza proporcionalmente menos capital que en las últimas, o dicho de otra manera, generalmente en las primeras cuotas se pagan más intereses que capital. Esto es función de la tasa de interés pactada: cuanto mayor es la tasa menor será la proporción de capital cancelado en las primeras cuotas.

Para el cálculo de la cuota se utilizan las siguientes ecuaciones:

$$TEM = TNA * \left( \frac{30}{100 * 360} \right)$$

$$Cuota = \frac{(1 + TEM)^n}{(1 + TEM)^{n-1}}$$

Donde TNA es la tasa de interés pactada con el banco, tomada en 42% y el TEM la tasa efectiva mensual tomada como el interés mensual, y n es el periodo de 20 años tomado en meses, es decir 240 meses.



En la siguiente tabla se resume los pagos anuales del crédito otorgado.

Tabla 23: Pagos anuales del crédito otorgado.

Monto total del crédito (\$)		806962615
Entidad bancaria		Banco de la Nación Argentina
Sistema de amortización		Francés
TNA		42%
Número de cuotas		240
Año	Cuota	Intereses
1	270542,64	300338898,95
2	384170,55	300225271,04
3	545522,19	300063919,41
4	774641,50	299834800,09
5	1099990,94	299509450,66
6	1561987,13	299047454,47
7	2218021,72	298391419,87
8	3149590,85	297459850,75
9	4472419,00	296137022,59
10	6350834,99	294258606,61
11	9018185,68	291591255,91
12	12805823,67	287803617,93
13	18184269,61	282425171,99
14	25821662,84	274787778,75
15	36666761,24	263942680,36
16	52066800,96	248542640,64
17	73934857,36	226674584,24
18	104987497,45	195621944,15
19	149082246,38	151527195,22
20	211696789,86	88912651,74

Fuente: Elaboración propia.

## 14.7 Evaluación económica

En un proyecto es muy importante analizar la viabilidad y rentabilidad del mismo, dado que, al formar una empresa se debe invertir cierto capital, el cual se espera recuperar a lo largo de un tiempo determinado. Esta rentabilidad debe ser mayor, al menos, que una inversión de poco riesgo (como pueden ser plazos fijos, letras del estado, entre otros).

Existen muchos índices que indican la rentabilidad de un proyecto. Dos de los más utilizados son el valor actual neto (VAN) y la tasa interna de retorno (TIR). Ambos se basan en el mismo concepto, que es la estimación de los flujos de caja futuros de la empresa, a través de la simplificación de ingresos menos gastos netos.

Antes de proceder a la estimación de estos índices, se calcula el estado de resultados, el cual será necesario para el cálculo de los indicadores antes mencionados.

### 14.7.1 Estado de resultados

El estado de resultados, conocido también como estado de ganancias y pérdidas, es un estado financiero plasmado en un documento en el cual se muestra de manera detallada y minuciosa todos los ingresos, gastos, así como el beneficio o pérdida que se genera en una empresa durante un período de tiempo determinado. Gracias al estado de resultados, una

empresa cuenta con una mejor visión financiera, pudiendo prevenir y actuar de antemano, pues puede realizar previsiones en base a los resultados que se obtienen a través de este análisis.

Existen algunos conceptos del estado de resultados que es conveniente conocer para comprenderlo, destacando los principales componentes:

- Ingreso por ventas: se refiere a los ingresos totales percibidos por las ventas realizadas en ese periodo concreto.
- Costo de producción de lo vendido: cuanto le costó a la empresa el artículo que vende.
- Utilidad operativa: diferencia entre ventas y coste de ventas, indicando que gana la empresa, en bruto, con el producto vendido.
- Gastos administrativos, comerciales y de financiación: los gastos administrativos son aquellos reconocidos a las actividades administrativas globales de la empresa (gastos de papelería y suministros de oficina, por ejemplo); los gastos comerciales son aquellos necesarios para la venta de un bien o un servicio, y que incluyen gastos como marketing, publicidad y comisiones, entre otros (se consideran un 0,60% del costo de producción de lo que vendido). En gastos financieros incurre una empresa al financiarse con terceros (costo del capital) y que suponen la amortización del capital solicitado junto a los intereses fijados.
- Depreciaciones y amortizaciones: Importes que disminuyen el valor contable de los bienes tangibles que se utilizan en la empresa para llevar a cabo sus operaciones. Por ejemplo: maquinaria, vehículos de transporte, etc.
- Utilidad ante los impuestos: resulta de sustraerle a la utilidad operativa las depreciaciones y los gastos administrativos, comerciales y de financiación.
- Impuesto a las ganancias: se consideran el 35% de la utilidad antes del impuesto.
- Utilidad neta o flujo neto efectivo: es la ganancia o pérdida final que la empresa obtiene después de la actividad y resulta de adicionarle las depreciaciones de la utilidad después de impuestos.

En las siguientes tablas se detalla el estado de los resultados para un período de 20 años de actividad del proyecto. En la figura posterior se analiza el flujo neto efectivo de dicho período.

Tabla 24: Estado de resultados. Año 1 al 5.

EJERCICIOS	AÑO 1	AÑO 2	AÑO 3	AÑO 4	AÑO 5
Ingresos por ventas	1827835153	1915337900	2003229547	2091121195	2179207293
Costo de producción de lo vendido	903863127	920157413	957231998	994306582	1031463189
<b>RESULTADO OPERATIVO</b>	<b>923972026</b>	<b>995180487</b>	<b>1045997549</b>	<b>1096814613</b>	<b>1147744104</b>
Gastos administrativos	4519316	4600787	4786159	4971532	5157315
Gastos comerciales	903763	920157	957231	994306	1031463
Gastos financieros	362901665	362877520	362843235	362794550	362725418
Depreciación-Amortización	28324578	28324578	28324578	28324578	28324578
<b>RESULTADO S SIN IMPUESTOS</b>	<b>527322604</b>	<b>598457443</b>	<b>649086344</b>	<b>699729645</b>	<b>750505329</b>
<b>Depreciación-Amortización</b>	<b>28324578</b>	<b>28324578</b>	<b>28324578</b>	<b>28324578</b>	<b>28324578</b>
Impuesto a las ganancias	194476514	219373707	237093823	254818978	272590468
<b>FLUJO NETO DE EFECTIVO</b>	<b>361170668</b>	<b>407408314</b>	<b>440317099</b>	<b>473235245</b>	<b>506239439</b>

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 25: Estado de resultados. Año 6 al 10.

EJERCICIOS	AÑO 6	AÑO 7	AÑO 8	AÑO 9	AÑO 10
Ingresos por ventas	2267098941	2354990589	2442882237	2530773886	2618665532

Costo de producción de lo vendido	1068537774	1105612358	1300195295	1179761526	1216836111
<b>RESULTADO OPERATIVO</b>	<b>1198561167</b>	<b>1249378231</b>	<b>1142686942</b>	<b>1351012360</b>	<b>1401829421</b>
Gastos administrativos	5342689	5528062	5713436	5898808	6084161
Gastos comerciales	1068538	1105612	1142687	1179762	1216836
Gastos financieros	362627249	362487850	362289904	362008820	361609680
Depreciación-Amortización	28324578	28324578	28324578	28324578	28324578
<b>RESULTADO SIN IMPUESTOS</b>	<b>801198113</b>	<b>851932129</b>	<b>902724691</b>	<b>953600391</b>	<b>1004594147</b>
<b>Depreciación-Amortización</b>	<b>28324578</b>	<b>28324578</b>	<b>28324578</b>	<b>28324578</b>	<b>28324578</b>
Impuesto a las ganancias	290332942	308089847	325867244	343673739	361521554
<b>FLUJO NETO DE EFECTIVO</b>	<b>539189749</b>	<b>572166860</b>	<b>605182025</b>	<b>638251230</b>	<b>671397171</b>

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 26: Estado de resultados. Año 11 al 15.

EJERCICIOS	AÑO 11	AÑO 12	AÑO 13	AÑO 14	AÑO 15
Ingresos por ventas	2618665532	2618665532	2618665532	2618665532	2618665532
Costo de producción de lo vendido	1216836111	1216836111	1216836111	1216836111	1216836111
<b>RESULTADO OPERATIVO</b>	<b>1401829421</b>	<b>1401829421</b>	<b>1401829421</b>	<b>1401829421</b>	<b>1401829421</b>
Gastos administrativos	6084180	6084180	6084180	6084180	6084180
Gastos comerciales	1216836	1216836	1216836	1216836	1216836
Gastos financieros	361042902	360238077	359095226	357472377	355167931
Depreciación-Amortización	28324578	28324578	28324578	28324578	28324578
<b>RESULTADO SIN IMPUESTOS</b>	<b>1005160925</b>	<b>1005965750</b>	<b>1007108601</b>	<b>1008731450</b>	<b>1011035896</b>
<b>Depreciación-Amortización</b>	<b>28324578</b>	<b>28324578</b>	<b>28324578</b>	<b>28324578</b>	<b>28324578</b>
Impuesto a las ganancias	361719926	362001615	362401613	362969610	363776166
<b>FLUJO NETO DE EFECTIVO</b>	<b>671765577</b>	<b>672288713</b>	<b>673031566</b>	<b>674086418</b>	<b>675584308</b>

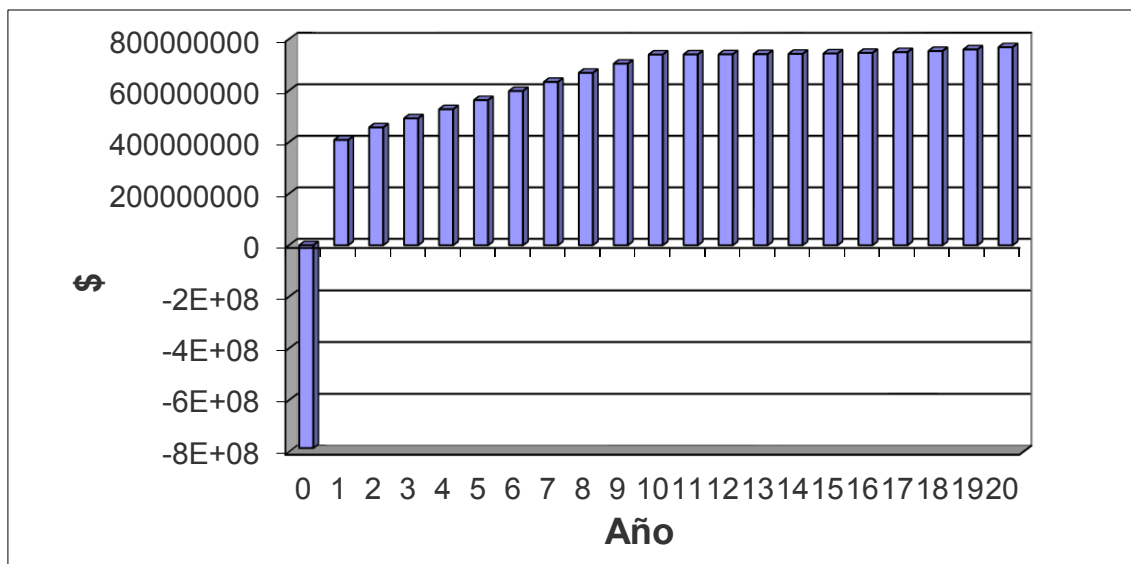
Fuente: Elaboración propia.

Tabla 27: Estado de resultados. Año 16 al 20.

EJERCICIOS	AÑO 16	AÑO 17	AÑO 18	AÑO 19	AÑO 20
Ingresos por ventas	2618665532	2618665532	2618665532	2618665532	2618665532
Costo de producción de lo vendido	1216836111	1216836111	1216836111	1216836111	1216836111
<b>RESULTADO OPERATIVO</b>	<b>1401829421</b>	<b>1401829421</b>	<b>1401829421</b>	<b>1401829421</b>	<b>1401829421</b>
Gastos administrativos	6084180	6084180	6084180	6084180	6084180
Gastos comerciales	1216836	1216836	1216836	1216836	1216836
Gastos financieros	351895619	347248935	340650644	331281070	317976276
Depreciación-Amortización	28324578	28324578	28324578	28324578	28324578
<b>RESULTADO SIN IMPUESTOS</b>	<b>1014308208</b>	<b>1018954892</b>	<b>1025553183</b>	<b>1034922757</b>	<b>1048227551</b>
<b>Depreciación-Amortización</b>	<b>28324578</b>	<b>28324578</b>	<b>28324578</b>	<b>28324578</b>	<b>28324578</b>
Impuesto a las ganancias	364921475	366547815	368857216	372136567	376793245
<b>FLUJO NETO DE EFECTIVO</b>	<b>677711311</b>	<b>680731655</b>	<b>685020545</b>	<b>691110768</b>	<b>699758884</b>

Fuente: Elaboración propia.

Gráfico 1: Flujo neto de efectivo del proyecto.



Fuente: Elaboración propia.

## 14.7.2 Indicadores

### 14.7.2.1 Valor actual neto (VAN)

El VAN es el valor monetario que resulta de la diferencia entre la suma de los flujos netos y la inversión inicial. Básicamente consiste en descontar o trasladar al presente todos los flujos futuros del proyecto a una tasa igual a la tasa mínima aceptable de rendimiento (TMAR). En este caso, se toma una TMAR de 42%, que es la tasa anual impuesta por la entidad financiera para el crédito solicitado.

Los proyectos se clasifican según su rentabilidad como sigue:

- Si el VAN > 0, la inversión produce ganancias y el proyecto debe aceptarse.
  - Si el VAN = 0, el proyecto no produce ni ganancias ni pérdidas y no puede decidirse en función de las ganancias.
  - Si el VAN < 0, la inversión produce pérdidas y el proyecto debe rechazarse.
- Analíticamente, el valor actual se calcula como muestra la siguiente ecuación.

$$VAN = -I_0 + \sum_{t=1}^n \frac{FNE_n}{(1+i)^n}$$

Donde  $I_0$  es la inversión inicial,  $FNE_n$  son los flujos correspondientes a los  $n$  años de duración de la actividad e  $i$  es la tasa de interés (TMAR), valor fijado por el banco de préstamo.

Tabla 28: Indicador Valor Actual Neto.

Indicador	Valor
VAN	\$ 400677864

Fuente: Elaboración propia.

### 14.7.2.2 Período de recuero de la inversión realizada

El periodo de recuperación de un proyecto, es el número de años a partir de los cuales el acumulado de los FNE previstos iguala la inversión inicial, en este caso, el PRI es de 1 años y 11 meses. En la siguiente tabla se detalla el periodo de recuperación de la inversión.

Tabla 29: Período de recuero de la inversión.

Período		FNE (\$)	Saldo (\$)
Inversión inicial			-806962615
Año 1		361170668	-350291948
Año 2	Mes 1	33950693	-316341255
	Mes 2	33950693	-282390562
	Mes 3	33950693	-248439869
	Mes 4	33950693	-214489176
	Mes 5	33950693	-180538483
	Mes 6	33950693	-146587790
	Mes 7	33950693	-112637097
	Mes 8	33950693	-78686404
	Mes 9	33950693	-44735711
	Mes 10	33950693	-10785018
	Mes 11	33950693	23165675

Fuente: Elaboración propia.

### 14.7.2.3 Tasa interna de retorno (TIR)

La TIR es el interés máximo que podría pagarse por el préstamo solicitado, para la inversión inicial, sin que se comiencen a apreciar pérdidas. Analíticamente, es la tasa que hace que el VAN sea igual a cero (la diferencia entre flujos futuros y la inversión inicial) y para calcularlo se despejan y calculan los intereses en la ecuación del VAN, para cuando el resultado es nulo (generalmente por iteración).

Un proyecto puede determinarse como viable si la TIR es mayor que la TMAR, caso en el cual se acepta el mismo. Si la TIR es alta, estamos frente a un proyecto rentable, que supone un retorno de la inversión equiparable a unos tipos de interés altos que posiblemente no se encuentren en el mercado. Si la TIR es baja, sin embargo, es factibles que existan otras opciones mejores en el mercado para invertir (TMAR > TIR). En la siguiente tabla se muestra la TIR para el proyecto, calculada de forma analítica.

Tabla 30: Indicador tasa interna de retorno calculada.

Indicador	Valor
TIR	60%

Fuente: Elaboración propia.

Dado que el valor obtenido de la TIR es mayor que la TMAR (42%) propuesta por el banco prestador, se concluye que el proyecto es rentable.

### 14.7.2.4 Relación Beneficio/Costo

La relación beneficio costo resulta de dividir el valor actualizado de los ingresos del proyecto entre el valor actualizado de los egresos a una tasa de actualización igual a la TMAR. Los criterios para analizar los resultados son:

- Si la relación es mayor a la unidad, el proyecto es aceptable porque el beneficio es superior al costo.
- Si la relación es menor a la unidad, el proyecto debe rechazarse porque no existen beneficios.
- Si la relación es igual a la unidad es indiferente realizar el proyecto o no.

Como se observa en la siguiente tabla, la relación obtenida es superior a 1, lo cual hace viable el proyecto en cuestión.

Tabla 31: Cálculo del indicador relación beneficio/costo.

Indicador	Valor
Relación beneficio/costo	2,13

Fuente: Elaboración propia.

### 14.7.3 Análisis de sensibilidad

El análisis de sensibilidad determina los márgenes de rentabilidad de un proyecto desde otra perspectiva, que es el aumento o reducción de un indicador económico como la TIR, frente a la fluctuación de las principales variables consideradas en el estudio económico. De acuerdo a esto, se analiza la variación de la TIR con la desviación del volumen de producción, de los costos de mano de obra, insumos, materia prima y precio de venta, que son las principales variables que influyen en las utilidades. Este análisis se realiza de forma gráfica, representando la variación de la TIR con la fluctuación de las variables antes mencionadas y comparándola con la función constante TMAR, dado que, si la primera se encuentra sobre esta última, el proyecto es rentable, caso contrario deja de serlo.

#### 14.7.3.1 Variación de la TIR con el precio del NaCN

En la siguiente figura se analiza la relación entre la tasa interna de retorno y el precio de venta del producto. Se observa que con una caída de precio del 12% el proyecto deja de ser rentable, aunque se espera que a futuro la tendencia de los precios sea en alza.

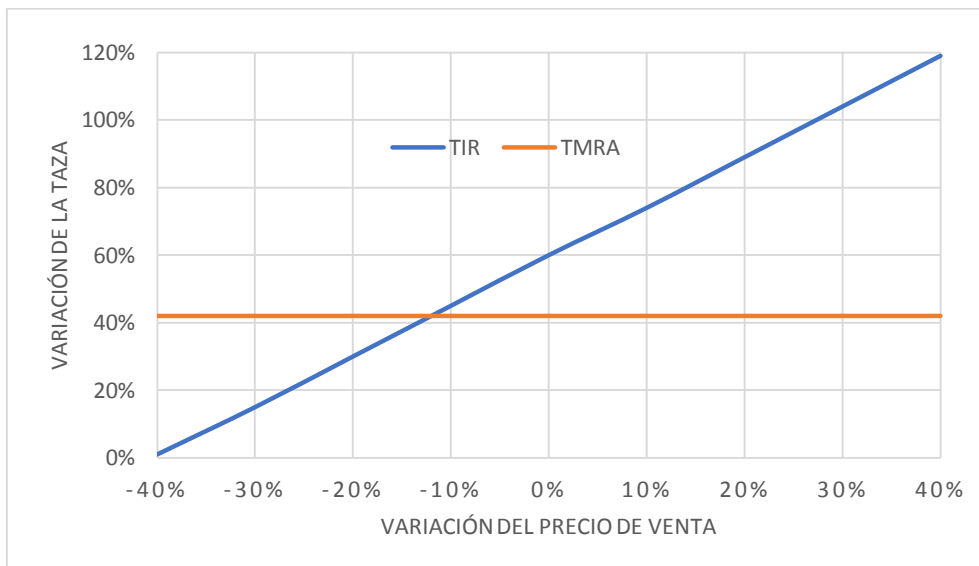


Gráfico 2: Variación de la TIR con el precio de venta del NaCN.

Fuente: Elaboración propia.

#### 14.7.3.2 Variación de la TIR con el precio de los insumos

Se analiza la sensibilidad de la tasa interna de retorno a los costos de los insumos. Para este caso, se observa una importante flexibilidad en el aumento del precio de los insumos sin pérdida de rentabilidad, como se observa en la siguiente figura.

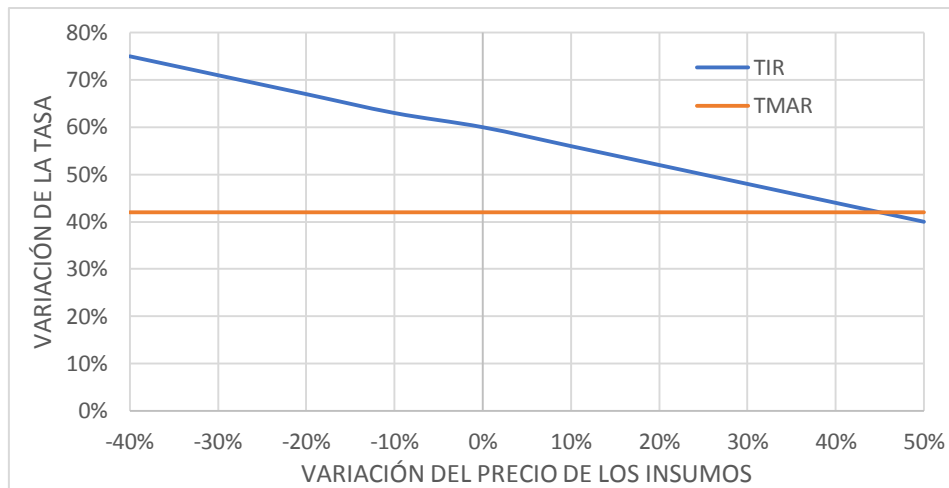


Gráfico 3: Variación de la TIR con el precio del insumo de producción.  
Fuente: Elaboración propia.

### 14.7.3.3 Variación de la TIR con el costo de la materia prima

Aquí se analiza la relación entre la tasa interna de retorno y el costo de la materia prima. Como se observa en la siguiente figura, si el costo de la materia prima aumenta en un 68%, el proyecto deja de ser rentable.

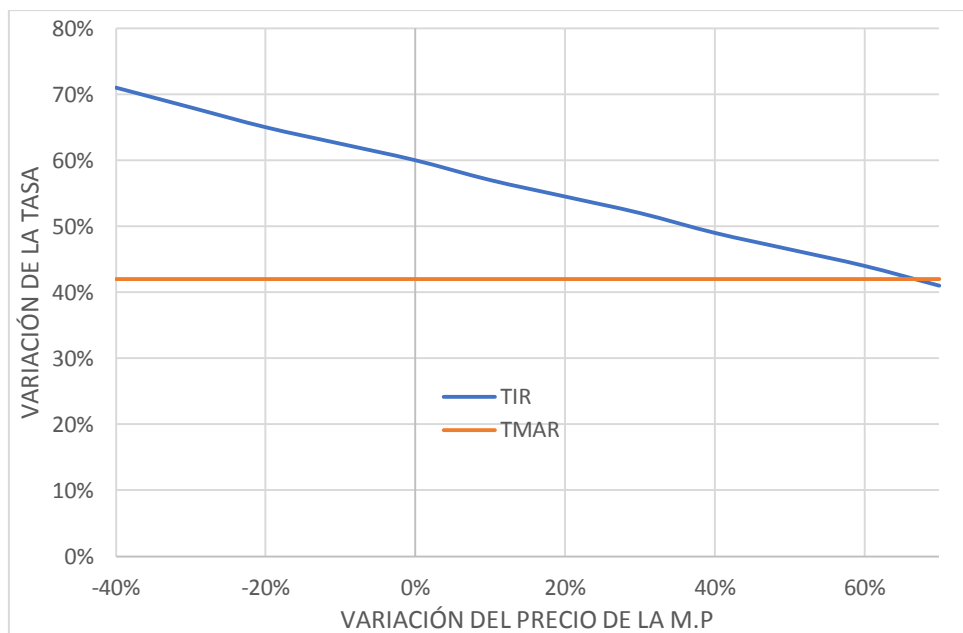


Figura 11: Variación de la TIR con el precio de la materia prima.  
Fuente: Elaboración propia.

### 14.7.3.4 Variación de la TIR con el precio de la mano de obra

Se analiza la sensibilidad de la tasa interna de retorno a los costos de mano de obra (tanto directa como indirecta). En este caso, se observa que la TIR es muy poco afectada por el incremento en los costos de mano de obra directa e indirecta, es decir que el proyecto admite aumentos en los costos del personal sin pérdida en la rentabilidad, dicha información se visualiza en la siguiente figura.

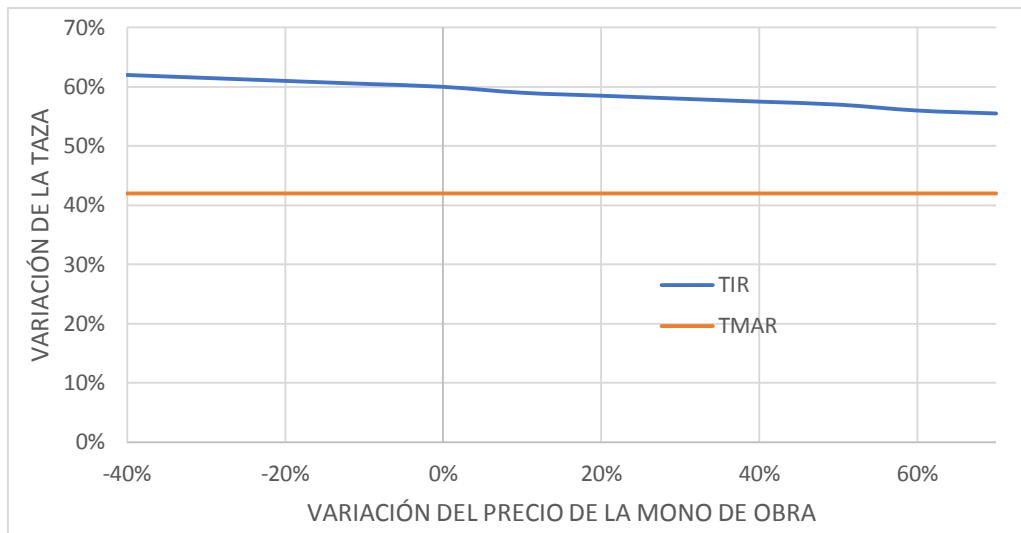


Figura 12: Variación de la TIR con el precio de la mano de obra.  
Fuente: Elaboración propia.

### 14.7.3.5 Variación de la TIR con respecto al volumen de producción

En este caso se analiza cómo varía el rendimiento del proyecto, medido a través de la TIR, con la fluctuación del volumen de ventas producción. En este punto debe hacerse una salvedad, dado que los costos fijos se consignaron como si continuaran estáticos, aun sabiendo que el nivel de producción potencial está íntimamente asociado con las instalaciones, y, por lo tanto, con estos costos (los costos variables si se tuvieron en cuenta).

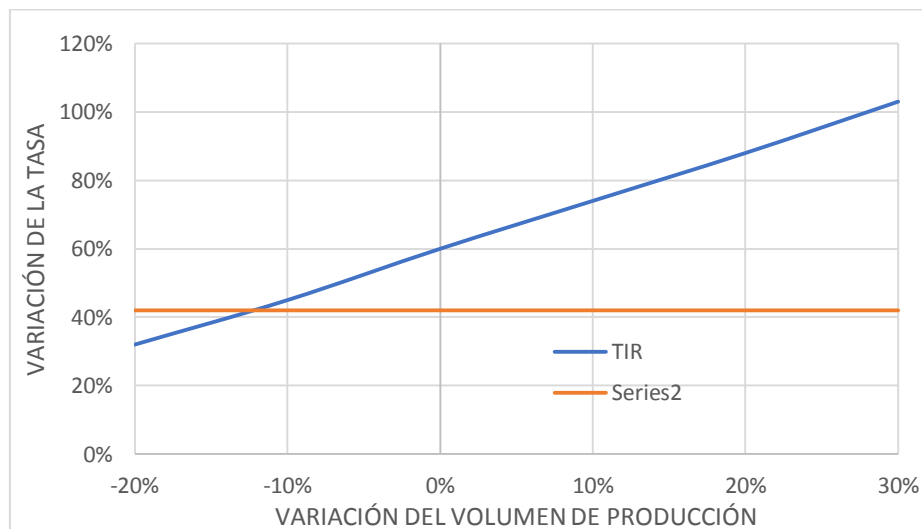


Figura 13: Variación de la TIR con respecto a la variación del volumen de producción.  
Fuente: Elaboración propia.

De la figura anterior se extrae que naturalmente con el aumento en el volumen de ventas aumenta también la rentabilidad del proyecto. Sin embargo, se observa que el proyecto posibilita una disminución de las ventas hasta un 12.5% sin perder rentabilidad, debido a que después del 30% el proyecto ya no es viable.



## 14.8 Conclusiones

El análisis económico-financiero realizado permite concluir que la puesta en marcha de la planta de cianuro de sodio al 99% p/p requiere de una inversión inicial de \$ 711.462.617, los cuales son financiados por crédito del Banco Nación Argentina, con una tasa nominal anual fija del 42% y un plazo de pago de 20 años.

De acuerdo a los resultados vistos a partir del análisis de los indicadores económicos y de rentabilidad, como el VAN, TIR y la relación B/C, se observa la viabilidad económica del proyecto y su rentabilidad, manteniendo los volúmenes y precios establecidos para el producto.

Basados en los análisis de sensibilidad se concluye que las variables más influyentes en la rentabilidad del proyecto son el precio de venta cuyo margen de disminución no debe ser inferior al 12% (se espera a futuro un aumento en los precios) y el costo de materia prima, el cual no debe superar un aumento en el 68%. En cuanto al volumen de ventas, se observa que el proyecto posibilita una disminución hasta un máximo de 12,5% sin perder rentabilidad, aunque la demanda insatisfecha de cianuro de sodio para los años posteriores va en alza por lo que las ventas permanecerán constantes o en aumento.

El precio de venta del cianuro de sodio es de \$ 253.750 por tonelada y del subproducto del proceso de \$ 15.225 por tonelada, siendo el volumen de venta máximo alcanzado en el año 10 del proyecto cuyo valor es de 9427 toneladas anuales (del producto principal). Respecto a los indicadores, se obtuvo un TIR de 60%, un VAN positivo de \$ 348.360.103 y una relación beneficio costo de 2,13. Todos estos valores demuestran y validan numéricamente la viabilidad del proyecto.

# CONCLUSIÓN FINAL

La demanda de cianuro de sodio por la industria minera en Argentina se encuentra en constante crecimiento dado el potencial minero del país. Un factor adicional que tira de la demanda del cianuro de sodio es la disminución en la calidad de la mina para extraer el metal de interés. Esta demanda como consecuencia de la disminución progresiva en la calidad de las minas ayuda a que los precios no caigan demasiado.

Analizando los capítulos del presente proyecto final se puede concluir que la producción de cianuro de sodio a partir de metano, amoníaco y los insumos adicionales es viable y rentable tanto técnica como económicamente, la locación de la planta de producción es un factor muy importante, ya que se encuentra radicada próxima una planta de amoníaco que abastecerá de las materias primas que requiere el proceso. Otro factor adicional ventajoso de la ubicación de la planta es la proximidad con el puerto en caso de problemas con el abastecimiento local en los insumos que requiere el proceso.

La elección del proceso productivo sigue criterios estrictamente económicos. En el proceso Andrussow se sacrifica rendimiento por una mayor eficiencia energética a diferencia del proceso BMA que obtengo rendimientos mucho mayores a expensas de un gasto energético considerable lo que hace necesario disponer de energía barata. Independientemente del proceso que se elija, el sulfato de amonio en solución que se genera como subproducto es de fácil colocación en el mercado interno, más aun siendo un país muy agropecuario como la Argentina que consume grandes cantidades de fertilizantes.

Además, se verifica en la evaluación económica-financiera mediante indicadores (VAN – TIR) cuyos resultados son favorables, la factibilidad del proyecto de inversión.

# **BIBLIOGRAFÍA**

## Bibliografía

- (21 de enero de 2021). Obtenido de cbrn.es: <http://cbrn.es/?tag=andrussow>
- BOLSA DE COMERCIO DE ROSARIO*. (14 de enero de 2021). Obtenido de <https://www.bcr.com.ar/es/mercados/investigacion-y-desarrollo/informativo-semanal/noticias-informativo-semanal/argentina>
- Chain, S. (1995). *Preparación y evaluación de proyectos*. Mc Graw Hill.
- CHEMICAL ENGINEERING, Volume 3, pag 151*. (2005).
- ECYT-AR*. (14 de enero de 2021). Obtenido de [https://cyt-ar.com.ar/cyt-ar/index.php/Gasoductos\\_de\\_Argentina](https://cyt-ar.com.ar/cyt-ar/index.php/Gasoductos_de_Argentina)
- infosysbpm.com*. (12 de enero de 2021). Obtenido de <https://www.infosysbpm.com/spendbytes-issue16/Documents/sodium-cyanide-for-a-mining-client.pdf>
- Ingeniería de las reacciones químicas . (s.f.). En O. Levenspiel. Reverté S.A.
- J. M. Pirie, P. A. (22 de enero de 2021). Obtenido de <https://www.technology.matthey.com/article/2/1/7-11/#:~:text=The%20manufacture%20of%20hydrocyanic%20acid%20by%20the%20catalytic%20combination%20of,increased%20remarkably%20in%20recent%20years.&text=The%20method%20which%20has%2C%20in,employs%20methane%2C%2>
- Kinetics of Formation of Hydrogen Cyanide from Methane and Ammonia*. (18 de marzo de 2021). Obtenido de <https://doi.org/10.1021/i360035a023>
- Klaus Weissermel, .-J. A. (1981). *Química orgánica industrial*. Reverté S.A.
- Levenspiel, O. (s.f.). Ingeniería de las reacciones químicas. En O. Levenspiel. Reverté S.A.
- Merchant research and consulting -2014*. (12 de enero de 2021). Obtenido de <https://mcgroup.co.uk>
- NMAN, B. N. (1957). *Estados Unidos. Patente nº 2,782,07*.
- obccd.org*. (11 de enero de 2021). Obtenido de [https://obccd.org/informacion-basica-2/gases-de-efecto-invernadero-co2e-co2-y-carbono/#:~:text=El%20CO2%20%E2%80%9Cequivalente%E2%80%9D%20\(CO2e,al%20gas%20di%C3%B3xido%20de%20carbono](https://obccd.org/informacion-basica-2/gases-de-efecto-invernadero-co2e-co2-y-carbono/#:~:text=El%20CO2%20%E2%80%9Cequivalente%E2%80%9D%20(CO2e,al%20gas%20di%C3%B3xido%20de%20carbono).
- Procesos de transferencia de calor. (1999). En D. Kern, *Procesos de transferencia de calor* (págs. 32-36). CECSA.
- Treybal. (s.f.). En R. E. Treybal, *Operaciones de transferencia de masa* (págs. 219-232). McGRAW.HILL.
- Treybal, R. (s.f.). Operaciones de transferencia de masa. En R. Treybal, *Operaciones de transferencia de masa* (págs. 219-232). McGRAW.HILL.
- Ullmann Encyclopedia of Industrial Chemistry. (22 de enero de 2021). Obtenido de [http://www.ugr.es/~tep028/pqi/descargas/Industria%20quimica%20organica/tema\\_1/documentos\\_adicionales/a08\\_159\\_cianhidrico.pdf](http://www.ugr.es/~tep028/pqi/descargas/Industria%20quimica%20organica/tema_1/documentos_adicionales/a08_159_cianhidrico.pdf)

Urbina, G. B. (2001). *Evaluación de proyectos*. Graw Hill.

US2782107A. (18 de marzo de 2021). <https://patentimages.storage.googleapis.com>. Obtenido de <https://patentimages.storage.googleapis.com/72/ff/58/13b4b6f4fdf479/US2782107.pdf>

Welty. (s.f.). En *Fundamentos de transferencia de momento, calor y masa* (pág. 550). Limusa.

Wikipedia [(NH<sub>4</sub>)<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>]. (11 de enero de 2021). Obtenido de [https://es.wikipedia.org/wiki/Sulfato\\_de\\_amonio](https://es.wikipedia.org/wiki/Sulfato_de_amonio)

Wikipedia [CH<sub>4</sub>]. (11 de enero de 2021). Obtenido de <https://es.wikipedia.org/wiki/Metano>

Wikipedia [H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>]. (11 de enero de 2021). Obtenido de [https://es.wikipedia.org/wiki/%C3%81cido\\_sulf%C3%BArico](https://es.wikipedia.org/wiki/%C3%81cido_sulf%C3%BArico)

Wikipedia [HCN]. (11 de enero de 2021). Obtenido de [https://es.wikipedia.org/wiki/Cianuro\\_de\\_hidr%C3%B3geno](https://es.wikipedia.org/wiki/Cianuro_de_hidr%C3%B3geno)

Wikipedia [NaCN]. (11 de enero de 2021). Obtenido de [https://es.wikipedia.org/wiki/Cianuro\\_de\\_sodio](https://es.wikipedia.org/wiki/Cianuro_de_sodio)

Wikipedia [NaOH]. (11 de enero de 2021). Obtenido de [https://es.wikipedia.org/wiki/Hidr%C3%B3xido\\_de\\_sodio](https://es.wikipedia.org/wiki/Hidr%C3%B3xido_de_sodio)

Wikipedia [NH<sub>3</sub>]. (11 de enero de 2021). Obtenido de <https://es.wikipedia.org/wiki/Amon%C3%ADaco>

[www.argentina.gob.ar](https://www.argentina.gob.ar). (19 de enero de 2021). Obtenido de [https://www.argentina.gob.ar/sites/default/files/sspmicro\\_cadenas\\_de\\_valor\\_mineria\\_metalifera\\_oro.pdf](https://www.argentina.gob.ar/sites/default/files/sspmicro_cadenas_de_valor_mineria_metalifera_oro.pdf)

[www.infobae.com](https://www.infobae.com). (21 de enero de 2021). Obtenido de <https://www.infobae.com/economia/2019/03/21/radiografia-del-desempleo-argentino-las-zonas-mas-afectadas-la-suba-de-la-subocupacion-y-las-proyecciones-para-2019/>

# PLANOS