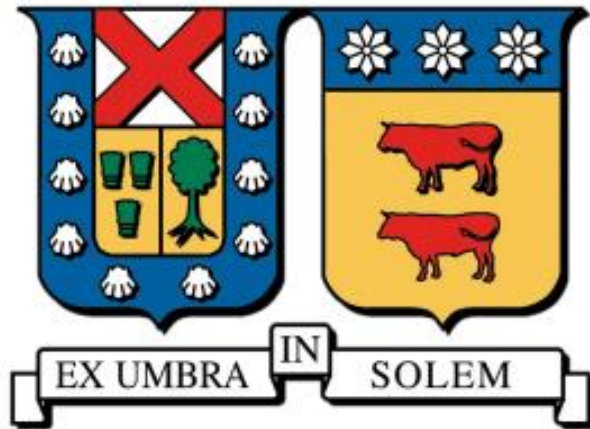


**UNIVERSIDAD TÉCNICA FEDERICO SANTA MARÍA**

DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA Y AMBIENTAL

VALPARAÍSO CHILE



**ESTUDIO TÉCNICO - ECONÓMICO DE UNA PLANTA DE  
AMONÍACO VERDE A PARTIR DE GASIFICACIÓN DE BIOMASA**

**GERARDO ANDRÉS FIGUEROA GARCÍA**

MEMORIA PARA OPTAR AL TÍTULO DE INGENIERO CIVIL QUÍMICO

PROFESOR GUÍA

PATRICIO NÚÑEZ M.

PROFESOR CORREFENTE

RODRIGO BENAVIDES V.

DICIEMBRE 2023

## Resumen

El presente trabajo de título se centra en la evaluación técnica-económica de una planta de producción de amoníaco verde, contribuyendo a la fertilización sostenible en una parte del sector agrícola de nuestro país como lo son tres de los principales mercados de exportación frutícola; cerezas, avellanas y uvas, los cuales se han destacado por su notable expansión en los últimos años y las perspectivas de un continuo crecimiento. Estos mercados serán abarcados mediante la incorporación de amoníaco acuoso dentro de los programas de cultivo, generándose este amoníaco mediante un proceso de co-gasificación, para el cual se considera como principal materia prima el aserrín primario, principal sub-producto de la industria forestal del aserrío en nuestro país. De igual manera, el proceso de gasificación considera el uso de polipropileno-polietileno, realizándose un “blending” entre ambas materias primas con el fin de resolver eficazmente el desafío de la variabilidad inherente a la biomasa.

El diseño de la planta necesario implica la selección de las tecnologías a utilizar, el desarrollo de los diferentes procesos y el diseño de los equipos principales asociados. En este sentido, el reactor de lecho fluidizado burbujeante (BFB) se destaca como el componente principal de la planta, utilizándose en la etapa de gasificación, etapa la cual permite en conjunto a posteriores unidades de purificación y concentración, la producción del hidrógeno requerido para la síntesis de amoníaco. La planta diseñada permite la producción de 2,7 [ton/h] de amoníaco a partir de 4,4 [ton/h] de biomasa y 0,6 [ton/h] de plásticos, además, parte del diseño y optimización de las distintas unidades son posibles gracias a la implementación del software Aspen Plus<sup>®</sup>, el cual permitió definir las condiciones óptimas de operación bajo los distintos análisis de sensibilidad realizados.

A partir de las razones técnicas obtenidas se estiman las inversiones requeridas en la planta, requiriéndose un capital de inversión fijo de 75 [MMUSD], como también los costos requeridos para su operación (OPEX), en base a esto se realiza la evaluación económica del proyecto, considerando como criterios de evaluación un horizonte de 20 años utilizando, una tasa de descuento del 8% y al dólar estadounidense como moneda para la evaluación. Se obtienen como principales resultados de la evaluación económica un costo nivelado de 1,9 [USD/kg H<sub>2</sub>] y 425 [USD/ton NH<sub>3</sub>]. Además, para el escenario principal proyectado, en el cual se considera un precio de venta de 780 [USD/ton] se obtienen como principales indicadores un valor actual neto (VAN) de 80 [MMUSD], tasa interna de retorno (TIR) del 18,3% y un payback de 6 años.

En base a los resultados obtenidos, se concluye que el proyecto se presenta como una alternativa económica frente al amoníaco verde obtenido mediante electrólisis, el cual ronda actualmente 780 [USD/ton] actualmente en el mercado, sin embargo, sigue siendo considerablemente más caro en comparación al amoníaco gris cuyos precios rondan los 340 [USD/ton].

## Abstract

This title work focuses on the technical-economic evaluation of a green ammonia production plant, contributing to sustainable fertilization in a part of the agricultural sector of our country such as three of the main fruit export markets; cherries, hazelnuts and grapes, which have stood out for their notable expansion in recent years and the prospects for continued growth. These markets will be covered through the incorporation of aqueous ammonia into the cultivation programs, generating this ammonia through a co-gasification process, for which primary sawdust, the main by-product of the forestry industry, is considered as the main raw material. sawmill in our country. Likewise, the gasification process considers the use of polypropylene-polyethylene, performing a “blending” between both raw materials to effectively resolve the challenge of the variability inherent to biomass.

The necessary plant design involves the selection of the technologies to be used, the development of the different processes and the design of the main associated equipment. In this sense, the bubbling fluidized bed reactor (BFB) stands out as the main component of the plant, being used in the gasification stage, a stage which together allows subsequent purification and concentration units, the production of the hydrogen required for the synthesis of ammonia. The designed plant allows the production of 2.7 [tons/h] of ammonia from 4.4 [tons/h] of biomass and 0.6 [tons/h] of plastics, in addition, part of the design and optimization of the different units are possible thanks to the implementation of the Aspen Plus® software, which made it possible to define the optimal operating conditions under the different sensitivity analyzes carried out.

From the technical reasons obtained, the investments required in the plant are estimated, requiring a fixed investment capital of 75 [MMUSD], as well as the costs required for its operation (OPEX), based on this the economic evaluation of the plant is carried out. project, considering as evaluation criteria a horizon of 20 years using a discount rate of 8% and the US dollar as the currency for the evaluation. The main results of the economic evaluation are a levelized cost of 1.9 [USD/kg H<sub>2</sub>] and 425 [USD/ton NH<sub>3</sub>]. Furthermore, for the main projected scenario, in which a sales price of 780 [USD/ton] is considered, the main indicators are a net present value (NPV) of 80 [MMUSD], internal rate of return (IRR) of the 18.3% and a payback of 6 years.

Based on the results obtained, it is concluded that the project is presented as an economic alternative to green ammonia obtained through electrolysis, which is currently around 780 [USD/ton] currently on the market, however, it is still considerably more expensive compared to gray ammonia whose prices are around 340 [\$USD/ton].

## Agradecimientos

En primer lugar, quisiera dar gracias a mis padres, Urzula e Iván por su apoyo incondicional en cada una de las etapas de mi vida, por su paciencia, cariño y por darme los valores que me han convertido en el hombre que soy hoy en día. Darle gracias a mi madre por enseñarme a ser una persona íntegra, empática y correcta, razón por las cuales he podido llegar hasta acá. Darle gracias a mi padre por enseñarme el valor del trabajo, el ser optimista y perseverante ante las adversidades, el luchar y trabajar por mis sueños y lo que soy capaz de lograr. De igual manera dar gracias a mis abuelos, tíos y primos por todo el cariño entregado hasta el día de hoy a pesar de la distancia que ha limitado nuestra convivencia frecuente, atesoro los recuerdos más bellos de la infancia y los años posteriores. Este trabajo va dedicado a cada uno de ellos, también en memoria de los que ya no están, pero siguen presentes en mi corazón.

Por otro lado, quisiera dar gracias a mis amigos, parte fundamental de mi vida, en los cuales veo y pienso como hermanos, agradecer a cada una de las personas que me ha tocado conocer en la vida producto de las casualidades que esta me ha otorgado, dar gracias a todas las personas que conocí en mis incansables cambios de ciudad y colegio a mi temprana edad. Dar gracias a mis amigos de Quilpué y Temuco, los cuales conocí de más grande, y fueron parte de momentos cruciales de mi vida, sin duda, sin ellos no hubiera tenido el impulso para llegar hasta donde estoy.

Dar gracias a toda la gente que he conocido durante la universidad, mis amigos de metalurgia durante mi primer año, , amigos de química y otras carreras, mis colegas de la ayudantía de calor y toda la gente que por uno u otro motivo ha llegado a mi vida, todos ellos han vuelto de la universidad una etapa muy hermosa que recordaré con la más grande de las nostalgias. Dar gracias a toda la gente que me acompañó durante este camino lleno de alegrías, pero también de tristezas y trabas, días buenos y grises, en donde muchas veces una palabra de aliento, un abrazo o una buena conversación acompañada de un tabaco me permitió continuar. Gracias por todo la paciencia y el cariño brindado, ustedes son parte de este logro.

Por último, agradecer a la gente que me acompañó más de cerca durante mi periodo de titulación, toda la gente que me brindo ayuda y sostén, gracias por todo el cariño brindado, fielmente agradecido por la gente que ha llegado como también la que se ha ido, al fin y al cabo, la vida es un constante aprendizaje.

# Índice de contenido

|                                                        |           |
|--------------------------------------------------------|-----------|
| <b>Resumen .....</b>                                   | <b>2</b>  |
| <b>Abstract .....</b>                                  | <b>3</b>  |
| <b>Nomenclatura .....</b>                              | <b>12</b> |
| <b>Introducción .....</b>                              | <b>15</b> |
| <b>Objetivo general.....</b>                           | <b>18</b> |
| <b>Objetivos específicos.....</b>                      | <b>18</b> |
| <b>Alcances .....</b>                                  | <b>18</b> |
| <b>1 Capítulo 1. Contexto actual del mercado .....</b> | <b>18</b> |
| 1.1 Amoníaco en la actualidad.....                     | 18        |
| 1.2 Usos del amoníaco .....                            | 19        |
| 1.2.4 Refrigerante.....                                | 23        |
| 1.3 Tecnologías de obtención de amoníaco .....         | 23        |
| 1.4 Situación de fertilizantes en Chile .....          | 27        |
| 1.5 La oportunidad del amoníaco como fertilizante..... | 30        |
| 1.6 Mercado Objetivo .....                             | 31        |
| 1.7 Criterios para proyectar demanda.....              | 33        |
| <b>2 Capítulo 2: Proceso de gasificación.....</b>      | <b>37</b> |
| 2.1 Gasificación de la biomasa.....                    | 37        |
| 2.2 Etapas de la gasificación .....                    | 37        |
| 2.3 Agente gasificante.....                            | 42        |
| 2.4 Reactor de gasificación .....                      | 44        |
| 2.5 Productos de gasificación .....                    | 46        |
| 2.6 Gasificación de plásticos.....                     | 48        |

|          |                                                                 |           |
|----------|-----------------------------------------------------------------|-----------|
| <b>3</b> | <b>Capítulo 3: Estudio Técnico.....</b>                         | <b>51</b> |
| 3.1      | Materias primas .....                                           | 51        |
| 3.2      | Recepción materias primas.....                                  | 57        |
| 3.3      | Acondicionamiento materias primas.....                          | 58        |
| 3.4      | Proceso de gasificación.....                                    | 61        |
| 3.5      | Limpieza Syn-gas .....                                          | 71        |
| 3.6      | Reacción WGS: .....                                             | 75        |
| 3.7      | Absorción de CO <sub>2</sub> .....                              | 76        |
| 3.8      | Síntesis de amoníaco .....                                      | 77        |
| 3.9      | Planta separadora de aire.....                                  | 78        |
| <b>4</b> | <b>Capítulo 4: Simulación de la planta en Aspen Plus ®.....</b> | <b>79</b> |
| 4.1      | Simulación acondicionamiento Materias Primas .....              | 79        |
| 4.2      | Simulación proceso de gasificación .....                        | 80        |
| 4.3      | Simulación limpieza y acondicionamiento .....                   | 80        |
| 4.4      | Simulación Reactores WGS .....                                  | 81        |
| 4.5      | Simulación remoción de CO <sub>2</sub> mediante MEA .....       | 82        |
| 4.6      | Simulación síntesis de amoníaco.....                            | 82        |
| <b>5</b> | <b>Resultados Simulación .....</b>                              | <b>83</b> |
| 5.1      | Simulaciones corrientes de proceso .....                        | 83        |
| 5.2      | Análisis de sensibilidad.....                                   | 85        |
| <b>6</b> | <b>Capítulo 5: Evaluación económica .....</b>                   | <b>87</b> |
| 6.1      | Bases para la evaluación económica .....                        | 88        |
| 6.2      | Estimación CAPEX.....                                           | 93        |
| 6.3      | Estimación OPEX .....                                           | 97        |
| 6.4      | Indicadores económicos del proyecto .....                       | 98        |

|          |                                                        |            |
|----------|--------------------------------------------------------|------------|
| 6.5      | Resultados evaluación económica.....                   | 99         |
| 6.6      | Escenarios evaluación económica .....                  | 100        |
| <b>7</b> | <b>Conclusiones.....</b>                               | <b>104</b> |
| <b>8</b> | <b>Referencias.....</b>                                | <b>105</b> |
| <b>9</b> | <b>Anexos.....</b>                                     | <b>110</b> |
| 9.1      | Anexo 1: Estimación de la demanda.....                 | 110        |
| 9.2      | Anexo 2: Consideraciones estudio técnico .....         | 111        |
| 9.3      | Anexo 3: Consideraciones simulación en Aspen Plus..... | 114        |
| 9.4      | Anexo 4: Resultados simulación Aspen Plus .....        | 116        |
| 9.5      | Anexo 5: Bases de la evaluación económica .....        | 118        |
| 9.6      | Anexo 6: Estimación CAPEX Y OPEX.....                  | 119        |

## Lista de Tablas

|                                                                                                                   |     |
|-------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|-----|
| Tabla 1.1: Fertilizantes nitrogenados, producción anual y cantidad de nitrógeno de estos. (GIZ, 2022)             | 22  |
| Tabla 1.2: Volúmenes de importaciones principales fertilizantes para últimos períodos (Biblioteca Nacional, 2022) | 32  |
| Tabla 2.1: Listado reacciones de gasificación (Asbu, 2010)                                                        | 38  |
| Tabla 3.1: Análisis aproximado aserrín de pino (Lv y otros, 2004)                                                 | 55  |
| Tabla 3.2: Ultimate análisis aserrín de pino (Lv y otros, 2004)                                                   | 55  |
| Tabla 3.3: Granulometría aserrín de pino (Cea Muñoz, 2003)                                                        | 55  |
| Tabla 3.4: Análisis aproximado y Ultimate a plásticos (Saebea y otros, 2020)                                      | 56  |
| Tabla 3.5: Especificación silos para almacenamiento biomasa (Prado Silos, 2023)                                   | 57  |
| Tabla 3.6: Especificación secador rotatorio seleccionado para secado de biomasa (Belong, 2023)                    | 60  |
| Tabla 3.8: Especificaciones trituradora para plásticos (Impocom Chile Spa, 2023)                                  | 61  |
| Tabla 3.9: Parámetros de diseño gasificador de lecho fluidizado burbujeante (BFB) requerido. Elaboración propia   | 70  |
| Tabla 3.10: Proporciones ciclones de alta eficiencia. (Londoño, 2006)                                             | 71  |
| Tabla 3.11: Características ciclón requerido                                                                      | 72  |
| Tabla 3.12: Filtro de tela requerido                                                                              | 73  |
| Tabla 3.13: Capacidad requerida planta separadora de aire                                                         | 78  |
| Tabla 6.1: Comparación precios de mercado amoníaco según tipo (Insights y otros, 2023)                            | 92  |
| Tabla 6.2: Índice de costes CEPCI para estimación de CAPEX (Maxwell, 2023)                                        | 94  |
| Tabla 6.3: Detalle costos de inversión capital fijo por sección de la planta                                      | 95  |
| Tabla 6.4: Inversión en capital fijo por componente para planta productora de hidrógeno                           | 96  |
| Tabla 6.5: Inversión en capital fijo                                                                              | 97  |
| Tabla 9.1: Estimación demanda NH <sub>3</sub> para mercado objetivo                                               | 111 |
| Tabla 9.2: Parámetros para capacidad calorífica compuestos de gasificación (Asbu, 2010)                           | 112 |
| Tabla 9.3: Entalpías de formación de compuestos de gasificación (Asbu, 2010)                                      | 112 |
| Tabla 9.4: Propiedades material a gasificar                                                                       | 112 |
| Tabla 9.5: Requerimientos operacionales proceso de remoción de CO <sub>2</sub>                                    | 113 |
| Tabla 9.6: Resultados diseño sistema de compresión planta separadora de aire                                      | 114 |
| Tabla 9.7: Resultados escalamiento proceso de destilación en planta separadora de aire                            | 114 |
| Tabla 9.8: Costos servicios requeridos (Peters y otros, 2003)                                                     | 120 |

## Lista de Figuras

|                                                                                                       |    |
|-------------------------------------------------------------------------------------------------------|----|
| Figura 1.1. Usos del amoníaco. Elaboración propia a partir de (GIZ, 2022)                             | 20 |
| Figura 1.2. Rendimientos asociados al uso de fertilizantes (IEA, 2021)                                | 21 |
| Figura 1.3. Uso de amoníaco en fertilizantes. (IRENA, 2022)                                           | 22 |
| Figura 1.4. Métodos de producción de amoníaco al año 2020. Elaboración propia a partir de (GIZ, 2022) | 24 |

|                                                                                                                                                                                 |    |
|---------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|----|
| <i>Figura 1.5. Clasificación del hidrógeno por colores (GIZ, 2022)</i> .....                                                                                                    | 25 |
| <i>Figura 1.6. Avance importaciones principales fertilizantes en Chile 2018-22. Fuente: Elaboración propia a partir de (ODEPA, 2023)</i> .....                                  | 28 |
| <i>Figura 1.7. Precios unitarios principales fertilizantes importados en Chile. Fuente: Elaboración propia a partir de (ODEPA, 2023)</i> .....                                  | 29 |
| <i>Figura 1.8. Empresas importadoras de fertilizantes en Chile. Fuente: Elaboración propia a partir de (Biblioteca del Congreso Nacional de Chile, 2019)</i> .....              | 30 |
| <i>Figura 1.9: Superficie plantada de frutales en Chile por especie para el año 20 (Lepe, 2022)</i> .....                                                                       | 32 |
| <i>Figura 1.10: Evolución volumen de exportación cerezas en Chile (ODEPA, 2023)</i> .....                                                                                       | 32 |
| <i>Figura 1.11. Demanda de amoníaco a través de los años (IRENA, 2022)</i> .....                                                                                                | 34 |
| <i>Figura 1.12. Comparación impuestos a la tonelada de carbono en el mundo (Yin, 2022)</i> .....                                                                                | 35 |
| <i>Figura 1.13. Precio del gas natural (Geopolitical Monitor, 2022)</i> .....                                                                                                   | 36 |
| <i>Figura 1.14. Índice de precios de la FAO, valores reales y nominales. (FAO,2023)</i> .....                                                                                   | 36 |
| <i>Figura 2.1: Etapas de gasificación para distintos reactores; (a) Reactor Downdraft, (b) Reactor de lecho fluidizado burbujeante, (c) Reactor Updraft. (Asbu, 2010)</i> ..... | 38 |
| <i>Figura 2.2 : Proceso de Pirolisis. Adaptación de (Asbu, 2010)</i> .....                                                                                                      | 40 |
| <i>Figura 2.3. Constante de equilibrio reacción water gas shift (Asbu, 2010)</i> .....                                                                                          | 42 |
| <i>Figura 2.4 Diagrama ternario productos de gasificación en función del agente gasificante (Asbu, 2010)</i> .....                                                              | 43 |
| <i>Figura 2.5: Rango de aplicación tipos de gasificadores según potencia térmica (Asbu, 2010)</i> .....                                                                         | 44 |
| <i>Figura 2.6: Proceso de gasificación reactor downdraft y perfil de temperatura asociado (Asbu, 2010)</i> .....                                                                | 45 |
| <i>Figura 2.7: Esquema reactor de lecho fluidizado burbujeante Winkler de alta temperatura (HTW) (Asbu, 2010)</i> ....                                                          | 46 |
| <i>Figura 2.8. Proceso de formación carbón activado y Char (Benedetti y otros, 2017)</i> .....                                                                                  | 47 |
| <i>Figura 2.9. Composición syn-gas generado por biomasa y plástico(a), poder calorífico syn-gas generado por biomasa y plástico (b) (Martínez, 2015)</i> .....                  | 49 |
| <i>Figura 3.1: Diagrama de flujo de procesos. Elaboración propia</i> .....                                                                                                      | 51 |
| <i>Figura 3.2: Volumen de subproductos madereros de la industria del aserrío para el año 2021 (Gysling Caselli &amp; Bañados M., 2021)</i> .....                                | 52 |
| <i>Figura 3.3: Volúmenes subproductos madereros según región (Gysling Caselli &amp; Bañados M., 2021)</i> .....                                                                 | 52 |
| <i>Figura 3.4: Destino final de los distintos subproductos madereros de la industria del aserrío (Gysling Caselli &amp; Bañados M., 2021)</i> .....                             | 53 |
| <i>Figura 3.5: Desglose según destino y/o uso final de aserrín primario (Gysling Caselli &amp; Bañados M., 2021)</i> .....                                                      | 54 |
| <i>Figura 3.6: Destinos finales aserrín primario en principales regiones (Gysling Caselli &amp; Bañados M., 2021)</i> .....                                                     | 54 |
| <i>Figura 3.7.Recepción de la biomasa (Asbu, 2010)</i> .....                                                                                                                    | 57 |
| <i>Figura 3.8: Acondicionamiento de la biomasa mediante secado (Elaboración propia)</i> .....                                                                                   | 59 |
| <i>Figura 3.9: Balance de materia gasificador. Elaboración propia</i> .....                                                                                                     | 63 |
| <i>Figura 3.10: Balance de energía en gasificador. Elaboración propia a partir de (Asbu, 2010)</i> .....                                                                        | 65 |

|                                                                                                                                                                                                             |     |
|-------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|-----|
| <i>Figura 3.11: Clasificación Geldart para partículas (Khawaja, 2015)</i> .....                                                                                                                             | 67  |
| <i>Figura 3.12: Diagrama elección reactor de lecho fluidizado (Kunii &amp; Levenspiel, 1991)</i> .....                                                                                                      | 68  |
| <i>Figura 3.13: Diagrama estructura del ciclón. (Londoño, 2006)</i> .....                                                                                                                                   | 71  |
| <i>Figura 3.14: Diagrama ilustrativo proceso LO-CAT<sup>(R)</sup>. (MERICHEM, 2023)</i> .....                                                                                                               | 74  |
| <i>Figura 3.15: Diagrama absorción de CO<sub>2</sub> mediante MEA (Jones, 2018)</i> .....                                                                                                                   | 77  |
| <i>Figura 4.1: Proceso de secado de biomasa en Aspen Plus</i> .....                                                                                                                                         | 79  |
| <i>Figura 4.2: Proceso de gasificación simulado en Aspen Plus</i> .....                                                                                                                                     | 80  |
| <i>Figura 4.3: Proceso de limpieza y acondicionamiento simulado en Aspen Plus</i> .....                                                                                                                     | 81  |
| <i>Figura 4.4: Proceso reacción WGS simulado en Aspen Plus</i> .....                                                                                                                                        | 82  |
| <i>Figura 4.5: Proceso Haber-Bosch simulado en Aspen Plus</i> .....                                                                                                                                         | 83  |
| <i>Figura 5.1: Resultados modelación proceso de gasificación en Aspen Plus</i> .....                                                                                                                        | 84  |
| <i>Figura 5.2: Resultados modelación proceso Haber-Bosch en Aspen Plus</i> .....                                                                                                                            | 85  |
| <i>Figura 5.3: Análisis de sensibilidad temperatura de gasificación</i> .....                                                                                                                               | 86  |
| <i>Figura 5.4: Análisis de sensibilidad razón S/C</i> .....                                                                                                                                                 | 86  |
| <i>Figura 5.5: Análisis de sensibilidad producción de hidrógeno en reactor HTS</i> .....                                                                                                                    | 87  |
| <i>Figura 6.1: Precios de importación amoníaco y gas natural por trimestre (Banco Central, 2022)</i> .....                                                                                                  | 87  |
| <i>Figura 6.2: Precio histórico y proyecciones del gas natural en Henry Hub, a partir de información del banco mundial y la asociación para la información de energía (EIA) (White y otros, 2019)</i> ..... | 89  |
| <i>Figura 6.3: Precios amoníaco según tipo (Insights y otros, 2023)</i> .....                                                                                                                               | 92  |
| <i>Figura 6.4: Costos de operación directos por período anual</i> .....                                                                                                                                     | 97  |
| <i>Figura 6.5: Estructura costos directos de producción</i> .....                                                                                                                                           | 98  |
| <i>Figura 6.6: Flujo de caja. Caso principal</i> .....                                                                                                                                                      | 99  |
| <i>Figura 6.7: Flujo de caja. Caso principal (Continuación)</i> .....                                                                                                                                       | 100 |
| <i>Figura 6.8: Análisis de rentabilidad del proyecto según precio</i> .....                                                                                                                                 | 101 |
| <i>Figura 6.9: Análisis de rentabilidad proyecto frente a variaciones en costos operacionales</i> .....                                                                                                     | 102 |
| <i>Figura 6.10 Análisis de rentabilidad IVAN del proyecto</i> .....                                                                                                                                         | 102 |
| <i>Figura 6.12: Análisis de sensibilidad rentabilidad del proyecto según producción</i> .....                                                                                                               | 103 |
| <i>Figura 9.1: Proyecciones y usos del amoníaco en los años futuros (IEA, 2021)</i> .....                                                                                                                   | 110 |
| <i>Figura 9.2: Especificaciones gas a tratar en etapa remoción CO<sub>2</sub></i> .....                                                                                                                     | 113 |
| <i>Figura 9.3: Modelo de compuestos no convencionales en Aspen Plus</i> .....                                                                                                                               | 115 |
| <i>Figura 9.4: Definición de ultimate analisis para la biomasa en software Aspen Plus</i> .....                                                                                                             | 115 |
| <i>Figura 9.5: Definición granulometría biomasa en software Aspen Plus</i> .....                                                                                                                            | 116 |
| <i>Figura 9.6: Especificaciones de corrientes simuladas en Aspen Plus</i> .....                                                                                                                             | 116 |
| <i>Figura 9.7: Especificaciones de corrientes simuladas en Aspen Plus (continuación)</i> .....                                                                                                              | 117 |
| <i>Figura 9.8: Especificación equipos utilizados en simulación Aspen Plus</i> .....                                                                                                                         | 117 |
| <i>Figura 9.9: Desglose OPEX para cada unidad del proceso</i> .....                                                                                                                                         | 119 |

|                                                                                                                    |            |
|--------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|------------|
| <i>Figura 9.10: Capital humano requerido en planta. Elaboración propia a partir de (Afzal y otros, 2023) .....</i> | <i>122</i> |
| <i>Figura 9.11: Evolución precio aserrín primario en Bío Bío .....</i>                                             | <i>118</i> |

## Nomenclatura

| Variable       | Significado                                                       | Unidad       |
|----------------|-------------------------------------------------------------------|--------------|
| $A_b$          | Área cruzada de flujo en gasificador                              | $[m^2]$      |
| $A$            | Flujo de oxígeno inyectado a gasificador                          | $[kg/h]$     |
| $a_{i,j}$      | Número de átomos elemento j en especie i                          | $[-]$        |
| $A_j$          | Cantidad de átomos elemento j                                     | $[kmol/h]$   |
| ASH            | Fracción de cenizas en alimentación                               | $[-]$        |
| $C$            | Fracción carbono en alimentación                                  | $[-]$        |
| $C_c$          | Consumo de combustible                                            | $[kg/h]$     |
| $C_{correa}$   | Factor de transporte en correas                                   | $[-]$        |
| $C_d$          | Coeficiente de descarga plato distribuidor                        | $[-]$        |
| $C_i$          | Calores volumétricos específicos especies i                       | $[kJ/m^3]$   |
| $C_{p,feed}$   | Capacidad calorífica alimentación secador                         | $[kJ/kg K]$  |
| $D$            | Diámetro gasificador                                              | $[-]$        |
| $D_c$          | Diámetro ciclón                                                   | $[m]$        |
| $D_d$          | Diámetro de salida de partículas en ciclón                        | $[m]$        |
| $D_e$          | Diámetro se salida del gas en ciclón                              | $[m]$        |
| $d_{or}$       | Diámetro de orificios en plato distribuidor                       | $[m]$        |
| $d_p$          | Diámetro de partícula                                             | $[m]$        |
| $d_{pc}$       | Diámetro crítico de partícula en ciclón                           | $[m]$        |
| $D_{secador}$  | Diámetro secador                                                  | $[m]$        |
| $g$            | Aceleración de gravedad                                           | $[m/s^2]$    |
| $G$            | Flujo másico superficial aire                                     | $[kg/m^2 s]$ |
| $G_s$          | Flujo másico superficial aire de referencia                       | $[kg/m^2 s]$ |
| $G_{total}$    | Energía libre de Gibbs total                                      | $[kJ]$       |
| $H$            | Fracción hidrógeno en alimentación                                | $[-]$        |
| $H_c$          | Altura entrada ciclón                                             | $[m]$        |
| $H_{capacho}$  | Altura capacho                                                    | $[m]$        |
| $H_{fb}$       | Altura máxima del lecho                                           | $[m]$        |
| $HHV_{daf}$    | Poder calorífico superior alimentación libre de humedad y cenizas | $[kJ/kg]$    |
| $HHV_{daf}$    | Fracción de hidrógeno en la alimentación                          | $[-]$        |
| $HHV_{daf}$    | Poder calorífico superior biomasa seca                            | $[kJ/kg]$    |
| $HP_{correas}$ | Potencia correas                                                  | $[hp]$       |
| $H_v$          | Capacidad calorífica combustible                                  | $[kJ/kg]$    |
| $K_{p,NH3}$    | Constante de equilibrio reacción Haber-Bosch                      | $[atm^{-2}]$ |
| $L$            | Función de Lagrange                                               | $[kJ]$       |

|                         |                                              |                       |
|-------------------------|----------------------------------------------|-----------------------|
| $L_b$                   | Altura parte cilíndrica ciclón               | [m]                   |
| $L_{cc}$                | Altura sección cónica ciclón                 | [m]                   |
| $L_{correa}$            | Largo correa                                 | [m]                   |
| $L_g$                   | Largo gasificador                            | [m]                   |
| $LHV_{bm}$              | Poder calorífico inferior alimentación       | [kJ/kg]               |
| $LHV_g$                 | Poder calorífico inferior gas                | [kJ/Nm <sup>3</sup> ] |
| LMTD                    | Media logarítmica diferencia de temperaturas | [-]                   |
| M                       | Fracción de humedad en la alimentación       | [-]                   |
| $\mu_{gas}$             | Viscosidad de la mezcla gaseosa              | [cP]                  |
| N                       | Fracción nitrógeno en alimentación           | [-]                   |
| $N_e$                   | Número de revoluciones en ciclón             | [-]                   |
| $n_i$                   | Moles de la especie i                        | [kmol/h]              |
| $N_{or}$                | Número de orificios                          | [-]                   |
| O                       | Fracción oxígeno en alimentación             | [-]                   |
| $O_2$ , estequiométrico | Oxígeno estequiométrico requerido            | [kmol/h]              |
| $P_c$                   | Cantidad de char producido                   | [kg/h]                |
| $P_{H_2}$               | Presión parcial de hidrógeno                 | [atm]                 |
| $P_{N_2}$               | Presión parcial de nitrógeno                 | [atm]                 |
| $P_{NH_3}$              | Presión parcial de amoníaco                  | [atm]                 |
| Q                       | Caudal volumétrico de gas producto           | [m <sup>3</sup> /s]   |
| Q                       | Calor transferido en gasificador             | [kW]                  |
| $q_c$                   | Calor específico char                        | [kJ/kg]               |
| $Q_{ext}$               | Calor retirado/suministrado externamente     | [kW]                  |
| $Q_{gasificación}$      | Calor de gasificación                        | [kW]                  |
| $Q_{loss}$              | Calor de pérdidas en gasificador             | [kW]                  |
| $Q_{secador}$           | Calor secador                                | [m]                   |
| R                       | Constante universal de los gases             | [kJ/mol K]            |
| S                       | Fracción azufre en alimentación              | [-]                   |
| $S_c$                   | Altura salida de gas en ciclón               | [m]                   |
| T                       | Temperatura                                  | [K]                   |
| $T_{e,feed}$            | Temperatura entrada alimentación secador     | [°C]                  |
| TPH                     | Toneladas por hora alimentación              | [ton/h]               |
| $T_{s,feed}$            | Temperatura salida alimentación secador      | [°C]                  |
| $U_0$                   | Velocidad mínima de fluidización             | [m/s]                 |
| $U_g$                   | Velocidad de fluidización en gasificador     | [m/s]                 |
| $U_{mb}$                | Velocidad mínima de burbujeo                 | [m/s]                 |
| $U_{or}$                | Velocidad del gas por agujeros               | [m/s]                 |

|                    |                                                          |                      |
|--------------------|----------------------------------------------------------|----------------------|
| $V_g$              | Volumen gasificador                                      | [m <sup>3</sup> ]    |
| $V_g$              | Caudal gases producto gasificación                       | [Nm <sup>3</sup> /s] |
| $V_i$              | Flujos volumétricos especies i                           | [m <sup>3</sup> /s]  |
| $v_{max,gas}$      | Velocidad máxima del gas a través de filtros             | [m/s]                |
| $W$                | Flujo de vapor inyectado a gasificador                   | [kg/h]               |
| $W_c$              | Ancho entrada ciclón                                     | [m]                  |
| $W_{out}$          | Caudal másico de gas producto                            | [kg/s]               |
| $\varepsilon$      | Porosidad del lecho                                      | [-]                  |
| $\varepsilon_{mf}$ | Porosidad del lecho en estado de fluidización            | [-]                  |
| $\theta$           | Tiempo de residencia del char en el lecho                | [s]                  |
| $\lambda_i$        | Multiplicadores de Lagrange                              | [kJ/mol]             |
| $\rho_g$           | Densidad de la mezcla gaseosa                            | [kg/m <sup>3</sup> ] |
| $\rho_p$           | Densidad de la partícula                                 | [kg/m <sup>3</sup> ] |
| $\Phi_s$           | Esfericidad partículas                                   | [-]                  |
| $\Delta G_{f,i}$   | Energía libre de Gibbs para la formación de las especies | [kJ/mol]             |
| $\Delta H_r$       | Entalpía de reacción                                     | [kJ/mol]             |
| $\Delta P_{bed}$   | Caída de presión lecho                                   | [kPa]                |
| $\Delta P_{dis}$   | Caída de presión en plato distribuidor                   | [kPa]                |

---

## Introducción

En los últimos años se han comenzado a realizar esfuerzos para realizar una transición energética de nuestro insostenible modelo de producción actual, el cual se vuelve cada vez más cuestionable bajo un escenario en el cual año tras año se hace más evidente la presencia de un cambio climático sin precedentes. Bajo este contexto, se han evaluado diversas alternativas que apuntan a la descarbonización de distintos sectores económicos con el fin reducir las huellas de carbono asociadas a los distintos procesos productivos, lo cual implica dejar atrás la dependencia de combustibles fósiles, no sólo como fuentes de energía, sino también en toda la cadena de valor de los distintos productos y, por ende, la transición hacia el uso de tecnologías más sustentables.

Uno de los sectores que sin duda se ha vuelto llamativo para su descarbonización es la industria del amoníaco, el cual es el segundo producto químico más producido a nivel mundial después del ácido sulfúrico; con una producción que ronda las 200 Mton en la actualidad y teniendo una considerable proyección para años futuro (IRENA, 2022) . La importancia y proporción de esta industria se sustenta en base a la gran cantidad de usos que el amoníaco tiene en la industria química, donde sin lugar a dudas, el más importante está asociado a la producción de fertilizantes, contando con cerca de un 80% del uso total del amoníaco. En esta industria el amoníaco cumple la función de ser el punto de partida para la producción de fertilizantes nitrogenados como lo son el nitrato de amonio, la urea, el sulfato de amonio, entre otros. Estos fertilizantes juegan un rol fundamental para asegurar la seguridad y sostenibilidad alimentaria de la población mundial. En vista de esto, el amoníaco se posiciona como un bien fundamental para la sociedad, el cual debe adaptarse a los lineamientos a los cuales estará sujeto el mercado y sus proyecciones, comprendiendo el escenario actual donde factores geopolíticos, económicos y ambientales comprometen el acceso de alimentos a algunas regiones (CEPAL, 2022).

Si bien el amoníaco se produce a escala industrial desde inicios del siglo XX, el gran problema recae en el método de obtención que tiene el amoníaco actualmente, donde casi la totalidad de este se produce a partir de combustibles fósiles, siendo el reformado de gas metano y la gasificación de carbón las principales vías convencionales de obtención del químico. Lo anterior no solo genera una alta dependencia del amoníaco a fuentes no renovables como lo son los combustibles fósiles, sino también una considerable huella de carbono asociada a esta industria, a la cual se le atribuyen cerca del 2% de las emisiones globales de gases de efecto invernadero y el 12% de las emisiones del sector industrial. En la actualidad al amoníaco se le caracteriza con ciertos “colores”, el cual es un tipo de clasificación otorgado según el origen de la fuente de hidrógeno utilizado y las emisiones asociadas al proceso productivo del amoníaco. El amoníaco verde en particular tiene como principal característica la baja cantidad de

emisiones de gases de efecto invernadero (GEI) asociadas al proceso, lo cual se alinea con las políticas sostenibles del mercado del amoníaco y los posteriores usos del químico, razón que justifica los esfuerzos evidenciados en realizar una transición en esta industria (GIZ, 2022).

En cuanto a nuestro país, Chile es uno de los mayores productores agrícolas de Latinoamérica y un importante actor en los mercados agroalimentarios mundiales en diversos productos. Las condiciones geográficas con las que cuenta el territorio de Chile son favorables para una gran diversidad de cultivos, lo cual ha permitido posicionar a la agricultura chilena como una de las más productivas de la región. Lo anterior se adjudica principalmente a la amplia diversidad de climas con las que se cuenta dentro de la gran extensión de territorio, junto con barreras naturales que impiden la propagación de plagas. A pesar de las ventajas previamente mencionadas, se tiene el inconveniente de las diferencias observadas en un mismo suelo entre una época y otra del año, principalmente desde el punto de vista de los nutrientes a los cuales pueden tener acceso los cultivos para su crecimiento, lo cual hace que el uso de fertilizantes de distintos tipos sea indispensable para mantener en alto la productividad de este sector económico (ICEX, 2018). Actualmente Chile es un importador neto de fertilizantes nitrogenados, entre los fertilizantes más utilizados en nuestro país destaca la urea, el nitrato de amonio y el fosfato monoamónico (ODEPA, 2023). Lamentablemente los precios de adquisición de estos fertilizantes han estado sujetos a constantes alzas durante el último tiempo producto de la guerra Ucrania-Rusia y la incertidumbre en la cadena de transportes y suministros ligada a esta industria, estos factores provocaron un aumento en los precios de cerca de 30% en 2022 luego de haber aumentado un 80% en 2021, lo cual expone de manera clara la dependencia por parte de nuestro país al mercado mundial (Dirección de Presupuestos, Gobierno de Chile, 2022).

Frente a esta problemática, el presente proyecto tiene como principal objetivo estudiar la viabilidad de una planta de amoníaco verde mediante un estudio técnico-económico, el cual bajo ciertos criterios realizados permite analizar el mercado actual y las proyecciones sobre las cuales se introducirá el amoníaco verde, comprendiendo los lineamientos políticos y económicos que determinarán la comercialización del amoníaco en los años posteriores. De igual manera, se hace énfasis en como este proyecto puede ser una oportunidad para apoyar a un sector productivo de gran importancia en nuestro país como lo es el sector agrícola, cubriendo de esta manera parte de la cadena de valor asociada a la producción de alimentos y, al mismo tiempo, brindar posibles soluciones a las problemáticas asociadas al acceso de fertilizantes por parte de agricultores nacionales, los cuales se han visto amenazados producto de las alzas en los precios de estos insumos claves para su rubro productivo.

La principal particularidad que tiene el proyecto recae en la obtención del hidrógeno, principal desafío que presentan los proyectos asociados a amoníaco verde; el hidrógeno requerido para la síntesis del amoníaco será obtenido vía gasificación de biomasa, siendo este un proceso termoquímico que consiste en la conversión de combustibles sólidos (biomasa) en una mezcla de gases combustibles llamada “*gas de síntesis*”, la cual está compuesta principalmente por CO, H<sub>2</sub> y CH<sub>4</sub>. (FAO, 2020). A partir de este gas de síntesis y una consiguiente purificación, es que se posibilita la obtención de hidrógeno de carácter puro, el cual será utilizado posteriormente para la producción de amoníaco mediante la reacción del gas con nitrógeno, reacción conocida como “Haber-Bosch”. El proceso de gasificación de biomasa al ser un proceso carbono-neutral se establece como una alternativa para la reducción en las emisiones de gases de efecto invernadero (GEI) asociadas al proceso productivo de amoníaco, además, la biomasa utilizada corresponderá a residuos de la industria forestal existente en nuestro país (principalmente aserrín primario), lo cual otorga características propias de economía circular al proyecto, sumado a esto, se estudia la viabilidad de realizar una co-gasificación, en donde se realizará un “blending” de materia prima entre aserrín primario y residuos sólidos como lo son el propileno (PP) y polietileno de baja densidad (LDPE) los cuales permitirán en cierto grado una mayor homogenización del combustible a gasificar. Por estas razones, el impacto del proyecto no solamente se fundamenta en la reducción de emisiones de la industria del amoníaco, sino que se posiciona al amoníaco acuoso “aqua-ammonia” con fines de fertilización como una solución para sostener parte de la cadena de suministros de una industria importante del país en el mediano plazo, visualizando la oportunidad de inversión en propuestas que permitan disminuir la dependencia actual de los combustibles y generar el desarrollo de una industria local.

## Objetivo general

Realizar una evaluación técnico-económica para la producción de amoníaco verde a partir de co-gasificación de biomasa y plásticos para el mercado de fertilizantes, evaluando la viabilidad del proyecto a partir de los indicadores económicos obtenidos.

## Objetivos específicos

- Analizar el mercado de fertilizantes verdes, el rol del amoníaco verde dentro de este mercado y la proyección de su demanda.
- Diseñar el proceso de producción de amoníaco verde a partir de co-gasificación de biomasa y su respectivo suministro de materias primas.
- Estimar CAPEX y OPEX asociados al proyecto.
- Realizar los análisis de rentabilidad del proyecto.

## Alcances

El presente proyecto considera el uso de información actualizada sobre la producción de fertilizantes convencionales y verdes a partir de amoníaco y/o sus derivados, lo cual se utiliza para la estimación de la demanda asociada a este mercado, sus proyecciones y la justificación del proyecto. De igual manera, se utiliza información previa sobre estudios asociados al proceso de gasificación de biomasa y plásticos para el diseño de la planta requerida. Sumado a lo anterior, la validación del proceso se realiza mediante la implementación del software Aspen Plus para la simulación de la planta, logrando de esta manera, optimizar las variables críticas del proceso.

A partir de los resultados obtenidos en etapas previas, se realiza la estimación del CAPEX y OPEX asociados para analizar la rentabilidad del proyecto en los escenarios proyectados, estos escenarios se construyen a partir de la información recopilada y se limitan al presente proyecto.

## 1 Capítulo 1. Contexto actual del mercado

### 1.1 Amoníaco en la actualidad

El amoníaco ( $\text{NH}_3$ ), sustancia química incolora, altamente soluble en agua y presente en forma gaseosa a temperatura ambiente es uno de los químicos más importantes en la sociedad. Desde el siglo XX, posterior al proceso industrializado a gran escala patentado por los científicos alemanes Fritz Haber y Carl Bosch, la industria del amoníaco ha sido expandida hasta posicionarse en la actualidad como el segundo químico más utilizado a nivel mundial, siendo solamente superado por el ácido sulfúrico. En la actualidad el tamaño

del mercado mundial de amoníaco ronda los 55 millones de dólares al año, asociado a las cerca de 200 [Mton] producidas a nivel mundial, en donde casi la totalidad de éste es producida a partir de combustibles fósiles, siendo el proceso de reformado de gas natural y la gasificación de carbón las principales vías de síntesis, fuentes que en su conjunto logran producir más del 95% del amoníaco presente en el mercado actual (GIZ, 2022).

La gran demanda de este químico a nivel mundial y su importancia en la sociedad, lo han vuelto una de las industrias más atractivas para su descarbonización, lo cual ha provocado que desde hace un tiempo, han comenzado a realizarse grandes esfuerzos para la adaptación de esta industria bajo las exigencias actuales, ya sea desde el punto de vista económico como medioambiental, y es que las políticas en gran parte del mundo apuntan a la descarbonización de distintos sectores económicos con miras a modelos más sustentables. Bajo esta mirada, la posible aparición de un “amoníaco verde” en el mercado se vuelve cada vez una realidad más cercana, esto se refleja en la posibilidad de orientar los procesos actuales a tecnologías que permitan adaptarnos a estos cambios sin la necesidad de modificar radicalmente los esquemas, pudiendo seguir utilizando este preciado recurso como es el amoníaco en los diversos usos que ha tenido, tiene, y tendrá a futuro. Es posible observar la comercialización histórica del amoníaco en conjunto con la proyección en demanda y usos de este en el futuro en los gráficos presentados en el Anexo N°1.

## **1.2 Usos del amoníaco**

La gran importancia del amoníaco se debe a la polivalencia presentada por el químico, siendo en la actualidad utilizado ampliamente en la producción de numerosos productos químicos; como fertilizantes, explosivos, plásticos, refrigerantes, productos de limpieza, entre otros.

A continuación, se presentan los principales usos del amoníaco, destacándose en gran medida el uso de este para la industria agrícola, específicamente en la producción de fertilizantes (GIZ, 2022):

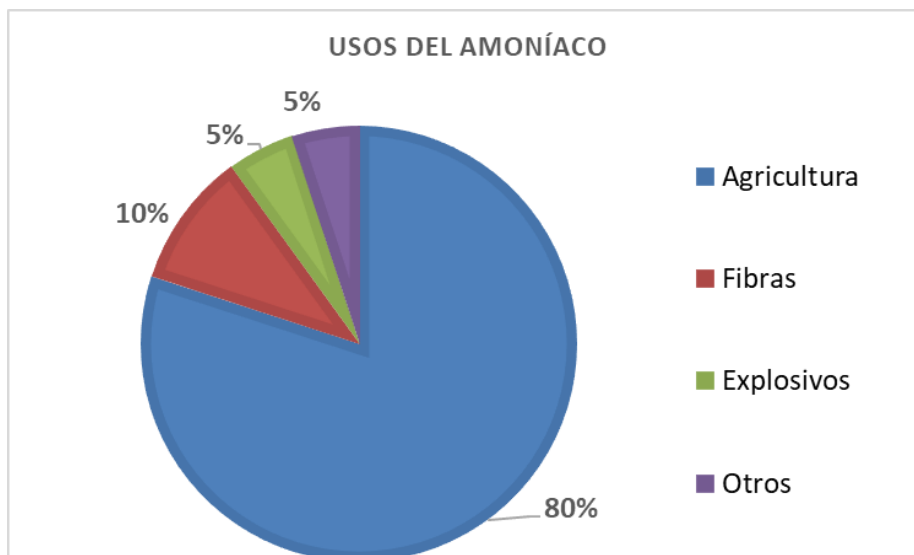


Figura 1.1. Usos del amoníaco. Elaboración propia a partir de (GIZ, 2022)

Se detalla brevemente a continuación, los principales usos del amoníaco en la actualidad:

#### 1.2.1 Fertilizantes:

Sin lugar a dudas, la principal interacción entre el amoníaco y la sociedad es a través de los sistemas agrícolas del mundo, representando el uso en fertilizantes, cerca de un 80% de las aplicaciones del amoníaco total producido a nivel mundial, el gran uso de amoníaco en esta industria se asocia al punto de partida que resulta ser el amoníaco para la producción de gran parte de los fertilizantes nitrogenados minerales que se comercializan, los cuales son utilizados para abastecer de nutrientes a los distintos cultivos.

En el mundo de la agricultura, en todos los cultivos existen tres macronutrientes que son indispensables para las plantas: nitrógeno (N), fósforo (P) y potasio (K). Ninguno de estos es más importante que el otro, sin embargo, el nitrógeno se requiere en mayor volumen a nivel mundial en comparación a los dos últimos (IEA, 2021):

$$104 \text{ Mt (N)} > 46 \text{ Mt (P)} > 37 \text{ Mt (K)}$$

A diferencia del fósforo (P) y el potasio (K), los cuales se obtienen de depósitos de minerales en la corteza de la tierra, el nitrógeno de los fertilizantes nitrogenados minerales proviene del aire que respiramos, medio en el cual el nitrógeno se presenta en su fórmula molecular ( $\text{N}_2$ ), esto implica una mayor dificultad para ser adsorbido por las plantas debido al triple enlace presente en su estructura, el cual debe ser destruido para que el macronutriente sea integrado a la planta.

Frente a esta complejidad biológica, los fertilizantes aparecen como una solución al aporte de nutrientes para una exigente demanda de alimentos en un contexto en donde la superficie disponible per cápita ha disminuido considerablemente producto de cambios en el uso de los suelos, crecimiento demográfico y urbanístico y factores ambientales, siendo esto una gran limitación al momento de querer aumentar la producción de alimentos a nivel mundial para abastecer la demanda actual. Comprendiendo esto, los fertilizantes no solo vienen a suplir esta deficiencia de nutrientes que se pueden presentar en algunos suelos, sino también, a mejorar la eficiencia de una gran variedad de cultivos. Se ha determinado que el uso de fertilizantes permite lograr altos rendimientos en distintos cultivos, sin embargo, existen límites asociados a la máxima eficiencia que pueden tener los suelos por más que se agreguen cantidades considerables de nutrientes. Esta situación es reflejada en el gráfico presentado a continuación (IEA, 2021):

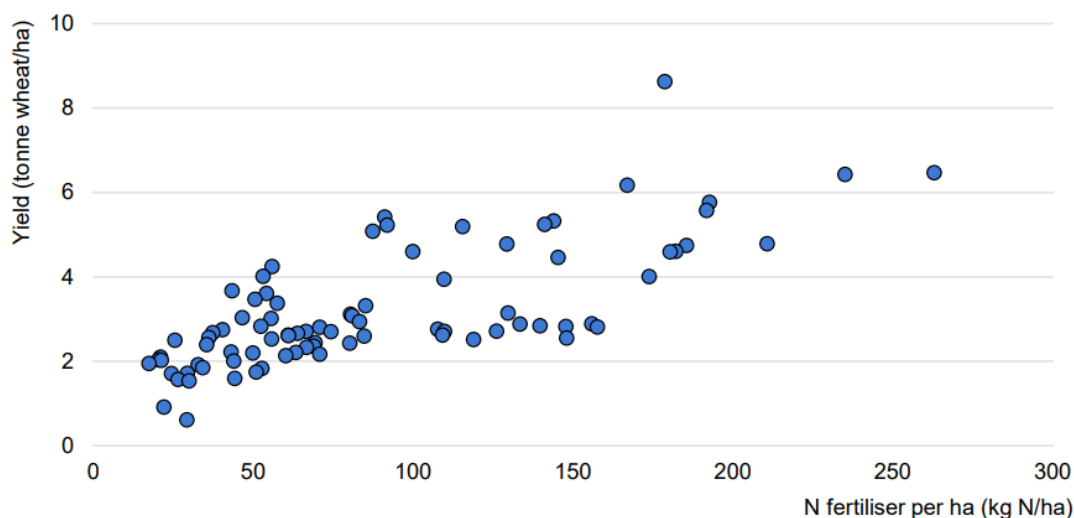


Figura 1.2. Rendimientos asociados al uso de fertilizantes (IEA, 2021)

Existen diversos fertilizantes nitrogenados sintetizados a partir de amoníaco los cuales son utilizados a gran escala en el mundo agrícola, entre los más destacables se encuentran la urea, el nitrato de amonio, el fosfato di amónico y el sulfato de amonio. Por otro lado, con un grado menor de aplicación cercano al 2% se encuentra el uso de amoníaco con fines directos de fertilización, en donde el amoníaco puede inyectarse de manera directa a una cierta profundidad del suelo en forma gaseosa, o bien, utilizarse en forma de “aqua-amonnia”, en donde se aprovecha la alta afinidad del amoníaco en agua para su dilución y posterior irrigación en cultivos. En el siguiente gráfico es posible observar los principales fertilizantes producidos a partir de amoníaco (IRENA, 2022).

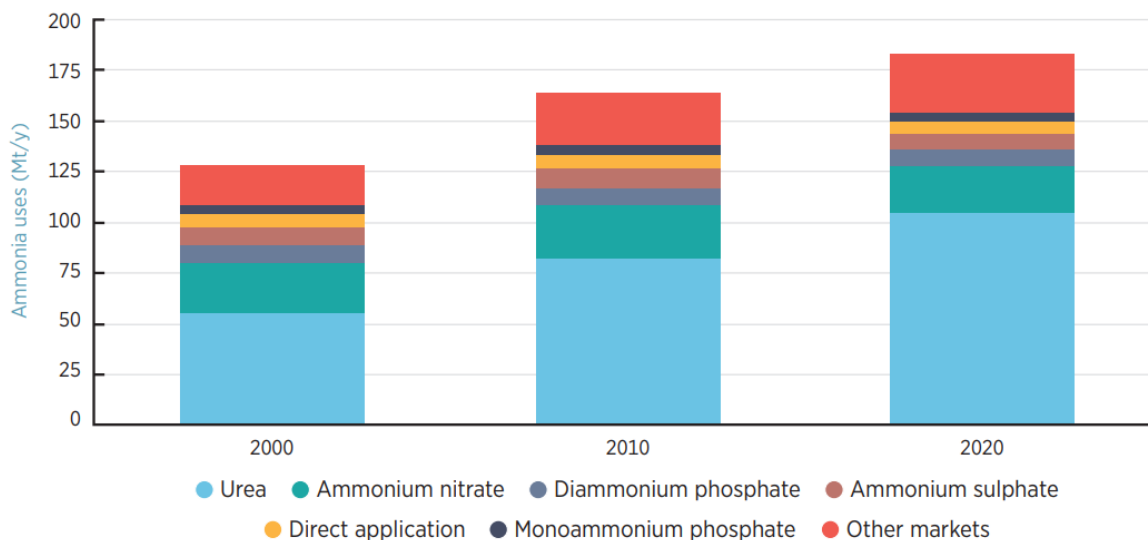


Figura 1.3. Uso de amoníaco en fertilizantes. (IRENA, 2022)

Los principales criterios para la elección de fertilizantes nitrogenados están asociados a su costo y disponibilidad, así como a la cantidad de nitrógeno (N) que contienen en su estructura. Este nitrógeno es esencial para el crecimiento de las plantas. En la tabla siguiente, se pueden observar los volúmenes de producción de diversos fertilizantes nitrogenados, junto con el porcentaje de nitrógeno presente en cada uno de ellos.

Tabla 1.1. Fertilizantes nitrogenados, producción anual y cantidad de nitrógeno de estos. (GIZ, 2022)

| Fertilizante              | %N p/p | Componentes                                              | Producción anual fertilizante [Mton] | [Mton] de Nitrógeno |
|---------------------------|--------|----------------------------------------------------------|--------------------------------------|---------------------|
| Amoníaco                  | 82%    | Hidrógeno, nitrógeno                                     | 183                                  | 150                 |
| Urea                      | 46%    | Amoníaco, CO <sub>2</sub>                                | 177                                  | 81                  |
| Nitrato de amonio         | 34%    | Ácido nítrico, amoníaco                                  | 49                                   | 17                  |
| Nitrato de amonio de urea | 30%    | Nitrato de amonio, urea, H <sub>2</sub> O                | 25                                   | 8                   |
| Nitrato amónico cálcico   | 27%    | Carbonato de calcio, nitrato de amonio, H <sub>2</sub> O | 14                                   | 4                   |
| Sulfato de amonio         | 21%    | Amoníaco, ácido sulfúrico                                | 12                                   | 2                   |
| Fosfato di amónico        | 18%    | Amoníaco, ácido fosfórico                                | 9                                    | 2                   |
| Fosfato monoamónico       | 11%    | Amoníaco, ácido fosfórico                                | 7                                    | < 1                 |

### 1.2.2 Textiles

Una parte considerable del amoníaco es destinado para la fabricación de fibras y plásticos, utilizándose principalmente en la producción de fibras acrílicas mediante la polimerización del acrilonitrilo, proceso en

el cual el amoníaco actúa como disolvente. A partir de estos procesos es posible la obtención de distintas fibras sintéticas, como lo son el nylon y el nitrilo acrílico (Vargas y otros).

### 1.2.3 Explosivos

El amoníaco es utilizado en gran medida para la producción de explosivos, principalmente nitrato de amonio el cual es un sólido cristalino de color blanco utilizado en mezclas de explosivos industriales para actividades de minería, explotación de canteras u construcción civil (GICH, 2020).

Un caso emblemático del amoníaco para producción de explosivos en nuestro país es lo realizado por ENAEX, empresa privada fundada en el año 1920 bajo el nombre de *Compañía de Explosivos de Chile*, llevando más de 100 años aportando a los procesos de tronadura efectuados en la industria minera. Actualmente la empresa cuenta con proyectos que les permitan la obtención de amoníaco para la producción de explosivos en vez de solamente importar desde el extranjero (ENAEX, 2023).

### 1.2.4 Refrigerante:

Otra aplicación importante del amoníaco en el sector agrícola e industrial es su uso como refrigerante. El amoníaco es un refrigerante natural que se ha utilizado desde antes de la década de 1950 y que hoy en día encuentra aplicación en diversas industrias con fines de refrigeración. La principal ventaja de utilizar amoníaco como refrigerante radica en su baja incidencia en el agotamiento de la capa de ozono y su contribución prácticamente nula, o igual a cero en el caso del R717 (amoníaco) al calentamiento global. (GIZ, 2022)

## 1.3 Tecnologías de obtención de amoníaco

Para la producción de amoníaco, cualquiera sea el proceso utilizado en la obtención de este, debe considerarse en primer lugar la obtención de hidrógeno y nitrógeno, por lo cual, viene ser la forma de obtención de ambas materias primas lo que diferencia a los distintos procesos productivos del químico. En la actualidad casi la totalidad del amoníaco producido proviene de combustibles fósiles, los cuales son utilizados para la obtención del hidrógeno requerido. Se presentan a continuación los métodos de producción de amoníaco al año 2020:

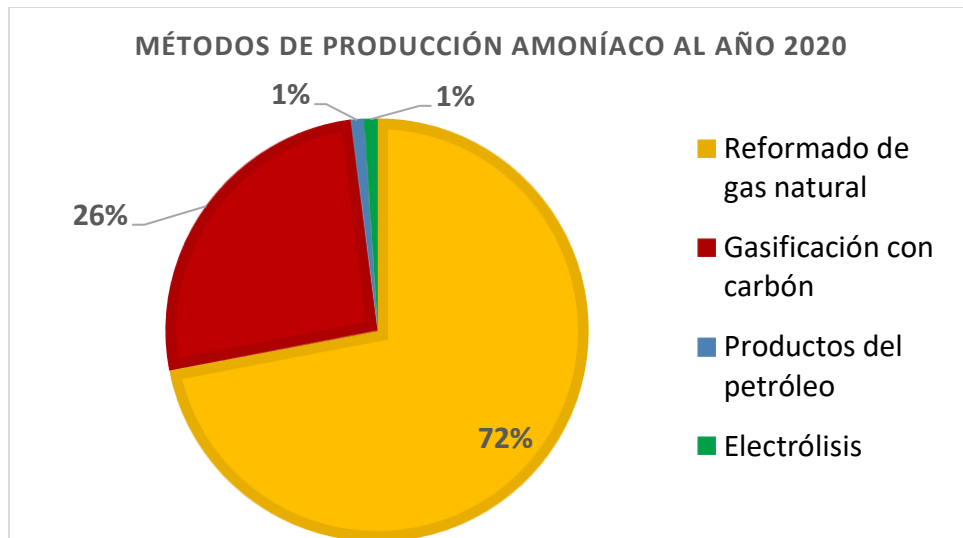


*Figura 1.4. Métodos de producción de amoníaco al año 2020. Elaboración propia a partir de (GIZ, 2022)*

Frente a las distintas alternativas existen ciertas clasificaciones atribuidas al amoníaco dependiendo de su fuente de origen, donde la principal distinción entre estas se encuentra ligadas al método de producción empleado para la síntesis de hidrógeno y a las emisiones de gases de efecto invernadero (GEI) asociadas a estos procesos. Estas clasificaciones generalmente se asocian a un color, existiendo hoy en día amoníaco de diversos colores, se presentan a continuación, las principales formas de presentación del amoníaco (GIZ, 2022):

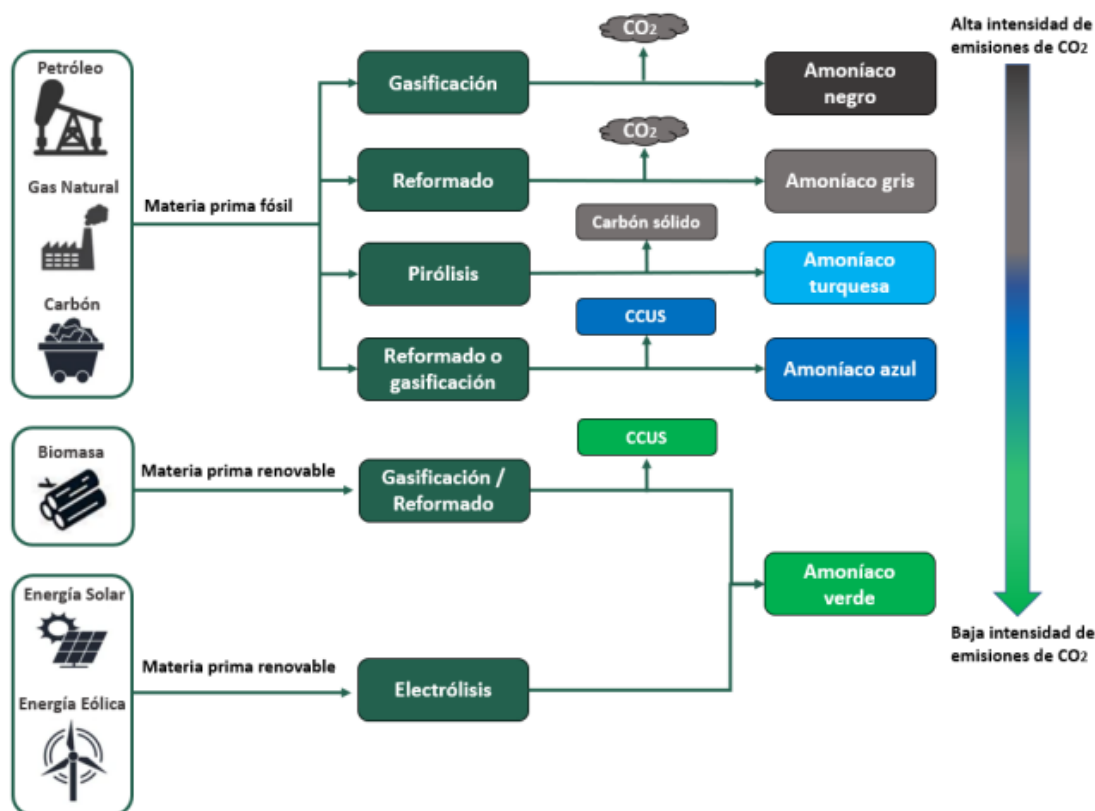


Figura 1.5. Clasificación del hidrógeno por colores (GIZ, 2022)

### 1.3.1 Métodos convencionales de producción

El método más utilizado en la síntesis de amoníaco considera el proceso de reformado de gas natural (SMR) para la obtención del hidrógeno requerido, proceso en el cual se hace reaccionar gas natural previamente acondicionado con vapor de agua a altas temperaturas (700-100 [°C]), durante esta reacción se descompone el gas metano en un gas de síntesis compuesto en su mayoría por H<sub>2</sub>, CO y CO<sub>2</sub>, siendo estos dos últimos reducidos y posteriormente eliminados de la corriente principal que será utilizada para la síntesis Haber-Bosch. Si bien esta tecnología no presenta mayores problemas del punto de vista operacional, incluso teniendo ventajas competitivas del punto de vista económico, hoy en día se encuentra en la mira debido a la gran cantidad de emisiones que se generan: aproximadamente 9kg de CO<sub>2</sub> por kg de H<sub>2</sub> generado y entre 1,6 - 4 kg de CO<sub>2</sub> por kg de NH<sub>3</sub>. Por esta razón, durante el último tiempo se han alzado nuevas tecnologías que sustituyan este proceso, un ejemplo de esto es el amoníaco azul, proceso el cual mantiene la misma estructura que el proceso SMR convencional, con la distinción, de que el dióxido de carbono emitido es capturado para su posterior utilización en otros procesos, por ejemplo, en la producción de urea (GIZ, 2022).

### 1.3.2 Electrólisis del agua

Alternativamente, existen vías no convencionales para la obtención de amoníaco, siendo estas destinadas principalmente a la descarbonización de la industria, un ejemplo de esto son plantas que acoplan al proceso de electrólisis necesario para la producción de hidrógeno a una unidad de separación de aire (ASU), unidad que permite captar nitrógeno proveniente de la atmósfera. Posterior a la obtención de ambos gases, hidrógeno y nitrógeno, se procede a la síntesis de amoníaco mediante el proceso Haber-Bosch (GIZ, 2022). El principal problema que tiene esta tecnología en la actualidad se refleja en la alta intensidad energética requerida en el proceso de electrólisis, requiriéndose entre 50 y 60 KWh para la producción de un kg de hidrógeno, esto se refleja en altos costos operacionales lo que implica que el amoníaco verde aun no sea costo-competitivos con el amoníaco gris (Troncoso, 2021).

### 1.3.3 Gasificación de biomasa

Otra alternativa un poco más desconocida, pero con un carácter sumamente estratégico frente al cambio climático corresponde a la gasificación de la biomasa, el cual es un proceso termoquímico en el que se convierte la biomasa en un gas combustible llamado gas de síntesis. Este proceso puede ser utilizado para producir electricidad, calor y combustibles líquidos o gaseosos.

El proceso de gasificación de biomasa implica someter la biomasa a altas temperaturas (700- 1200 [°C]) en un ambiente con poco oxígeno, en el cual la biomasa se descompone térmicamente en un gas de síntesis que contiene principalmente monóxido de carbono, hidrógeno y dióxido de carbono, los cuales deben ser reducidos y separados del hidrógeno antes de pasar al proceso de síntesis de amoníaco (FAO, 2020).

La gasificación de biomasa corresponde a un proceso “Carbono neutral”, esto debido a que el CO<sub>2</sub> que es liberado durante la reacciones implicadas es equivalente al CO<sub>2</sub> absorbido por las plantas durante su crecimiento, esto lo vuelve no solo un proceso más sustentable del punto de vista medioambiental, sino también un proceso alineado con los objetivos definidos por el gobierno, específicamente con el Art. 8 de la Ley N°20780, ley que grava los impuestos asociados a las emisiones al aire de distintos contaminantes, entre ellos CO<sub>2</sub>.

En los procesos de gasificación de biomasa, la elección de la biomasa que se utilizará es uno de los principales desafíos, comprendiendo la gran variedad de biomásas existentes, cada una con distintas composiciones, inclusive dentro de una misma biomasa puede existir heterogeneidad en su composición. El presente proyecto considera el uso de aserrín primario como materia prima a gasificar, la elección de este subproducto de la industria del aserrío se debe principalmente a los grandes volúmenes de generación en nuestro país, provenientes principalmente de las operaciones realizadas en los aserraderos permanentes. (Gysling Caselli & Bañados M., 2021)

Uno de los grandes desafíos asociados a los proyectos de gasificación de biomasa es la heterogeneidad que presenta la materia prima, lo cual recae posteriormente en un gas de síntesis de composición variable, bajo esta problemática surge la oportunidad de utilizar residuos plásticos como lo son el polietileno o el propileno, cuya adición y mezcla con la biomasa a utilizar brinda una materia prima de carácter más homogéneo. Esto no sería posible sin la compatibilidad que presentan ambos residuos, compatibilidad reafirmada mediante estudios realizados, los cuales han demostrado una similitud en la composición del gas de síntesis generado a partir de biomasa y alternativamente de plásticos, como también, del poder calorífico de ambos gases de síntesis en caso de ser utilizados con fines de generación de energía (Martínez, 2015).

## **1.4 Situación de fertilizantes en Chile**

### **1.4.1 Importaciones de fertilizantes**

Como se mencionó anteriormente, el aumento de la población ha planteado un importante desafío en lo que respecta a la sostenibilidad alimentaria. Esto se debe a que la superficie de tierra disponible por habitante ha disminuido, en gran parte debido a cambios en el uso del suelo, así como al crecimiento demográfico y la urbanización. En consecuencia, existe una alta dependencia actual del uso de fertilizantes para garantizar el suministro de alimentos, de hecho, más del 50% de los alimentos comercializados a nivel mundial en la actualidad están relacionados con el uso de fertilizantes. Chile destaca como uno de los principales productores agrícolas de América Latina y desempeña un papel relevante en los mercados agroalimentarios a nivel global. Las favorables condiciones geográficas del país han posicionado a la agricultura chilena como una de las más productivas de la región. Esto se atribuye en gran medida a la diversidad de climas presentes en su extenso territorio, así como a las barreras naturales que limitan la propagación de plagas. Sin embargo, a pesar de estas ventajas, se enfrenta al desafío de las variaciones en la calidad del suelo entre estaciones del año, lo que hace que el uso de fertilizantes sea esencial para mantener niveles elevados de productividad en este sector económico. (ICEX, 2018).

Internamente se producen algunos fertilizantes que se destinan ya sea, a abastecer una parte de la demanda interna como a su exportación, sin embargo, la producción interna solo abastece el 15% de los fertilizantes comercializados en el mercado nacional, siendo el 85% restante importaciones precedentes de distintos países. Según datos del banco mundial, el consumo de fertilizantes entre 2011 y 2015 en Chile fue de 579 kilogramos por hectárea de tierra cultivable, siendo las regiones con mayor demanda potencial de fertilizantes la región de La Araucanía, Biobío y Los Lagos (ICEX, 2018).

Se presentan a continuación los volúmenes de importaciones de los principales fertilizantes importados por nuestro país en los últimos periodos, en donde se logra ver una importante caída en la importación

de los distintos fertilizantes, principalmente la urea, fertilizante más utilizado en la industria agrícola nacional (ODEPA, 2023).

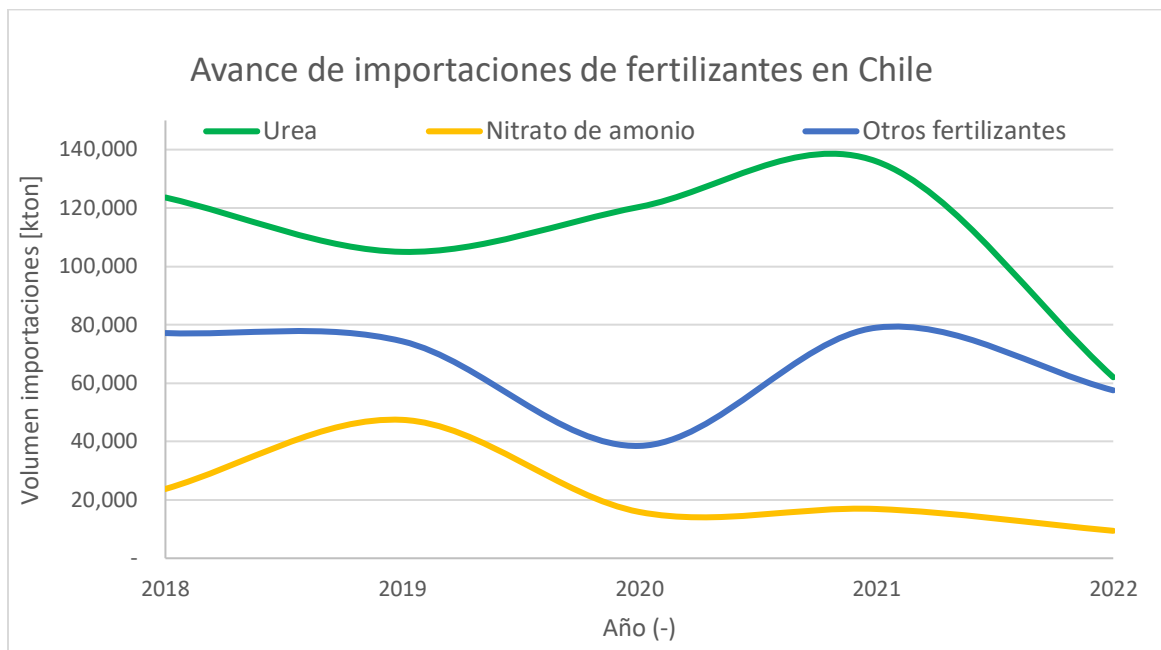


Figura 1.6. Avance importaciones principales fertilizantes en Chile 2018-22. Fuente: Elaboración propia a partir de (ODEPA, 2023)

Esta caída en las importaciones de fertilizantes a nivel país puede atribuirse al aumento en los precios de los fertilizantes, comercio en el cual han impactado en gran medida factores geopolíticos que se han presentado durante los últimos periodos, como lo han sido la pandemia de COVID-19 y la actual guerra de Rusia-Ucrania, eventos que han traído consigo una considerable alza en los precios de los combustibles fósiles, insumos claves para la producción de fertilizantes. Se presentan a continuación, los precios asociados a los principales fertilizantes importados en nuestro país, en donde destaca el aumento sostenido de los precios producto de los factores previamente mencionados (ODEPA, 2023):

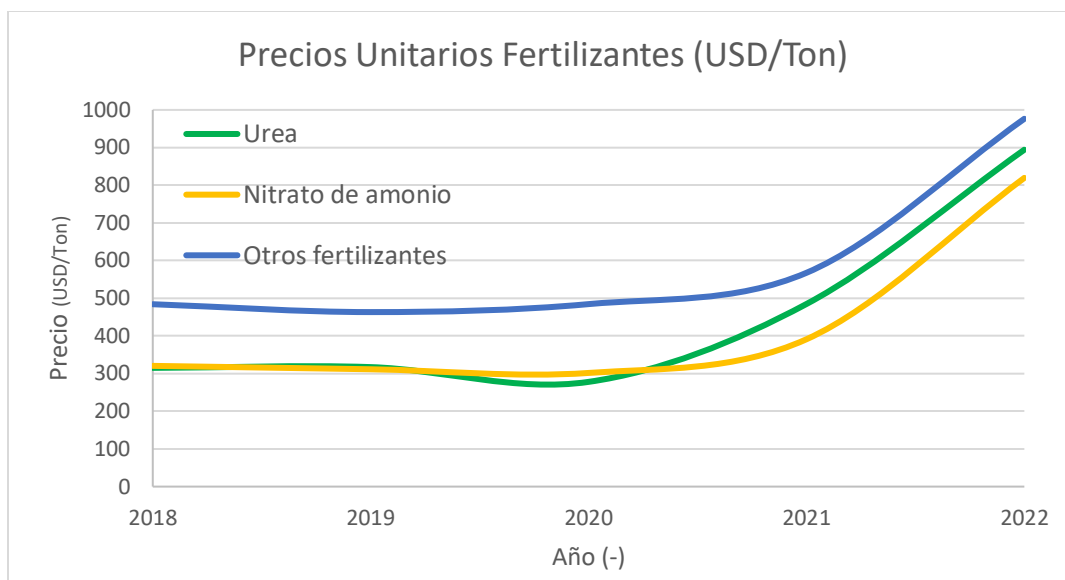


Figura 1.7. Precios unitarios principales fertilizantes importados en Chile. Fuente: Elaboración propia a partir de (ODEPA, 2023)

El mercado interno se caracteriza por presentar una estructura oligopólica, con poca oferta y también poca variedad en cuanto a tipos de fertilizantes de uso convencional, donde son pocas las empresas que concentran el total de las importaciones y la posterior distribución de estos productos. Por esta razón para Chile es de suma importancia un mercado de fertilizantes estable que pueda suministrar los insumos necesarios para un sector productivo en donde hasta el 60% de los costos de producción de los cultivos se encuentra asociado a la compra y uso de fertilizantes (ODEPA, 2008)

Se presenta a continuación el % de importaciones abarcados por las principales empresas importadoras de fertilizantes en Chile, destacando en mayor grado las empresas Agro digestión Vitra, ANAGRA y CNA Chile.

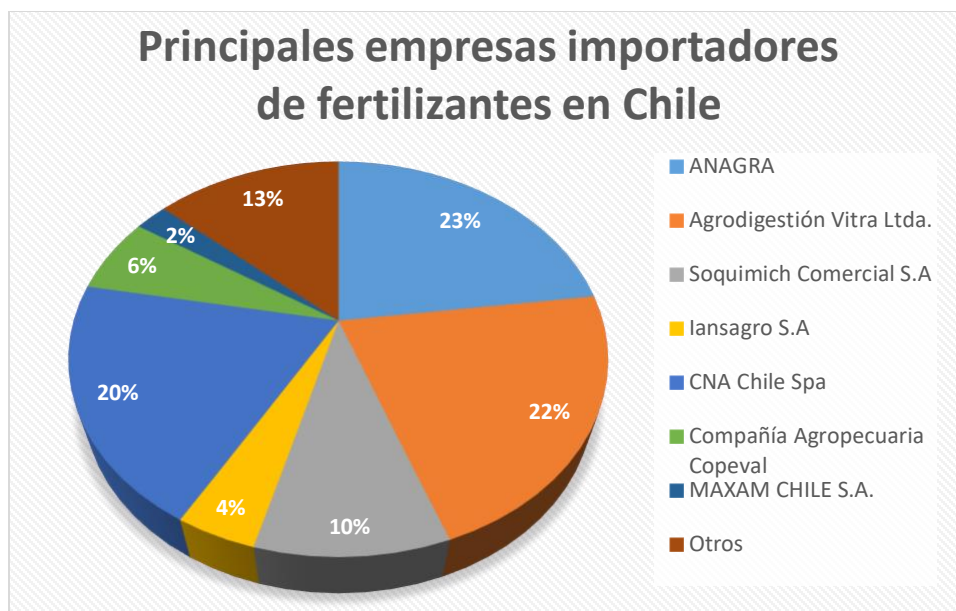


Figura 1.8. Empresas importadoras de fertilizantes en Chile. Fuente: Elaboración propia a partir de (Biblioteca del Congreso Nacional de Chile, 2019)

## 1.5 La oportunidad del amoníaco como fertilizante

Hasta el momento se han presentado los diversos usos del amoníaco en la actualidad, destacándose su uso para la producción de fertilizantes, principalmente nitrogenados. A continuación, se presenta sobre la utilización del amoníaco en forma directa como fertilizante, y las ventajas que tiene este en los programas de fertirrigación:

Una de las principales distinciones del amoníaco como fertilizante, es que este tiene la ventaja de poseer una gran cantidad de nitrógeno en su estructura, contando con un 82% de nitrógeno en su forma pura, el amoníaco anhidro. Lo anterior lo transforma en el abono más concentrado en términos de nitrógeno y el único que se aplica en forma de gas (IPNI, 2019). Actualmente una de las prácticas de fertilización implica la aplicación directa del amoníaco, para lo cual se utilizan sistemas de fertilización en los cuales se inyecta el amoníaco en forma gaseosa al menos entre 10 y 20 cm bajo la superficie de los cultivos.

De igual manera, existe la posibilidad de utilizar amoníaco disuelto, más conocido como “amoníaco acuoso” o “aqua ammonia”, popular fertilizante nitrogenado líquido que tiene como su aplicación directa en cultivos bajo condiciones de inundación, de esta manera, el amoníaco es simplemente diluido en el agua de riego, entregando no solo agua sino nutrientes a los cultivos al mismo tiempo, lo cual se conoce como “fertirrigación”. Su aplicación debe ser muy rigurosa, ya que, debido a la gran solubilidad que presente el amoníaco en agua, el  $\text{NH}_3$  podría eventualmente reaccionar rápidamente con la humedad del cuerpo, pulmones y ojos, causando daños severos. (IPNI, 2019)

Actualmente una pequeña parte del amoníaco producido es utilizado de forma directa como fertilizante (2% de la demanda total de amoníaco aproximadamente), aunque la mayoría es utilizada para la producción de otros fertilizantes nitrogenados, siendo la urea el principal compuesto producido, fertilizante al cual se le atribuye cerca del 55% de la demanda total de amoníaco (GIZ, 2022). Los últimos catastros realizados en nuestro país posicionan al riego por goteo como principal sistema de riego, tecnología que ha masificado su uso durante los últimos años, sobrepasando a otros métodos de riego como lo son la microaspersión y riego mediante surcos (ODEPA, 2019), esto principalmente debido a la alta eficiencia que presenta esta tecnología, lo cual implica una mejor gestión del recurso hídrico y, por ende, una solución a la escasez hídrica que se vive actualmente en distintas zonas. Los sistemas de riego por goteo consisten en la suministración de agua de manera constante y uniforme, lo cual permite un humedecimiento adecuado de la zona creando condiciones favorables para el desarrollo de la planta. (Lopez y otros, 2018). La oportunidad en este caso se basa en adaptar la infraestructura presente de los sistemas de riego al uso de aqua-ammonia como fertilizante, cuyo uso como fertilizante ha sido probado con éxito en la actualidad bajo ciertas condiciones, en donde la aplicación eficaz de esta solución permitiría cumplir con los requerimientos nutricionales de los cultivos.

## **1.6 Mercado Objetivo**

### **1.6.1 Definición del mercado objetivo**

El presente proyecto considera como principal mercado objetivo los productores de cerezas en nuestro país, si bien el proyecto considera la producción de fertilizantes los cuales podrían ser utilizados en una vasta variedad de productos agrícolas, la elección del mercado de cerezas se debe a las proyecciones que tiene este mercado, principalmente asociados a las exportaciones realizadas a China, en donde el gigante asiático desde el punto de vista económico, es capaz solventar la inversión que implica la producción de amoníaco verde, dado el gran crecimiento que ha presentado este mercado en los últimos años.

Se presenta a continuación la presencia del mercado de las cerezas en nuestro país para el año 2022 junto con las proyecciones de este:

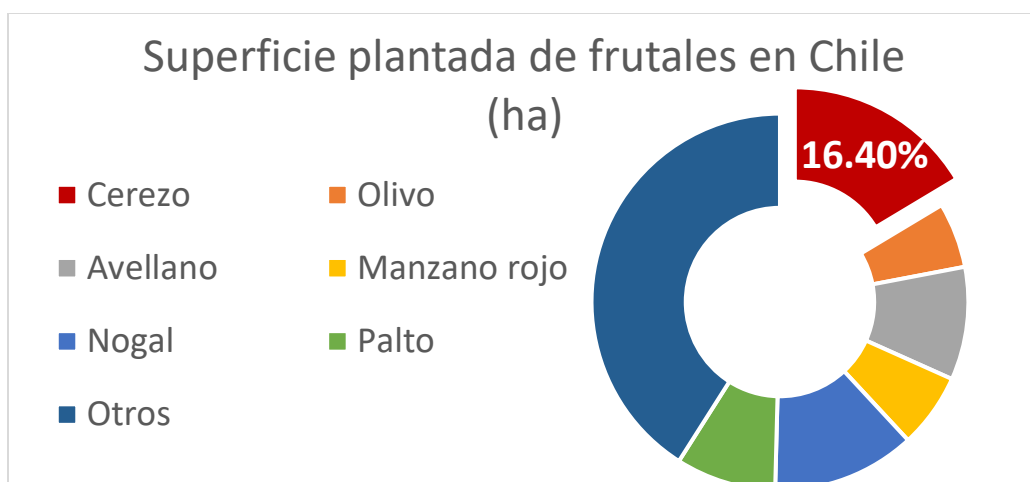


Figura 1.9: Superficie plantada de frutales en Chile por especie para el año 20 (Lepe, 2022)



Figura 1.10: Evolución volumen de exportación cerezas en Chile (ODEPA, 2023)

### 1.6.2 Definición de la producción

Para la demanda requerida, se utilizan como referencia los volúmenes de importación de los principales fertilizantes utilizados en nuestro país, los cuales se presentan en la tabla adjunta:

Tabla 1.2: Volúmenes de importaciones (en kton) principales fertilizantes para últimos períodos (Biblioteca Nacional, 2022)

| Fertilizante                     | 2019    | 2020    | 2021    | 2022 (*) |
|----------------------------------|---------|---------|---------|----------|
| Urea                             | 539.253 | 565.154 | 568.336 | 358.518  |
| Nitrato de amonio                | 98.589  | 63.356  | 83.443  | 13.529   |
| Superfosfatos triples            | 71.467  | 100.578 | 103.944 | 48.231   |
| Cloruro de potasio               | 53.045  | 44.586  | 35.345  | 25.340   |
| Sulfato de potasio               | 30.459  | 39.834  | 31.330  | 12.213   |
| Fosfatos monoamónico y diamónico | 162.053 | 182.355 | 189.364 | 86.805   |

\*Considera desde enero a septiembre

Para el presente proyecto se considera la producción **21.000 [Tm/año]**, lo cual se estima considerando el 100% de los nutrientes requeridos en la industria de las cerezas y el 50% de los nutrientes requeridos por avellanas y uvas exportadas, lo cual en conjunto correspondería a un 4% del principal fertilizante nitrogenado importado en el país (urea), lo cual vendría a remplazar una cierta fracción de los fertilizantes importados en nuestro país, y al mismo tiempo, venir a cubrir parte de la creciente demanda que se espera en la producción de cerezas y otros mercados de exportación estratégicos de nuestro país. Otro de los criterios utilizados para la definición de la producción se basa en referencias de plantas de mediana escala existentes a nivel mundial, como también el proyecto HyEx que se instaurará en el país, el cual considera una producción de 18.000 [ton/año] de amoníaco con el fin de suplir la producción de explosivos para minería en el norte del país. (Enaex, 2023).

El cálculo asociado a la demanda requerida de amoníaco para estos mercados se puede ver con mayor detalle en el Anexo 1: Estimación de la demanda

## **1.7 Criterios para proyectar demanda**

En base a la producción planteada de la planta, deben definirse ciertos criterios que permitan asegurar la viabilidad del proyecto durante el horizonte de este, por ello, el análisis de causas asignables que favorezcan el uso del amoníaco verde al mediano plazo se vuelve fundamental. Se presentan a continuación los criterios utilizados para proyectar demanda junto con sus respectivas justificaciones.

### **1.7.1 Demanda alimentos a nivel mundial:**

La demanda de amoníaco sin lugar a duda se encuentra principalmente traccionada por la demanda de alimentos a nivel mundial, lo cual como puede observarse en la Figura 1.11, ha tenido un considerable aumento dado el exponencial crecimiento de la población durante el último siglo. Bajo este aumento en la demanda de alimentos, se ha hecho notar la inestabilidad alimentaria que existe actualmente, donde suplir con alimentos a la totalidad de la población en el mundo se vuelve un gran desafío.

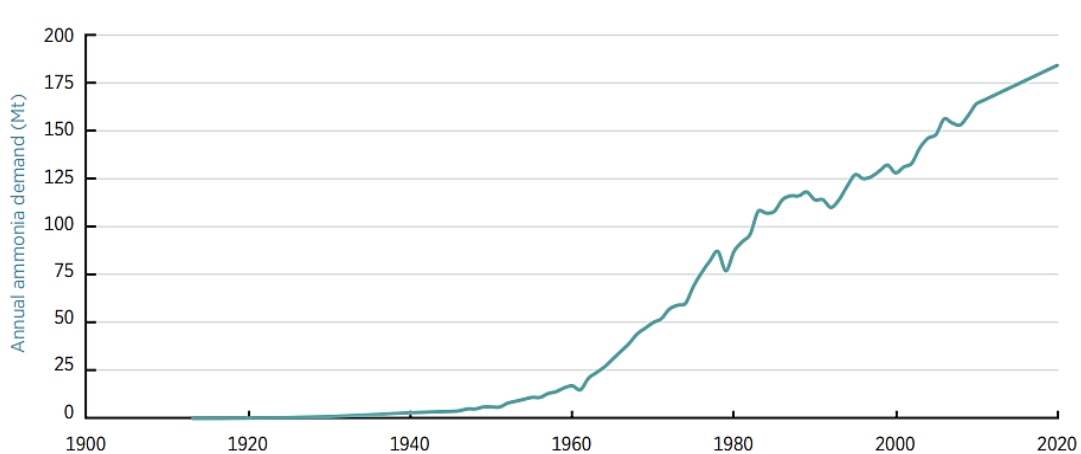


Figura 1.11. Demanda de amoníaco a través de los años (IRENA, 2022)

Frente a este escenario incierto distintas organizaciones a nivel regional e internacional hacen hincapié en mejorar y asegurar la oferta de fertilizantes y otras prácticas agroecológicas que permitan manejar la actual crisis alimentaria que se tiene a nivel mundial (CEPAL, 2022)

### 1.7.2 Impuestos al carbono (Carbon-Taxes)

Otro de los criterios que permiten proyectar la demanda corresponden a los impuestos asociados a las emisiones de gases contaminantes. Desde el año 2017 se implementa en nuestro país un impuesto anual con beneficio fiscal según emisiones de los siguientes contaminantes (García N. , 2018):

- Material particulado (MP).
- Óxidos de nitrógeno (NO<sub>x</sub>).
- Dióxido de azufre (SO<sub>2</sub>).
- **Dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>).**

El objetivo de este impuesto es gravar las emisiones de contaminantes locales de vehículos y fuentes fijas, además de fijar un impuesto específico a las emisiones de CO<sub>2</sub> de fuentes térmicas. Su implementación se alinea con los objetivos estratégicos medioambientales del país, principalmente respecto a los objetivos de descontaminación local, reducciones de emisiones de gases de efecto invernadero (GEI) y contribuir al desarrollo económico bajo en carbono.

Los impuestos verdes son un instrumento económico que grava las externalidades producidas por un emisor. Su aplicación permite que quien contamine deba internalizar el costo de esta contaminación y retribuir mediante un pago, generando el incentivo para que la fuente contaminante incorpore los costos a su producción e intenten reducirlos. Esto teóricamente puede fomentar a que las empresas mejoren su proceso productivo, como también de que se inviertan en mecanismos que permiten una transición a tecnologías más amigables con el medio ambiente.

A pesar de la implementación de este impuesto, Chile aún se encuentra lejos de poder cerrar esta brecha económica entre los productos convencionales o grises y los productos con características verdes (IRENA, 2022). De igual manera, al realizar una comparación entre el impuesto establecido por tonelada de CO<sub>2</sub> emitida, en nuestro país comparado con otros países, Chile sigue encontrándose por debajo de la media, lo cual es fiel reflejo de la falta de un progresivo impuesto para gravar la emisión de contaminantes en nuestro país (Yin, 2022).

**CROSS-COMPARISON OF CARBON TAXES IN DIFFERENT COUNTRIES**

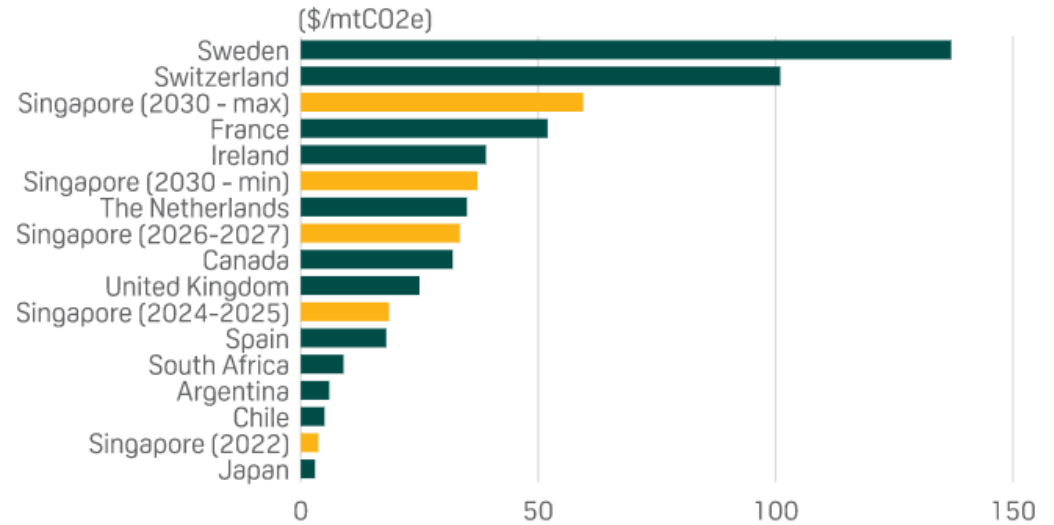


Figura 1.12. Comparación impuestos a la tonelada de carbono en el mundo (Yin, 2022)

El escenario político actual apunta a seguir promoviendo políticas que incentiven el interés en tecnologías que busquen la descarbonización en la industria, bajo esta mirada, se espera que el impuesto verde a lo largo de los próximos años.

**1.7.3 Inestabilidad del mercado de combustibles fósiles, principalmente el gas natural:**

Existen actualmente factores geopolíticos y climáticos que comprometen el acceso universal y regional a los alimentos e insumos agropecuarios, quizás el caso más evidente ha sido el aumento del precio del gas natural durante la pandemia y la guerra de ucrania, lo que además impactó en el precio de este energético, y en consecuencia en los precios de productos producidos debido a la utilización de este, teniendo finalmente un efecto negativo en el precio de los alimentos. Lo anterior mencionado permitió evidenciar la dependencia que se tiene actualmente de combustibles fósiles y la insostenibilidad que tiene este modelo.

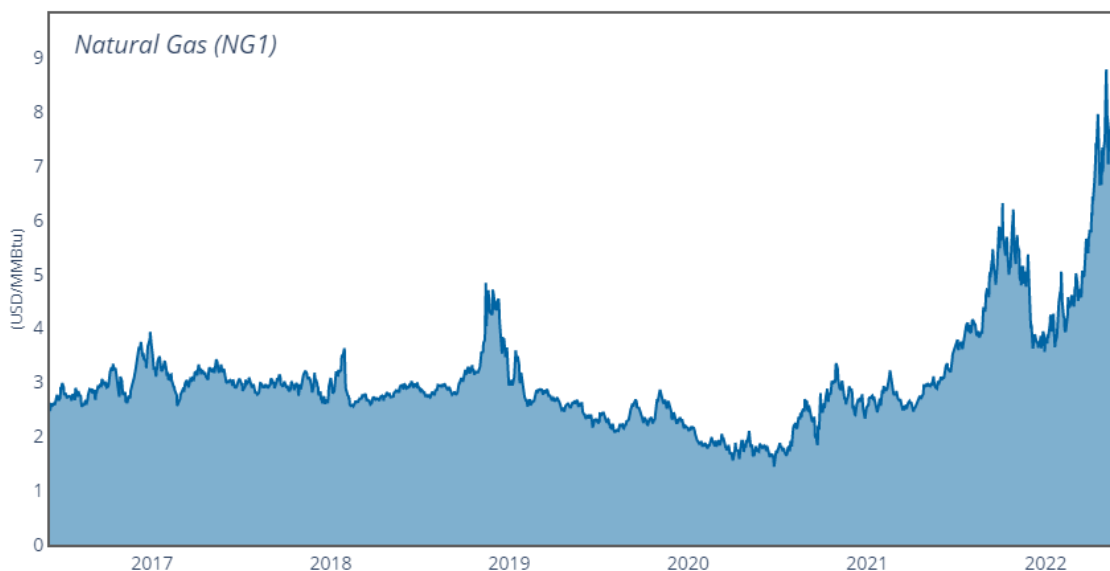


Figura 1.13. Precio del gas natural (Geopolitical Monitor, 2022)

El gráfico presentado permite evidenciar el aumento del precio gas natural durante el último año, llegando a costar cerca de 9,3 [USD/MMBTU].

A continuación, es posible visualizar el aumento en los precios de los alimentos, lo cual es producido por varios factores, indirectamente, el precio de los combustibles fósiles necesarios para producir fertilizantes.

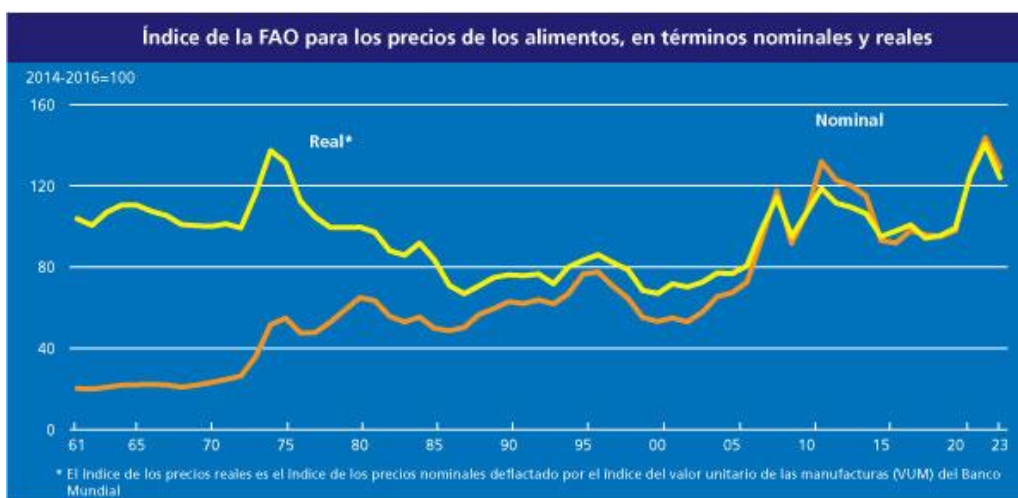


Figura 1.14. Índice de precios de la FAO, valores reales y nominales. (FAO,2023)

Frente a este escenario, se vuelve imprescindible el uso de prácticas que promuevan el acceso universal a los alimentos, lo cual también sea sostenible en el tiempo, dada la incertidumbre actual que se tiene sobre el futuro del mercado de los fertilizantes.

En base a lo presentado a lo largo del capítulo, se justifica la producción de amoníaco a nivel regional con fines de fertilización, en donde su uso como *aqua-ammonia* permite suplir la totalidad de los requerimientos nutricionales a nivel de nitrógeno para los cultivos de cerezos y, de manera parcial los de avellana y uvas, los cuales son tres de los principales mercados de exportación frutícola en nuestro país. Por último, el fundamento económico que da paso a las etapas posteriores de evaluación de este fertilizante de etiqueta ecológica se basa principalmente en el auge presentado en los mercados objetivos, sumado a los elevados precios que están pre-dispuestos a pagar en estos mercados, siendo China el principal país de destino.

## 2 Capítulo 2: Proceso de producción de $\text{NH}_3$ vía gasificación

Este capítulo tiene como objetivo explorar los aspectos teóricos fundamentales vinculados a la producción de amoníaco, centrándose específicamente en la gasificación de biomasa. En este sentido, se presentan algunos conceptos clave relacionados con el proceso termoquímico necesario para la generación de hidrógeno, elemento central y distintivo de este proyecto. Es crucial comprender que, una vez obtenido el hidrógeno, se emplea el proceso Haber-Bosch convencional para la síntesis del amoníaco.

### 2.1 Gasificación de la biomasa

La gasificación es un proceso termoquímico que implica la conversión de biomasa (ya sea en forma sólida o líquida) en la formación de un gas de composición variable. Este gas puede utilizarse con fines energéticos o como materia prima en la producción de diversos productos químicos. La principal diferencia entre la gasificación y el proceso de combustión, al cual generalmente se destina la biomasa, radica en el alto valor energético del gas resultante. Este gas contiene energía almacenada en los enlaces químicos presentes en los productos de la gasificación, a diferencia del proceso de combustión, en el que la liberación de energía es inmediata a nivel molecular.

### 2.2 Etapas de la gasificación

El proceso de gasificación consta de distintas etapas, las cuales van sucediendo acorde al avance de las reacciones y al acceso que se tenga al agente gasificante utilizado. Se presentan a continuación, las etapas sucesivas ocurridas para distintas configuraciones del reactor, en donde dependiendo del tipo de alimentación, la secuencia de etapas varía dentro del equipo, lo cual también tiene incidencia en el producto obtenido (Asbu, 2010):

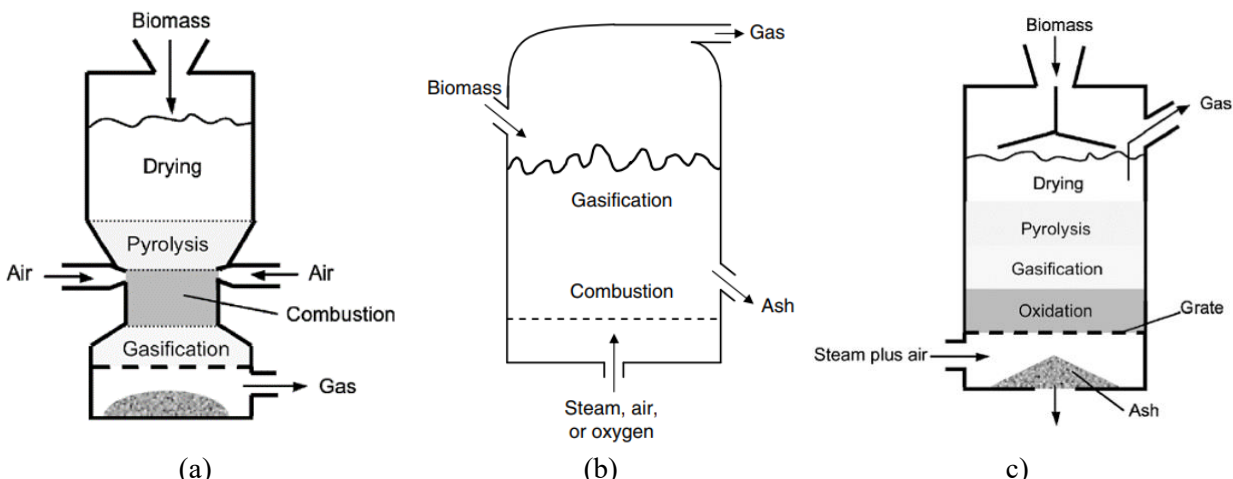


Figura 2.1: Etapas de gasificación para distintos reactores; (a) Reactor Downdraft, (b) Reactor de lecho fluidizado burbujeante, (c) Reactor Updraft. (Asbu, 2010)

Cada una de estas etapas cuenta con múltiples reacciones que de manera simultánea dan origen a los distintos productos, se listan a continuación parte de las reacciones más importantes sucedidas durante la conversión termoquímica de la biomasa para cada una de las etapas presentadas previamente (Asbu, 2010):

Tabla 2.1: Listado reacciones de gasificación (Asbu, 2010)

| Tipo de reacción                         | Reacción                                | Entalpía de reacción |
|------------------------------------------|-----------------------------------------|----------------------|
| <b>Reacciones de carbono</b>             |                                         |                      |
| R1                                       | $C + CO_2 \leftrightarrow 2CO$          |                      |
| R2                                       | $C + H_2O \leftrightarrow CO + H_2$     |                      |
| R3                                       | $C + 2H_2 \leftrightarrow CH_4$         |                      |
| R4                                       | $C + 0,5O_2 \leftrightarrow CO$         |                      |
| <b>Reacciones de oxidación</b>           |                                         |                      |
| R5                                       | $C + O_2 \leftrightarrow CO_2$          |                      |
| R6                                       | $CO + 0,5O_2 \rightarrow CO_2$          |                      |
| R7                                       | $CH_4 + 2O_2 \leftrightarrow H_2O$      |                      |
| R8                                       | $H_2 + 0,5O_2 \rightarrow H_2O$         |                      |
| <b>Reacciones de conversión</b>          |                                         |                      |
| R9                                       | $CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2$  |                      |
| <b>Reacciones de metanación</b>          |                                         |                      |
| R10                                      | $2CO + 2H_2 \rightarrow CH_4 + CO_2$    |                      |
| R11                                      | $CO + 3H_2 \leftrightarrow CH_4 + H_2O$ |                      |
| R14                                      | $CO_2 + 4H_2 \rightarrow CH_4 + 2H_2O$  |                      |
| <b>Reacciones de reformado de metano</b> |                                         |                      |
| R12                                      | $CH_4 + H_2O \leftrightarrow CO + H_2$  |                      |
| R13                                      | $CH_4 + 0,5O_2 \rightarrow CO + 2H_2$   |                      |

Debido a la complejidad que implica el tener reacciones que ocurren de manera simultánea y/o sucesiva, el proceso de gasificación se vuelve complejo de predecir. Con el fin de entender con mayor detalle lo

sucedido durante el proceso de gasificación, se listan a continuación las etapas involucradas en este proceso, las condiciones de operación y las reacciones ocurridas en cada una de estas:

### 2.2.1 Secado

La biomasa puede tener distintos contenidos de humedad dependiendo del tipo y lugar de procedencia de esta, si bien la humedad puede ir desde 30 a 60% existen casos donde incluso puede sobrepasar el 90% en base húmeda. Cada kg de humedad implica un requerimiento energético de 2260 [kJ/kg] para la vaporización del agua, lo cual implica que altos niveles de humedad recaerán en considerables demandas de energía en el reactor de gasificación, por esta razón la mayoría de los procesos de gasificación consideran un pretratamiento de la materia prima, en el cual se lleva la humedad de la materia prima a valores razonables, los cuales generalmente oscilan en torno a un 10 al 12%. (Basu, Biomass Gasification and Pyrolysis, Practical Design and Theory, 2010)

A pesar de esta reducción del contenido de humedad, sigue existiendo agua en el material a gasificar, por aquella razón, la etapa de secado se posiciona como la primera de las etapas de la gasificación, produciéndose esta en la entrada del gasificador, lugar en el cual la biomasa recibe energía desde la zona de combustión, lo cual permite la vaporización del agua considerando las temperaturas mayores a 100°C que son alcanzadas en esta zona.

### 2.2.2 Pirólisis

La pirólisis es la descomposición térmica de la biomasa, en la cual se remueve parcialmente el carbón alimentado al gasificador para la formación de productos más livianos (hidrocarburos) en ausencia total de agentes oxidantes o con un suministro limitado que no permita una gasificación apreciable. Durante la pirólisis se producen tres principales tipos de productos; sólidos, líquidos y gaseosos. Es precisamente en esta etapa donde se produce el tar, principal inconveniente en los procesos de gasificación, debido a que son recurrentemente las causas de obstrucciones en las líneas. En esta etapa no existe formación de hidrógeno (Asbu, 2010)

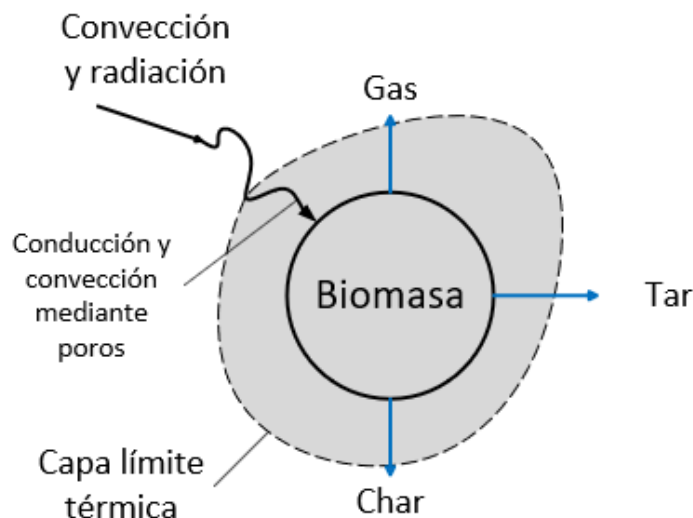
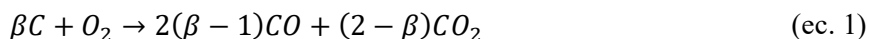


Figura 2.2 : Proceso de Pirolisis. Adaptación de (Asbu, 2010)

### 2.2.3 Combustión parcial

La mayoría de las reacciones de gasificación son endotérmicas, esta energía requerida puede obtenerse a partir de las reacciones de combustión, proceso en el cual se rompen los enlaces entre moléculas. Cuando el carbono entra en contacto con el oxígeno, se producen las reacciones R4 y R5 de la Tabla 2.1, las cuales ocurren según la temperatura que se tenga en el equipo. Además, se define un coeficiente de partición en las reacciones, este coeficiente está asociado al tipo de combustión que se esté realizado, sea esta completa o incompleta en cierta medida (Asbu, 2010):



El valor del coeficiente de participación se encuentra entre 1 y 2 y dependerá de la temperatura que se tenga en el proceso. Su valor puede ser calculado mediante la siguiente expresión (Asbu, 2010):

$$\beta = \frac{[CO]}{[CO_2]} = 2400^{-\left(\frac{6234}{T}\right)} \quad (\text{ec. 2})$$

Comprendiendo esto, la definición de la temperatura de operación se vuelve una variable importante, ya que de esta dependerá el calor liberado mediante las reacciones exotérmicas que se tengan en el reactor, lo cual se verá posteriormente reflejado en los balances de energía y, por ende, en los requerimientos de energía.

### 2.2.4 Gasificación de los productos descompuestos.

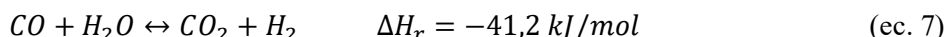
Durante la gasificación el medio gasificante permite convertir la estructura molecular de la materia prima sólida en gases o líquidos. En esta etapa se produce la formación de hidrógeno. Uno de los aspectos más relevantes en esta última etapa es la elección del agente gasificante, la cual como se explicará posteriormente, es determinante en la composición del gas producto.

En la etapa de gasificación lo fundamental es comprender las reacciones asociadas a la gasificación del char, el cual corresponde al carbón producido durante la pirolisis, este no necesariamente es carbón puro, sino que puede contener hidrocarburos. Se presentan a continuación posibles reacciones que pueden ocurrir durante el proceso de gasificación, limitadas cada una de estas por el tipo de agente gasificante que se esté utilizando, como también de los productos de gasificación generados (Asbu, 2010):



Estas reacciones son generalmente endotérmicas a excepción de las reacciones del carbón con oxígeno e hidrógeno, las cuales corresponden a reacciones de combustión (R3, R4 y R5 en la Tabla 2.1) previamente presentadas en el respectivo inciso.

Una de las reacciones más importantes en el proceso de gasificación es la reacción water gas shift (WGS), reacción de equilibrio en la cual el monóxido de carbono se oxida a  $\text{CO}_2$  en presencia de vapor, produciendo hidrógeno en el proceso, la importancia de esta reacción radica en el aumento del hidrógeno, principal gas de interés, en la mezcla gaseosa que sale del reactor. La reacción WGS corresponde a una reacción de carácter exotérmica cuyo comportamiento puede predecirse a partir de la constante de equilibrio ( $K_{eq}$ ) cuya dependencia frente a la temperatura puede observarse en la Figura 2.3



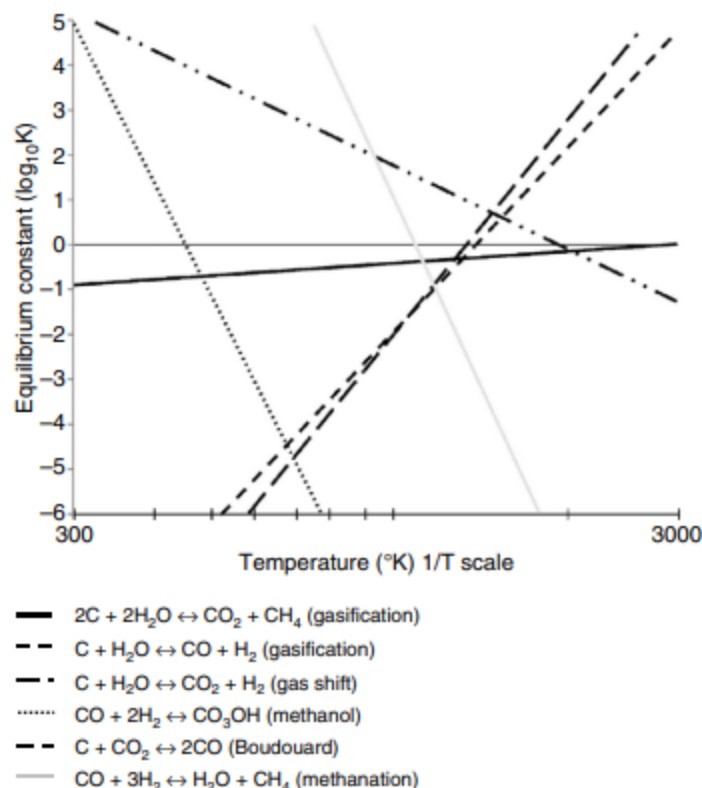


Figura 2.3. Constante de equilibrio reacción water gas shift (Asbu, 2010)

Es importante destacar que, al ser una reacción de carácter exotérmico las temperaturas bajas desplazarán el equilibrio hacia productos y por ende hacia la formación de  $\text{H}_2$ , criterio utilizado para el diseño de las variables de operación del gasificador.

El  $\text{H}_2$  también puede reaccionar con el char, produciendo metano, esta reacción es mucho más lenta en comparación a las otras, por lo que esta reacción relevante se vuelve relevante solo en caso de que se requiera producir gas natural sintético, R3 en la Tabla 2.1:



## 2.3 Agente gasificante

El agente gasificante es el encargado de reaccionar con el carbón sólido, convirtiendo hidrocarburos pesados en otros de pesos más livianos como  $\text{CO}$  y  $\text{H}_2$ , el tipo de agente gasificante que se utilice en la gasificación determinará el producto obtenido. En el diagrama ternario adjunto a continuación, es posible visualizar la conversión hacia los distintos productos dependiendo del tipo de agente gasificante seleccionado (Asbu, 2010):

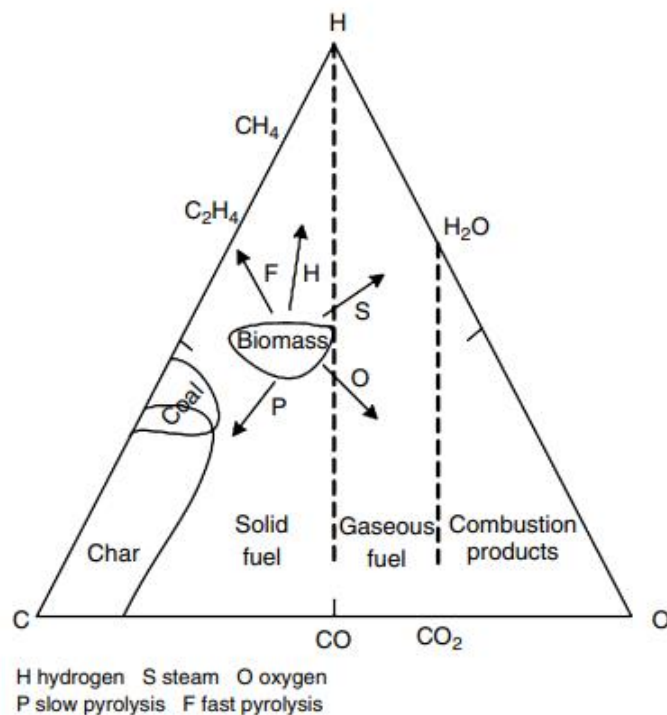


Figura 2.4 Diagrama ternario productos de gasificación en función del agente gasificante (Asbu, 2010)

El uso preferente de vapor como agente gasificante tiene como principal característica la generación de un proceso de pirolisis más rápido, como también da lugar a una mayor formación de hidrógeno en el gas de síntesis.

Se presentan a continuación los principales agentes gasificantes utilizados en la actualidad en los procesos de gasificación, los cuales se seleccionan principalmente en función del producto requerido y también de la disponibilidad y los costos asociados para la aplicación de cada uno de estos:

### 2.3.1 Oxígeno

El oxígeno es uno de los agentes gasificantes más comunes, este puede presentarse en forma pura o en una mezcla de gases como lo es el aire. El uso de oxígeno da lugar a la formación de monóxido de carbono en presencia de oxígeno limitado, y a  $\text{CO}_2$  para grandes cantidades de oxígeno. Si el flujo de oxígeno estequiométricamente excede la cantidad de biomasa el proceso pasará a ser una combustión en vez de gasificación, por lo que la proporción de oxígeno es un parámetro crítico de operación (Asbu, 2010).

### 2.3.2 Vapor

El uso de vapor da lugar a la formación preferente de hidrógeno, razón por la cual, este agente gasificante se utiliza en gran parte de los procesos de gasificación, ya que el gas producto mantiene una mayor relación H/C. Por lo general se realiza una mezcla entre vapor y oxígeno con el fin de maximizar el

contenido de hidrógeno, pero al mismo tiempo aprovechar el calor de combustión que se obtiene gracias al oxígeno (Asbu, 2010).

### 2.3.3 Aire

Como una alternativa a la inyección de oxígeno se encuentra el uso de aire como medio gasificante, esta alternativa se utiliza principalmente con el fin de ahorrar recursos para evitar la producción de oxígeno en estado puro. El uso de este tiene un efecto similar en la formación de productos, existiendo una mayor tendencia hacia la formación de CO y CO<sub>2</sub>. El nitrógeno presente en el aire no reacciona directamente con el Char; sin embargo, su presencia frente a altas temperaturas puede dar lugar a la formación de óxidos de nitrógeno, los cuales son productos altamente contaminantes.

## 2.4 Reactor de gasificación

### 2.4.1 Tipos de reactores

Existen en la actualidad, distintos tipos de gasificadores, los cuales se distinguen principalmente, entre el modo de contacto gas-sólido y la interacción entre la biomasa y el agente gasificante que se logra producto de la geometría y configuración del reactor. Cada uno de estos reactores se utilizan según el campo de aplicación que se requiera, presentando cada uno de estos sus propias ventajas y limitaciones. Uno de los criterios utilizados para la elección del gasificador, es la capacidad que se debe procesar en términos energéticos (Asbu, 2010):

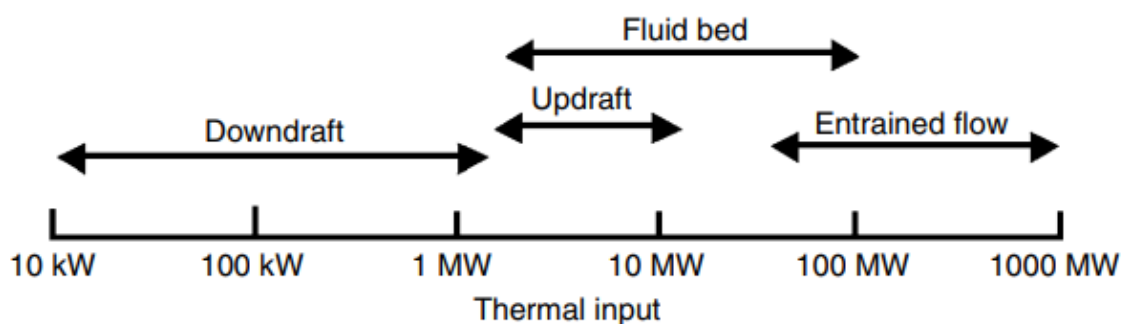


Figura 2.5: Rango de aplicación tipos de gasificadores según potencia térmica (Asbu, 2010)

Se hace a continuación una breve descripción de los principales reactores utilizados en la actualidad (Asbu, 2010):

### 2.4.2 Reactor de lecho fijo

En los reactores de lecho fijo, la biomasa (o el combustible utilizado) se desplaza a través de una matriz de catalizador, moviéndose a través del equipo como flujo tapón (plug-flow), existen distintos tipos de reactores de lecho fijo, variando según su tamaño y respectivo coste. Por lo general los reactores de lecho fijo suelen utilizarse para una producción a pequeña escala.

Si bien estos gasificadores son altamente utilizados en la actualidad, se caracterizan por tener una deficiente transferencia de calor y materia, lo cual ocasiona problemas en la distribución uniforme de la temperatura y composición del gas. Además, es importante destacar la gran probabilidad de sufrir problemas operacionales de atascamiento producto de la aglomeración de partículas.

Existen tres tipos principales de gasificadores de lecho fijo (1) Reactores updraft, (2) Reactores downdraft, y (3) reactores crossdraft, diferenciándose estos principalmente en la zona en las cuales hacen ingreso el combustible a gasificar y el agente gasificante. A modo de ejemplo, se presenta a continuación la configuración y perfil de temperaturas de un reactor de lecho fijo “downdraft”, el cual consiste en un reactor donde la biomasa es alimentada por la zona superior del equipo, ocurriendo cada una de las distintas etapas a medida que el combustible va descendiendo por el lecho, encontrándose en forma contra-corriente con el agente gasificante (Asbu, 2010):

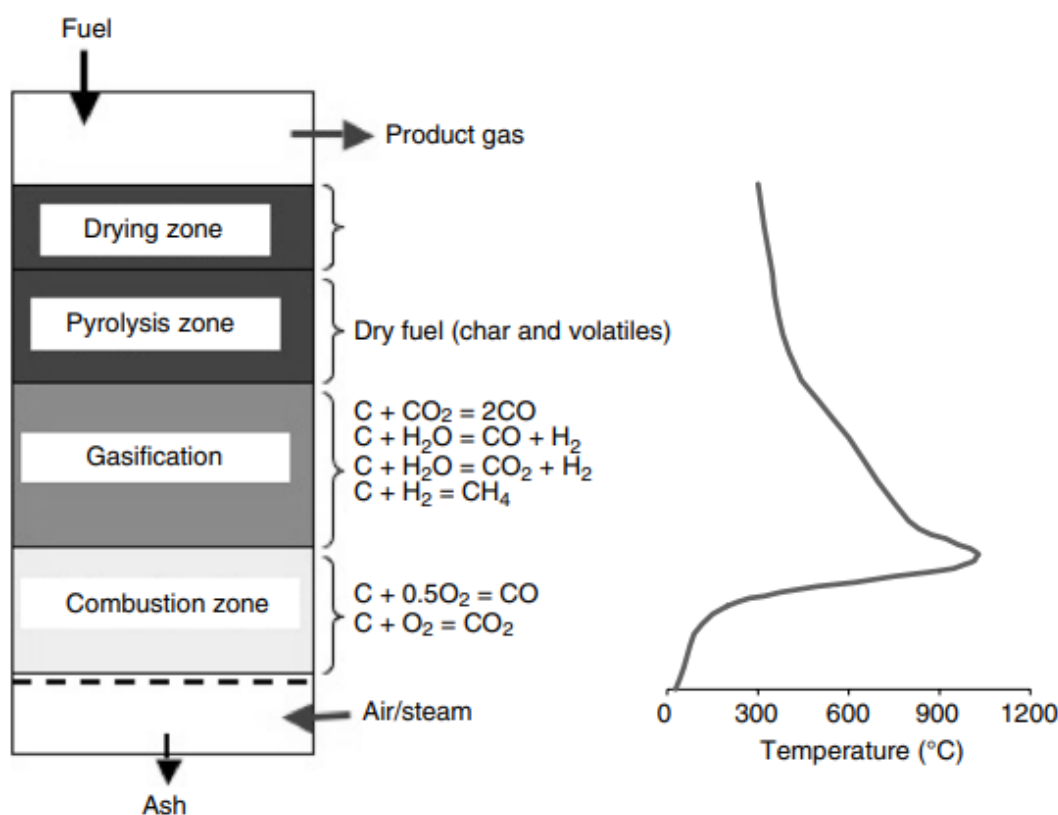


Figura 2.6: Proceso de gasificación reactor downdraft y perfil de temperatura asociado (Asbu, 2010)

### 2.4.3 Reactores de lecho fluidizado

Los gasificadores de lecho fluidizado mantienen mediante la inyección del agente gasificante y los gases producidos una semi-suspensión (estado fluidizado) del material del lecho, los cuales corresponden a sólidos granulares que permiten el contacto gas-sólido requerido. Para lograr este estado de fluidización,

es necesario el diseño previo que permita definir la velocidad de fluidización ( $U_0$ ), uno de los parámetros más importantes en el proceso de fluidización.

Los reactores de fluidización logran una excelente mezcla gas-sólido, logrando uniformidad térmica y una alta eficiencia en el proceso de gasificación.

Existen dos tipos principales de reactores de lecho fluidizado: (1) lecho burbujeante, y (2) lecho circulante. Se presenta a continuación, el esquema de un reactor de lecho fluidizado burbujeante (BFB), en el cual las partículas de combustibles quedan semi-suspendidas gracias a la acción de empuje generado por el agente gasificante que ingresa de manera ascendente. (Asbu, 2010):

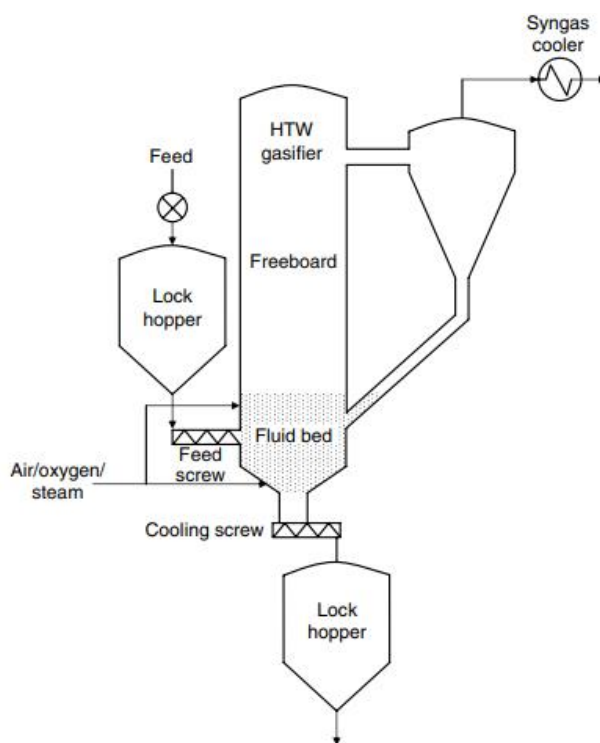


Figura 2.7: Esquema reactor de lecho fluidizado burbujeante Winkler de alta temperatura (HTW) (Asbu, 2010)

## 2.5 Productos de gasificación

Si bien en la mayoría de las aplicaciones de gasificación, el producto de interés corresponde al gas de síntesis generado durante el proceso, la gasificación da lugar a la formación de subproductos que pueden ser deseables/indeseables. A continuación, se presenta una descripción breve de los principales productos de gasificación (Benedetti y otros, 2017):

### 2.5.1 Syngas:

Mezcla de gases, principalmente  $\text{CO}$ ,  $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2$ ,  $\text{CH}_4$  e hidrocarburos livianos. La proporción obtenida de estos dependerá de las condiciones de operación previamente mencionadas (tipo de reactor, temperatura, agente gasificante, etc), como también del tipo de materia prima que se está gasificando.

Puede darse la posibilidad que, dependiendo del contenido de nitrógeno, azufre, cloro y otras especies, el proceso de gasificación de lugar a la formación de otras especies; entre las más comunes se encuentra el ácido sulfhídrico ( $H_2S$ ), los óxidos de nitrógeno ( $NO_x$ ) y óxidos de azufre ( $SO_x$ ).

El gas de síntesis, producido a través del proceso de gasificación, es un recurso valioso con múltiples aplicaciones. La utilidad de este puede ir desde la generación de energía hasta su uso como materia prima para la producción de una variedad de productos químicos esenciales, como lo son el amoníaco o el metanol.

### 2.5.2 Char

El char corresponde al carbón sólido remanente producto de la gasificación, sin embargo, al aparecer como un subproducto, se torna uno de los desafíos que se tiene actualmente en los procesos de gasificación, para lo cual se han planteado formas de conseguir su revalorización y aportar a la economía circular.

En específico, el char procedente de la gasificación es muy heterogéneo, las propiedades de este dependerán de la tecnología de gasificación utilizada, condiciones de funcionamiento y materia prima inicial. (Benedetti y otros, 2017) informan que incluso para una misma tecnología de gasificación pueden obtenerse carbones con distinta composición. Dentro del char también existe ceniza, que es la parte inorgánica de la biomasa que queda como residuo sólido, la ceniza se encuentra compuesta principalmente de sílice, aluminio, fierro y calcio, como también de otros metales. De igual manera el estudio señalado por Benedetti y otros realiza una caracterización del carbón procedente de la gasificación con el fin de evaluar su revalorización, en donde destacan la estructura porosa y alto contenido en carbono, además, las rutas de síntesis de ambos compuestos son similares:

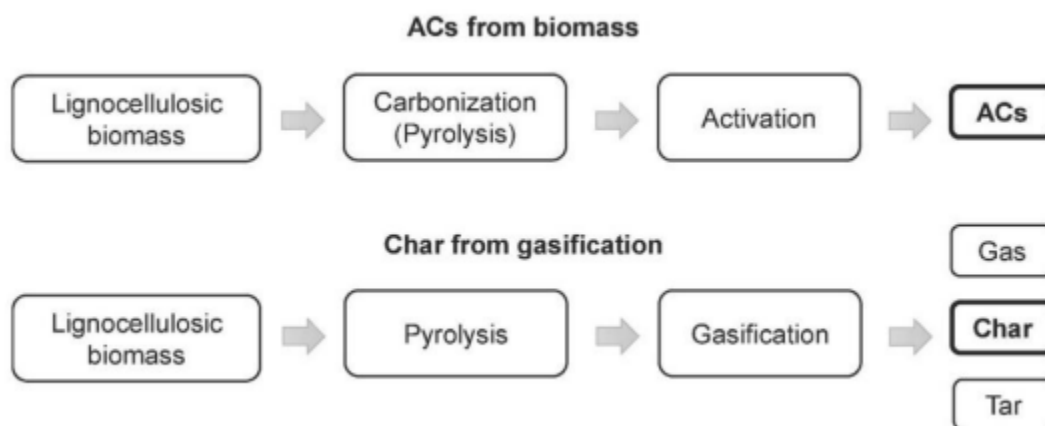


Figura 2.8. Proceso de formación carbón activado y Char (Benedetti y otros, 2017)

Actualmente la revalorización del char se encuentra en su etapa inicial, sin embargo, su potencial como sustituto de CA ya ha sido probado, el proceso que ha sido más efectivo fue la activación física mediante  $\text{CO}_2$ .

Otra de las posibilidades para la valorización del char consiste en su uso para el mejoramiento de suelos, ya que las propiedades porosas de este material permiten una gran fijación de agua y nutrientes en los suelos, apoyando el desarrollo de los cultivos (García R. , 2021). La importancia de esta materia está en su contribución al incremento de la disponibilidad de nutrientes en el suelo, además, el uso de biochar es una técnica carbono-negativa, es decir, incide en el ciclo de carbono reduciendo las emisiones que tendría esta biomasa, producto de su descomposición o posible combustión en caso de que se utilice para fines energéticos (Abenza, 2012)

### 2.5.3 Tar

El tar también es un subproducto de la gasificación, este corresponde a un líquido negro altamente viscoso que se genera durante el proceso de gasificación. El tar tiene una variedad de compuestos orgánicos y generalmente requiere tratamientos posteriores.

El alquitrán es un producto líquido indeseable pero inevitable de la operación de gasificación, por lo que las tecnologías que permitan eliminar este alquitrán del gas de interés es un punto importante del proceso. La composición del alquitrán es muy diversa y extensa, este puede contener incluso **más de 1000 componentes**, bajo esta incertidumbre, se define el alquitrán como una mezcla compleja de hidrocarburos condensables, incluyendo compuestos aromáticos (Zeng y otros, 2019).

Se proponen 2 soluciones para el tratamiento de este subproducto, la primera de ellas es su revalorización, debido al uso del alquitrán en diversas industrias como lo son:

- Industria de la construcción: Pavimentación de carreteras y la construcción de techos debido a sus propiedades impermeabilizantes.
- Industria química: Producción de productos como pinturas, adhesivos, lubricantes, entre otros.

La segunda opción, más engorrosa es la eliminación catalítica, esto se realiza mediante un reactor de lecho fijo en el rango de temperaturas entre 750- 950 °C, sin embargo, esta posibilidad no es evaluada en el presente estudio.

## 2.6 Gasificación de plásticos

La gasificación de la biomasa se presenta como una gran oportunidad para la producción de hidrógeno y/o otros compuestos químicos, no obstante, la implementación de tecnologías como esta trae consigo desafíos, uno de los más relevantes es la heterogeneidad presente en la biomasa, en donde su composición está constantemente variando y, por ende, afectando la composición del gas producto del

proceso de gasificación. Frente a esta problemática, se plantea la realización de un “blending” de la materia prima a gasificar, esto con el fin de generar una alimentación lo más constante posible. Bajo esta línea, es importante dar a entender que no todos los materiales son aptos para su gasificación, razón por la cual se deben realizar estudios de carácter experimental que permitan evaluar la viabilidad de gasificar ciertos materiales. Para el caso bajo estudio, se estudió la co-gasificación de biomasa con residuos plásticos, específicamente polietileno y propileno, los cuales tienen como principales características la ausencia de componentes como azufre, nitrógeno o cloro en su composición; y también su descomposición en hidrocarburos de alto poder calorífico en ambientes de alta temperatura (Martínez, 2014)

El estudio realizado por Martínez se basa en la determinación del potencial de gasificación de residuos plásticos y de biomasa en un reactor de lecho fluidizado, en el cual podemos observar una composición relativamente similar en términos de hidrógeno, principal gas de interés dentro de la mezcla gaseosa, de igual manera con el poder calorífico inferior (PCI) de los gases producidos a partir de estas dos materias primas. Esto se puede visualizar de mejor manera en los presentes gráficos:

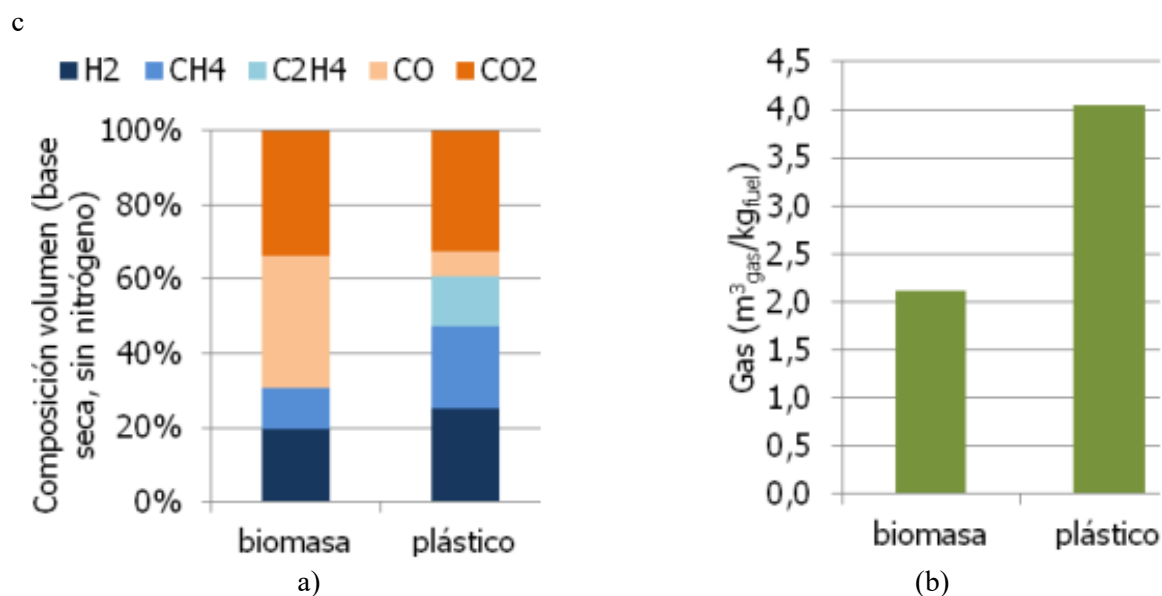


Figura 2.9. Composición syn-gas generado por biomasa y plástico(a), poder calorífico syn-gas generado por biomasa y plástico (b) (Martínez, 2015)

Se presentan a continuación, las principales diferencias entre un proceso de gasificación a partir de plásticos en comparación con el de biomasa (Martínez, 2015):

#### Ventajas

- ✓ Polímeros como el polietileno o el polipropileno muestran contenidos mínimos o nulos en cenizas, humedad y carbono fijo, generando casi en su una mezcla gaseosa únicamente de hidrocarburos.

- ✓ Mayor porcentaje de hidrógeno en el gas de síntesis.
- ✓ La producción específica de gas de plástico es superior a la del proceso con biomasa.

### **Desventajas**

- X Mayor cantidad de alquitranes.
- X Eficiencias de proceso menores.

De acuerdo a lo anterior, otro de los inconvenientes para la gasificación actual de los plásticos son los problemas operacionales relacionados al proceso de reblandecimiento y fusión que experimentan los polímeros cuando se les somete a temperaturas entre 100 y 200°C, lo cual puede recaer en dificultades operacionales, por esta razón es de suma importancia un diseño adecuado del **sistema de alimentación**, para evitar esto se suelen instalar camisas de refrigeración alrededor de los conductos de entrada al reactor (Martínez,2014).

### 3 Capítulo 3: Estudio Técnico

El presente capítulo tiene como fin la descripción detallada de los diversos procesos involucrados en la producción de amoníaco, desde la recepción de las principales materias primas hasta la síntesis y el subsiguiente almacenamiento del producto químico. Se adjunta el diagrama de flujo de procesos, el cual será explicado de manera exhaustiva a lo largo de este capítulo, proporcionando una visión completa y comprensiva de la secuencia de operaciones en la planta.

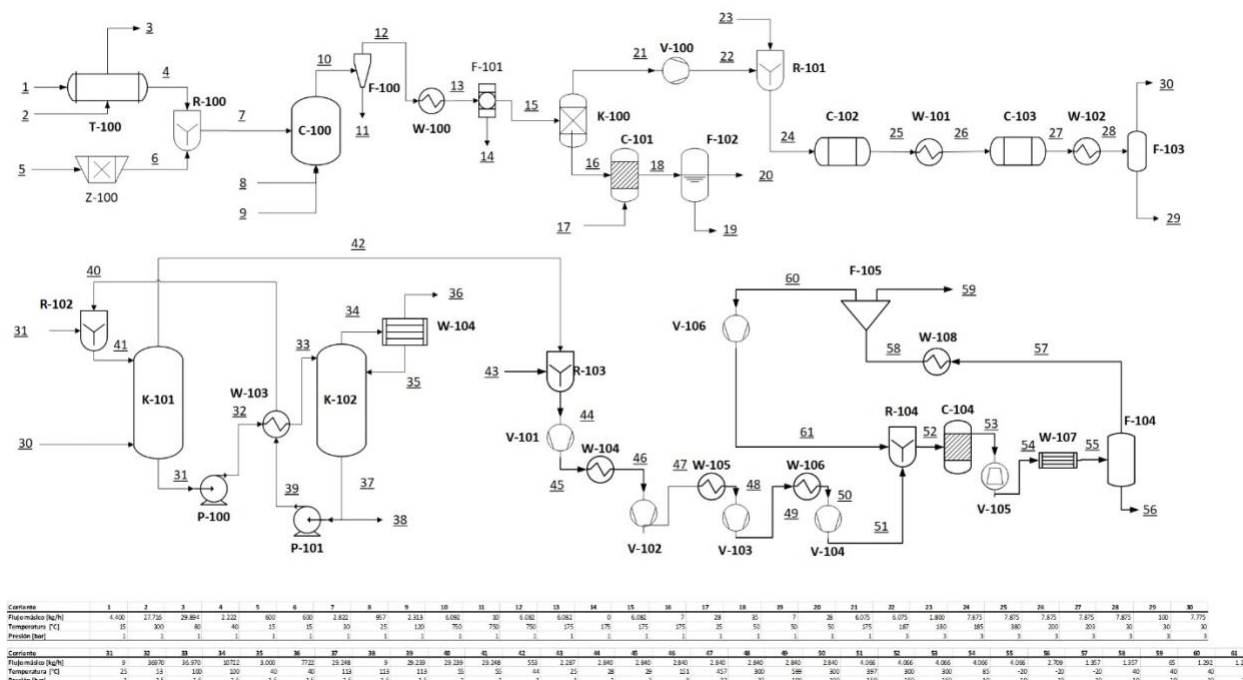


*Figura 3.1: Diagrama de flujo de procesos. Elaboración propia*

A continuación, se presentan los lineamientos, consideraciones y criterios de diseño seleccionados para el estudio técnico del presente proyecto, para ello, se hace énfasis en los aspectos más relevantes de cada una de las distintas etapas del proceso. Para ver un mayor detalle respecto al estudio técnico, se recomienda visitar el *Anexo 2: Consideraciones estudio técnico*.

### 3.1 Materias primas

### 3.1.1 Suministro de biomasa

Chile es un país con un gran potencial en biomasa, en donde el suministro de los procesos de gasificación puede ser abastecidos a partir de los grandes volúmenes de subproductos generados en los aserraderos. En la figura presentada a continuación, se presentan los volúmenes de subproductos generados por los distintos tipos de aserraderos en nuestro país (Gysling Caselli & Bañados M., 2021):

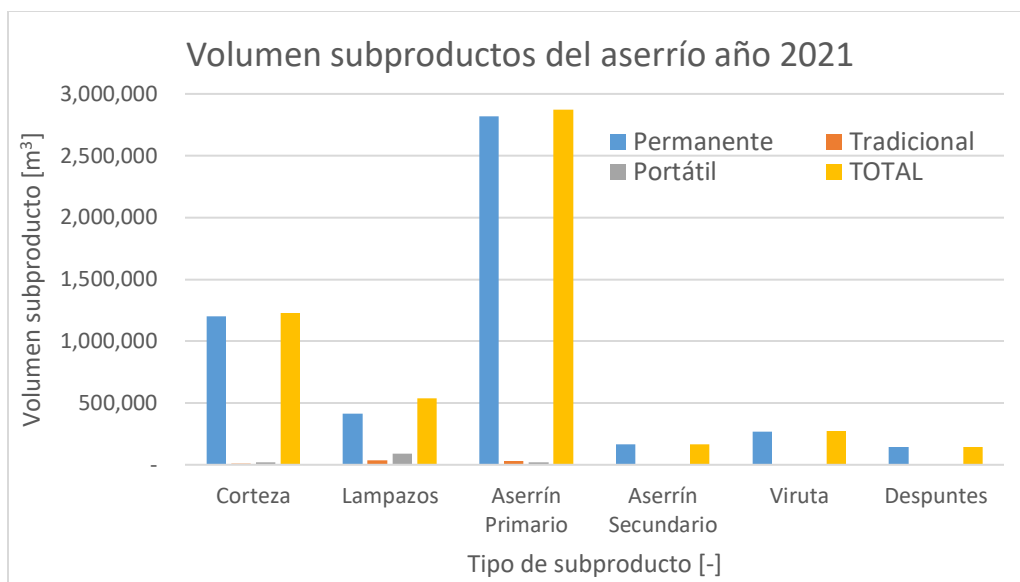


Figura 3.2: Volumen de subproductos madereros de la industria del aserrío para el año 2021 (Gysling Caselli & Bañados M., 2021)

Se destacan como principales residuos, el aserrín primario, la corteza y los lampazos como los subproductos generados en mayor volumen. De igual manera, son los aserradores permanentes los que cuentan con una mayor presencia en el país, generando una mayor cantidad de productos y, por ende, de subproductos. De igual manera, a modo de entender la focalización que presenta la industria forestal en nuestro país, se presenta el volumen de subproductos madereros por región, en donde como se logra observar, la concentración de biomasa forestal se concentra en la zona centro-sur de nuestro país (Gysling Caselli & Bañados M., 2021):

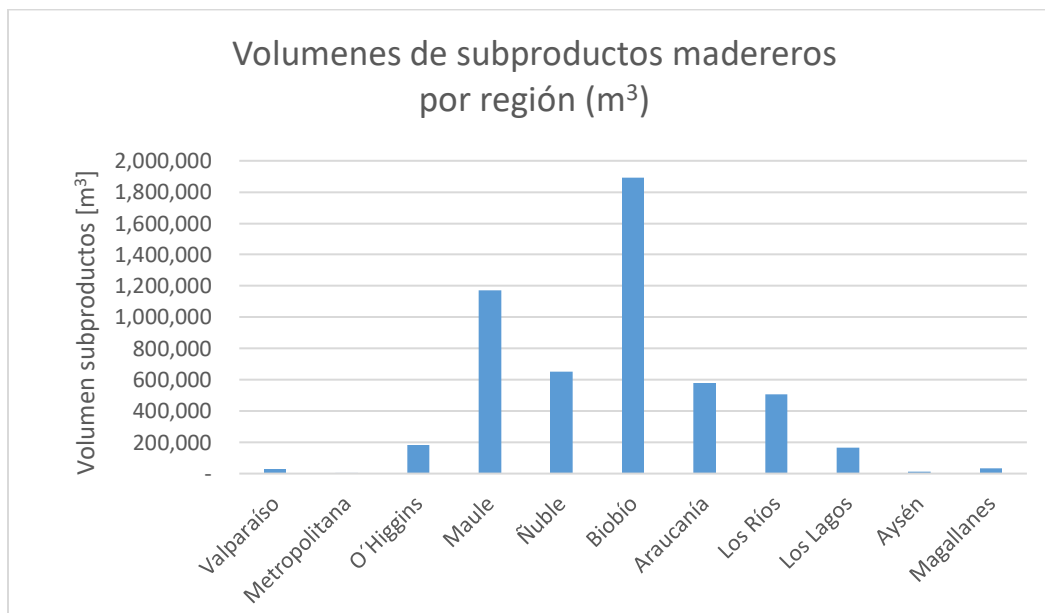


Figura 3.3: Volúmenes subproductos madereros según región (Gysling Caselli & Bañados M., 2021)

En base a las investigaciones realizadas, se ha observado que el **68,6%** se comercializa, mientras que el 29,2% de los subproductos son utilizados para autoconsumo, esta línea se mantiene para casi todas las clases de subproductos, a **excepción** de las virutas y los despuntes, para los cuales la utilización de estos para autoconsumo es preponderante sobre la comercialización, la distribución de los usos/destinos finales de los distintos subproductos madereros son presentados en la siguiente figura (Gysling Caselli & Bañados M., 2021):

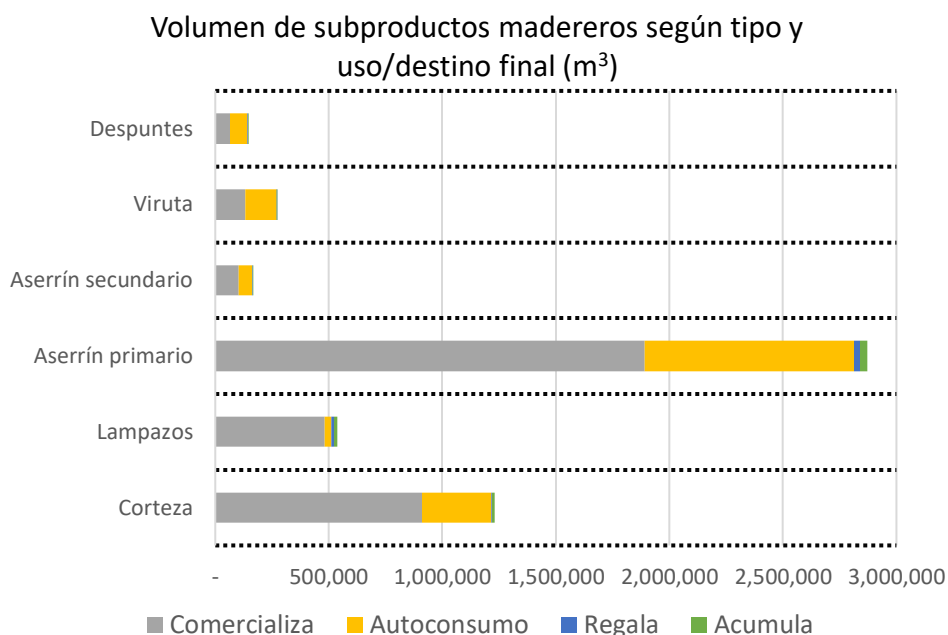


*Figura 3.4: Destino final de los distintos subproductos madereros de la industria del aserrío (Gysling Caselli & Bañados M., 2021)*

Dado los extensos volúmenes de aserrín primario, sumado a los estudios previos que avalan su viabilidad técnica para el proceso de gasificación, el presente proyecto considera el uso de esta biomasa para la planta productora de amoníaco. Si bien el aserrín primario puede provenir desde distintas fuentes biomásicas, para el presente estudio se considera el aserrín producido a partir de pino radiata, esta elección se fundamenta considerando que el pino radiata una de las principales especies plantadas para la industria forestal del país (Gysling Caselli & Bañados M., 2021).

A continuación, se presenta el desglose para los usos/destinos que tiene el aserrín primario a nivel nacional, en donde destacan sus usos en procesos de secado, planta de cogeneración y planta de pellets con fines de autoconsumo, y, por otro lado, su comercialización principalmente a empresas de cogeneración y combustibles.

| Destino/uso subproducto | Volumen (m <sup>3</sup> ) | Porcentaje (%) |
|-------------------------|---------------------------|----------------|
| Empresa de cogeneración | 778.636                   | 27,1%          |
| Combustible             | 585.188                   | 20,4%          |
| Intermediarios          | 293.083                   | 10,2%          |
| Empresas de pellets     | 118.326                   | 4,1%           |
| Plantas de tableros     | 106.931                   | 3,7%           |
| Otros                   | 8.489                     | 0,3%           |
| <b>Comercializa</b>     | <b>1.890.653</b>          | <b>65,8%</b>   |
| Secado                  | 761.254                   | 26,5%          |
| Planta de cogeneración  | 121.126                   | 4,2%           |
| Planta de pellets       | 36.298                    | 1,3%           |
| Otros                   | 2.634                     | 0,1%           |
| <b>Autoconsume</b>      | <b>921.312</b>            | <b>32,1%</b>   |
| Comunidad               | 9.646                     | 0,3%           |
| Criadero de animales    | 8.098                     | 0,3%           |
| Camioneros-ganado       | 4.052                     | 0,1%           |
| Otros                   | 7.258                     | 0,3%           |
| <b>Regala</b>           | <b>29.054</b>             | <b>1,0%</b>    |
| <b>Acumula</b>          | <b>31.972</b>             | <b>1,1%</b>    |
| <b>TOTAL</b>            | <b>2.872.991</b>          | <b>100%</b>    |

Figura 3.5: Desglose según destino y/o uso final de aserrín primario (Gysling Caselli & Bañados M., 2021)

Si se realiza el desglose por región, observamos que la región del Biobío, Araucanía y Los Ríos, son las potenciales regiones que podrían abastecer la biomasa del proyecto considerando lo que es regalado y acumulado.

Si se consideran los volúmenes de comercialización como los asociados al suministro de aserrín es la región del Biobío la que presenta mayores cantidades de biomasa comercializada. Si bien los volúmenes regalados/acumulados no dejan de ser considerables, el presente proyecto considera la adquisición mediante compra del aserrín primario a gasificar.

| Región                 | Comercializa | Autoconsumo | Regala | Acumula | Total     |
|------------------------|--------------|-------------|--------|---------|-----------|
| Región de O'Higgins    | 94.395       | 694         | -      | 1.296   | 96.386    |
| Región del Maule       | 478.906      | 99.137      | 1.554  | 2.878   | 582.475   |
| Región de Ñuble        | 233.330      | 124.955     | 561    | 543     | 359.389   |
| Región de Biobío       | 771.614      | 390.369     | 3.066  | 8.414   | 1.173.463 |
| Región de la Araucanía | 151.494      | 141.805     | 12.684 | 6.402   | 312.385   |
| Región de Los Ríos     | 119.002      | 117.450     | 5.251  | 5.727   | 247.430   |
| Total                  | 1.848.743    | 874.409     | 23.117 | 25.260  | 2.771.528 |

Figura 3.6: Destinos finales aserrín primario en principales regiones (Gysling Caselli & Bañados M., 2021)

En base a esto, se toma la disponibilidad de la biomasa, principal materia prima, como uno de los criterios claves para la localización de la planta productiva, la cual considera su **emplazamiento en la región del Biobío**.

### 3.1.2 Caracterización de biomasa

Uno de los factores determinantes en el proceso de gasificación es la composición de las materias primas, en donde la correcta caracterización de esta permitirá una adecuada predicción del gas formado en el proceso, por esta razón, contar con información sobre los distintos análisis es crucial en el diseño del proceso. Se presentan a continuación, los resultados de análisis de caracterización realizados a aserrín de pino (Lv y otros, 2004):

Tabla 3.1 Análisis aproximado aserrín de pino (Lv y otros, 2004)

| Análisis aproximado    |        |
|------------------------|--------|
| %Humedad (base húmeda) | 54,55% |
| Materia volátil        | 81,00% |
| Carbón fijo            | 18,50% |
| Cenizas                | 0,50%  |

Tabla 3.2:Ultimate análisis aserrín de pino (Lv y otros, 2004)

| Ultimate análisis (base seca) |        |
|-------------------------------|--------|
| C                             | 51,26% |
| H                             | 5,54%  |
| O                             | 42,29% |
| N                             | 0,18%  |
| S                             | 0,23%  |
| ASH                           | 0,50%  |

Por otro lado, la caracterización de la granulometría es necesaria para el diseño del gasificador de lecho fluidizado, ya que, como se explicará posteriormente, el diámetro de partícula tiene gran incidencia en el diseño del reactor. La granulometría de la biomasa a utilizar se basa en estudios previos realizados a aserrín de pino, cuyos resultados se presentan a continuación:

Tabla 3.3: Granulometría aserrín de pino (Cea Muñoz, 2003)

| Tamaño       | Promedio [mm] |
|--------------|---------------|
| <0,25        | 2,4           |
| >0,25;<0,425 | 5,4           |
| >0,425;<1,00 | 23,2          |
| >1,00;<1,40  | 16,6          |
| >1,40;<2,00  | 17,9          |
| >2,00;>2,80  | 13,2          |
| >2,80;3,35   | 4,8           |
| >3,35;<4,75  | 7,7           |
| >4,75        | 8,7           |

A partir de estos valores se calcula el diámetro promedio de partícula mediante:

$$\overline{d_p} = \frac{1}{\sum \left( \frac{x_i}{d_{pi}} \right)} \quad (\text{ec. 9})$$

Obteniéndose un valor de  $\overline{d_p}=1,022$  [mm].

### 3.1.3 Suministro de plásticos

Se plantea el suministro de plástico proveniente de una planta recuperadora de residuos, siendo los principales materiales con los cuales se mezclará la biomasa polietileno de baja densidad y polipropileno; se propone en primer lugar la obtención de estos plásticos mediante acuerdos de compra a plantas recicladoras de residuos sólidos.

### 3.1.4 Caracterización de plásticos

Al igual que con la biomasa, se utilizan datos bibliográficos para la determinación de la composición del plástico, la cual, al realizarse el blending con la biomasa, incidirá en la formación de los distintos productos de gasificación. Se presentan a continuación los análisis realizados a ambos plásticos a gasificar, el polipropileno y el polietileno:

*Tabla 3.4: Análisis aproximado y Ultimate a plásticos (Saebea y otros, 2020)*

| <b>Caracterización Plásticos</b> |        |        |
|----------------------------------|--------|--------|
| Plástico                         | PE     | PP     |
| <b>Análisis aproximado</b>       |        |        |
| %Humedad (wt%)                   | 0,02%  | 0,00%  |
| Carbono fijo                     | 0,0%   | 0,0%   |
| Materia volátil                  | 99,9%  | 99,3%  |
| Cenizas                          | 0,2%   | 0,000% |
| <b>Análisis final</b>            |        |        |
| Carbono fijo                     | 85,81% | 86,42% |
| Hidrógeno                        | 13,86% | 12,28% |
| Oxígeno                          | 0,00%  | 0,00%  |
| Nitrógeno                        | 0,12%  | 0,72%  |
| Azufre                           | 0,21%  | 0,58%  |

El proyecto considera el uso de una mezcla 50% propileno y 50% polietileno.

### 3.2 Recepción materias primas

Debe haber un manejo adecuado de la biomasa, esto implica los tratamientos necesarios desde que es comprada al proveedor hasta que pasa a los posteriores procesos de pretratamiento y gasificación. El sistema de manejo de biomasa se puede clasificar en los siguientes componentes (Asbu, 2010):

- Recepción.
- Almacenamiento y cribado.
- Alimentación.

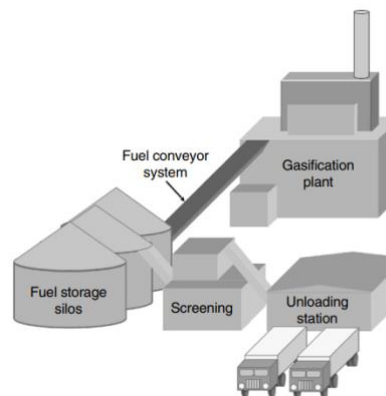


Figura 3.7.Recepción de la biomasa (Asbu, 2010)

Dentro de la logística que implica el uso de biomasa para su posterior integración en procesos energéticos/productivos, lo más importante vendría siendo el correcto almacenamiento de esta materia prima, etapa para la cual la biomasa debe protegerse de condiciones ambientales que la humidifiquen, debido a consecuencias negativas que puede traer consigo un exceso de agua, principalmente debido a la intensidad energética requerida en los posteriores proceso de secado y/o gasificación, requiriéndose mayor energía para la eliminación de la humedad presente en la alimentación. La forma de almacenamiento que se utiliza comúnmente para la biomasa es mediante el uso de silos (Asbu, 2010). El presente proyecto considera el uso de dos silos de 8000 [m<sup>3</sup>] para el almacenamiento de biomasa, logrando de esta manera, tener un suministro adecuado que asegure la continuidad operacional del proceso por al menos 3 meses. Se presentan las dimensiones de los silos seleccionados para el proyecto (Prado Silos, 2023):

Tabla 3.5. Especificación silos para almacenamiento biomasa (Prado Silos, 2023)

| Especificación            | Valor   |
|---------------------------|---------|
| Modelo                    | FS75-16 |
| Diámetro                  | 22,74   |
| Altura cilindro [m]       | 17,73   |
| Altura techo [m]          | 6,52    |
| Volumen [m <sup>3</sup> ] | 8083    |

Dada la baja higroscopicidad que presentan los plásticos seleccionados, su almacenamiento no debe ser tan riguroso como lo es el almacenamiento de biomasa.

En cuanto al transporte de estas materias primas, dentro de la planta lo más común es el uso de correas transportadoras o alimentación mediante tornillos sinfín, los cuales permiten un adecuado transporte interno de las distintas materias primas. La selección de las correas transportadoras se realiza en base al

largo e inclinación que deben poseer estos equipos con el fin de dar suministro a las distintas líneas de la planta, la potencia de los motores asociados a las correas transportadoras se puede estimar mediante (Zomosa, 1984):

$$HP_{correas} = TPH * L_{correa} * 0,004 * C_{correa} \quad (ec.10)$$

Donde el factor C dependerá del tipo de material que se está transportando, para la biomasa a trasladar se utiliza un factor equivalente a 1 (Zomosa, 1984).

Por otro lado, se opta por el uso de elevadores de capachos para el movimiento de las materias primas hasta los silos, esto considerando la gran altura a las cuales se deben elevar las materias primas (18 [m]). La potencia requerida por los elevadores de capachos puede estimarse mediante la siguiente ecuación (Zomosa, 1984):

$$H_{capacho} = \frac{TPH * 2 * H_{capacho}}{1000} \quad (ec.11)$$

### 3.3 Acondicionamiento materias primas

#### 3.3.1 Secado biomasa

Como se ha mencionado anteriormente, es imprescindible retirar la humedad presente en la biomasa antes de la entrada al gasificador, por lo que debe existir una etapa de secado previa a la gasificación. De no ser así, podrían existir problemas como ineficiencia energética, ya que se destinaría más energía en el gasificador para la eliminación de la humedad presente, además de traer consigo una mayor formación de alquitranes, producto indeseado de la gasificación, ya que la presencia de estos puede traer consigo problemas operacionales como obstrucciones en el proceso sumado a un menor rendimiento en la producción de hidrógeno.

La biomasa recién cortada puede tener hasta un 40 a 60% de humedad superficial, sin embargo, para la gasificación térmica se requieren humedades cercanas a un 10 a 20% (base húmeda), razón por la cual el acondicionamiento de la materia prima se vuelve necesario, más aun considerando las propiedades higroscópicas de la biomasa (Asbu, 2010). La materia prima utilizada para el proceso de gasificación, el aserrín primario, posee contenidos de humedad cercanos al **55%** en base húmeda según caracterizaciones realizadas (Cea Muñoz, 2003)

A la hora de diseñar los sistemas de secado uno de los parámetros más importantes de diseño es la temperatura del gas caliente que se utilizará para secar, es importante no someter a la biomasa a temperaturas demasiado elevadas para evitar reacciones indeseadas, principalmente en la superficie exterior. Otro parámetro relevante es la cantidad de oxígeno, el cual se debe mantener por debajo del 10% en concentración para evitar un riesgo de explosión en la secadora.

El proceso de secado seleccionado corresponde a un secador rotatorio el cual permitirá una reducción desde 55 a 10% de humedad en base húmeda mediante la inyección de aire caliente proveniente de una estufa. El diagrama asociado al proceso de secado se representa en la siguiente figura:

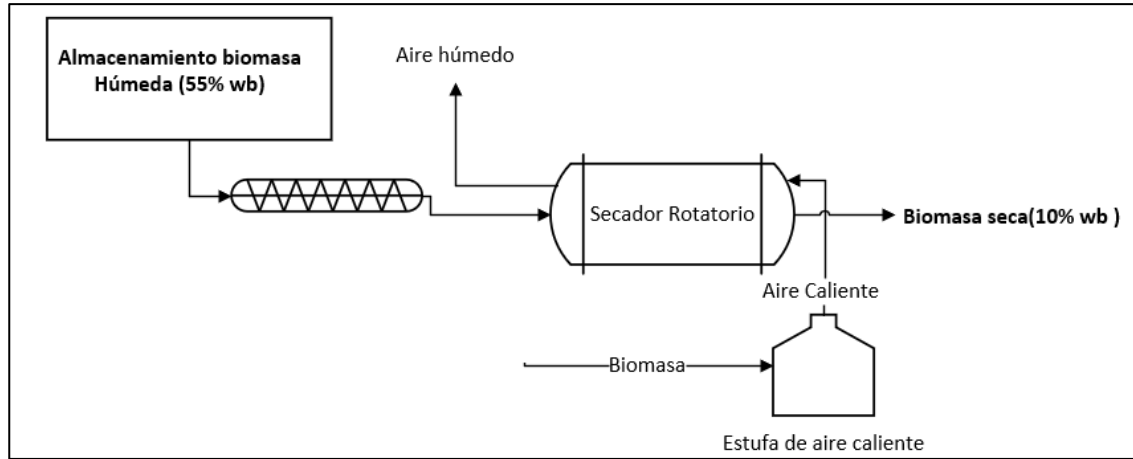


Figura 3.8: Acondicionamiento de la biomasa mediante secado (Elaboración propia)

El diseño del secador depende principalmente del calor requerido para la eliminación de la humedad deseada, el cual puede estimarse mediante (Zomosa, 1984):

$$Q_{\text{secador}} = M \cdot C_p (T_s - T_e) + E \cdot 660 \quad (\text{ec.12})$$

A partir del calor requerido y las condiciones de entrada del aire, dadas por el entorno en el cual se ubica la planta, es posible calcular el flujo requerido de aire para el proceso de secado, el cual se puede obtener mediante la siguiente expresión (Zomosa, 1984):

$$G = \frac{Q_{\text{secador}}}{0,24 \cdot (T_e - T_s)} \quad (\text{ec.13})$$

Se considera una temperatura de salida de 80 [°C] para el aire.

La determinación de estas variables de operación, servirán para la posterior selección del secador. Para el caso de un secador rotatorio, los cuales se utilizan generalmente para el secado de grandes volúmenes de materias primas, como lo es la biomasa, las dimensiones más cruciales son el largo, el diámetro del equipo y también el consumo de combustible requerido por este. Estas dimensiones y requerimientos se estiman mediante las siguientes relaciones (Zomosa, 1984):

Diámetro del secador:

$$D_{\text{secador}} = \sqrt{\frac{G}{0,785 \cdot G_s}} \quad (\text{ec.15})$$

Largo del secador:

$$L = \frac{Q_{\text{secador}}}{0,68 \cdot D_{\text{secador}} \cdot (G_s)^{0,67} \cdot LMTD} \quad (\text{ec.16})$$

Se puede determinar el Consumo de combustible dependiendo del calor requerido y la capacidad calorífica del combustible utilizado (Zomosa, 1984):

$$C_c = \frac{Q_{\text{secador}} * 1,2}{Hv} \quad (\text{ec.17})$$

En base a los flujos de biomasa a secar, se opta por un secador rotatorio alimentado con aire previamente calentado mediante combustión de biomasa para mantener las condiciones de carbono-neutralidad del proyecto. Las especificaciones del secador junto con sus requerimientos energéticos para el secado se presentan a continuación:

*Tabla 3.6: Especificación secador rotatorio seleccionado para secado de biomasa (Belong, 2023)*

| Especificación              | Valor     |  |
|-----------------------------|-----------|--|
| Modelo                      | BLZH-1500 |  |
| Fuerza [kW]                 | 22        |  |
| Capacidad [ton/h]           | 3-8       |  |
| Velocidad de rotación [RPM] | 3-8       |  |
| Degradado                   | 3-5 °     |  |

| Requerimientos energéticos secador   |        |           |
|--------------------------------------|--------|-----------|
| Capacidad calorífica combustible(Hv) | 17.038 | [kJ/kg]   |
| Potencia eléctrica                   | 22     | [kW]      |
| Caudal de aire requerido             | 27.716 | [kg/h]    |
| Combustible requerido                | 432    | [kg bm/h] |
| Co2 generado por combustión          | 647    | [kg/h]    |

Para más información sobre el balance de energía en el secador, consultar Anexo 2: Consideraciones estudio técnico

### 3.3.2 Trituración plásticos

Previo al proceso de mezcla de las materias primas a gasificar, se debe llevar la granulometría del plástico a rangos similares a los de la biomasa, cumpliendo de esta manera con los criterios establecidos en el gasificador de lecho fluidizado diseñado. Para la disminución del tamaño de partícula de los plásticos utilizados se hace uso de una trituradora industrial, la cual permitirá llevar el material hasta tamaños cercanos a 1 [mm], para la selección de la trituradora se utiliza como criterio la capacidad que debe tener esta y el tamaño de salida que logran alcanzar las cuchillas. Se presentan a continuación las especificaciones de la trituradora a utilizar:

Tabla 3.7: Especificaciones trituradora para plásticos (Impocom Chile Spa, 2023)

| Especificación              | Valor                          |
|-----------------------------|--------------------------------|
| Modelo                      | IMP-1000                       |
| Capacidad [ton/h]           | 2-3                            |
| Tamaño de la cámara (m)     | 1004*750                       |
| Velocidad de rotación [RPM] | 3-8                            |
| Modelo de reducción         | ZSY Hard Tooth surface reducer |

### 3.4 Proceso de gasificación

#### 3.4.1 Balance de Materia

A continuación, se detallan algunos conceptos necesarios para el diseño del gasificador: Uno de los parámetros importantes es la potencia de salida requerida,  $Q$  (MWth), a partir de este se realiza **una estimación de la biomasa requerida** y la cantidad de **agente gasificante**. El caudal de gas generado en el gasificador puede calcularse mediante (Asbu, 2010):

$$V_g = \frac{Q}{LHV_g} \left[ \frac{Nm^3}{s} \right] \quad (ec.18)$$

Donde  $LHV_g$  es lower heating value LHV es la cantidad de energía disponible en un combustible cuando se libera el calor de la reacción de combustión, pero no se tiene en cuenta la energía necesaria para vaporizar el agua presente en los productos de combustión.

El valor neto de LHV puede ser calculado a partir de la composición de la alimentación (Asbu, 2010):

$$LHV_{bm} = HHV_{daf} - 20300 \times H_{daf} - 2260 M \quad (ec.19)$$

En donde el  $HHV_{daf}$  se calcula mediante:

$$HHV_{daf} = HHV_d \left( \frac{1 - M}{1 - ASH - M} \right) \quad (ec.20)$$

El sufijo d y daf hacen referencia a material seco y libre de humedad y cenizas respectivamente.  $M$  es la fracción de humedad; y  $ASH$  corresponde a la fracción de cenizas en el combustible.

El ultimo parámetro requerido corresponde al valor calorífico mayor, el cual generalmente se mueve entre 18 hasta 21 MJ/kg. Este parámetro puede ser calculado como (Asbu, 2010):

$$HHV_d = 0,3491 C + 1,1783 H + 0,1005 S - 0,0151 N - 0,1034 O - 0,0211 ASH \quad (ec.21)$$

De esta manera se puede estimar el calor requerido en el equipo para el flujo de alimentación con el cual se trabaja.

Otra variable de suma relevancia es la cantidad de agente gasificante que se inyectará al gasificador para la correcta gasificación, para esto, es necesario introducir de manera previa el concepto de **radio de equivalencia (ER)**, este parámetro indica la fracción del aire estequiométrico que se está inyectando al equipo. El radio de equivalencia dependerá del tipo de proceso que quiera llevarse a cabo, por ejemplo,

en el caso de una pirolisis, el radio de equivalencia es nulo, dado que es un proceso realizado en ausencia de oxígeno como agente gasificante, por otro lado, para un proceso de combustión completa, el ER debe ser mayor a 1 para favorecer la correcta conversión térmica de los productos.

Para un proceso de **gasificación este radio generalmente se ubica entre 0,2 y 0,3**; de esta manera se asegura la pirolisis en ausencia de oxígeno en ciertas zonas del reactor, pero al mismo tiempo se entregan condiciones para que exista combustión, lo cual entrega calor para la autosuficiencia del reactor y crea condiciones de oxidación para la aparición de ciertos productos (Asbu, 2010).

Para calcular el oxígeno requerido se debe pensar en la oxidación de todos los componentes de la biomasa, por ejemplo, para la combustión completa del carbono presente en la biomasa, se requieren 32 [kg] de oxígeno (1 mol) por 12 [kg] (1 mol) de carbono, lo cual se puede visualizar según la siguiente reacción:



Bajo la misma consigna, debe oxidarse todo el azufre presente:



Y la reacción con hidrógeno:



Por lo tanto, el oxígeno requerido estequiométricamente, en términos de masa puede calcularse como:

$$O_{2,\text{estequiométrico}} = \frac{32}{12}C + S + 8H - O \quad (\text{ec.25})$$

La cantidad de vapor utilizado generalmente para la conversión a hidrógeno se mide mediante la razón S/C (molar), generalmente se usan radios entre 1 y 2,5 (razonablemente). Por esta razón, se calcula en primer lugar la cantidad de carbono presente en la composición de la alimentación, para posteriormente calcular el requerimiento de vapor, el cual como se destacó en el capítulo previo, es fundamental para la producción de hidrógeno, razón por la cual, la elección de este parámetro se realiza mediante la optimización de la aparición de hidrógeno en el reactor, procurando de igual manera no utilizar flujos excesivamente grandes.

El diagrama presentado a continuación permite visualizar las corrientes de entrada y salida en el gasificador como una caja negra:

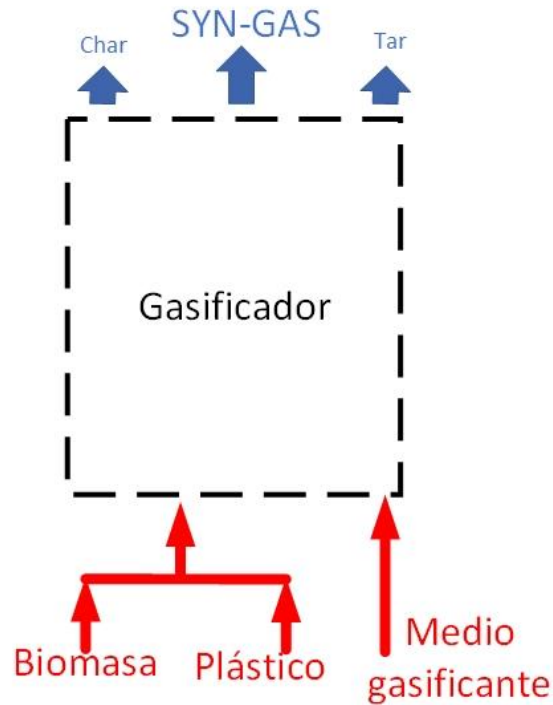


Figura 3.9: Balance de materia gasificador. Elaboración propia

Definidos los flujos de entrada al gasificador, se pueden realizar aproximaciones de la composición del gas producido en el reactor, si bien se reconoce en cierta medida las reacciones implicadas en el proceso de gasificación, la gran cantidad de reacciones simultaneas vuelve un problema complejo la predicción del avance de cada una por separado. Por esta razón, el presente estudio considera el uso de modelos de equilibrio termodinámicos, específicamente, la minimización de la energía libre de Gibbs en el sistema bajo estudio, en donde solamente se requiere información de la corriente de alimentación al equipo (Asbu, 2010).

La energía libre de Gibbs, ( $G_{total}$ ) para el proceso de gasificación se calcula de la siguiente manera, para las  $N$  especies presentes en el gas de síntesis (Asbu, 2010):

$$G_{total} = \sum_{i=1}^N n_i \Delta G_{f,i}^0 + \sum_{i=1}^N n_i RT \ln\left(\frac{n_i}{\sum n_i}\right) \quad (ec.26)$$

Donde  $\Delta G_{f,i}^0$  corresponde a la energía libre de Gibbs para la formación de las especies de subíndice  $i$  a la presión estándar (1 bar).

La minimización de la energía libre de Gibbs debe realizarse considerando el balance de materia en el sistema, balance que, para el presente caso se realiza a partir de los átomos contenidos en las distintas

especies, se realiza el recuento de átomos en las corrientes de entrada: y salida mediante la siguiente sumatoria (Asbu, 2010):

$$\sum_{i=1}^N a_{i,j} n_i = A_j \quad (\text{ec.27})$$

Donde  $a_{i,j}$  es el número de átomos del j-ésimo elemento en la i-ésima especie, y  $A_j$  corresponde al número total de átomos de átomos del j-ésimo elemento. La cantidad de moles correspondiente a cada especie formada se calcula a partir de la ecuación de la energía libre de Gibbs previamente presentada. Dado que el problema se vuelve un problema de optimización (ec. 26), sometido a restricciones (ec. 27) este puede resolverse mediante multiplicadores de Lagrange, definiéndose la función (L) como (Asbu, 2010):

$$L = G_{total} - \sum_{j=1}^K \lambda_j \left( \sum_{i=1}^N a_{i,j} n_i - A_j \right) \left[ \frac{kJ}{mol} \right] \quad (\text{ec.28})$$

Dada la gran cantidad de especies formadas durante el proceso de gasificación, para efectos del balance realizado, se consideran solamente las principales especies para la optimización de la función Lagrangiana. Se tienen por lo tanto, las siguientes ecuaciones:

$$CH_4: \frac{\overline{\Delta G^0}_{CH_4}}{RT} + \ln \left( \frac{n_{CH_4}}{n_{total}} \right) + \frac{1}{RT} \lambda_c + \frac{4}{RT} \lambda_H = 0 \quad (\text{ec.29})$$

$$CO_2: \frac{\overline{\Delta G^0}_{CO_2}}{RT} + \ln \left( \frac{n_{CO_2}}{n_{total}} \right) + \frac{1}{RT} \lambda_c + \frac{2}{RT} \lambda_O = 0 \quad (\text{ec.30})$$

$$CO: \frac{\overline{\Delta G^0}_{CO}}{RT} + \ln \left( \frac{n_{CO}}{n_{total}} \right) + \frac{1}{RT} \lambda_c + \frac{1}{RT} \lambda_O = 0 \quad (\text{ec.31})$$

$$H_2: \frac{\overline{\Delta G^0}_{H_2}}{RT} + \ln \left( \frac{n_{H_2}}{n_{total}} \right) + \frac{2}{RT} \lambda_H = 0 \quad (\text{ec.32})$$

$$H_2O: \frac{\overline{\Delta G^0}_{H_2O}}{RT} + \ln \left( \frac{n_{H_2O}}{n_{total}} \right) + \frac{2}{RT} \lambda_H + \frac{1}{RT} \lambda_O = 0 \quad (\text{ec.33})$$

Cumplíendose las restricciones asociadas a los balances de masa por átomos considerando cada una de las especies.

### 3.4.2 Balance de energía

Los balances de energía son imprescindibles a la hora de diseñar un gasificador, principalmente debido a que gran parte de las reacciones de gasificación son de carácter endotérmico, sin embargo, existen reacciones de combustión que son capaces de entregar energía al sistema. Si observamos el gasificador

como una caja negra, es posible representar los flujos de energía como los presentados en el siguiente diagrama:

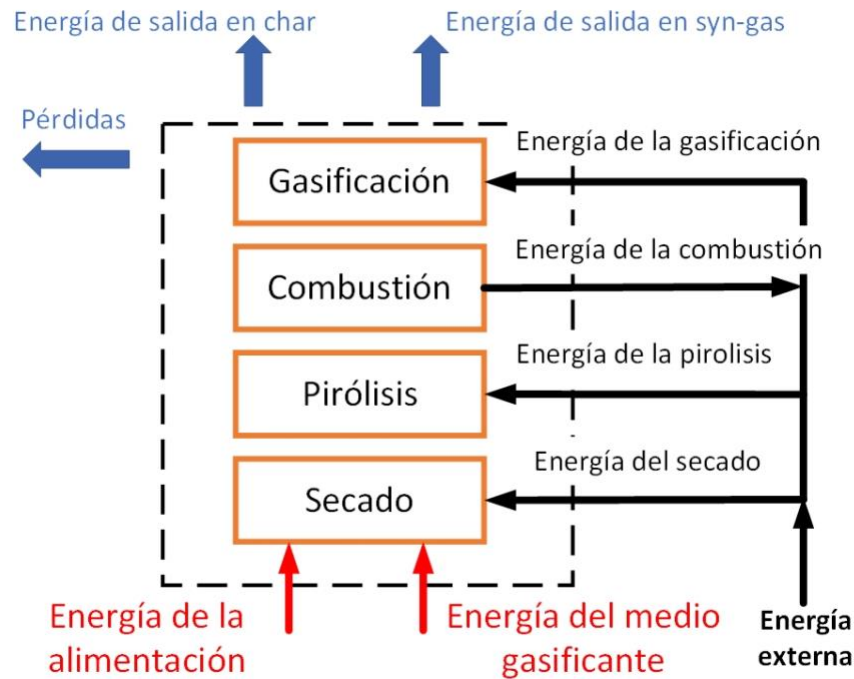


Figura 3.10: Balance de energía en gasificador. Elaboración propia a partir de (Asbu, 2010)

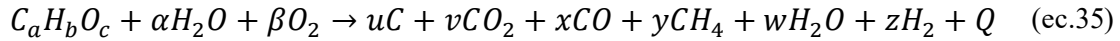
En base a esto, se plantea el siguiente balance de energía para el proceso de gasificación como (Asbu, 2010):

$$\begin{aligned}
 ACp_aT_0 + FCp_fT_0 + TPHxHHV + Q_{ext} & \quad (ec.34) \\
 = (C_{CO}V_{CO} + C_{CO_2}V_{CO_2} + C_{CH_4}V_{CH_4} + C_{H_2}V_{H_2} + C_{O_2}V_{O_2} \\
 + C_{N_2}V_{N_2})T_g + 1(1 - X_g)WH_g + P_cq_c + Q_{gasificación} + Q_{loss} \\
 + Q_{product}
 \end{aligned}$$

Donde para los flujos de entrada se considera A, el cual corresponde el flujo de oxígeno inyectado al equipo, W el flujo de vapor y F el flujo de biomasa alimentado, como también el termino asociado al calor suministrado/retirado en el equipo. Por otro lado, para las salidas de energía, se tienen los calores volumétricos específicos  $C_i$  y los flujos volumétricos  $V_i$  a la temperatura de salida del reactor  $T_g$ , también se considera calor asociado al vapor remanente, cantidad de char producido y su calor específico;  $P_c$  y  $q_c$ , respectivamente, calor de gasificación, pérdidas de calor y energía contenida en el gas de producto.

Los flujos contenidos en las corrientes de entrada y salida del gasificador pueden obtenerse a partir del balance de materia realizado en conjunto con las propiedades termodinámicas de las distintas especies, sin embargo, puede volverse un poco más engorroso el cálculo del calor de reacción. Lo primero será

analizar el calor de reacción requerido para la gasificación de 1 mol de biomasa ( $C_a H_b O_c$ ) utilizando como agentes gasificantes  $O_2$  y vapor de agua (Asbu, 2010):



Donde los valores de Alpha y beta corresponden a los parámetros S/C y O/C respectivamente

El calor de reacción debe ser calculado como la diferencia de entalpías entre productos y reactivos:

$$Q = \Delta H_r = H_{productos} - H_{reactivos} \quad (ec.36)$$

Para calcular el cambio de entalpía asociado a la reacción, se utilizarán las entalpías de formación a 25 °C para las distintas especies y los respectivos calores sensibles que hipotéticamente experimentan reactivos y productos:

$$\Delta H_T^0 = \Delta H_{298}^0 + \sum \left( \int_{298}^T \text{coef}_i \cdot C_{p,i} dT \right)_{product} - \sum \left( \int_{298}^T \text{coef}_j \cdot C_{p,j} dT \right)_{reactivo} \quad (ec.37)$$

Las propiedades termodinámicas referentes a los distintos compuestos, como lo son la capacidad calorífica y entalpía de formación, pueden consultarse en el Anexo N°2.

Calculado el calor de reacción, en conjunto con los demás flujos de entrada y salida de energía al reactor es posible la obtención del calor requerido por suministrar/retirar en el equipo, el cual es posible de despejar a partir de la ec.34.

### 3.4.3 Dimensionamiento reactor

Se presentan a continuación algunas consideraciones para el dimensionamiento del gasificador:

Uno de los parámetros más relevantes es el área cruzada de flujo,  $A_b$ , el cual corresponde al cociente entre el flujo volumétrico de gas producido sobre la velocidad de fluidización, esto a la temperatura y presión de operación (Asbu, 2010):

$$A_b = \frac{V_g}{U_g} \quad (ec.38)$$

La velocidad de fluidización mínima corresponde a la velocidad en la cual la caída de presión es la suficiente para mantener las partículas suspendidas dentro del lecho. La velocidad dependerá del tamaño de partícula de la alimentación al reactor y la densidad, para ello se realiza una clasificación de las partículas según su tamaño; La clasificación Geldart permite conocer la diferencia de densidad que se tendrá entre las partículas sólidas y el medio gasificante, distinguiendo cuatro grupos, siendo los más importantes en la gasificación de la biomasa los grupos B y D, los cuales presentan como principal característica que la velocidad de aparición de burbujeo o velocidad mínima de burbujeo ( $U_{mb}$ ) es equivalente a la velocidad mínima de fluidización (Marrupe Aceituno).

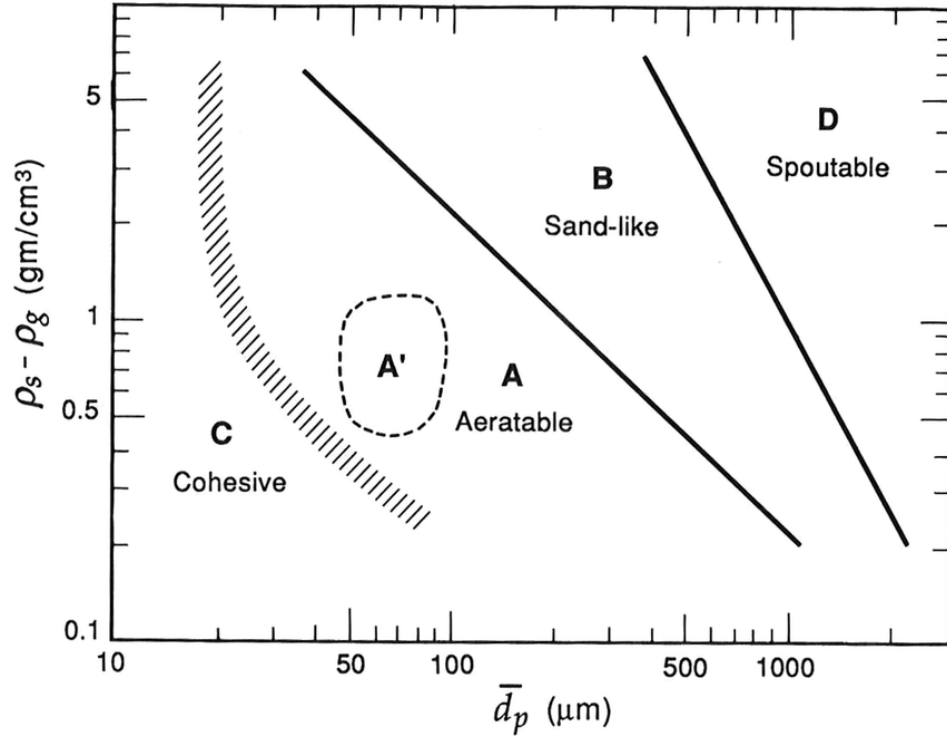


Figura 3.11: Clasificación Geldart para partículas (Khawaja, 2015)

Para el cálculo de la velocidad mínima de fluidización se utilizará la ecuación de Ergun, la cual permite relacionar la velocidad del gas con la pérdida de carga (Marrupe Aceituno):

$$\frac{\Delta P}{L_g} = 150 \frac{(1 - \varepsilon)}{\varepsilon^3} \frac{\mu_g U_0}{(\phi_s d_p)^2} + 1,75 \frac{(1 - \varepsilon)}{\varepsilon^3} \frac{\rho_g U_0^2}{\phi_s d_p} \quad (\text{ec.39})$$

Además, la pérdida de carga en un lecho fluidizado será igual al peso de la columna de partículas del lecho (Marrupe Aceituno):

$$\frac{\Delta P_{bed}}{L_g} = (1 - \varepsilon_{mf})(\rho_p - \rho_g) \cdot g \quad (\text{ec.40})$$

Finalmente, igualando ambas expresiones (Mota, 2013):

$$(1 - \varepsilon_{mf})(\rho_p - \rho_g) \cdot g = \frac{\Delta P_{bed}}{L_g} = 150 \frac{(1 - \varepsilon)}{\varepsilon^3} \frac{\mu_g U_0}{(\phi_s d_p)^2} + 1,75 \frac{(1 - \varepsilon)}{\varepsilon^3} \frac{\rho_g U_0^2}{\phi_s d_p} \quad (\text{ec.41})$$

A partir de esta expresión es posible despejar la velocidad mínima de fluidización ( $U_0$ ) mediante métodos iterativos, conociendo las demás variables.

A partir de las propiedades del material a gasificar (biomasa + plásticos) y a las propiedades del agente gasificante ( $O_2$  + vapor), se definen 2 variables adimensionales, cuyo valor servirá para la elección del tipo

de fluidización que se debe llevar a cabo tomando como referencia parámetros bibliográficos. Estas variables son (Kunii & Levenspiel, 1991):

$$u^* = u \left[ \frac{\rho_g^2}{\mu(\rho_s - \rho_g)g} \right]^{1/3} = 0,18 \quad (\text{ec.42})$$

$$d^* = d_p \left[ \frac{\rho_g(\rho_p - \rho_g)g}{\mu^2} \right]^{1/3} = 8,98 \quad (\text{ec.43})$$

A partir de esto se puede definir el tipo de reactor de lecho fluidizado que se debe escoger, el cual se selecciona con ayuda del diagrama realizado por Kunii y Levenspiel, optándose finalmente por un reactor de lecho fluidizado burbujeante (BFB):

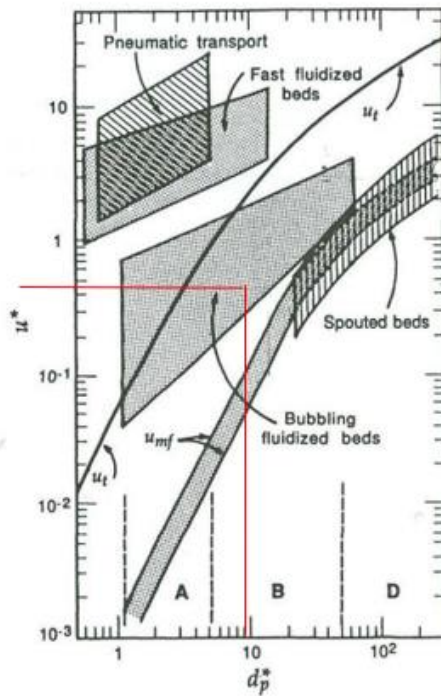


Figura 3.12: Diagrama elección reactor de lecho fluidizado (Kunii & Levenspiel, 1991)

La altura máxima del lecho por debajo de la cual el lecho burbujeará libremente puede calcularse a partir de la siguiente expresión (Mota, 2013):

$$H_{fb} = \frac{D - 2,5 ID^{0,2}}{0,13D^{0,47}} \quad (\text{ec.44})$$

Para la altura total del gasificador se utiliza la siguiente expresión (Mota, 2013):

$$L_g = \frac{\tau \cdot Q}{\left(\frac{\pi}{4}\right) d^2} \quad (\text{ec.45})$$

Algo fundamental, es el tiempo de residencia, este se define a partir de bibliografía como la de Wang, ya que su predicción de manera teórica es compleja y debe someterse a diseños experimentales, esto principalmente considerando que las reacciones químicas se producen muy rápidamente (es decir, los índices de conversión de todas las especies cambian significativamente) durante los primeros 20 [s]. A partir de los 20-40 [s], las reacciones químicas se aceleran. Finalmente, posterior a los 40 [s], las reacciones químicas se producen con relativa lentitud efectuándose cambios despreciables. Esto ocurre por las siguientes razones (a) las concentraciones de los reactivos gaseosos disminuyen, (b) la superficie total del carbón disminuye debido al consumo de carbono, y (c) la temperatura del carbón disminuye consumo de carbono y las reacciones superficiales se inhiben a medida que más superficie de carbono está cubierta por H<sub>2</sub> y CO. Las especies no cambian significativamente después de 40 [s]. (Wang, 1997). Para el diseño de gasificador se utiliza un tiempo de residencia de 30 [s].

#### 3.4.4 Altura del gasificador:

La altura total del gasificador se debe diseñar considerando la altura del lecho y la zona freeboard. La altura del lecho es uno de los parámetros más importantes de diseño, las reacciones de gasificación gas-sólido ocurren de manera más lenta que las de combustión, razón por la cual, se debe dar lugar a que exista espacio para la reacción. Algunos factores a tener en cuenta son el costo del equipo; alturas mayores pueden traer consigo mayores eficiencias, pero traen consigo un mayor CAPEX y también mayores caídas de presión (Asbu, 2010).

Para escoger un tiempo de residencia apropiado para todas las eventuales reacciones, se toma como referencia la conversión del char en los subsecuentes gases, este supuesto se toma debido a que la conversión del char es la reacción más lenta de todas las implicadas en el proceso de gasificación. Para este supuesto se toman como condiciones un factor de reactividad de 1 y un mezclamiento perfecto de los sólidos dentro del gasificador. A partir de esto, se puede expresar el volumen del lecho como:

$$V_{bed} = \frac{W_{out}\theta}{\rho_b} \quad (ec.46)$$

Donde:

$W_{out}$ = Flujo de char no reaccionado [kg/s].

$\rho_b$ = Densidad del lecho [kg/m<sup>3</sup>].

$\theta$ = Tiempo de residencia del char en el lecho [s].

Finalmente, puede calcularse la altura del lecho dividiendo el volumen del lecho por el área de flujo cruzado:

$$H_{bed} = \frac{V_{bed}}{A_b} \quad (ec.47)$$

Sumado a lo anterior, pueden calcularse otros parámetros de diseño como lo son caídas de presión, diámetros de orificios y número de orificios requeridos, los cuales se calculan mediante las correlaciones presentadas a continuación:

Caída de presión por lecho y por plato (Basu, Combustion And Gasification In Fluidized Beds, 2006) y (Kunii & Levenspiel, 1991):

$$\Delta P_{dis} = 0,3 * P_{bed} \quad \Delta P_{bed} = \rho_p (1 - \epsilon_{mf}) H_{fb} g \quad (ec.48)$$

Velocidad del gas por agujeros (Kunii & Levenspiel, 1991):

$$U_{or} = C_D \sqrt{\frac{2\Delta P_{dis}}{\rho_g}} \quad (ec.49)$$

Número de orificios (Kunii & Levenspiel, 1991):

$$N_{or} = \left(\frac{U_o}{U_{or}}\right) \left(\frac{4}{\pi d_{or}^2}\right) \quad (ec.50)$$

Se presentan los valores obtenidos para el diseño del gasificador y respectivo plato distribuidor asociado:

*Tabla 3.8: Parámetros de diseño gasificador de lecho fluidizado burbujeante (BFB) requerido. Elaboración propia*

| Tabla: Parámetros reactor de fluidización |      |       | Tabla: Parámetros Plato distribuidor gasificador |        |        |
|-------------------------------------------|------|-------|--------------------------------------------------|--------|--------|
| Velocidad mínima de fluidización          | 0,08 | [m/s] | Caída de presión en el lecho                     | 2,53   | [kPa]  |
| Velocidad de fluidización                 | 0,19 | [m/s] | Diámetro del orificio                            | 3,07   | [mm]   |
| Porosidad del lecho                       | 0,70 | [-]   | Caída de presión en el distribuidor              | 0,76   | [kPa]  |
| Diámetro de la zona del lecho             | 1,35 | [m]   | Velocidad pasando por el orificio                | 49,06  | [m/s]  |
| Área de flujo cruzado                     | 5,71 | [m²]  | Número de orificios específicos                  | 510,31 | [1/m²] |
| Altura del lecho                          | 0,77 | [m]   | Pitch de arreglo triangular                      | 0,020  | [m]    |
| Altura reactor                            | 3,70 | [m]   |                                                  |        |        |

Para más información referente al diseño del gasificador puede consultarse el *Anexo 2: Consideraciones estudio técnico*

### 3.4.5 Catalizador proceso de gasificación

El proceso de gasificación en el reactor de lecho fluidizado considera el uso de dolomita calcinada como catalizador, este supuesto se utiliza considerando la gran cantidad de estudios previos que garantizan la viabilidad y eficiencia que posee este gasificador, principalmente en procesos que se enfoquen en maximizar la producción de hidrógeno.

Se considera el uso de 30 [g] de catalizador por [kg] de alimentación al reactor (Lv y otros, 2004).

### 3.5 Limpieza Syn-gas

Tal como se ha presentado anteriormente, los productos de gasificación no se limitan simplemente al gas de síntesis, producto de interés, sino que también da lugar a la formación de múltiples productos, los cuales son indeseados en el presente proyecto. Estos subproductos de gasificación son (Asbu, 2010):

- Partículas sólidas (char no convertido y cenizas).
- Impurezas inorgánicas (haluros, alkali, compuestos sulfurados o nitrogenados).
- Impurezas orgánicas (Tar, aromáticos, CO<sub>2</sub>).

El gas de síntesis producido en la etapa de gasificación debe pasar por posteriores etapas antes de la síntesis de amoníaco, la primera etapa implica la limpieza del syn-gas, lo cual implica la eliminación de partículas sólidas existentes como Char, CaO o CaCO<sub>3</sub>, para la cual se utilizan separadores gas-sólido como ciclones, filtros de mangas o filtros separadores; de igual manera, deben eliminarse posibles contaminantes gaseosos presentes en la mezcla de gases, la eliminación de compuestos como el amoníaco y el sulfuro de hidrógeno se vuelven fundamentales para evitar problemas como corrosión o envenenamiento químico de catalizadores aguas abajo en las posteriores etapas. (Fernandez Buezas, 2021)

#### 3.5.1 Ciclón

Para las partículas sólidas lo más común es el uso de ciclones y filtros que permitan la eliminación de sólidos. El presente estudio técnico considera el uso de 2 ciclones posterior al proceso de gasificación, los cuales, en conjunto, permiten la eliminación del char y las cenizas arrastradas por el syn-gas desde el gasificador (Sánchez y otros, 2019).

Para la estimación del ciclón se evalúan parámetros de diseño los cuales se encuentran principalmente condicionados en función del flujo de gas a tratar, cantidad y diámetro de partículas que se desea retirar. A continuación, se detallan las proporciones entre las diferentes dimensiones de un ciclón de alta eficiencia, para las cuales, se utilizan preferentemente los valores dictados por Stairmand (Londoño, 2006):

Tabla 3.9: Proporciones ciclones de alta eficiencia. (Londoño, 2006)

| Dimensión              | Nomenclatura | Tipo de ciclón |       |
|------------------------|--------------|----------------|-------|
|                        |              | Stairmand      | Swift |
| Diámetro del ciclón    | $D_c/D_c$    | 1              | 1     |
| Altura de entrada      | $H_c/D_c$    | 0,75           | 0,8   |
| Ancho de entrada       | $W_c/D_c$    | 0,375          | 0,35  |
| Altura salida de gas   | $S_c/D_c$    | 0,875          | 0,65  |
| Diámetro de salida gas | $D_e/D_c$    | 0,75           | 0,75  |

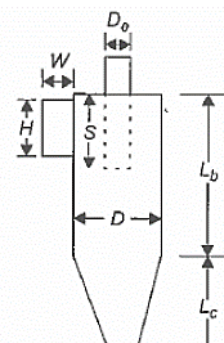


Figura 3.13: Diagrama estructural del ciclón. (Londoño, 2006)

|                            |           |       |     |
|----------------------------|-----------|-------|-----|
| Altura parte cilíndrica    | $L_b$     | 0,75  | 1,7 |
| Altura parte cónica        | $L_{cc}$  | 1,5   | 2   |
| Diámetro salida partículas | $D_d/D_c$ | 0,375 | 0,4 |

Para un ciclón de ciertas dimensiones, es posible calcular el número de revoluciones que tendrá el material particulado en su interior como (Londoño, 2006):

$$N_e = \frac{1}{H_c} [L_b + \frac{L_{cc}}{2}] \quad (\text{ec.51})$$

A partir de esto, es posible obtener el diámetro de partícula crítico, el cual refiere al tamaño de partícula mínimo que un ciclón puede separar eficazmente del flujo gaseoso o líquido. En otras palabras, es el tamaño de partícula por debajo del cual las partículas no se separarán eficientemente y pasarán a través del ciclón junto con el flujo principal. Se calcula, por ende, el diámetro de partícula crítico y la posterior eficiencia del ciclón como (Cooper & Alley, 2011):

$$d_{pc} = \left[ \frac{9\mu_{gas}}{2\pi N_e Q (\rho_p - \rho_g)} \right]^{1/2} \quad (\text{ec.52})$$

$$\eta_{ciclón} = \frac{1}{1 + \left( \frac{d_{pc}}{d_p} \right)^2} \quad (\text{ec.53})$$

Se presentan a continuación, las dimensiones asociadas al ciclón requerido:

*Tabla 3.10: Características ciclón requerido*

| Dimensión                      | Valor        |
|--------------------------------|--------------|
| Diámetro del ciclón [m]        | 1            |
| Altura de entrada [m]          | 0,5          |
| Ancho de entrada [m]           | 0,2          |
| Altura salida de gas [m]       | 0,5          |
| Diámetro de salida gas [m]     | 0,5          |
| Altura parte cilíndrica [m]    | 1,5          |
| Altura parte cónica [m]        | 2,5          |
| Diámetro salida partículas [m] | 0,375        |
| <b>Eficiencia</b>              | <b>99,7%</b> |

### 3.5.2 Filtros de tela

Posterior al paso del gas por los ciclones, se hace pasar el syn-gas por filtros para eliminar toda partícula sólida aun remanente en la corriente gaseosa, para ello se utilizan filtros de tela de tejido de tipo *Shaker*

*Baghouse*, los cuales permitirán atrapar las partículas existentes. El diseño y elección de los filtros de tela dependerá de las condiciones de operación del proceso, en este caso, al tratarse de una corriente a temperaturas relativamente altas, se deben escoger materiales térmicamente estables como lo es el Nomex, el cual es capaz de soportar temperaturas de operación cercanas a los 200 [°C], temperatura alcanzada considerando un enfriamiento previo de la corriente que sale del gasificador, dada la alta temperatura que tiene esta.

Para la elección de los filtros de tela y posterior estimación de costos, se hace uso de parámetros de diseño que permitan determinar los filtros de tela óptimos para la operación de la planta.

En primer lugar, se calcula el área requerida de filtros de tela para la remoción de las partículas remanentes en el gas, la cual se calcula a partir de la velocidad máxima de filtración de gas para material particulado precedente de madera (3,5 [ft/min]). A partir de esto, se calcula el área requerida como (Cooper & Alley, 2011):

$$A_{filtros} = \frac{Q_{gas}}{v_{max,gas}} \quad (ec.54)$$

A partir del área calculada, es posible determinar otros parámetros como lo son el número de compartimientos, área de cada bolsa y por ende el número de bolsas requeridas para la operación del filtro. Se presentan a continuación, los resultados obtenidos para la estimación de los filtros de tela requeridos:

*Tabla 3.11: Filtro de tela requerido*

| Ítem                       | Valor |
|----------------------------|-------|
| Material [-]               | NOMEX |
| Velocidad gas [ft/min]     | 3,5   |
| Área requerida [ft^2]      | 12,6  |
| Área de cada bolsa [ft^2]  | 12,6  |
| N° bolsas [-]              | 74    |
| Temperatura operación [°C] | 175   |

Para la eliminación del tar, se distinguen dos métodos principales; por un lado, se encuentran los métodos secundarios, los cuales consisten en un tratamiento y eliminación del tar posterior al proceso de gasificación (ex-situ), como también existen tratamientos dentro del mismo reactor gasificador, los métodos primarios. Si bien los métodos primarios han ganado mucha atención durante el último tiempo, ya que responden a la necesidad de limpiar aguas abajo, sin necesidad de posterior tratamiento, la mayoría aún se encuentra bajo investigación para lograr mayores eficiencias de eliminación, además de

ser más engorrosos, por esta razón, el presente estudio considera la condensación del alquitrán y su eliminación mediante separadores. (Devi y otros, 2002)

### 3.5.3 Eliminación H<sub>2</sub>S

La eliminación de H<sub>2</sub>S, es el principal veneno de los catalizadores requeridos para la etapa de reformado, por este motivo, el H<sub>2</sub>S debe ser reducido hasta una concentración más baja de 1ppmv para el posterior proceso de reformado con vapor HTS y LTS subsecuentemente.

Si bien existen múltiples alternativas para la eliminación del ácido sulfhídrico presente en el gas de síntesis, como lo son los variados métodos de absorción y/o adsorción a los cuales se someten los gases ácidos producidos en la industria, el presente proyecto considera el uso de la tecnología LO-CAT<sup>®</sup>, la cual consiste en un proceso de **absorción química** basado en quelatos de hierro, los cuales actúan como catalizadores redox. En este proceso el H<sub>2</sub>S absorbido se oxida a S y la disolución de quelatos pasa a un proceso de regeneración en un reactor de oxidación mediante aire para su posterior recirculación (Fernandez Buezas, 2021).

El proceso de oxidación considera la inyección de 2 mol de O<sub>2</sub> por mol de H<sub>2</sub>S alimentado. Además, el proceso LO-CAT<sup>®</sup> es un proceso que trabaja a temperaturas un poco más elevadas que el ambiente, generalmente rondando los 48 [°C]. Se presenta la reacción de oxidación producida en el proceso LO-CAT<sup>®</sup> (Fernandez Buezas, 2021):

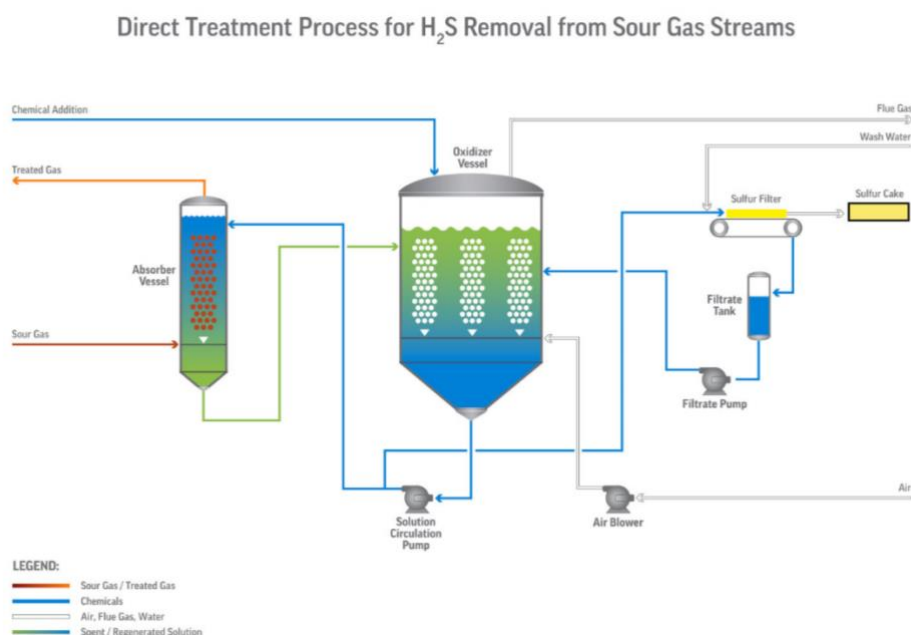


Figura 3.14: Diagrama ilustrativo proceso LO-CAT<sup>(R)</sup>. (MERICHEM, 2023)

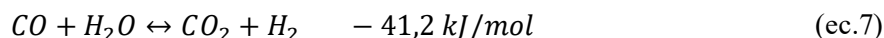
A pesar de la gran eficiencia del proceso LO-CAT<sup>®</sup>, pueden existir ciertas trazas de azufre presentes con una concentración sobre los requeridos para posteriores procesos, por esta razón, se pueden utilizar lechos de ZnO en serie en caso sea necesario, lo cual dependerá de cada proceso. Para el presente proyecto, se considera una remoción aceptable del H<sub>2</sub>S mediante el proceso LO-CAT<sup>®</sup>

La corriente por tratar contiene un flujo másico de 7 [kg/h] de H<sub>2</sub>S, lo cual se traduce una concentración de 517[ppmv] dentro del gas de síntesis.

### 3.6 Reacción WGS:

#### 3.6.1 Reacción WGS

Posterior a la eliminación del H<sub>2</sub>S producido en la gasificación, se debe intentar purificar y concentrar lo más posible la corriente de gas de síntesis antes de uso para la producción de amoníaco, esto implica la conversión de ciertos compuestos en hidrógeno. Bajo este contexto aparece una de las reacciones más importantes del proceso, la cual ha sido previamente introducida en la sección de gasificación; la reacción Water-Gas-Shift, reacción de equilibrio, en la cual se forzará el desplazamiento del equilibrio para la formación de hidrógeno a partir del reformado de monóxido de carbono con vapor de agua, la reacción se presenta a continuación:



Como se mencionó previamente, dado que esta es una reacción exotérmica, el equilibrio varía en función de la temperatura. Sin embargo, es importante destacar que es esta misma reacción la que libera energía, lo que eventualmente aumenta la temperatura y provoca un desplazamiento en el equilibrio. Por esta razón, se implementa un enfriamiento previo intermedio de los productos de reacción y se somete la corriente a un segundo proceso de reformado con vapor. Este segundo proceso tiene como objetivo maximizar la conversión a hidrógeno mediante un ajuste en el equilibrio.

#### 3.6.2 Configuración de reactores

Dependiendo de la relación H<sub>2</sub>/CO requerida, la reacción de desplazamiento de agua-gas se lleva a cabo en uno o dos pasos, dado que el hidrógeno es la principal materia prima para la producción de amoníaco, se maximiza su producción mediante el uso de dos reactores en serie. En el primer reactor de alta temperatura (HTS) de aproximadamente 300 a 510 °C se convierte la mayor parte del CO, quedando restante una concentración de 1-2% volumen. Si se desea aumentar la producción de hidrógeno, es necesario un segundo reactor consecutivo de baja temperatura (LTS) de 180 a 270 [°C] aproximadamente para reducir el contenido de CO a 0,2-0,5% en volumen. El reactor HTS utiliza catalizadores basados en hierro y cromo, en cambio, el reactor LTS emplea catalizadores basados en cobre. (Fernandez Buezas, 2021)

El gas de síntesis a la salida del reactor de WGS de alta temperatura se introduce en un intercambiador de calor, en donde se ajusta la temperatura del gas producto hasta la temperatura de operación del segundo reactor, caso similar ocurre a la salida del reactor de WGS de baja temperatura, en el cual el gas de síntesis se enfría a 40°C, el principal motivo de este segundo enfriamiento, consiste en condensar casi en su totalidad el agua remanente en la corriente gaseosa, separándola posteriormente de la mezcla gaseosa de interés. En este proceso se condensa aproximadamente el 99% del agua remanente posterior al paso por ambos reactores.

Algunas consideraciones realizadas para el presente estudio técnico es el ajuste de la relación CO/H<sub>2</sub>O a 1/3 como mínimo a una presión de 3 [bar] para el reformado producido en el primer reactor (HTS). En el segundo reactor se utiliza el agua restante del primer proceso para la reacción.

### 3.6.3 Catalizadores reacciones WGS

Esta reacción se lleva a cabo en dos reactores en serie de lecho fijo en equilibrio, el primero de alta temperatura (350°C) para vencer las limitaciones cinéticas, el cual utiliza un catalizador basado en Fe-Cr con una vida media de 5-7 años, y el segundo de baja temperatura (200[°C]) con un catalizador de Cu-Zn, el cual tiene una vida media de 3 a 5 años (Tolley, 2020). Se considera la renovación de los catalizadores terminada la vida útil de estos dentro de los costos operacionales de la planta.

## 3.7 Absorción de CO<sub>2</sub>

Posterior a los reactores WGS, la mezcla gaseosa, en su mayoría dióxido de carbono e hidrógeno, debe someterse a un proceso de separación con el fin de purificar el hidrógeno que posteriormente se ingresará a la síntesis de amoníaco.

Existen diversas alternativas para la separación de gases, dependiendo de las propiedades físicas-químicas de estas y el grado de pureza que se quiera alcanzar. En la actualidad, el uso de reactivos para la absorción química del CO<sub>2</sub> es una de las técnicas más utilizadas para su captación. En este proceso, la corriente gaseosa a tratar se lleva a un absorbedor, equipo en el cual entra en contacto con el absorbente, ocurriendo reacciones selectivas que permiten retener los compuestos a extraer, CO<sub>2</sub> en este caso, limpiando la corriente de interés. Posteriormente se lleva la solución absorbente cargada en CO<sub>2</sub>, a una torre de desorción, en donde se separan ambos compuestos, permitiendo la regeneración del absorbente utilizado y la liberación del CO<sub>2</sub> para su posterior eliminación/tratamiento. Se presenta un esquema del proceso realizado a continuación:

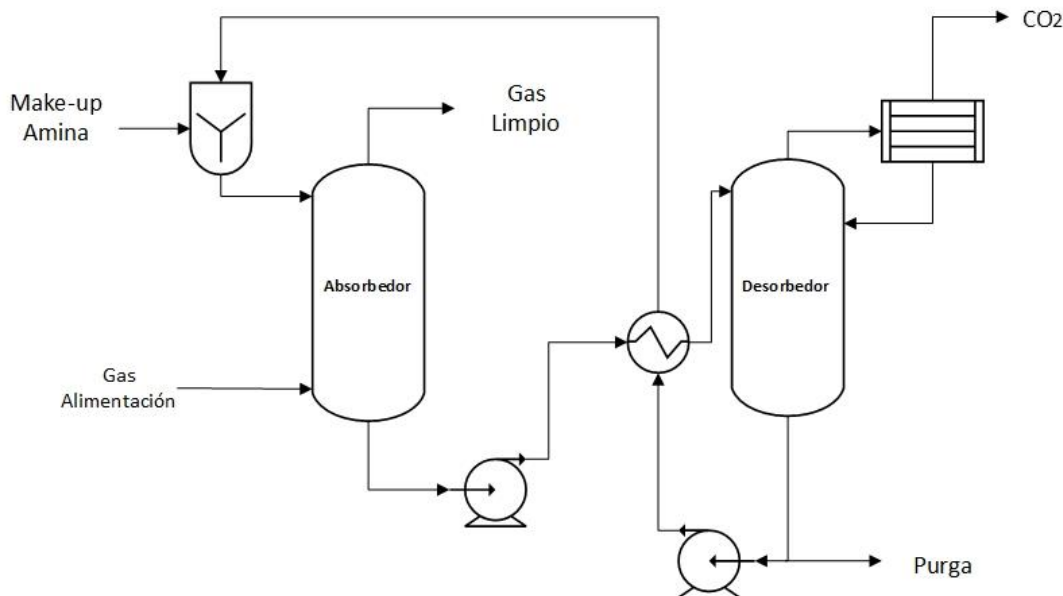
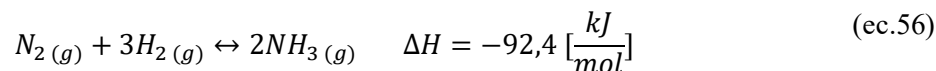


Figura 3.15: Diagrama absorción de CO<sub>2</sub> mediante MEA (Jones, 2018)

El presente proyecto considera la absorción mediante MEA 30% como solvente, logrando de esta manera, la captación del dióxido de carbono presente en la mezcla gaseosa. La corriente a tratar posee cerca de 5700 [kg/h] de CO<sub>2</sub>, para el tratamiento de esta se considera un 55% de exceso de MEA, con su respectivo Make-up. Debido a que esta sección de la planta escapa del límite de batería del proyecto, se considera un escalamiento de los servicios y costos de capital en base estudios técnicos anteriores (Jones, 2018). Para más detalle sobre las variables operacionales seleccionadas para la etapa de remoción de CO<sub>2</sub>, consultar el *Anexo 2: Consideraciones estudio técnico*.

### 3.8 Síntesis de amoníaco

El proceso finaliza con la reacción Haber-Bosch, reacción en la cual, la reacción en conjunto del hidrógeno producido mediante el proceso de gasificación reacciona con nitrógeno molecular para la síntesis de amoníaco, esto se logra mediante el uso de reactores catalíticos, en los cuales se produce la reacción de equilibrio:



En donde la constante de equilibrio para la reacción puede ser expresada como:

$$K_{p,NH_3} = \frac{(P_{NH_3})^2}{(P_{N_2})(P_{H_2})^3} \quad (ec.57)$$

Las variables del proceso utilizadas favorecen el desplazamiento del equilibrio, por ejemplo, el uso de presiones altas en el proceso, generalmente 150 [atm], favorece el desplazamiento de la reacción hacia

productos. Bajo la misma consigna, al tratarse de una reacción exotérmica, se deben mantener temperaturas relativamente bajas, generalmente que no superen los 350-500 [°C].

En cuanto a los rendimientos, generalmente, no se superan los rendimientos de un 10 a 20% en un solo paso, por este motivo, se opta por una recirculación de los gases no reaccionados a la salida del reactor, para aquello, se debe condensar el amoníaco en el circuito, utilizando un proceso de licuefacción para separar el amoníaco del resto de los gases.

La producción de amoníaco en el presente proyecto considera una temperatura y presión de operación de 300 [°C] y 150 [bar, respectivamente. Además, se considera un proceso de licuefacción para la separación del amoníaco en forma líquida de la mezcla gaseosa no reaccionada, siendo esta última recirculada en su mayoría (95% se recircula y 5% se purga).

### 3.9 Planta separadora de aire

La planta separadora de aire corresponde a la unidad requerida para suministrar en primer lugar, el oxígeno requerido para el proceso de combustión dentro del gasificador y, por otro lado, abastecer de nitrógeno molecular el proceso de síntesis de amoníaco. La estimación de los costos de inversión/operación de la planta de separación de aire se realiza a partir del escalamiento de plantas ya existentes, para ello, en primer lugar, se define la tecnología de separación a utilizar, correspondiendo en este caso, a un método de destilación criogénica.

A partir de los requerimientos de oxígeno y nitrógeno por parte de la planta, se calcula la producción que debe tener esta planta con el fin de abastecer de manera continua al resto de los procesos. Se presenta a continuación la capacidad requerida para esta unidad:

*Tabla 3.12: Capacidad requerida planta separadora de aire*

| Variable                          | Valor   | Unidad   |
|-----------------------------------|---------|----------|
| Flujo de aire operación           | 4229,43 | [kg/h]   |
| Peso molecular aire               | 28,84   | [g/mol]  |
| Flujo molar operación             | 146,65  | [kmol/h] |
| Flujo de N <sub>2</sub> producido | 115,85  | [kmol/h] |
| Flujo de O <sub>2</sub> producido | 30,80   | [kmol/h] |

En *Anexo 2: Consideraciones estudio técnico* se presenta el escalamiento realizado para la estimación de los principales costos operacionales requeridos por esta planta.

## 4 Capítulo 4: Simulación de la planta en Aspen Plus ®

A partir de los lineamientos técnicos previamente mencionados se procede a simular las unidades más importantes de la planta en el simulador Aspen Plus ©, se presentan a continuación, las especificaciones y variables de proceso utilizadas en el software comercial.

Para la modelación del proceso de gasificación se utiliza el modelo de Peng-Robinson para el modelo termodinámico que utilizará el software. La biomasa se define como componente sólido no convencional porque no está incluida en la base de datos de Aspen Plus ®. Los componentes convencionales considerados en la simulación son: O<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>, CO, CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, H<sub>2</sub>O, NH<sub>3</sub>, H<sub>2</sub>S y S.

Se presenta a continuación, las consideraciones de simulación y los resultados para las distintas etapas de la planta. Para mayor detalle de las especificaciones y variables de cada corriente, se puede consultar el Anexo N°4

### 4.1 Simulación acondicionamiento Materias Primas

El proceso simulado considera un abastecimiento de **4400 [kg/h]** de biomasa con una humedad del 55% en base húmeda, la cual sigue la composición indicada en los análisis presentados en las Tabla 3.1, Tabla 3.2 y Tabla 3.4. Esta biomasa es ingresada al software como un compuesto no convencional dado su ausencia en la base de datos del simulador, en donde se ingresan los resultados de los distintos análisis químicos y granulométricos para el posterior cálculo del programa en las distintas operaciones/procesos. El procedimiento detallado para el ingreso de los parámetros al simulador se detalla en el Anexo N°3. El proceso de secado se modela mediante un reactor RStoic, en el cual se logra reducir la humedad de la biomasa hasta un 10% para su posterior integración al proceso de gasificación.

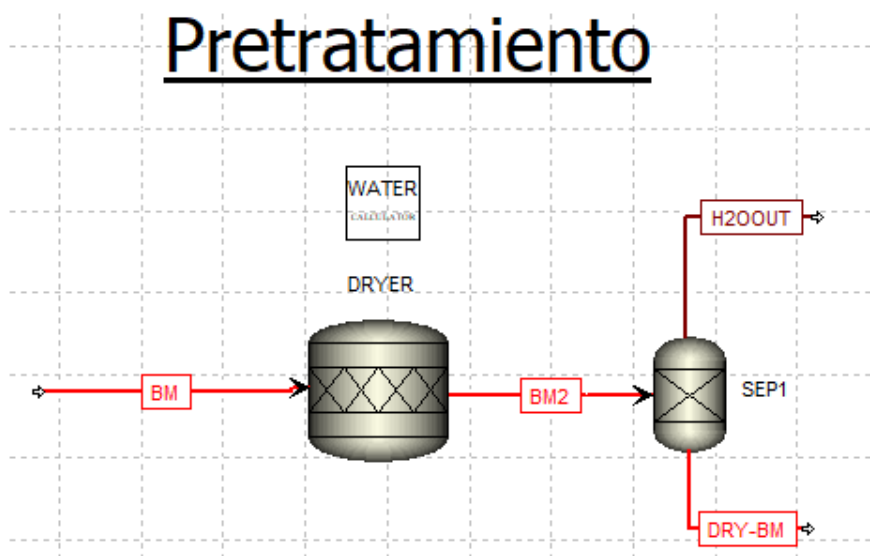


Figura 4.1: Proceso de secado de biomasa en Aspen Plus

## 4.2 Simulación proceso de gasificación

La biomasa previamente secada se mezcla con una corriente de plásticos equivalente a 600 [kg/h], a la cual ya se le considera su previa reducción de tamaño hasta 1 [mm] mediante el uso de trituradoras. Este blending entre las materias primas es alimentado al proceso de gasificación, el cual se simula a partir de dos bloques: El primero de ellos un reactor de conversión (RYield), el cual permite la descomposición en posibles gases producto cumpliendo con las proporciones estequiométricas presentadas en los análisis químicos realizados a las materias primas. El segundo reactor corresponde a un reactor de equilibrio (RGibbs), al cual se le inyecta el medio gasificante previamente determinado, es en este segundo reactor, donde el simulador calcula el equilibrio químico y de fases mediante la minimización de la energía libre de Gibbs de los compuestos implicados.

Se presenta a continuación el esquema planteado para la simulación del gasificador:

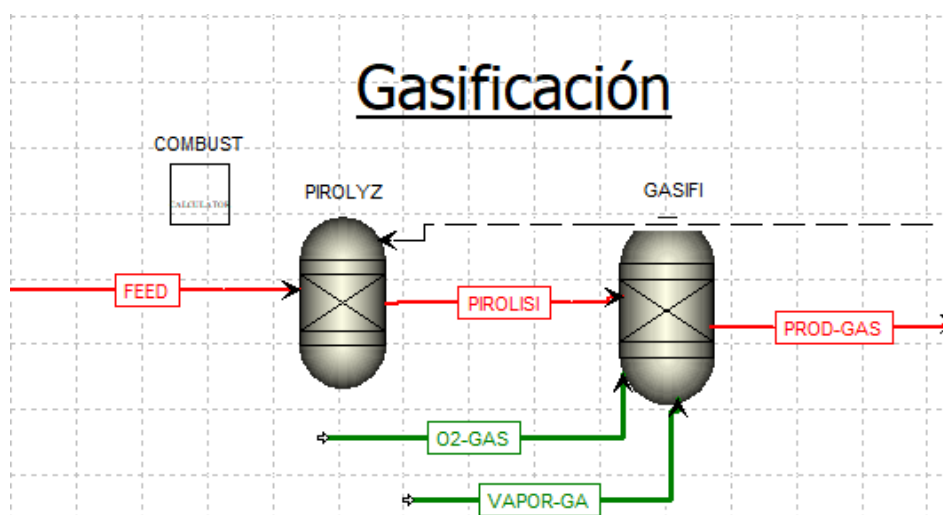


Figura 4.2: Proceso de gasificación simulado en Aspen Plus

## 4.3 Simulación limpieza y acondicionamiento

El sistema de limpieza y acondicionamiento considera en primer lugar, el uso del ciclón previamente diseñado en base a los lineamientos presentados anteriormente, el cual logra reducir de manera significativa todo el material sólido.

Posterior al proceso de separación mediante ciclón, se realiza un enfriamiento hasta 175 [°C] para la eliminación de todo el material particulado remanente mediante filtros de tela, la reducción de temperatura se realiza principalmente debido a las bajas temperaturas que resisten los filtros de tela, siendo los filtros de Nomex, uno de los más resistentes térmicamente.

Posterior al paso por filtros, se considera que ya no existen sólidos en la mezcla gaseosa, por lo que el siguiente paso es la eliminación del H<sub>2</sub>S presente en el syn-gas.

Si bien el proceso LO-CAT<sup>®</sup>, no es simulado en su totalidad, para efectos de la simulación se considera un separador al cual se le adjudica el proceso de absorción el cual sumado a un reactor (RStoic), permiten realizar la eliminación del H<sub>2</sub>S, es en este segundo reactor donde se realiza la etapa de oxidación del ácido sulfhídrico mediante la inyección de oxígeno molecular (O<sub>2</sub>) en exceso (200%) para asegurar el proceso de oxidación en el equipo. Finalmente, el H<sub>2</sub>S oxidado a azufre elemental es separado del resto de la corriente mediante un separador.

Concluida la limpieza de los gases, se lleva la corriente de gases limpia, SYN-GAS4 a un proceso de compresión en una etapa, en el cual se eleva la presión de los gases hasta 3 [bar] para su posterior incorporación a la etapa HTS.

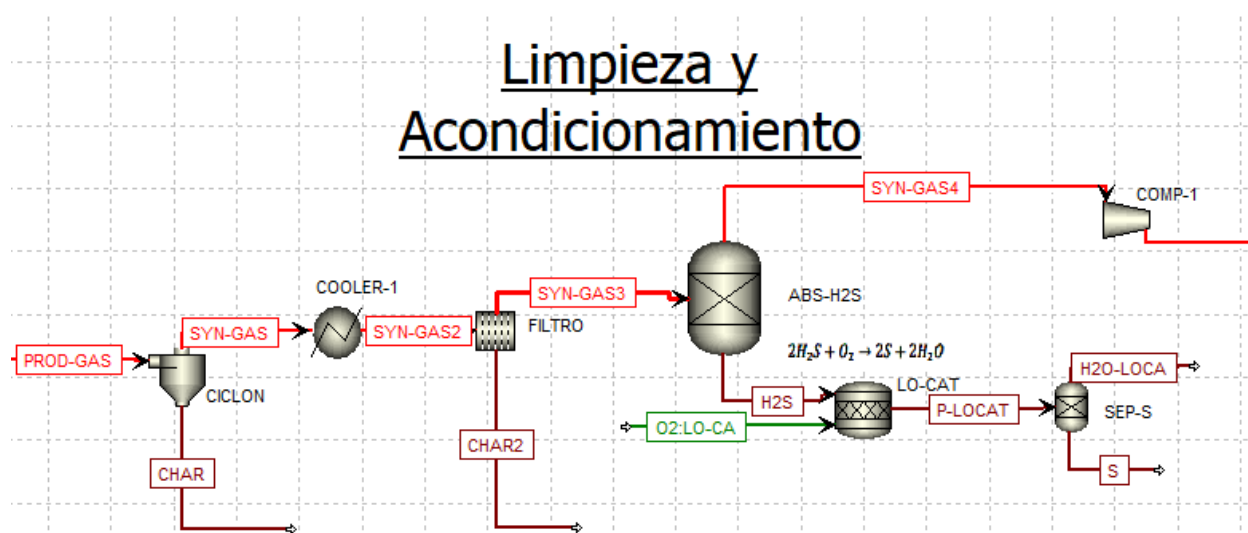


Figura 4.3: Proceso de limpieza y acondicionamiento simulado en Aspen Plus

#### 4.4 Simulación Reactores WGS

El paso por los reactores WGS permite la purificación y la producción de hidrógeno con el fin de maximizar este compuesto para la posterior síntesis de amoníaco, razón por la cual la optimización de este proceso se vuelve clave para maximizar la producción de amoníaco.

La simulación considera el uso de dos reactores representados mediante bloques (REquil) en los cuales ocurre la reacción WGS, se realiza la selección de este equipo para que el simulador calcule los productos de reacción a partir del equilibrio de la reacción. En cuanto a los reactores, el primero de ellos consiste en un reactor de lecho fijo a alta temperatura (HTS), el cual opera a 380 [°C] y 3 [bar] de presión, mientras que el segundo reactor, corresponde a un reactor de lecho fijo de baja temperatura, el cual se modela a la misma presión, pero a una temperatura más baja equivalente a 200 [°C].

Dada la naturaleza exotérmica de la reacción, se considera el uso de refrigeración en el reactor, como también un circuito de refrigeración intermedia entre reactores, en el cual se utiliza agua de refrigeración para lograr la disminución de la temperatura en el producto gaseoso del primer reactor.

Posterior al paso por el segundo reactor (LTS), se realiza un segundo enfriamiento el cual permitirá reducir el contenido de agua en la mezcla gaseosa, razón por la cual, posterior al proceso de condensación, se utiliza un separador que permite extraer casi la totalidad del agua remanente proveniente de la reacción WGS.

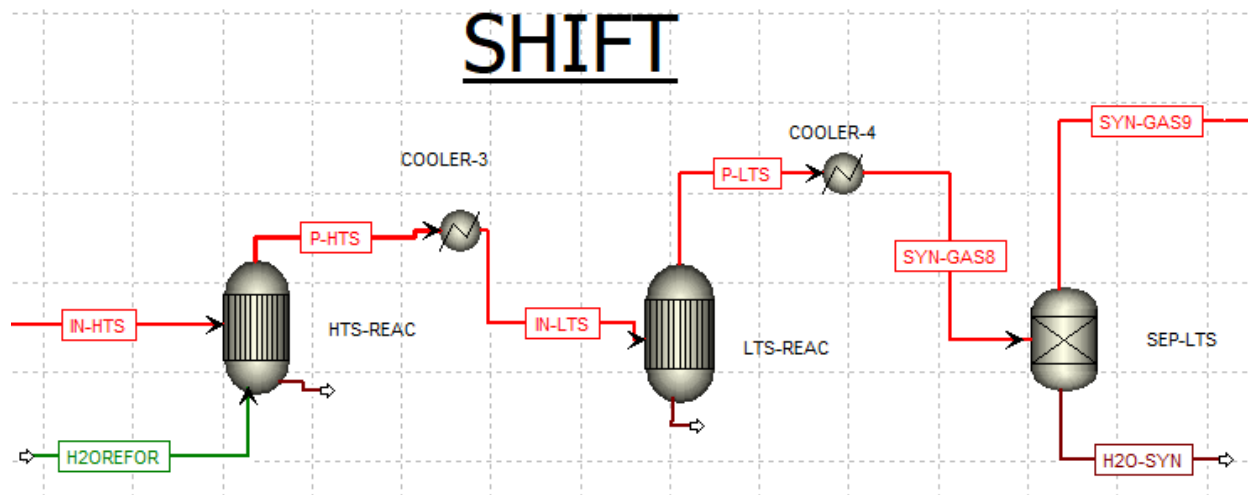


Figura 4.4: Proceso reacción WGS simulado en Aspen Plus

#### 4.5 Simulación remoción de CO<sub>2</sub> mediante MEA

La unidad de absorción mediante MEA no es simulada en el presente proyecto, considerándose a nivel de simulación, un separador selectivo que permite la recuperación del hidrógeno a partir del syn-gas restante, esto para su posterior uso en la síntesis Haber-Bosch. Se utilizan referencias de plantas simuladas para los costos de operación de una unidad separadora de CO<sub>2</sub> (Jones, 2018).

#### 4.6 Simulación síntesis de amoníaco

El proceso simulado en Aspen Plus para la síntesis de amoníaco considera en primer lugar, la mezcla de los principales reactivos; el hidrógeno proveniente del proceso de gasificación y posterior purificación; con el nitrógeno proveniente de la planta ASU en una proporción H/N : 3/1 en base molar.

Posterior al proceso de mezcla, se somete al gas a un proceso de compresión de 4 etapas con refrigeración intermedia con agua de refrigeración que permite alcanzar la presión de operación del reactor, la cual es de 150 [bar].

Los gases comprimidos se mezclan con los gases no reaccionados durante el paso por el reactor, los cuales son nuevamente recirculados. Esta mezcla ingresa al reactor donde ocurre la reacción Haber-Bosch según

la ecuación 57, el modelo de reactor utilizado es un reactor de equilibrio (REquil) el cual opera a 300 [°C] y 150 [bar].

Posterior al paso por el reactor, la mezcla gaseosa, la cual contiene  $\text{NH}_3$  y gases no reaccionados son llevados a una turbina con el fin de despresurizar la corriente de gas hasta 10 [bar], posterior a la descompresión, los gases son trasladados a un intercambiador de calor (COND-HB) que opera a  $-20$  [°C], esto con el fin de condensar todos los gases de amoníaco presentes en la mezcla. Finalmente, la mezcla, la cual pasa a tener 2 fases posterior al proceso de condensación es llevada a un separador flash, en el cual se separa el amoníaco de los gases no reaccionados, siendo finalmente llevados a almacenamiento y el proceso de recirculación, respectivamente.

Se considera durante el proceso de recirculación una purga del 5%

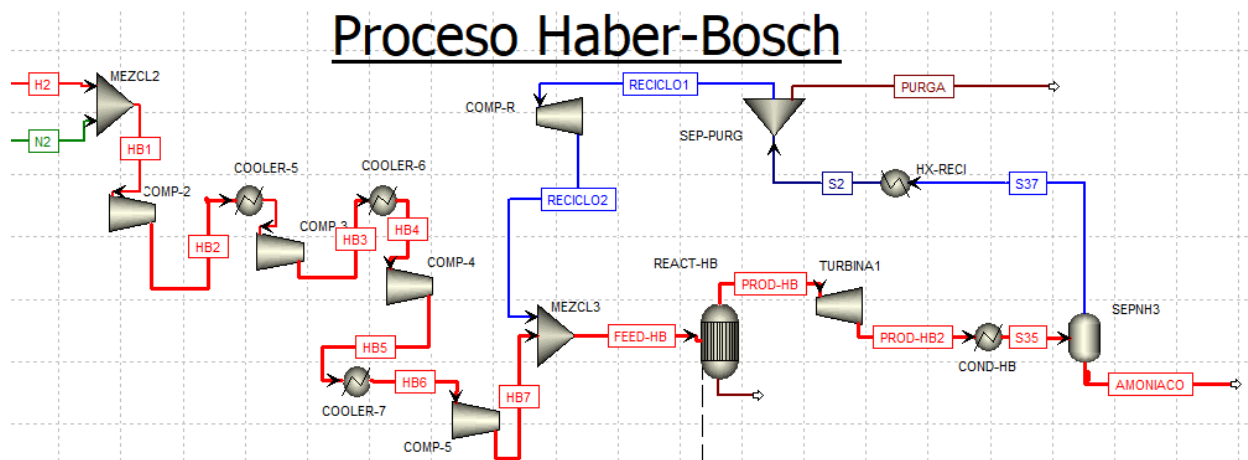


Figura 4.5: Proceso Haber-Bosch simulado en Aspen Plus

## 5 Resultados Simulación

### 5.1 Simulaciones corrientes de proceso

Se presenta a continuación, los resultados obtenidos para las principales etapas del proceso; el proceso de gasificación y la producción de amoníaco:

| Corriente                | FEED | O2-GAS | VAPOR-GAS | PROD-GAS |
|--------------------------|------|--------|-----------|----------|
| Caudal másico [kg/h]     | 2822 | 957    | 2313      | 6092     |
| Temperatura[°C]          | 30   | 25     | 120       | 750      |
| Presión [bar]            | 1    | 1      | 1         | 1        |
| Composición másica (p/p) |      |        |           |          |
| N2                       | 0    | 0      | 0         | 0,0012   |
| O2                       | 0    | 1      | 0         | 7,77E-21 |
| BIOMASS                  | 0,50 | 0      | 0         | 0        |
| H2O                      | 0    | 0      | 1         | 0,20     |
| CO                       | 0    | 0      | 0         | 0,42     |
| CO2                      | 0    | 0      | 0         | 0,31     |
| H2S                      | 0    | 0      | 0         | 0,0013   |
| H2                       | 0    | 0      | 0         | 0,061    |
| N2O                      | 0    | 0      | 0         | 9,59E-22 |
| NO2                      | 0    | 0      | 0         | 3,08E-27 |
| N2O4                     | 0    | 0      | 0         | 6,95E-60 |
| COS                      | 0    | 0      | 0         | 5,32E-05 |
| CH4                      | 0    | 0      | 0         | 0,0031   |
| ASH                      | 0    | 0      | 0         | 9,2,E-04 |
| COAL                     | 0    | 0      | 0         | 0        |
| C                        | 0    | 0      | 0         | 0        |
| S                        | 0    | 0      | 0         | 0        |
| CL2                      | 0    | 0      | 0         | 0        |
| PLASTICO                 | 0,5  | 0      | 0         | 0        |
| NH3                      | 0    | 0      | 0         | 4,64E-06 |
| SO2                      | 0    | 0      | 0         | 7,82E-11 |

Figura 5.1: Resultados modelación proceso de gasificación en Aspen Plus

| Corriente                       | FEED-HB | PROD-HB | PROD-HB2 | PROD-HB3 | AMONIACO | RECICLO1 |
|---------------------------------|---------|---------|----------|----------|----------|----------|
| Caudal másico [kg/h]            | 4.066   | 4.066   | 4.066    | 4.066    | 2.709    | 1.357    |
| Temperatura[°C]                 | 286     | 300     | 129      | -30      | -20      | -20      |
| Presión [bar]                   | 150     | 150     | 10       | 10       | 10       | 10       |
| <b>Composición másica (p/p)</b> |         |         |          |          |          |          |
| N2                              | 0,77    | 0,30    | 0,30     | 0,30     | 0        | 0,68     |
| O2                              | 0       | 0       | 0        | 0        | 0        | 0        |
| BIOMASS                         | 0,00    | 0       | 0        | 0        | 0        | 0        |
| H2O                             | 0       | 0       | 0        | 0        | 0        | 0        |
| CO                              | 0       | 0       | 0        | 0        | 0        | 0        |
| CO2                             | 0       | 0       | 0        | 0        | 0        | 0        |
| H2S                             | 0       | 0       | 0        | 0        | 0        | 0        |
| H2                              | 0,13    | 0,030   | 0,030    | 0,030    | 0        | 0,068    |
| N2O                             | 0       | 0       | 0        | 0,00     | 0        | 0        |
| NO2                             | 0       | 0       | 0        | 0,00     | 0        | 0        |
| N2O4                            | 0       | 0       | 0        | 0,00     | 0        | 0        |
| COS                             | 0       | 0       | 0        | 0,00     | 0        | 0        |
| CH4                             | 0       | 0       | 0        | 0,00     | 0        | 0        |
| ASH                             | 0       | 0       | 0        | 0,00     | 0        | 0        |
| COAL                            | 0       | 0       | 0        | 0,00     | 0        | 0        |
| C                               | 0       | 0       | 0        | 0,00     | 0        | 0        |
| S                               | 0       | 0       | 0        | 0,00     | 0        | 0        |
| CL2                             | 0       | 0       | 0        | 0,00     | 0        | 0        |
| PLASTICO                        | 0       | 0       | 0        | 0,00     | 0        | 0        |
| NH3                             | 0,10    | 0,67    | 0,67     | 0,67     | 1,00     | 0,25     |
| SO2                             | 0       | 0       | 0        | 0        | 0        | 0        |

Figura 5.2: Resultados modelación proceso Haber-Bosch en Aspen Plus

## 5.2 Análisis de sensibilidad

### 5.2.1 Análisis de sensibilidad Composición gas de producto v/s temperatura de gasificación

Se presenta a continuación los resultados del análisis de sensibilidad realizado variando la temperatura del reactor gasificador, el cual permite visualizar la evolución en la producción de las distintas especies implicadas en el proceso de gasificación dependiendo de la temperatura que se tenga. Esta variación se presenta en el programa como una variación en la energía libre de Gibbs, la cual es seleccionada y minimizada por el simulador para la estimación de los distintos compuestos.

Tal como se puede observar, en primera instancia existe un aumento considerable en la cantidad de hidrógeno producido a medida que aumenta la temperatura, sin embargo, pasado un cierto “peak” cercano 750 [°C], el aumento de temperatura no afecta significativamente la producción de hidrógeno.

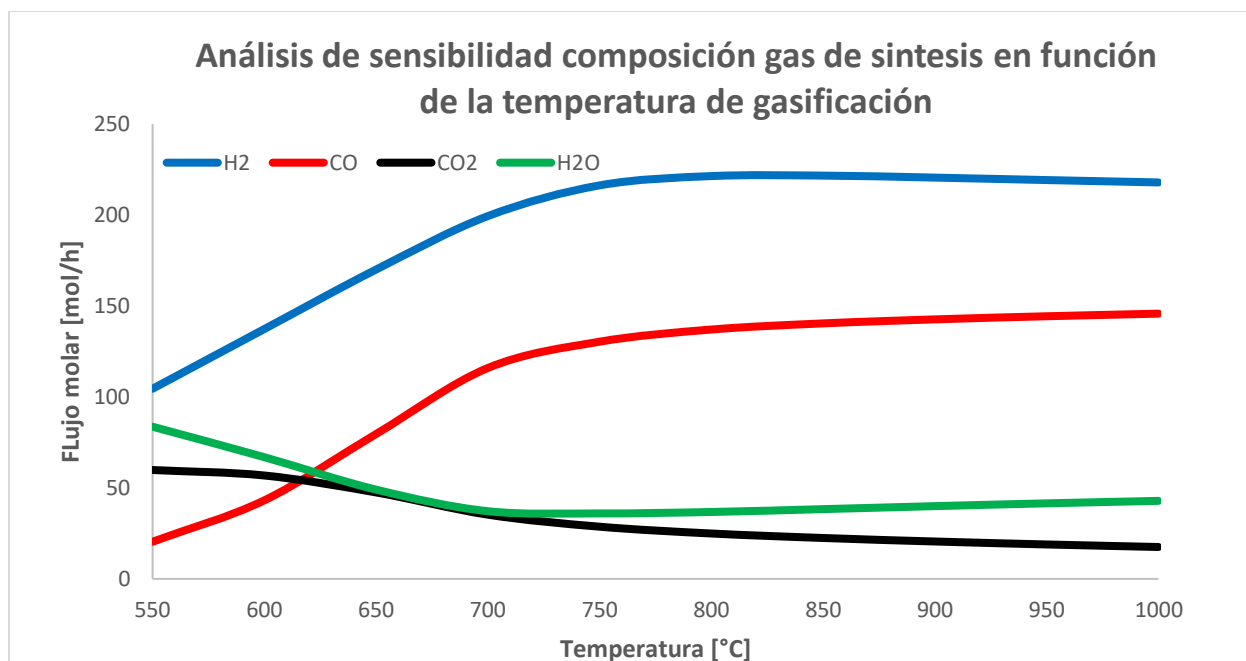


Figura 5.3: Análisis de sensibilidad temperatura de gasificación

### 5.2.2 Análisis de sensibilidad Composición gas de producto v/s razón S/C

Bajo el mismo lineamiento, se realiza un análisis de sensibilidad que permita evidenciar el efecto que tiene la razón S/C, es decir, el flujo de vapor inyectado como medio gasificante en la formación de los distintos productos de gasificación.

Como se logra visualizar en el gráfico, existe un constante aumento de H<sub>2</sub> con el aumento del vapor ingresado como agente gasificante, sin embargo, la mayor presencia de vapor en el medio favorece igualmente la producción de CO<sub>2</sub>, lo cual es contraproducente para las posteriores reacciones WGS.

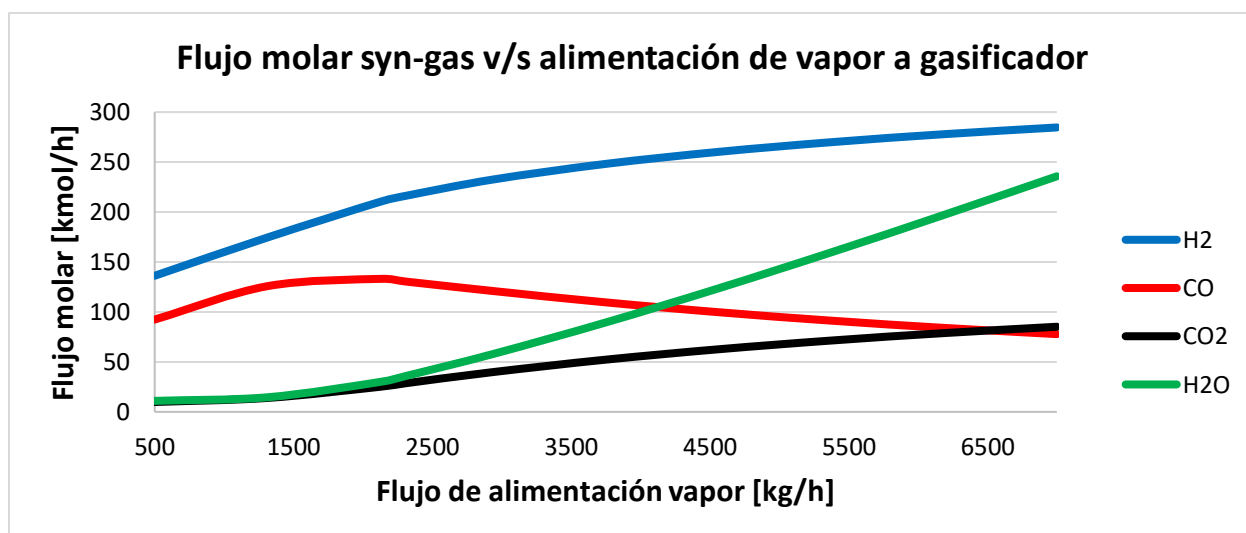


Figura 5.4: Análisis de sensibilidad razón S/C

### 5.2.3 Análisis de sensibilidad Producción de hidrógeno en reactor HTS

Se presentan los resultados del análisis de sensibilidad respecto a cómo incide al flujo de alimentación de vapor ingresado al primero de los reactores destinados al reformado, el reactor HTS.

Como se logra observar, existe una dependencia del flujo de hidrógeno a la salida del reactor en función de la cantidad de vapor inyectado, sin embargo, no es posible desplazar más el equilibrio de la reacción, debido a la limitación impuesta por la desaparición de CO a lo largo de la reacción sumado a la constante de equilibrio fijada por las variables de operación. Razón por la cual, a pesar de seguir aumentando la dotación de vapor en el reactor, los cambios en la producción de hidrógeno se vuelven despreciables. Por esta razón, se trabaja con un flujo de 1500 [kg/h] que maximice la producción de hidrógeno, pero que no incurra en gastos operacionales innecesarios.

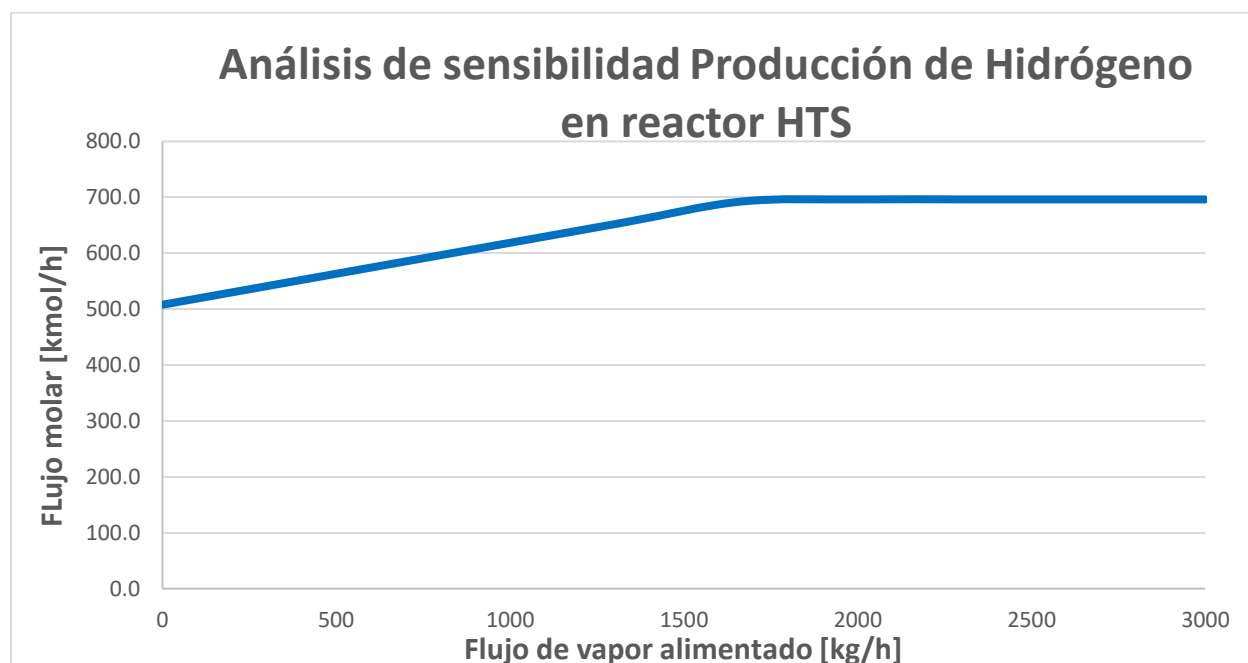


Figura 5.5: Análisis de sensibilidad producción de hidrógeno en reactor HTS

## 6 Capítulo 5: Evaluación económica

La evaluación económica en la ingeniería de procesos desempeña un papel fundamental, especialmente en la actualidad cuando se buscan soluciones sustentables, como el amoníaco verde. Esta herramienta proporciona una visión clara y cuantitativa de la viabilidad de proyectos, permitiendo a los ingenieros tomar decisiones informadas y eficaces.

En el contexto de la sustentabilidad y el amoníaco verde, la evaluación económica se convierte en un componente esencial para determinar si una tecnología o proceso es ambientalmente amigable y económicamente viable. Permite analizar los costos de implementación, operación y mantenimiento en

comparación con los beneficios, como la reducción de emisiones de gases de efecto invernadero y la conservación de recursos naturales.

Además, la evaluación económica ayuda a identificar oportunidades de mejora y optimización en los procesos, lo que puede llevar a la reducción de costos y a una mayor eficiencia en la producción de amoníaco verde. Asimismo, facilita la comparación de diferentes tecnologías y enfoques, lo que es crucial para seleccionar la opción más adecuada desde el punto de vista ambiental y económico. Se presenta a continuación el apartado relacionado a la evaluación económica del proyecto.

## **6.1 Bases para la evaluación económica**

A continuación, se exponen las bases de la evaluación económica realizada, la cual contempla diversas variables que influyen en la viabilidad del proyecto. También se abordan las implicancias asociadas al empleo de la tecnología de gasificación para la producción de amoníaco. En este apartado, se presentan las justificaciones de índole económica que respaldan la decisión de invertir en el proyecto en lugar de considerar otras alternativas.

Por último, es importante aclarar el énfasis realizado al hidrógeno, dado que la tecnología de obtención del nitrógeno requerido (una de las principales materias primas), se alinea con los procesos convencionales que se tienen en la actualidad.

### **6.1.1 Materias primas, precios y proyecciones**

#### *Amoníaco Convencional*

Tal como se ha presentado previamente, el amoníaco es producido a partir de dos principales materias primas; el hidrógeno y el nitrógeno. La principal problemática es la obtención del hidrógeno, proceso que considera los mayores costos de producción como también posee la mayor huella de carbono asociada al proceso productivo del amoníaco. Actualmente, el principal factor que incide en el precio del hidrógeno corresponde al gas natural, comprendiendo que más del 95% de las tecnologías de obtención de hidrógeno consideran el uso de combustibles fósiles para su obtención. Como se ha planteado anteriormente, el escenario proyectado apunta al aumento en el costo de los combustibles fósiles en el mediano plazo, lo cual puede observarse en la imagen adjunta a continuación.

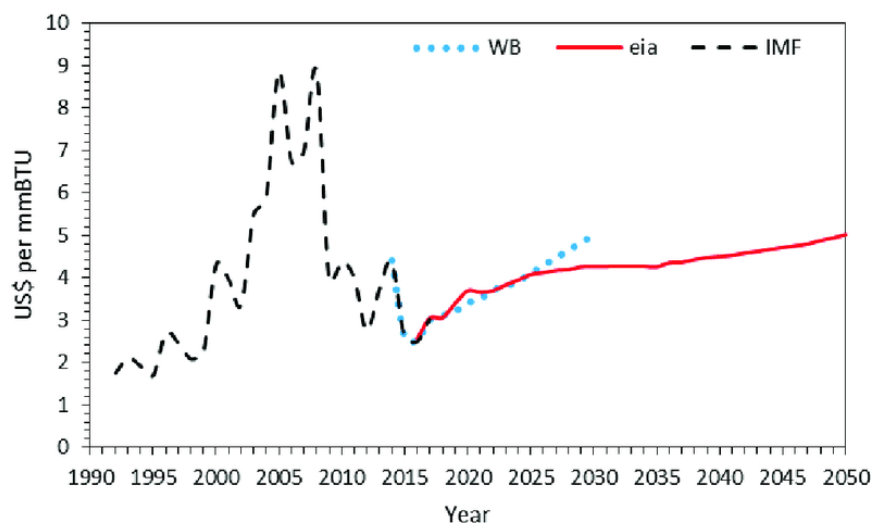


Figura 6.1: Precio histórico y proyecciones del gas natural en Henry Hub, a partir de información del banco mundial y la asociación para la información de energía (EIA) (White y otros, 2019)

El aumento en el precio del gas natural incide directamente en el incremento en el costo de producción del hidrógeno y, en consecuencia, del amoníaco. Frente a esta **inestabilidad** en el suministro de los combustibles fósiles se proyecta que el precio del hidrógeno gris supere al del obtenido de manera renovable, observándose un *break-even* entre el año 2028-2034. Estas proyecciones se realizan a partir de ciertos supuestos, como, por ejemplo, un impuesto de 50 USD/ton CO<sub>2,eq</sub> (McKinsey & Company, 2021).

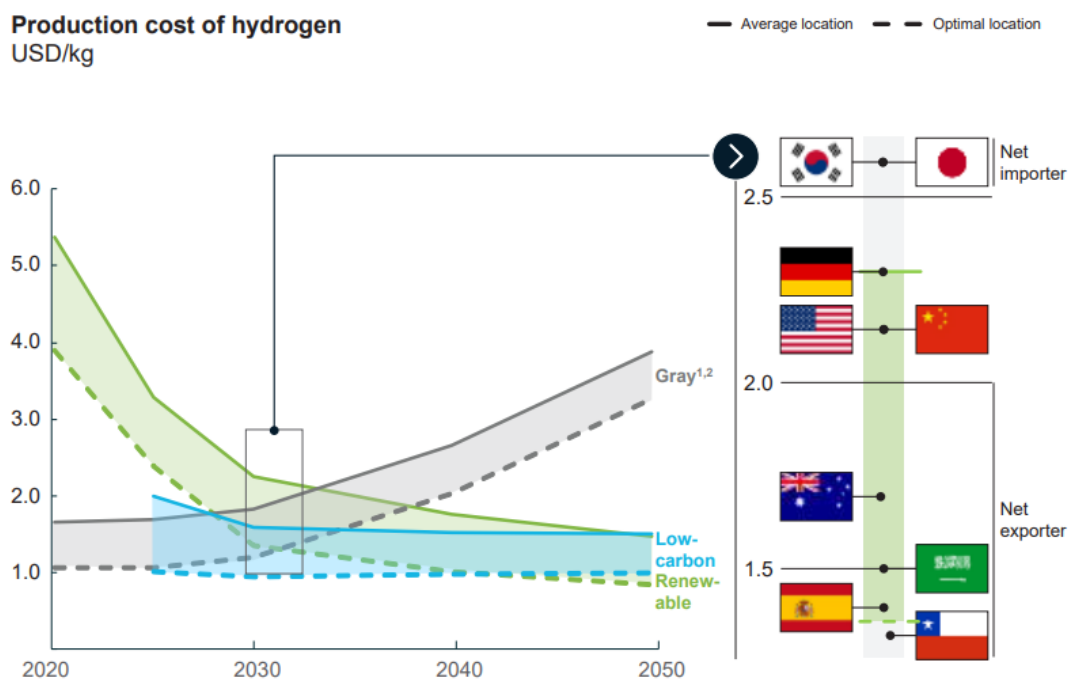


Figura 6.2: Proyecciones costos nivelados de producción de hidrógeno para diferentes tecnologías de obtención (McKinsey & Company, 2021)

Como se logra observar en la imagen adjunta, el precio del hidrógeno gris ronda en la actualidad

Por otro lado, se debe considerar que el precio del amoníaco depende principalmente del tipo de tecnología utilizada, si bien el costo del amoníaco convencional esperaría un alza a lo largo de los años, se espera que el costo del amoníaco verde (principalmente mediante electrólisis) presente una disminución en los costos de producción, esto principalmente debido a la disminución en el costo de la energía renovable.

#### *Amoníaco vía gasificación*

El amoníaco considerado en el proyecto utiliza como principales materias primas la biomasa y residuos plásticos para la producción del hidrógeno requerido. En cuanto a la biomasa forestal a utilizar se debe considerar que el aserrín considerado corresponde a un subproducto de la industria maderera, industria consolidada en nuestro país, la cual se proyecta por varios años más de manera estable debido a la presencia de agentes externos que ayudan a traccionar el mercado forestal de nuestro país, como lo es China.

Para el precio del aserrín primario se toma como referencia los precios de mercado del aserrín primario procedente del pino radiata para la zona de Concepción, el cual tiene un valor promedio de **\$3125 [CLP/m<sup>3</sup>]** o **9,44 [USD/ton]**. (Instituto Forestal, 2023). Se presenta a continuación la evolución que ha tenido el precio de este sub-producto, en donde se destaca la estabilidad de los precios de mercado de esta materia prima, lo cual avala la posibilidad de un suministro adecuado durante el horizonte del proyecto:

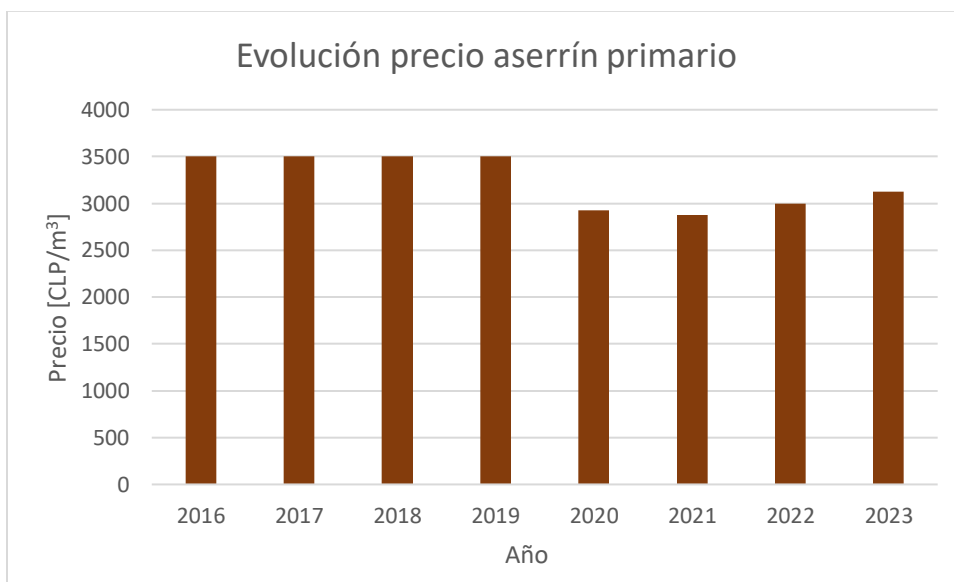


*Figura 6.3: Evolución precio aserrín primario (Instituto Forestal, 2023)*

En base a la información histórica, se utiliza un valor constante para la evaluación económica correspondiente al precio de mercado del presente año.

En cuanto al plástico requerido, se utilizan precios referenciales del mercado provenientes de empresas de revalorización de residuos plásticos, el precio a utilizar para la evaluación se fija en **\$200 [CLP/kg] o 221 [USD/ton]**. (Reciclean, 2023). En cuanto a las proyecciones, se prevé que el cambio en las tecnologías sumado al incremento en la infraestructura de este rubro permita reducciones en los costos de esta materia prima. Sin embargo, al no tener una base sustentable, se considera constante el precio del plástico requerido.

6.1.2 Mercado objetivo, proyecciones y precios

*Mercado Objetivo*

Tal como se mencionó de manera previa, el mercado objetivo corresponde a 3 de los principales mercados de exportación frutícola en nuestro país, siendo el mercado de las cerezas el principal mercado traccionante del proyecto. La producción inicial de la planta considera los volúmenes de exportación para el presente año (2023), considerándose un **aumento anual del 1%** en la producción de amoníaco. El incremento en la producción de la planta junto se sustenta en base a las proyecciones que tiene este mercado, en donde se espera un constante crecimiento durante los próximos años, lo cual permite tener mayor seguridad durante el horizonte evaluado del proyecto.

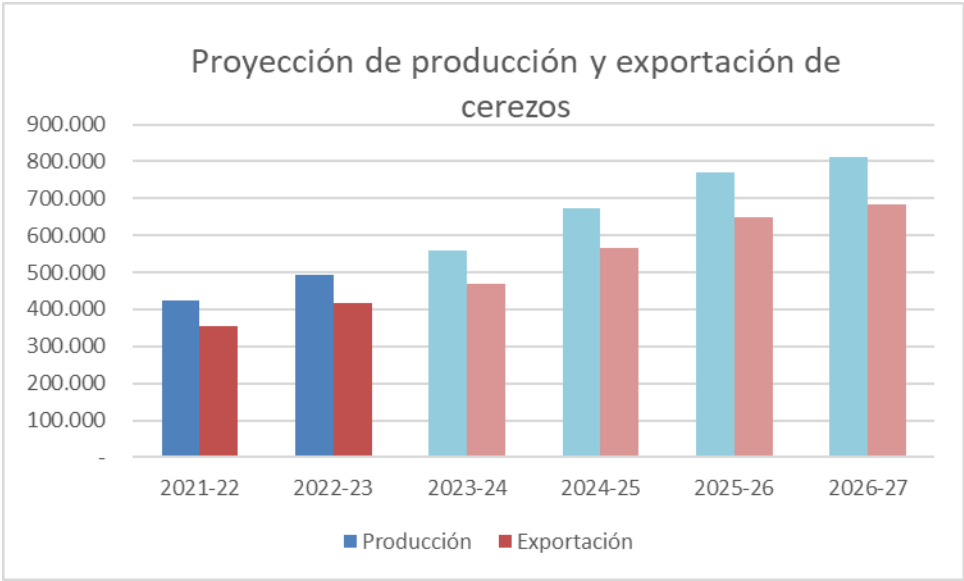


Figura 6.4: Proyección de producción y exportación cerezas (ASOEX, 2023)

*Precio de mercado amoníaco*

En cuanto al precio de venta del amoníaco, este se encuentra principalmente determinado por el costo nivelado que implica la tecnología utilizada. Se presentan a continuación, la comparación de **precios**

**actuales** para estas tres tecnologías según el lugar de procedencia y tipo de amoníaco. (Edwardes-Evans y otros, 2023):

Tabla 6.1: Comparación precios de mercado amoníaco según tipo (Edwardes-Evans y otros, 2023)

| Tipo de amoníaco/Lugar de procedencia | Promedio de Precio [USD/ton] |
|---------------------------------------|------------------------------|
| <b>Verde</b>                          | <b>779,07</b>                |
| Far East Asia from Australia          | 771,89                       |
| Far East Asia from Middle East        | 785,65                       |
| Far East Asia from WC Canada          | 771,56                       |
| Northwest Europe from EC Canada       | 753,56                       |
| Northwest Europe from Middle East     | 802,4                        |
| Northwest Europe from US Gulf Coast   | 789,33                       |
| <b>Azul</b>                           | <b>382,61</b>                |
| Far East Asia                         | 408,05                       |
| Middle East                           | 369,41                       |
| Northwest Europe                      | 418,88                       |
| USGC                                  | 334,1                        |
| <b>Gris</b>                           | <b>340,77</b>                |
| Black Sea                             | 302,95                       |
| Far East Asia                         | 376,36                       |
| Middle East                           | 337,73                       |
| Northwest Europe                      | 380,45                       |
| USGC                                  | 306,36                       |
| <b>Total general</b>                  | <b>527,24</b>                |

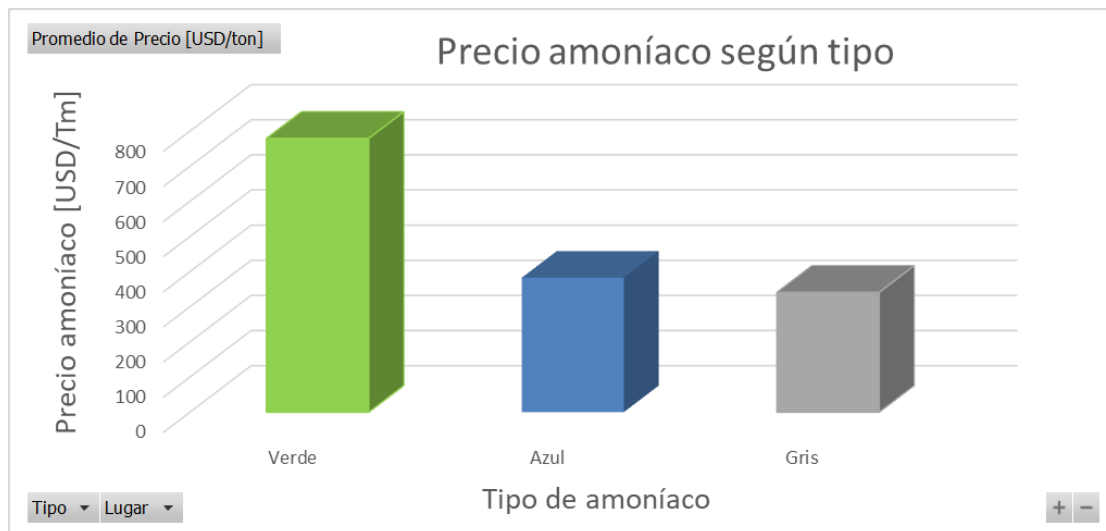


Figura 6.5: Precios amoníaco según tipo (Edwardes-Evans y otros, 2023)

### 6.1.3 Criterios de evaluación del proyecto

#### *Moneda seleccionada*

Se presentan a continuación algunas consideraciones que se toman para la evaluación económica. La primera de ellas corresponde a la moneda a utilizar, la cual corresponderá al dólar, divisa internacional que está sometida a menos fluctuaciones que la moneda nacional, al mismo tiempo, se encuentra alineada con los precios referenciales de mercado, y con la compra de la tecnología requerida para llevar a cabo el proyecto.

#### *Horizonte del proyecto*

El proyecto considera un **horizonte de 20 años**, utilizado generalmente para proyectos de ingeniería química (Peters y otros, 2003), además, el amoníaco es sin lugar a duda un producto indispensable en un sinnúmero de actividades, por lo que sus proyecciones a futuro son favorables para la evaluación de un proyecto considerando un mínimo de 2 décadas.

#### *Tasa de descuento*

Se considera una **tasa de descuento del 8%** y una tasa de impuestos del 14,26% para los escenarios que implican un financiamiento externo, siendo este mismo financiamiento pagado mediante cuotas fijas en un período de 5 años. La tasa de impuesto es fijada según información entregada por el banco central, en donde se considera el interés que tendría un préstamo con fines comerciales (Banco Central, 2023)

#### *Capital de trabajo*

En cuanto al capital de trabajo, se calcula la cantidad de capital requerido para financiar las operaciones diarias y cubrir las obligaciones a corto plazo al principio del proyecto, en el período donde aun no se perciben las ganancias. El capital de trabajo requerido se calcula como la diferencia entre los activos y los pasivos corrientes, lo cual considera el inventario requerido para mantener una producción durante los 3 primeros meses, los cuentas por pagar producto de los costos operacionales del proyecto y las cuentas por cobrar, las cuales generalmente se pagan posterior a un cierto periodo de tiempo y no inmediatamente.

Por último, para la depreciación se considera un 10% anual para todo lo referido a activos fijos relacionado a equipos y un 2% para todo lo relacionado a infraestructura.

## 6.2 Estimación CAPEX

La evaluación económica determina la viabilidad del proyecto, por ello, es de suma importancia identificar los tres principales pilares del proyecto; los ingresos, la inversión inicial y los costos asociados. Para la determinación de estos dos últimos se consideran 2 conceptos claves en todo proyecto, en primer lugar; el CAPEX, el cual hace alusión a los costos de capital que se deben tener en toda planta para el

levantamiento de esta; mientras que el OPEX permite evidenciar los costos que mantiene la planta durante su periodo de operación, lo cual determinará parte del margen de utilidades que se tendrá a través de los distintos periodos. Se presentan a continuación, el desglose de ambos costos.

La estimación del CAPEX de la planta en su totalidad considera su división en dos, la primera de ellas corresponderá a la planta de gasificación, limpieza y purificación del hidrógeno, mientras que la segunda sub-planta corresponderá a la síntesis de amoníaco como tal, para la cual se consideran valores ya existentes relacionados a los costos capitales del proceso Haber Bosch.

Dada la gran cantidad de equipos, el diseño y posterior estimación de costos de estos puede volverse engorroso en la práctica, por esta razón, para los costos de capital se hará una estimación de costos, tomando valores de referencia. Sin embargo, es de suma importancia la introducción de dos conceptos previo al cálculo del costo de inversión de los distintos equipos/instalaciones. El primero de ellos corresponde al “índice de costes” (i), el cual permite relacionar los costos entre distintas fechas. El uso de esta relación debe utilizarse con precaución y preferentemente con intervalos cortos de tiempo.

$$C_2 = C_1 \left( \frac{i_2}{i_1} \right) \quad (\text{ec.58})$$

Existen distintos tipos de índices de costos, los cuales se seleccionan preferentemente según el sector al cual pertenezca el proyecto, y al acceso que tenga a las distintas fuentes de datos comprendiendo que algunos índices son demasiados costosos e implica la suscripción a ciertos informes. El presente proyecto considera el Índice de Costos de Plantas de Ingeniería Química (CEPCI), el cual es altamente empleado para la evaluación rápida de costos de equipos y plantas en la industria química de procesos. Se presentan a continuación los valores utilizados para la actualización de costos (Maxwell, 2023).

*Tabla 6.2: Índice de costes CEPCI para estimación de CAPEX (Maxwell, 2023)*

| Índice de costos CEPCI |     |      |     |
|------------------------|-----|------|-----|
| 2023                   | 803 | 2014 | 576 |
| 2022                   | 816 | 2013 | 567 |
| 2021                   | 709 | 2012 | 585 |
| 2020                   | 596 | 2011 | 586 |
| 2019                   | 608 | 2010 | 551 |
| 2018                   | 603 | 2009 | 522 |
| 2017                   | 568 | 2008 | 575 |
| 2016                   | 542 | 2007 | 525 |
| 2015                   | 557 | 2006 | 500 |

El segundo concepto utilizado en la estimación del CAPEX corresponde al escalamiento, para el cual se considera el Método de Williams, método de tipo general que permite relacionar la inversión requerida en una planta o un equipo en función de su capacidad. Formando una expresión potencial, representada

mediante la siguiente expresión, para la comparación entre las inversiones de instalaciones similares, pero de distinta capacidad (Márquez Robles & Lopez Sandoval, 1999):

$$I_2 = I_1 \cdot \left[ \frac{Q_2}{Q_1} \right]^n \quad (\text{ec.59})$$

Donde  $I_i$  corresponden a las inversiones requeridas,  $Q_i$  a la capacidad del equipo y  $n$  un factor de escala empírico que ha sido determinado para una gran cantidad de instalaciones y equipos individualmente, estos valores son tabulados para cada clase de aparato y/o fabricaciones químicas, generalmente este valor oscila entre 0,45 y 0,75. (Márquez Robles & Lopez Sandoval, 1999).

Con la aplicación de ambos conceptos, es posible la estimación de los costos de inversión para cada uno de los subsectores de la planta. Se presentan a continuación, los valores obtenidos para los equipos más importantes por sección:

*Tabla 6.3: Detalle costos de inversión capital fijo por sección de la planta*

| Resumen CAPEX                                       |                         |                    |                           |                         |                    |
|-----------------------------------------------------|-------------------------|--------------------|---------------------------|-------------------------|--------------------|
| Proceso                                             | Equipo /<br>Instalación | Costo<br>[\$MMUSD] | Proceso                   | Equipo /<br>Instalación | Costo<br>[\$MMUSD] |
| Recepción y<br>acondicionamiento<br>materias primas | Silos (2)               | 0,02               | Reacción WGS              | Compresor               | 0,48               |
|                                                     | Trituradora             | 0,08               |                           | HTS reactor             | 0,63               |
|                                                     | Secador                 | 1,54               |                           | Condensador             | 1,24               |
|                                                     | Caldera                 | 0,12               |                           | LTS reactor             | 0,63               |
| Gasificación                                        | Gasificador BFB         | 5,43               |                           | Intercooler             | 0,53               |
| Separación de aire                                  | Planta ASU              | 2,20               | Absorción CO <sub>2</sub> | Planta 30% MEA          | 4,96               |
| Limpieza y<br>acondicionamiento<br>del syn-gas      | Ciclón                  | 0,02               | Síntesis de amoníaco      | Planta síntesis         | 29,17              |
|                                                     | Filtro de tela          | 0,11               |                           |                         |                    |
|                                                     | Proceso LO-CAT          | 0,40               |                           |                         |                    |

Se presenta a continuación, a modo de complemento el gráfico asociado a la estructura de costos de inversión de capital para el proceso de **producción de hidrógeno**:

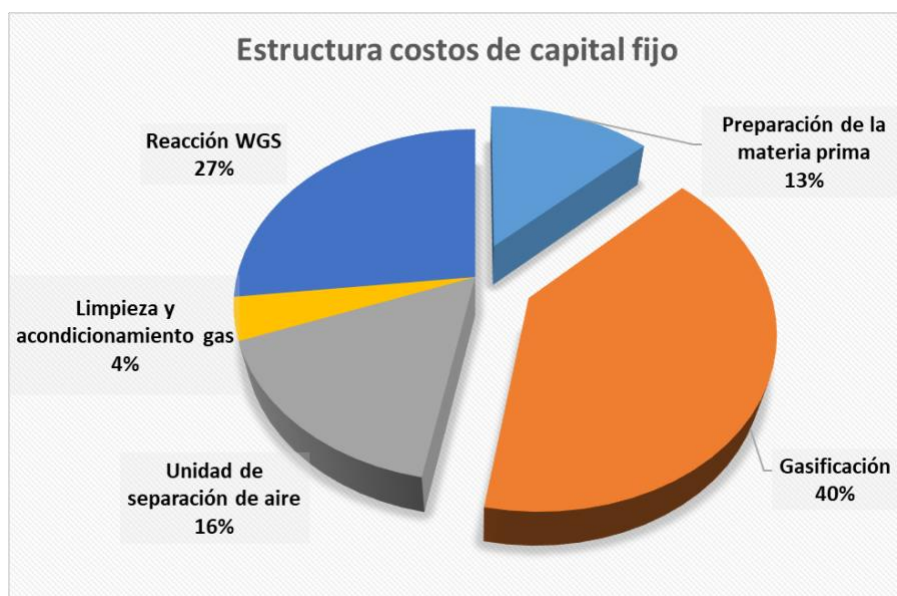


Figura 6.6: Estructura costos de capital fijo producción de hidrógeno

A partir de los de los costos requeridos de los equipos, se estima el resto de los costos fijos de la planta a partir de las estimaciones realizadas por (Peters y otros, 2003), se presentan a continuación las ponderaciones realizadas para cada uno de los costos necesarios:

Tabla 6.4: Inversión en capital fijo por componente para planta productora de hidrógeno

| Componente                  | Rango % | Valor Seleccionado | Costo [MMUSD] |
|-----------------------------|---------|--------------------|---------------|
| <b>Costos directos</b>      |         |                    |               |
| Equipos comprados           | 15-40   | 40%                | 19,7          |
| Instalación equipos         | 6-14    | 8%                 | 3,9           |
| Instrumentación y controles | 2-8     | 4%                 | 2,0           |
| Tuberías                    | 3-20    | 5%                 | 2,5           |
| Instalación eléctrica       | 2-10    | 2%                 | 1,0           |
| Construcciones              | 3-18    | 6%                 | 3,0           |
| Yard improvements           | 2-5     | 2%                 | 0,9           |
| Service facilities          | 8-20    | 10%                | 4,9           |
| Land                        | 1-2     | 2%                 | 1,0           |
| <b>Costos indirectos</b>    |         |                    |               |
| Ingeniería y supervisión    | 4-21    | 6%                 | 3,0           |
| Construction expense        | 4-16    | 6%                 | 3,0           |
| Contractor's fee            | 2-6     | 2%                 | 0,9           |
| Contingency                 | 5-15    | 7%                 | 3,6           |
| <b>TOTAL</b>                |         | <b>100,00%</b>     | <b>49</b>     |

El costo de la planta requerida para la producción de amoníaco se estima según su capacidad en base a referencias sobre plantas ya existentes (Pate y otros, 2008), en base a esto se presenta el capital fijo a invertir para la totalidad de la planta como:

*Tabla 6.5: Inversión en capital fijo*

|                                              |                     |
|----------------------------------------------|---------------------|
| <b>Planta I (Producción H<sub>2</sub>)</b>   | <b>46 [\$MMUSD]</b> |
| <b>Planta II (Producción NH<sub>3</sub>)</b> | <b>29 [\$MMUSD]</b> |
| <b>TOTAL INVERSIÓN</b>                       | <b>75 [\$MMUSD]</b> |

### 6.3 Estimación OPEX

Para los costos asociados a la operación, se distinguen dos tipos; en primer lugar, los costos directos, los cuales se refieren a los gastos asociados directamente con la producción y operación de la planta, como lo son las materias primas, los servicios o los distintos insumos requeridos en los distintos procesos. Se presentan a continuación los principales costos directos asociados al proyecto:

| <b>Ítem</b>                     | <b>Unidad</b> | <b>Cantidad</b> | <b>Precio \$US/Unidad</b> |
|---------------------------------|---------------|-----------------|---------------------------|
| <b>Materias primas</b>          |               |                 |                           |
| Biomasa                         | Ton           | 38.016          | \$ 9,4                    |
| Plástico                        | Ton           | 17.280          | \$ 221,2                  |
| <b>Servicios</b>                |               |                 |                           |
| Agua                            | Ton           | 146.070         | \$ 2,0                    |
| Energía eléctrica               | MWh           | 3.303           | \$ 55,0                   |
| Combustible                     | [kg/h]        | 12.721          | \$ 9,4                    |
| Refrigerante                    | [MWh]         | 74.993          | \$ 0,2                    |
| <b>Insumos</b>                  |               |                 |                           |
| Catalizador Gasificación        | kg            | 990             | \$ 123                    |
| Catalizador WGS                 | kg            | 810             | \$ 419                    |
| MEA                             | kg            | 132.138         | \$ 3                      |
| Catalizador LO-CAT <sup>®</sup> | kg            | 17.280          | \$ 0,2                    |
| <b>Ambiental</b>                |               |                 |                           |
| RILES                           | Ton           | 549             | \$ 1.040                  |
| RISES                           | Ton           | 259             | \$ -                      |
| GASES                           | Ton           | 83.346          | \$ -                      |

*Figura 6.7: Costos de operación directos por período anual*

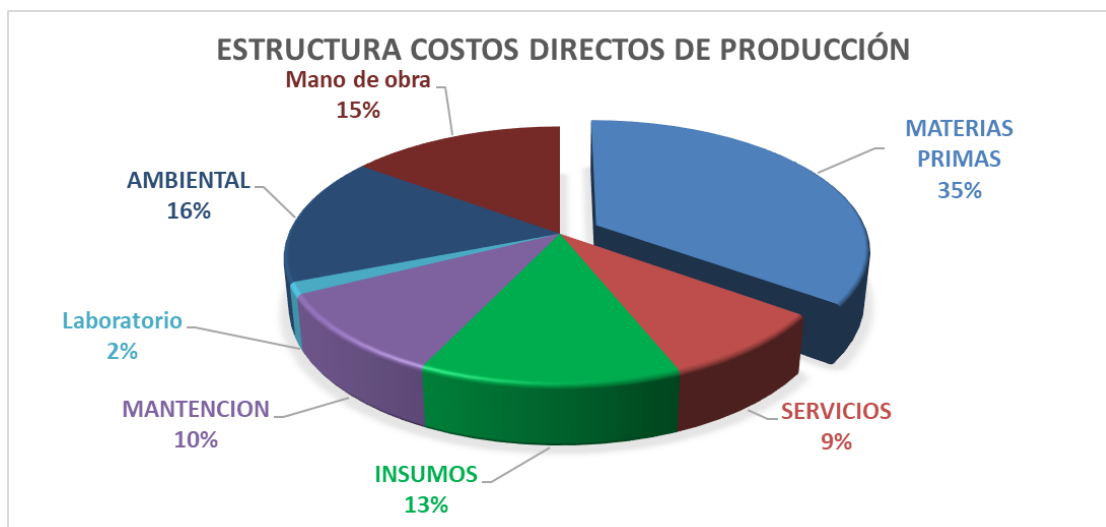


Figura 6.8: Estructura costos directos de producción

Para mayor detalle sobre los costos directos de operación, se recomienda consultar el Anexo N°4, en el cual se justifica la selección de cada uno de los costos.

#### 6.4 Indicadores económicos del proyecto

Dentro de la gran variedad de indicadores económicos utilizados en la ingeniería de proyectos para los análisis de rentabilidad, se opta por los indicadores señalados a continuación (Zomosa, 1984):

- Valor Actual Neto (VAN): Método de evaluación de proyectos que permite conocer el valor actual del proyecto, para ello, este método considera la depreciación del dinero a lo largo del tiempo, razón por la cual, se actualizan a la fecha las futuras rentabilidades por medio de la tasa de descuento. Para un proyecto en particular el VAN no permite visualizar en gran medida lo bueno o no que es un proyecto, sin embargo, su uso en análisis de sensibilidad permite identificar dentro de los escenarios, el de mayor valor.
- Tasa Interna de Retorno (TIR): Uno de los indicadores más usados en la actualidad debido a que entrega resultados en forma de valores absolutos y no relativos, Además, al igual que el VAN, el TIR considera el valor del dinero en el tiempo. Se define como tasa interna de retorno de un proyecto, la tasa de actualización (o descuento), para la cual el valor actual del proyecto se vuelve nulo, es decir, los ingresos anuales actualizados, solo bastan para la recuperación del capital invertido.
- PayBack o tiempo de recuperación: Indica el tiempo en el que se recupera el capital invertido. Su determinación es posible mediante el flujo neto acumulado durante los distintos periodos.

- Índice de rentabilidad: Indicador que permite comparar el valor actual neto del proyecto (VAN) respecto al valor de la inversión inicial, por lo cual permite dimensionar la recuperación de la inversión a tiempo presente.

A partir de los indicadores mencionados, se evalúa la rentabilidad del proyecto frente a los distintos escenarios que serán presentados con posterioridad.

## 6.5 Resultados evaluación económica

A partir de los criterios de evaluación, se realiza el flujo de caja para el escenario principal, para el cual se considera:

- Producción anual 24 [kton] de amoníaco con un crecimiento anual del 1,5%, y un 1% de aumento en el precio de venta
- Precio de venta correspondiente a 780 [USD/ton].
- Tasa de descuento del 8% y financiamiento total mediante capital propio.

A partir de esto, se calculan los distintos indicadores económicos, obteniéndose los siguientes resultados:

Tabla 6: Resultados evaluación económica

| Indicador                | Valor | Unidad    |
|--------------------------|-------|-----------|
| Costo nivelado hidrógeno | 1,87  | [USD/kg]  |
| Costo nivelado amoníaco  | 425   | [USD/ton] |
| VAN                      | 80    | [MMUSD]   |
| TIR                      | 18    | [%]       |
| IVAN                     | 1,06  | [-]       |

Se presenta el flujo de caja obtenido para el presente proyecto:

| INGRESO                       | UNIDADES/Periodo | 0      | 1              | 2              | 3              | 4              | 5              | 6              | 7             | 8             | 9             | 10            |
|-------------------------------|------------------|--------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|---------------|---------------|---------------|---------------|
| Producción                    | TPA              | \$ -   | \$ 23.406      | \$ 23.874      | \$ 24.351      | \$ 24.838      | \$ 25.335      | \$ 25.842      | \$ 26.359     | \$ 26.886     | \$ 27.424     | \$ 27.972     |
| Precio                        | US\$/TON         | \$ 780 | \$ 788         | \$ 796         | \$ 804         | \$ 812         | \$ 820         | \$ 828         | \$ 836        | \$ 845        | \$ 853        | \$ 862        |
| Ingreso Operacional           | US\$/AÑO         | \$ -   | \$ 18.439.058  | \$ 18.995.917  | \$ 19.569.594  | \$ 20.160.596  | \$ 20.769.446  | \$ 21.396.683  | \$ 22.042.863 | \$ 22.708.557 | \$ 23.394.356 | \$ 24.100.865 |
| Ingreso No Operacional        | US\$/AÑO         | \$ -   | \$ -           | \$ -           | \$ -           | \$ -           | \$ -           | \$ -           | \$ -          | \$ -          | \$ -          | \$ -          |
| INGRESO Total                 | US\$/AÑO         | \$ -   | \$ 18.439.058  | \$ 18.995.917  | \$ 19.569.594  | \$ 20.160.596  | \$ 20.769.446  | \$ 21.396.683  | \$ 22.042.863 | \$ 22.708.557 | \$ 23.394.356 | \$ 24.100.865 |
| <b>COSTOS VARIABLES</b>       |                  |        |                |                |                |                |                |                |               |               |               |               |
| MATERIAS PRIMAS               | US\$/AÑO         | \$ -   | \$ 1.505.989   | \$ 1.399.855   | \$ 1.427.852   | \$ 1.456.409   | \$ 1.485.537   | \$ 1.515.248   | \$ 1.545.553  | \$ 1.576.464  | \$ 1.607.994  | \$ 1.640.153  |
| SERVICIOS                     | US\$/AÑO         | \$ -   | \$ 382.693     | \$ 390.347     | \$ 398.154     | \$ 406.117     | \$ 414.239     | \$ 422.524     | \$ 430.975    | \$ 439.594    | \$ 448.386    | \$ 457.354    |
| INSUMOS                       | US\$/AÑO         | \$ -   | \$ 567.966     | \$ 577.671     | \$ 587.570     | \$ 597.666     | \$ 607.965     | \$ 618.469     | \$ 629.184    | \$ 640.113    | \$ 651.260    | \$ 662.631    |
| AMBIENTAL                     | US\$/AÑO         | \$ -   | \$ 690.301     | \$ 690.301     | \$ 690.301     | \$ 690.301     | \$ 690.301     | \$ 690.301     | \$ 690.301    | \$ 690.301    | \$ 690.301    | \$ 690.301    |
| <b>COSTOS VARIABLES TOTAL</b> | US\$/AÑO         | \$ -   | \$ 3.146.949   | \$ 3.058.174   | \$ 3.103.877   | \$ 3.150.494   | \$ 3.198.043   | \$ 3.246.543   | \$ 3.296.013  | \$ 3.346.472  | \$ 3.397.941  | \$ 3.450.439  |
| <b>COSTOS FIJOS</b>           |                  |        |                |                |                |                |                |                |               |               |               |               |
| ARRIENDO                      | US\$/AÑO         | \$ -   | \$ -           | \$ -           | \$ -           | \$ -           | \$ -           | \$ -           | \$ -          | \$ -          | \$ -          | \$ -          |
| ANÁLISIS QUÍMICOS-AMBIENTAL   | US\$/AÑO         | \$ -   | \$ 64.115      | \$ 97.134      | \$ 98.106      | \$ 99.087      | \$ 100.078     | \$ 101.078     | \$ 102.089    | \$ 103.110    | \$ 104.141    | \$ 105.183    |
| MANTENCIÓN                    | US\$/AÑO         | \$ -   | \$ 449.999     | \$ 454.499     | \$ 459.044     | \$ 463.635     | \$ 468.271     | \$ 472.954     | \$ 477.684    | \$ 482.460    | \$ 487.285    | \$ 492.158    |
| PERSONAL                      | US\$/AÑO         | \$ -   | \$ 641.150     | \$ 647.562     | \$ 654.038     | \$ 660.578     | \$ 667.184     | \$ 673.856     | \$ 680.594    | \$ 687.400    | \$ 694.274    | \$ 701.217    |
| DEPRECIACIÓN                  | US\$/AÑO         | \$ -   | \$ 1.891.835   | \$ 1.891.835   | \$ 1.891.835   | \$ 1.891.835   | \$ 1.891.835   | \$ 1.891.835   | \$ 1.891.835  | \$ 1.891.835  | \$ 1.891.835  | \$ 1.891.835  |
| <b>COSTOS FIJOS TOTAL</b>     | US\$/AÑO         | \$ -   | \$ 3.047.100   | \$ 3.091.030   | \$ 3.103.022   | \$ 3.115.134   | \$ 3.127.367   | \$ 3.139.722   | \$ 3.152.201  | \$ 3.164.805  | \$ 3.177.535  | \$ 3.190.392  |
| <b>Intereses</b>              | US\$/AÑO         | \$ -   | \$ -           | \$ -           | \$ -           | \$ -           | \$ -           | \$ -           | \$ -          | \$ -          | \$ -          | \$ -          |
| <b>COSTOS TOTAL</b>           | US\$/AÑO         | \$ -   | \$ 6.194.049   | \$ 6.149.204   | \$ 6.206.899   | \$ 6.265.628   | \$ 6.325.410   | \$ 6.386.265   | \$ 6.448.214  | \$ 6.511.277  | \$ 6.575.475  | \$ 6.640.830  |
| MARGEN OPERACIONAL            | US\$/AÑO         | \$ -   | \$ 15.292.108  | \$ 15.937.743  | \$ 16.465.717  | \$ 17.010.102  | \$ 17.571.403  | \$ 18.150.140  | \$ 18.746.850 | \$ 19.362.085 | \$ 19.996.415 | \$ 20.650.426 |
| UTILIDADES                    | US\$/AÑO         | \$ -   | \$ 12.245.009  | \$ 12.846.713  | \$ 13.362.695  | \$ 13.894.968  | \$ 14.444.036  | \$ 15.010.418  | \$ 15.594.649 | \$ 16.197.280 | \$ 16.818.880 | \$ 17.460.035 |
| IMPUESTOS                     | US\$/AÑO         | \$ -   | \$ 2.081.652   | \$ 2.183.941   | \$ 2.271.658   | \$ 2.362.145   | \$ 2.455.486   | \$ 2.551.771   | \$ 2.651.090  | \$ 2.753.538  | \$ 2.859.210  | \$ 2.968.206  |
| UTILIDADES DESPUES IMPUESTOS  | US\$/AÑO         | \$ -   | \$ 10.163.357  | \$ 10.662.772  | \$ 11.091.037  | \$ 11.532.823  | \$ 11.988.550  | \$ 12.458.647  | \$ 12.943.559 | \$ 13.443.743 | \$ 13.959.671 | \$ 14.491.829 |
| CAPITAL DE TRABAJO            | US\$/AÑO         | \$ -   | \$ 1.075.554   | \$ -           | \$ -           | \$ -           | \$ -           | \$ -           | \$ -          | \$ -          | \$ -          | \$ -          |
| INVERSIONES                   | US\$/AÑO         | \$ -   | \$ 75.092.593  | \$ -           | \$ -           | \$ -           | \$ -           | \$ -           | \$ -          | \$ -          | \$ -          | \$ -          |
| AMORTIZACIÓN                  | US\$/AÑO         | \$ -   | \$ -           | \$ -           | \$ -           | \$ -           | \$ -           | \$ -           | \$ -          | \$ -          | \$ -          | \$ -          |
| VALOR RESIDUAL                | US\$/AÑO         | \$ -   | \$ -           | \$ -           | \$ -           | \$ -           | \$ -           | \$ -           | \$ -          | \$ -          | \$ -          | \$ -          |
| DEPRECIACIÓN                  | US\$/AÑO         | \$ -   | \$ 1.891.835   | \$ 1.891.835   | \$ 1.891.835   | \$ 1.891.835   | \$ 1.891.835   | \$ 1.891.835   | \$ 1.891.835  | \$ 1.891.835  | \$ 1.891.835  | \$ 1.891.835  |
| <b>FLUJO NETO</b>             | US\$/AÑO         | \$ -   | \$ -76.168.146 | \$ 12.055.192  | \$ 12.554.606  | \$ 12.982.871  | \$ 13.424.658  | \$ 13.880.384  | \$ 14.350.481 | \$ 14.835.393 | \$ 15.335.577 | \$ 15.851.505 |
| <b>FLUJO ACUMULADO</b>        | US\$/AÑO         | \$ -   | \$ -76.168.146 | \$ -64.112.955 | \$ -51.558.348 | \$ -38.575.477 | \$ -25.150.819 | \$ -11.270.435 | \$ 3.080.047  | \$ 17.915.440 | \$ 33.251.017 | \$ 49.102.522 |

Figura 6.9: Flujo de caja. Caso principal

| 11            | 12            | 13             | 14             | 15             | 16             | 17             | 18             | 19             | 20             |
|---------------|---------------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|
| \$ 28.531     | \$ 29.102     | \$ 29.684      | \$ 30.278      | \$ 30.883      | \$ 31.501      | \$ 32.131      | \$ 32.774      | \$ 33.429      | \$ 34.098      |
| \$ 870        | \$ 879        | \$ 888         | \$ 897         | \$ 906         | \$ 915         | \$ 924         | \$ 933         | \$ 942         | \$ 952         |
| \$ 24.828.711 | \$ 25.578.538 | \$ 26.351.010  | \$ 27.146.811  | \$ 27.966.644  | \$ 28.811.237  | \$ 29.681.337  | \$ 30.577.713  | \$ 31.501.160  | \$ 32.452.495  |
| \$ -          | \$ -          | \$ -           | \$ -           | \$ -           | \$ -           | \$ -           | \$ -           | \$ -           | \$ -           |
| \$ 24.828.711 | \$ 25.578.538 | \$ 26.351.010  | \$ 27.146.811  | \$ 27.966.644  | \$ 28.811.237  | \$ 29.681.337  | \$ 30.577.713  | \$ 31.501.160  | \$ 32.452.495  |
| \$ 1.672.956  | \$ 1.706.416  | \$ 1.740.544   | \$ 1.775.355   | \$ 1.810.862   | \$ 1.847.079   | \$ 1.884.021   | \$ 1.921.701   | \$ 1.960.135   | \$ 1.999.338   |
| \$ 466.501    | \$ 475.831    | \$ 485.347     | \$ 495.054     | \$ 504.955     | \$ 515.054     | \$ 525.356     | \$ 535.863     | \$ 546.580     | \$ 557.511     |
| \$ 674.228    | \$ 686.058    | \$ 698.124     | \$ 710.432     | \$ 722.986     | \$ 735.791     | \$ 748.852     | \$ 762.174     | \$ 775.763     | \$ 789.623     |
| \$ 690.301    | \$ 690.301    | \$ 690.301     | \$ 690.301     | \$ 690.301     | \$ 690.301     | \$ 690.301     | \$ 690.301     | \$ 690.301     | \$ 690.301     |
| \$ 3.503.987  | \$ 3.558.606  | \$ 3.614.317   | \$ 3.671.142   | \$ 3.729.104   | \$ 3.788.226   | \$ 3.848.529   | \$ 3.910.039   | \$ 3.972.779   | \$ 4.036.774   |
| \$ -          | \$ -          | \$ -           | \$ -           | \$ -           | \$ -           | \$ -           | \$ -           | \$ -           | \$ -           |
| \$ 106.234    | \$ 107.297    | \$ 108.370     | \$ 109.453     | \$ 110.548     | \$ 111.653     | \$ 112.770     | \$ 113.898     | \$ 115.037     | \$ 116.187     |
| \$ 497.079    | \$ 502.050    | \$ 507.071     | \$ 512.141     | \$ 517.263     | \$ 522.435     | \$ 527.660     | \$ 532.936     | \$ 538.266     | \$ 543.648     |
| \$ 708.229    | \$ 715.311    | \$ 722.464     | \$ 729.689     | \$ 736.986     | \$ 744.356     | \$ 751.799     | \$ 759.317     | \$ 766.910     | \$ 774.580     |
| \$ 1.891.835  | \$ 1.891.835  | \$ 1.891.835   | \$ 1.891.835   | \$ 1.891.835   | \$ 1.891.835   | \$ 1.891.835   | \$ 1.891.835   | \$ 1.891.835   | \$ 1.891.835   |
| \$ 3.203.377  | \$ 3.216.493  | \$ 3.229.739   | \$ 3.243.118   | \$ 3.256.631   | \$ 3.270.279   | \$ 3.284.064   | \$ 3.297.986   | \$ 3.312.047   | \$ 3.326.249   |
| \$ -          | \$ -          | \$ -           | \$ -           | \$ -           | \$ -           | \$ -           | \$ -           | \$ -           | \$ -           |
| \$ 6.707.364  | \$ 6.775.098  | \$ 6.844.056   | \$ 6.914.261   | \$ 6.985.736   | \$ 7.058.505   | \$ 7.132.593   | \$ 7.208.025   | \$ 7.284.826   | \$ 7.363.023   |
| \$ 21.324.725 | \$ 22.019.933 | \$ 22.736.693  | \$ 23.475.668  | \$ 24.237.540  | \$ 25.023.011  | \$ 25.832.807  | \$ 26.667.674  | \$ 27.528.381  | \$ 28.415.721  |
| \$ 18.121.347 | \$ 18.803.440 | \$ 19.506.954  | \$ 20.232.550  | \$ 20.980.909  | \$ 21.752.732  | \$ 22.548.744  | \$ 23.369.688  | \$ 24.216.333  | \$ 25.089.471  |
| \$ 3.080.629  | \$ 3.196.585  | \$ 3.316.182   | \$ 3.439.534   | \$ 3.566.755   | \$ 3.697.965   | \$ 3.833.286   | \$ 3.972.847   | \$ 4.116.777   | \$ 4.265.210   |
| \$ 15.040.718 | \$ 15.606.855 | \$ 16.190.772  | \$ 16.793.017  | \$ 17.414.154  | \$ 18.054.768  | \$ 18.715.457  | \$ 19.396.841  | \$ 20.099.557  | \$ 20.824.261  |
| \$ -          | \$ -          | \$ -           | \$ -           | \$ -           | \$ -           | \$ -           | \$ -           | \$ -           | \$ -1.075.554  |
| \$ -          | \$ -          | \$ -           | \$ -           | \$ -           | \$ -           | \$ -           | \$ -           | \$ -           | \$ -           |
| 0             | 0             | 0              | 0              | 0              | 0              | 0              | 0              | 0              | 7.509.259      |
| \$ 1.891.835  | \$ 1.891.835  | \$ 1.891.835   | \$ 1.891.835   | \$ 1.891.835   | \$ 1.891.835   | \$ 1.891.835   | \$ 1.891.835   | \$ 1.891.835   | \$ 1.891.835   |
| \$ 16.932.553 | \$ 17.498.690 | \$ 18.082.606  | \$ 18.684.851  | \$ 19.305.989  | \$ 19.946.602  | \$ 20.607.292  | \$ 21.288.675  | \$ 21.991.391  | \$ 31.300.909  |
| \$ 82.418.739 | \$ 99.917.428 | \$ 118.000.035 | \$ 136.684.886 | \$ 155.990.875 | \$ 175.937.477 | \$ 196.544.769 | \$ 217.833.445 | \$ 239.824.836 | \$ 271.125.745 |

Figura 6.10: Flujo de caja. Caso principal (Continuación)

Otros supuestos realizados son la no variación en los precios de materias primas, suministros, insumos, etc. Los cuales tal como se puede observar en el Anexo N°5, si presentan variaciones a lo largo de los años,

## 6.6 Escenarios evaluación económica

La evaluación económica de un proyecto, y en específico sus resultados, son dependientes de muchas variables las cuales pueden ser controlados mediante el inversionista, pero al mismo tiempo, existen variables externas que pueden afectar las proyecciones que se tiene para el proyecto dentro de su respectivo horizonte.

Se presentan a continuación, análisis de rentabilidad para el proyecto para distintos

### 6.6.1 Análisis de rentabilidad según precio.

El precio de venta es una de las variables más determinantes en la rentabilidad del proyecto, como también una de más difíciles de determinar, principalmente considerando que el mercado del amoníaco verde es distinto al del amoníaco gris, a pesar de ser un commodity. Se presente el análisis de rentabilidad del proyecto dependiendo del precio impuesto al producto (\$USD/ton), la rentabilidad en este caso se puede medir según el valor actual neto de proyecto y la tasa interna de retorno obtenida.

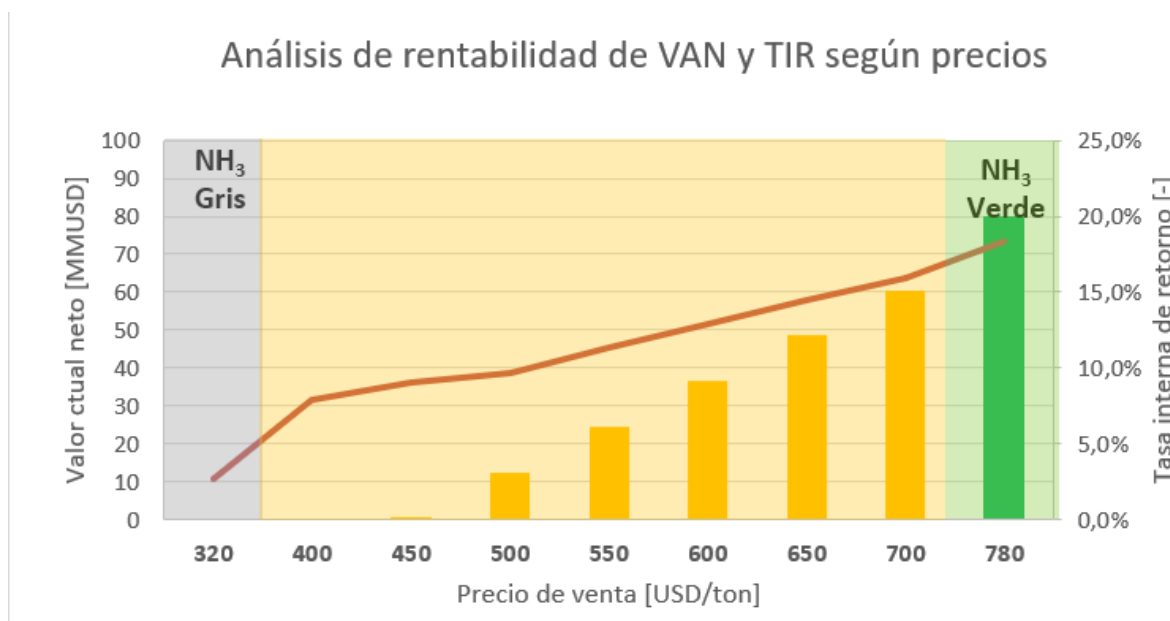


Figura 6.11: Análisis de rentabilidad del proyecto según precio

Se puede observar cómo el proyecto presenta rentabilidad con precios ubicados entre el amoníaco gris (producido mediante combustibles fósiles) y el amoníaco verde presente en el mercado (mediante electrólisis). El resultado de esto indica que el amoníaco producido vía gasificación es competitivo dentro del mercado “verde”, presentándose como una vía mucho más económica que lo que se evidencia hoy en día al utilizar un proceso de electrólisis, sin embargo, la rentabilidad del proyecto decae a medida que su precio de venta se aproxima al del amoníaco gris, volviéndolo no competitivo aún con este producto.

#### 6.6.2 Impacto valor en costos operacionales

De igual manera, se evalúa el impacto que tendría el aumento/reducción en el precio de los principales costos directos sobre el proyecto. Se evalúa el % de variación del valor actual neto del proyecto (VAN) frente a una variación de un 20% positiva y negativa de distintos ítems. Se puede observar como la variable que tiene mayor incidencia es el precio del plástico por parte de las materias primas y, por otro lado, el costo del agua de refrigeración requerida por parte de los servicios.

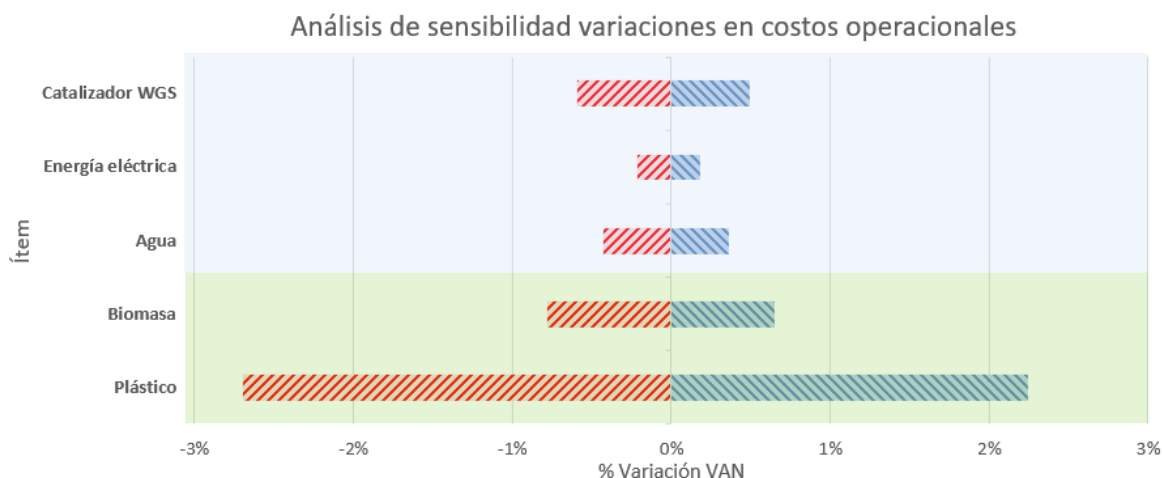


Figura 6.12: Análisis de rentabilidad proyecto frente a variaciones en costos operacionales

### 6.6.3 Análisis de rentabilidad IVAN del proyecto

La tasa de descuento permite cuantificar el valor neto del proyecto según el riesgo que tenga este, afectando los flujos futuros de ingresos. Se presenta a continuación el análisis de sensibilidad respecto a la tasa de descuento, el cual sirve para comparar el valor actual neto del proyecto considerando el riesgo y/o la oportunidad de inversión en otra alternativa:

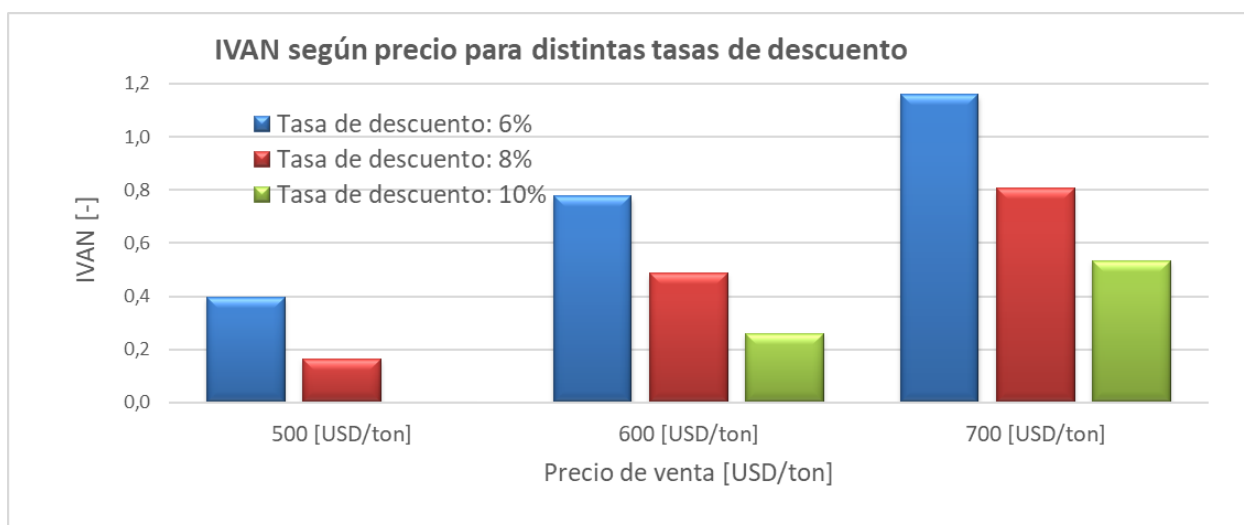


Figura 6.13 Análisis de rentabilidad IVAN del proyecto

### 6.6.4 Análisis de rentabilidad según producción

El presente estudio técnico-económico consideró la producción de 2,7 [ton/h] con el fin de abarcar el mercado objetivo presentado en *Mercado Objetivo*, sin embargo, el hecho de ser una planta de pequeña-mediana escala implica que la inversión en capital fijo es alta en comparación al valor actual neto del proyecto, diferencia la cual se vuelve menor a medida que se aumenta la producción de la planta, en donde si bien, este aumento en la producción implica mayores inversiones iniciales y mayores costos de

operación, esto se nivela mediante los ingresos operacionales que se obtienen producto de mayores ventas.

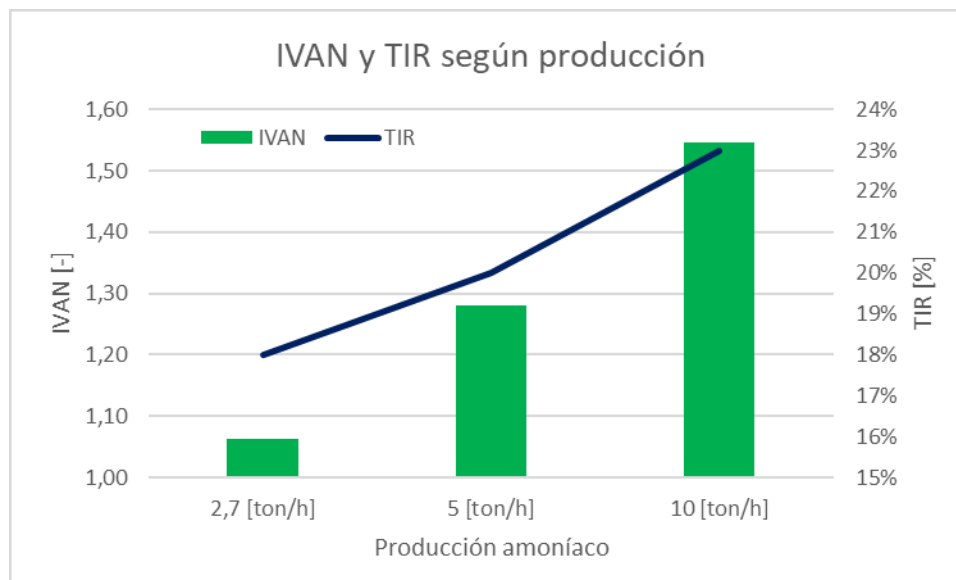


Figura 6.14: Análisis de sensibilidad rentabilidad del proyecto según producción

## 7 Conclusiones

El presente proyecto se presenta como una oportunidad para el desarrollo de industria local, ya que permite el aprovechamiento y revalorización de residuos de la industria forestal, en conjunto con el uso de plásticos reciclados para su reconversión termoquímica en uno de los productos químicos más producidos a nivel mundial, el amoníaco, cuya producción también se vuelve estratégico debido a su alineamiento con los ejes que presentan gran parte de las estrategias climáticas presentes en la actualidad. El presente proyecto permitiría abastecer de un fertilizante de sello verde a parte de la industria agropecuaria con fines de exportación, entrando en la cadena de valor de mercados importantes en la actualidad para nuestro país como lo son el mercado de las cerezas, uvas y avellanas.

El estudio técnico realizado permitió detectar parte de las necesidades a nivel tecnológico y a nivel de suministros del proyecto, ya sean materias primas, servicios y todo tipo de insumos, de esta manera, a partir de las razones técnicas, fue posible su posterior evaluación económica con el fin de identificar la viabilidad del proyecto bajo distintos escenarios. El resultado de esta evaluación económica indica un valor actual neto del proyecto de 80 [MMUSD], una tasa interna de retorno del 18,3% y un periodo de pago del proyecto de 6 años, esto considerando como principales supuestos una tasa de descuento del 8% y un horizonte del proyecto de 20 años con un precio fijo del producto de 750 USD/ton.

Los resultados obtenidos sin duda permiten evidenciar la oportunidad y desafíos que implica la instauración de una industria de este tipo en nuestro país, principalmente considerando que el precio de venta del amoníaco producido vía gasificación aún no es competitivo con el amoníaco gris que se tiene hoy en día en el mercado, el cual se obtiene a partir de combustibles fósiles, aun así, el amoníaco producido se presenta bajo este estudio de pre-factibilidad como una opción económica y competitiva frente al amoníaco verde que en la actualidad se produce vía electrólisis del agua. Además, como se logra observar en los análisis de sensibilidad realizados a la rentabilidad del proyecto, el diseño de una planta de mayor escala permitiría una mayor rentabilidad del proyecto, por lo que el interés ya sea a nivel nacional como internacional frente a este tipo de proyectos (amoníaco verde) es fundamental para su materialización.

## 8 Referencias

- Abenza, D. P. (2012). *Evaluación de efectos de varios tipos de biochar en suelo y planta*. Universitat Autònoma de Barcelona.
- Abia Águila, L., Rejo Coira, M., & Vieira Miguel, R. (s.f.). *El tratamiento de aguas industriales contaminadas con sulfuros*. Universida de la palma de Gran Canaria.
- Afzal, S., Singh, A., Nicholson, S. R., Uekert, T., DesVeaux, J. S., Tan, E. C., . . . Beckham, G. T. (2023). *Techno-economic analysis and life cycle assessment of mixed plastic waste gasification for production of methanol and hydrogen*. Royal Society of Chemistry.
- Asbu, P. (2010). *Biomass Gasification and Pyrolysis*. Elsevier.
- Banco Central. (2022). *Indicadores de Comercio Exterior*.
- Banco Central. (Octubre de 2023). *Tasas de Interés*. <https://www.bcentral.cl/web/banco-central/areas/estadisticas/tasas-de-interes>
- Basu, P. (2006). *Combustion And Gasification In Fluidized Beds*. CRC Press. <https://doi.org/https://doi.org/10.1201/9781420005158>
- Basu, P. (2010). *Biomass Gasification and Pyrolysis, Practical Design and Theory*. Elsevier.
- Belong. (2023). *Sawdust Dryer*. <https://www.charcoalmachinery.com/product/sawdust-dryer/#Working-principle-of-rotary-dryer>
- Benedetti, V., Patuzzi, F., & Baratieri, M. (2017). *Characterization of char from biomass gasification and its similarities with activated carbon in adsorption applications activated carbon in adsorption applications*. Elsevier.
- Biblioteca del Congreso Nacional de Chile. (2019). *Consumo y mercado de los fertilizantes*.
- Biblioteca Nacional. (2022). *La situación del uso de fertilizantes en Chile*.
- Cea Muñoz, H. R. (2003). *Caracterización de astillas y aserrín para una planta de tableros de partículas en Valdivia*. Universidad Austral de Chile.
- CEPAL. (2022). *Hacia una seguridad alimentaria y nutricional sostenible en América Latina y el Caribe en respuesta a la crisis alimentaria mundial*.
- Chemical Technology Lab. (s.f.). *Cálculo ciclones*. [http://www.diquima.upm.es/old\\_diquima/Investigacion/proyectos/chevic/catalogo/CICLONES/Calc6.htm](http://www.diquima.upm.es/old_diquima/Investigacion/proyectos/chevic/catalogo/CICLONES/Calc6.htm)

Cooper, D., & Alley, F. C. (2011). *Air Pollution Control: A Design Approach*. Waveland Press, Inc.

DEPARTAMENTO DE HIDROCARBUROS. (2015). *INFORME DE PROYECCIONES DE PRECIOS*.

Devi, L., Ptasinski, K. J., & Janssen, F. J. (2002). *A review of the primary measures for tar elimination in biomass gasification processes*. ELSEVIER.

Dirección de Presupuestos, Gobierno de Chile. (4 de Julio de 2022). *Situación agrícola y fertilizantes*.  
[https://www.camara.cl/verDoc.aspx?prmID=254337&prmTipo=DOCUMENTO\\_COMISION](https://www.camara.cl/verDoc.aspx?prmID=254337&prmTipo=DOCUMENTO_COMISION)

Enaex. (2023). *HyEx*. <https://www.enaex.com/cl/es/hyex/>

ENAE. (2023). *Nuestros productos: Enaex*. <https://www.enaex.com/cl/es/nuestros-productos/>

FAO. (2020). *Gasificación de biomasa*. Argentina.

FAO. (2023). *Situación Alimentaria Mundial*.  
<https://www.fao.org/worldfoodsituation/foodpricesindex/es/#:~:text=%C2%BB%20El%20%C3%ADndice%20de%20precios%20de,mismo%20mes%20del%20a%C3%B1o%20pasado.>

Fernandez Buezas, B. d. (2021). *Diseño conceptual y simulación de un proceso de gasificación de biomasa con carbonatación y acondicionamiento del gas de síntesis para producción de hidrógeno*. Universidad de Sevilla.

García, N. (Diciembre de 2018). *Implementación del impuesto verde en Chile*. Biblioteca del congreso nacional de Chile.

García, R. (15 de Abril de 2021). *Biochar y sus aplicaciones potenciales en el suelo*.  
<https://www.tecnicaindustrial.es/biochar-y-sus-aplicaciones-potenciales-en-el-suelo/>

Geopolitical Monitor. (7 de Junio de 2022). *US Natural Gas Prices Hit 14-Year High*.  
<https://www.geopoliticalmonitor.com/us-natural-gas-prices-hit-14-year-high/>

GICHD. (1 de Septiembre de 2020). *Reducir los riesgos asociados con el nitrato de amonio*.  
[https://www.gichd.org/fileadmin/AMAT/\\_uploads/AMAT\\_Insights\\_1\\_ammonium\\_nitrate\\_ES.pdf](https://www.gichd.org/fileadmin/AMAT/_uploads/AMAT_Insights_1_ammonium_nitrate_ES.pdf)

GIZ. (2022). *Industria del Amoníaco: estado actual y oportunidades para la descarbonización*.

Gysling Caselli, J., & Bañados M., J. (2021). *Subproductos madereros de la industria del aserrío 2021*. INFOR.  
<https://doi.org/https://doi.org/10.52904/20.500.12220/31300>

ICEX. (2018). *El mercado de fertilizantes en Chile*.

IEA. (2021). *Ammonia Technology Roadmap*.

- Impocom Chile Spa. (2023). *Trituradora Metal, Plástico y madera*. [https://impocomchile.cl/wp-content/uploads/2021/10/PARAMETROS-TRIT\\_IMP-1000.pdf](https://impocomchile.cl/wp-content/uploads/2021/10/PARAMETROS-TRIT_IMP-1000.pdf)
- Insights, S. G., Edwardes-Evans, H., Perez, M., & Burgess, J. (19 de Septiembre de 2023). *Interactive: Platts Ammonia price chart*. <https://www.spglobal.com/commodityinsights/en/market-insights/latest-news/energy-transition/051023-interactive-ammonia-price-chart-natural-gas-feedstock-europe-usgc-black-sea>
- Instituto Forestal. (2023). *Precios Forestales : Junio 2023*. Gobierno de Chile.
- Instituto Forestal. (Septiembre de 2023). *Boletín de Precios Forestales*. <https://wef.infor.cl/index.php/publicaciones/boletines-estadisticos/boletin-precios-forestales>
- IPNI. (2019). *Fuentes de nutrientes específicos/ Amoníaco*. [http://www.ipni.net/publication/nss-es.nsf/0/118E9B3F7DB0FBD385257BBA0059BC0C/\\$FILE/NSS-ES-10.pdf](http://www.ipni.net/publication/nss-es.nsf/0/118E9B3F7DB0FBD385257BBA0059BC0C/$FILE/NSS-ES-10.pdf)
- IRENA. (2022). *Green hydrogen for industry: A guide to policy making*. Abu Dhabi.
- IRENA. (2022). *Innovation Outlook: Renewable Ammonia*.
- Jones, D. A. (2018). *Technoeconomic Evaluation of MEA versus Mixed Amines and a Catalyst System for CO2 Removal at Near-Commercial Scale at Duke Energy Gibson 3 Plant and Duke Energy Buck NGCC Plant*. Lawrence Livermore National Laboratory.
- Khawaja, H. (2015). *Review of the phenomenon of fluidization and its numerical modelling techniques*. The International Journal of Multiphysics.
- Kunii, D., & Levenspiel, O. (1991). *Fluidization Engineering*. Butterworth-Heinemann. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/C2009-0-24190-0>
- Lepe, J. P. (2022). *Boletín de la fruta*. ODEPA.
- Londoño, C. A. (2006). *DISEÑO ÓPTIMO DE CICLONES*. Revista Ingenierías Universidad de Medellín.
- Lopez, D., Mora, P., & Cáceres, E. (2018). MANUAL DE BUENAS PRÁCTICAS Y LECCIONES APRENDIDAS PARA ADAPTACIÓN AL CAMBIO CLIMÁTICO PARA LA AGRICULTURA DE SECANO DE LA REGIÓN DE O'HIGGINS. En D. Lopez, P. Mora, & E. Cáceres, *Sistemas de riego tecnificado por goteo* (pág. Capítulo 11).
- Lv, P., Chang, J., Wang, T., Fu, Y., & Chen, Y. (2004). *Hydrogen-Rich Gas Production from Biomass Catalytic Gasification*. American Chemical Society.
- Márquez Robles, J. L., & Lopez Sandoval, E. (1999). *Estimado del costo de inversión*. Ingeniería Industrial.

- Marrupe Aceituno, D. (s.f.). *DISEÑO DE UN REACTOR DE LECHO FLUIDIZADO PARA LA TRANSFORMACIÓN TERMOQUÍMICA DE BIOMASA U OTROS COMBUSTIBLES*. UNIVERSIDAD CARLOS III DE MADRID.
- Martínez, S. (2014). *Modelado y análisis de sistemas de co-gasificación de biomasa y residuos plásticos*. Universidad de Zaragoza.
- Martínez, S. (2015).
- Maxwell, C. (11 de Septiembre de 2023). *Cost Indices*. <https://toweringskills.com/financial-analysis/cost-indices/#chemical-engineering-plant-cost-index-cepci>
- MERICHEM. (2023). *Removing H<sub>2</sub>S from Gas Streams*. <https://www.merichem.com/sulfur-recovery-with-lo-cat/>
- Mota, R. R. (2013). *Design And Construction Of A Fluidized Bed*. University of North Dakota.
- Nayak-Luke, R. (2018). *Green' ammonia: Impact of renewable energy intermittency on plant sizing and levelised cost of ammonia*. Oxford.
- ODEPA. (9 de Septiembre de 2019). <https://www.odepa.gob.cl/publicaciones/noticias/agro-en-la-prensa/el-riego-por-goteo-es-el-sistema-mas-utilizado-por-los-productores-de-frutas>
- ODEPA. (2023). *Reporte precio de fertilizantes*.
- Pate, M. B., Nelson, R. M., & Kim, G.-Y. (2008). *A feasibility study of implementing an Ammonia Economy*. Iowa State University.
- Peters, M. S., Timmerhaus, K. D., & West, R. E. (2003). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. McGraw-Hill.
- Prado Silos. (2023). *PradoSilos*. <https://pradosilos.com/es/solicitar-presupuesto/?your-flat-bottom-capacity=8.083+m3&your-flat-bottom-diameter=22%2C74+m&your-flat-bottom-height=24%2C25+m>
- Rao Pala, L. P., Wang, Q., Kolb, G., & Hessel, V. (2017). *Steam gasification of biomass with subsequent syngas adjustment using shift reaction for syngas production: An Aspen Plus model*. Elsevier.
- Reciclean. (2023). *Reciclean: Lista de Precios*. <https://reciclean.cl/#Direcciones>
- RED Garner. (2021). *Benefits of Biochar*. <https://terrapreta.bioenergylists.org/taxonomy/term/1324>
- Saebea, D., Ruengrit, P., Arpornwichanop, A., & Patcharavorachot, Y. (2020). *Gasification of plastic waste for synthesis gas production*. SciendeDirect.

- Sánchez, A., Martín, M., & Vega, P. (2019). *Biomass Based Sustainable Ammonia Production: Digestion vs Gasification*. ACS Publications.
- Superintendencia de Pensiones. (Octubre de 2023). *Factores de Actualización de Remuneraciones*.  
<https://www.spensiones.cl/apps/tasas/factoresActualizacion.php>
- Tolley, T. E. (2020). *The Feasibility of Process Intensification of the Water-Gas Shift Reaction using Differential Temperature Microreactors*. Oregon State University.
- Troncoso, F. (Agosto de 2021). *Claves del Hidrógeno Verde*. Induambiente:  
<https://www.induambiente.com/informe-tecnico/calderas/claves-del-hidrogeno-verde>
- Vargas, D. G., Ostos, S. H., Bolívar, J. P., Gómez, C., & Ramírez, K. (s.f.). Aplicaciones y usos del amoníaco:  
<https://nkramirezlopez.wixsite.com/amoniaco/aplicaciones-y-usos>
- Wang, K. (1997). *Kinetic model of biomass gasification*.
- White, R., Navarro-Pineda, F. S., Cockerill, T., & Dupont, V. (2019). *Techno-Economic and Life Cycle Impacts Analysis of Direct Methanation of Glycerol to Bio-Synthetic Natural Gas at a Biodiesel Refinery*. Energies.
- Yin, I. (28 de Febrero de 2022). *Analysis: Singapore's carbon tax will help develop trade flows, price discovery for offsets market*. <https://www.spglobal.com/commodityinsights/en/market-insights/latest-news/energy-transition/022822-analysis-singapores-carbon-tax-will-help-develop-trade-flows-price-discovery-for-offsets-market>
- Zeng, X., Ueki, Y., Yoshiee, R., Naruse, I., Wang, F., & Han, Z. X. (2019). *Recent progress in tar removal by char and the applications: A comprehensive analysis*. Elsevier.
- Zomosa, A. (1984). Manual de proyectos de ingeniería química. En A. Zomosa, *Manual de proyectos de ingeniería química* (págs. 15-16). Universidad de Chile.

## 9 Anexos

### 9.1 Anexo 1: Estimación de la demanda

A continuación, se presenta el registro histórico de la demanda de amoníaco, como también las futuras proyecciones que se espera de este mercado. También se presentan los nuevos usos que podría tener el amoníaco comprendiendo el escenario de transición energética que se tiene en la actualidad, en donde se tiene al hidrógeno y amoníaco verde como principales protagonistas para el transporte de energía, “carriers”, destacándose su posible uso como combustible (principalmente marítimo) y para generación de poder (IEA, 2021):

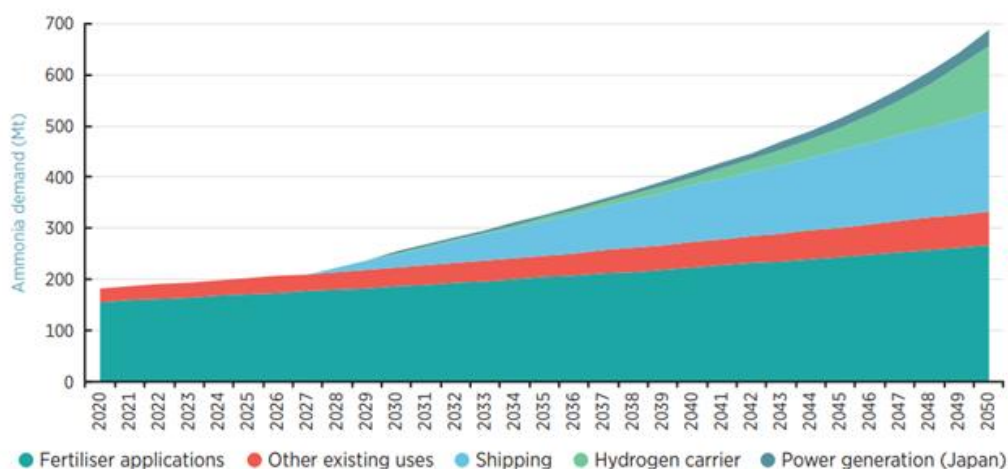


Figura 9.1: Proyecciones y usos del amoníaco en los años futuros (IEA, 2021)

La estimación de la demanda requerida de amoníaco se realiza a partir del requerimiento del nutriente (N) para cada uno de los cultivos seleccionados, dependiendo de la superficie plantada y al % de esta superficie total que se quiera abarcar. El requerimiento de nitrógeno para cada cultivo se calcula a partir de:

$$kg\ N = \sum_i^n Superficie_i\ [ha] \cdot Requerimiento\ cultivo\ [kg\ \frac{N}{ha}]$$

La información referente a las superficies plantadas de los cultivos frutícolas junto con la información nutricional asociada a estos cultivos es obtenida a partir de la ODEPA y la INIA, organismos estatales de nuestro país ligados a las actividades agropecuarias. Se presenta a continuación, los requerimientos de nitrógeno para cada uno de los cultivos seleccionados:

Tabla 9.1: Estimación demanda NH3 para mercado objetivo

| Cultivo   | Requerimiento total cultivo N<br>[ton/año] | % abarcado | NH3 aportado [ton/año] |
|-----------|--------------------------------------------|------------|------------------------|
| Cerezas   | 6.653                                      | 100%       | 6.653                  |
| Uvas      | 6.884                                      | 50%        | 8.359                  |
| Avellanas | 7.279                                      | 50%        | 8.838                  |

## 9.2 Anexo 2: Consideraciones estudio técnico

### 9.2.1 Secador de biomasa

A continuación, se presentan los balances de materia y energía para el secador rotatorio requerido en la etapa de acondicionamiento de materias primas:

**Balance de materiales en secado**

|                                      |                |               |
|--------------------------------------|----------------|---------------|
| Flujo biomasa húmeda                 | <b>4400</b>    | [kg/h]        |
| <b>Humedad inicial (% wet basis)</b> | <b>55%</b>     |               |
| Agua inicial                         | 2400           | [kg/h]        |
| Sólido seco                          | 2000           | [kg/h]        |
| <b>Humedad final (% wet basis)</b>   | <b>10%</b>     | <b>[%]</b>    |
| agua final                           | 222,22         | [kg/h]        |
| <b>Agua a retirar</b>                | <b>2177,78</b> | <b>[kg/h]</b> |
| <b>% masa retirada</b>               | <b>49,49</b>   | <b>[%]</b>    |
| <b>Flujo biomasa seca</b>            | <b>2000</b>    | <b>[kg/h]</b> |

**Balance de energía en secado**

|                                    |                  |                           |
|------------------------------------|------------------|---------------------------|
| Capacidad calorífica aserrín       | 2,183            | [kJ/kg K]<br>[kcal/ kg K] |
|                                    | 0,521400592      |                           |
| Calor latente agua                 | 2200             | [kj/kg]                   |
| <b>Calor requerido</b>             | <b>1.463.403</b> | <b>[kcal/h]</b>           |
|                                    | <b>6.126.977</b> | <b>[kJ/h]</b>             |
| <b>Flujo de aire requerido (G)</b> | <b>27.716</b>    | <b>[kg/h]</b>             |
| PM aire                            | 0,02884          | [kg/mol]                  |
|                                    | 21.527           | [Nm3/h]                   |
| <b>Temperatura entrada aire</b>    | <b>300</b>       | <b>[°C]</b>               |
| <b>Temperatura salida del aire</b> | <b>80</b>        | <b>[°C]</b>               |
| delta T1                           | 285              | [°C]                      |
| delta T2                           | 40               | [°C]                      |
| LMTD                               | 125              | [°C]                      |

### 9.2.2 Balance de energía en gasificador

Se consideran para el balance de energía las siguientes propiedades termodinámicas (Apéndice C (Asbu, 2010)):

Para los calores específicos, para la forma  $a + b * T + c * T^2 + \frac{d}{T^2}$

Tabla 9.2: Parámetros para capacidad calorífica compuestos de gasificación (Asbu, 2010)

| Gas         | A      | B        | C         | D       | Rango    |
|-------------|--------|----------|-----------|---------|----------|
| H2S         | 30,139 | 0,015    | 0         | 0       | 300-600  |
| H2O (vapor) | 34,3   | 0,000628 | 0,0000052 | 0       | 300-2500 |
| H2          | 27,71  | 0,0034   | 0         | 0       | 273-2500 |
| CH4         | 22,35  | 0,048    | 0         | 0       | 273-1200 |
| CO          | 27,62  | 0,005    | 0         | 0       | 273-2500 |
| CO2         | 43,28  | 0,0114   | 0         | -818363 | 273-1200 |
| O2          | 34,62  | 0,00108  | 0         | -785712 | 300-5000 |
| N2          | 27,21  | 0,0042   | 0         | 0       | 300-5000 |

Tabla 9.3: Entalpías de formación de compuestos de gasificación (Asbu, 2010)

| Gas         | $\Delta H_f^\circ$ (kJ/mol) |
|-------------|-----------------------------|
| H2S         | -20,6                       |
| H2O (vapor) | 34,3                        |
| H2          | 0                           |
| CH4         | -74,8                       |
| CO          | -110,5                      |
| CO2         | -393,5                      |
| O2          | 0                           |
| N2          | 0                           |

### 9.2.3 Dimensionamiento reactor

Se presentan algunas consideraciones para el diseño y respectivo dimensionamiento del gasificador como equipo principal, el cual utiliza el blending biomasa-plástico para material a gasificar y una mezcla vapor-O<sub>2</sub> como agente gasificante. A continuación, se presentan las propiedades a utilizar de ambos componentes mencionados:

Tabla 9.4: Propiedades material a gasificar

| Parámetros partículas fluidizadas |                 |                | Parámetros fluido de gasificación |         |          |
|-----------------------------------|-----------------|----------------|-----------------------------------|---------|----------|
| $\epsilon$                        | 0,7             | [-]            | Viscosidad oxígeno (900 °C)       | 5,5E-05 | [kg/m s] |
| esfericidad                       | 0,64            | [-]            | Densidad oxígeno (900 °C)         | 0,33    | [kg/m³]  |
| Densidad biomasa                  | 367,6           | [kg/m³]        | Viscosidad vapor                  | 4,4E-05 | [kg/m s] |
| Densidad plásticos                | 940             | [kg/m³]        | Densidad vapor                    | 0,18    | [kg/m³]  |
| <b>Densidad mix</b>               | <b>499,7</b>    | <b>[kg/m³]</b> |                                   |         |          |
| <b>Tamaño de partícula</b>        | <b>1,0,E-03</b> | <b>[m]</b>     |                                   |         |          |

A partir de esa información, en conjunto con las correlaciones presentadas previamente, es posible obtener los resultados presentados en la *Tabla 3.8*.

#### 9.2.4 Remoción de CO<sub>2</sub> mediante MEA al 30%

La remoción del CO<sub>2</sub> producido durante el proceso se realiza mediante la utilización de mono-etanolamina (MEA), uno de los absorbente más comunes para estas prácticas. Se presenta a continuación las consideraciones tomadas para la estimación de los costos de inversión/operación de esta sección de la planta.

| Especificación corriente gas a tratar |        |          |                       |       |       |
|---------------------------------------|--------|----------|-----------------------|-------|-------|
| Variables de proceso                  |        |          | Composición corriente |       |       |
| Temperature                           | °C     | 30       | N2                    | kg/hr | 11,60 |
| Pressure                              | bar    | 3        | O2                    | kg/hr | 0,00  |
| Mass Vapor Fraction                   |        | 1        | BIOMASS               | kg/hr | 0,00  |
| Mass Liquid Fraction                  |        | 0        | H2O                   | kg/hr | 0,00  |
| Mass Solid Fraction                   |        | 0        | CO                    | kg/hr | 0,42  |
| Mass Enthalpy                         | kJ/kg  | -8220,0  | CO2                   | kg/hr | 5794  |
| Mass Density                          | kg/cum | 1,9      | H2S                   | kg/hr | 0,00  |
| Enthalpy Flow                         | kW     | -24453,9 | H2                    | kg/hr | 0,00  |
|                                       |        |          | N2O                   | kg/hr | 0,00  |
|                                       |        |          | NO2                   | kg/hr | 0,00  |
|                                       |        |          | N2O4                  | kg/hr | 0,00  |
|                                       |        |          | COS                   | kg/hr | 0,52  |
|                                       |        |          | CH4                   | kg/hr | 30,66 |
|                                       |        |          | ASH                   | kg/hr | 0,00  |
|                                       |        |          | COAL                  | kg/hr | 0,00  |
|                                       |        |          | C                     | kg/hr | 0,00  |
|                                       |        |          | S                     | kg/hr | 0,00  |
|                                       |        |          | CL2                   | kg/hr | 0,00  |
|                                       |        |          | PLASTICO              | kg/hr | 0,00  |
|                                       |        |          | NH3                   | kg/hr | 0,05  |
|                                       |        |          | SO2                   | kg/hr | 0,00  |
|                                       |        |          | FEED                  | kg/hr | 0,00  |

*Figura 9.2: Especificaciones gas a tratar en etapa remoción CO<sub>2</sub>*

La estimación de los requerimientos operacionales se escala a partir de del estudio realizado por (Jones, 2018), en el cual se realizan estudio técnico- económicos a plantas recuperadores de CO<sub>2</sub> para distintas configuraciones. La planta de referencia tiene una capacidad de tratamiento de 60 [ton/h] de CO<sub>2</sub>, a partir de esto, se realiza el escalamiento para la plata bajo estudio, en donde los principales costos operaciones vienen dados por la energía requeridas en el condensador y re-hervidor, sumado a la compra del absorbente (MEA). Se presentan a continuación los valores estimados para estas variables:

*Tabla 9.5: Requerimientos operacionales proceso de remoción de CO<sub>2</sub>*

| Variable            | Valor  | Unidad      |
|---------------------|--------|-------------|
| Energía condensador | -10860 | [kWt]       |
| Energía condensador | -1044  | [kWt]       |
| Requerimiento MEA   | 0,01   | [ton MEA/h] |

### 9.2.5 Planta separación de aire

Tal como se mencionó de manera previa, la estimación de los principales costos operacionales se realiza a partir del escalamiento realizado a partir de plantas ya existentes. Se presenta a continuación, las principales consideraciones de diseño y escalamiento de la planta separadora de aire.

Para la obtención de los productos presentados en la Tabla 3.12 se calcula en primer lugar el caudal requerido de aire, obteniéndose un caudal másico de 4200 [kg/h] de aire, el cual entra a un proceso de compresión de 3 etapas, para las cuales se posee el siguiente requerimiento energético:

Tabla 9.6: Resultados diseño sistema de compresión planta separadora de aire

|                          |            |             |
|--------------------------|------------|-------------|
| Flujo másico de aire     | 4229,43    | [kg/h]      |
| Número de etapas         | 3          | [etapa]     |
| Temperatura inicial      | 298        | [K]         |
| n                        | 1,4        | [-]         |
| Rendimiento compresor    | 70%        | [%]         |
| <b>Energía requerida</b> | <b>637</b> | <b>[kW]</b> |

Posterior al proceso de compresión, el aire es enviado a dos torres de destilación, la primera de ellas permite separar parte del nitrógeno de la mezcla gaseosa que es el aire, mientras que en la segunda se purifica aún más la concentración de nitrógeno. En la siguiente tabla se pueden observar los balances de materia y energía principales para ambas torres de destilación:

Tabla 9.7: Resultados escalamiento proceso de destilación en planta separadora de aire

| Primera torre de destilación |            |                 | Segunda torre de destilación |             |                 |
|------------------------------|------------|-----------------|------------------------------|-------------|-----------------|
| Producto tope <sub>1</sub>   | 95%        | %N <sub>2</sub> | Producto tope <sub>2</sub>   | 98%         | %N <sub>2</sub> |
| Producto fondo <sub>1</sub>  | 60%        | %N <sub>2</sub> | Producto fondo <sub>2</sub>  | 2%          | %N <sub>2</sub> |
| Flujo tope <sub>1</sub>      | 1933,45    | [kg/h]          | Flujo tope <sub>2</sub>      | 908,82      | [kg/h]          |
| Flujo fondo <sub>1</sub>     | 2295,97    | [kg/h]          | Flujo fondo <sub>2</sub>     | 1387,15     | [kg/h]          |
| Calor condensador            | 80,3591185 | [kW]            | Calor condensador            | 37,77297108 | [kW]            |
| Calor rehervidor             | 53,0891613 | [kW]            | Calor rehervidor             | 32,07470159 | [kW]            |

## 9.3 Anexo 3: Consideraciones simulación en Aspen Plus

### 9.3.1 Definición de biomasa y plástico

Uno de los primeros pasos a realizar en el software es la definición de las materias primas a utilizar, esto se realiza considerando que el software no cuenta en su base de datos con parámetros para materiales como lo son la biomasa y plásticos, dada la variedad y heterogeneidad que presentan estos compuestos.

Para que el software pueda realizar los distintos cálculos, se piden dos modelos principales, el modelo de entalpía y densidad, para los cuales se seleccionan los modelos *HCOALGEN* y *DNSTYGEN*, respectivamente, dada la similitud que tiene la biomasa con el carbón. Estos modelos a su vez requieren de información acerca de los distintos componentes que componen el material biomasa, esto se puede observar en la imagen presentada a continuación:

Component: **BIOMASS**

Property models for nonconventional components

| Model name | Option codes    |   |   |   |   |  |  |  |  |  |
|------------|-----------------|---|---|---|---|--|--|--|--|--|
| Enthalpy   | <b>HCOALGEN</b> | 6 | 1 | 1 | 1 |  |  |  |  |  |
| Density    | <b>DNSTYGEN</b> |   |   |   |   |  |  |  |  |  |

Required component attributes

|                |                 |                 |                |  |
|----------------|-----------------|-----------------|----------------|--|
| <b>ULTANAL</b> | <b>SULFANAL</b> | <b>PROXANAL</b> | <b>GENANAL</b> |  |
|----------------|-----------------|-----------------|----------------|--|

Figura 9.3: Modelo de compuestos no convencionales en Aspen Plus

Esta información se desprende a partir de los análisis realizados a la biomasa, ya sea de su composición química como de su granulometría, los cuales se presentaron en la Tabla 3.1

Component Attribute

Component ID: **BIOMASS**

Attribute ID: **ULTANAL**

| Element  | Value |
|----------|-------|
| ASH      | 0,33  |
| CARBON   | 69,39 |
| HYDROGEN | 9,82  |
| NITROGEN | 0,18  |
| CHLORINE | 0     |
| SULFUR   | 0,15  |
| OXYGEN   | 20,14 |

Figura 9.4: Definición de ultimate analysis para la biomasa en software Aspen Plus

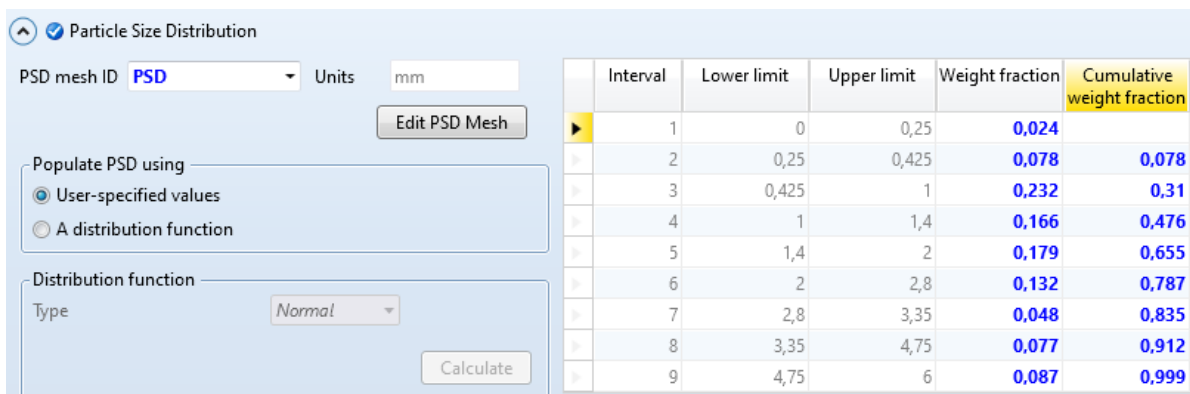


Figura 9.5: Definición granulometría biomasa en software Aspen Plus

El proceso para el ingreso de los parámetros para el plástico sigue la misma lógica presentada para la biomasa.

#### 9.4 Anexo 4: Resultados simulación Aspen Plus

| Corriente | Nombre    | Flujo [kg/h] | Temperatura [°C] | Presión [bar] | Descripción                                            | Proceso                      |
|-----------|-----------|--------------|------------------|---------------|--------------------------------------------------------|------------------------------|
| 1         | BM        | 4.400        | 15               | 1             | Biomasa húmeda (55% wb)                                | Secado                       |
| 2         | BM2       | 4.400        | 40               | 1             | Biomasa seca (10%wb) + agua vaporizada                 |                              |
| 3         | H2OUT     | 2.178        | 40               | 1             | Agua retirada de la matriz sólida (biomasa)            |                              |
| 4         | DRY-BM    | 2.222        | 40               | 1             | Biomasa seca (10%wb)                                   |                              |
| 5         | BLENDING  | 2.822        | 30               | 1             | Blending de biomasa + plásticos                        | Gasificación                 |
| 6         | FEED      | 2.822        | 30               | 1             | Blending de biomasa + plásticos                        |                              |
| 7         | PIROLISIS | 2.822        | 750              | 1             | Descomposición de la biomasa en productos de pirolisis |                              |
| 8         | O2-GAS    | 957          | 25               | 1             | Agente gasificante alimentado para gasificación        |                              |
| 9         | VAPORGAS  | 2.313        | 120              | 1             | Agente gasificante alimentado para gasificación        |                              |
| 10        | PROD-GAS  | 6.092        | 750              | 1             | Gas de síntesis obtenido en la gasificación            |                              |
| 12        | SYN-GAS   | 6.082        | 750              | 1             | Gas de síntesis posterior a la remoción de Char        |                              |
| 13        | CHAR      | 10           | 750              | 1             | Char removido mediante ciclones                        | Limpieza y acondicionamiento |
| 14        | SYN-GAS2  | 6.082        | 175              | 1             | Gas de síntesis posterior a la remoción de Char        |                              |
| 15        | SYN-GAS3  | 6.082        | 175              | 1             | Gas de síntesis posterior a la remoción de Char        |                              |
| 17        | CHAR-2    | -            | 175              | 1             | Char removido mediante filtros de tela                 |                              |
| 19        | SYN-GAS4  | 6.075        | 175              | 1             | Gas de síntesis posterior a la remoción de H2S         |                              |
| 20        | H2S       | 7            | 175              | 1             | H2S absorbido en proceso Lo-CAT ®                      |                              |
| 21        | O2-LOCAT  | 28           | 25               | 1             | Oxígeno utilizado en proceso Lo-CAT ®                  |                              |
| 22        | P-LOCAT   | 35           | 50               | 1             | Productos de oxidación LO-CAT ®                        |                              |
| 23        | S         | 7            | 50               | 1             | Azufre sólido obtenido en proceso LO-CAT ®             | Reacción WGS                 |
| 24        | H2O-LOCAT | 28           | 50               | 1             | Agua generada en proceso LO-CAT ®                      |                              |
| 26        | IN-HTS    | 6.075        | 187              | 3             | Corriente de ingreso a reactor HTS                     |                              |
| 27        | H2OREFOR  | 1.800        | 180              | 3             | Vapor utilizado en reacción WGS                        |                              |
| 28        | P-HTS     | 7.875        | 380              | 3             | Corriente de producto reactor HTS                      |                              |
| 29        | IN-LTS    | 7.875        | 200              | 3             | Corriente de entrada reactor LTS                       |                              |
| 30        | P-LTS     | 7.875        | 203              | 3             | Corriente de salida reactor LTS                        |                              |
| 31        | SYN-GAS5  | 7.875        | 30               | 3             | Producto reactor LTS posterior a enfriamiento          |                              |
| 32        | H2OSYN    | 100          | 30               | 3             | Agua remanente separada del gas de síntesis            |                              |
| 33        | SYN-GAS6  | 7.775        | 30               | 3             | Gas de síntesis posterior a extracción del agua        |                              |

Figura 9.6: Especificaciones de corrientes simuladas en Aspen Plus

| Corriente | Nombre   | Flujo [kg/h] | Temperatura [°C] | Presión [bar] | Descripción                                          | Proceso              |
|-----------|----------|--------------|------------------|---------------|------------------------------------------------------|----------------------|
| 34        | CO2      | 7.222        | 30               | 3             | Corriente de CO2 separado mediante MEA               | Remoción CO2         |
| 35        | H2       | 553          | 30               | 3             | Hidrógeno purificado previo a síntesis Haber-Bosch   |                      |
| 36        | N2       | 2.287        | 25               | 3             | Nitrógeno requerido en síntesis Haber-Bosch          |                      |
| 37        | HB1      | 2.840        | 29               | 3             | Mezcla gaseosa H2 + N2 en proceso de compresión      | Síntesis Haber-Bosch |
| 38        | HB2      | 2.840        | 151              | 8             | Mezcla gaseosa H2 + N2 en proceso de compresión      |                      |
|           | HB3      | 2.840        | 457              | 32            | Mezcla gaseosa H2 + N2 en proceso de compresión      |                      |
| 39        | HB4      | 2.840        | 300              | 32            | Mezcla gaseosa H2 + N2 en proceso de compresión      |                      |
|           | HB5      | 2.840        | 599              | 100           | Mezcla gaseosa H2 + N2 en proceso de compresión      |                      |
|           | HB6      | 2.840        | 300              | 100           | Mezcla gaseosa H2 + N2 en proceso de compresión      |                      |
| 40        | HB7      | 2.840        | 397              | 150           | Mezcla gaseosa H2 + N2 en proceso de compresión      |                      |
| 41        | FEED-HB  | 4.066        | 300              | 150           | Alimentación al reactor Haber-Bosch                  |                      |
| 42        | PROD-HB  | 4.066        | 300              | 150           | Productos reacción Haber-Bosch                       |                      |
| 43        | PROD-HB2 | 4.066        | 85               | 10            | Productos reacción Haber-Bosch                       |                      |
| 44        | PROD-HB3 | 4.066        | -20              | 10            | Productos reacción Haber-Bosch                       |                      |
| 45        | AMONIACO | 2.709        | -20              | 10            | Amoníaco licuado y separado de gases no reaccionados |                      |
| 46        | NOREACT  | 1.291        | -20              | 10            | Recirculación gases no reaccionados                  |                      |
| 47        | NOREACT2 | 1.291        | 40               | 10            | Recirculación gases no reaccionados                  |                      |
| 48        | PURGA    | 65           | 40               | 10            | Purga gases no reaccionados                          |                      |
| 49        | RECICLO1 | 1.226        | 40               | 10            | Recirculación gases no reaccionados                  |                      |
| 50        | S4       | 1.226        | 40               | 10            | Recirculación gases no reaccionados                  |                      |
| 51        | RECICLO2 | 1.226        | 497              | 10            | Recirculación gases no reaccionados                  |                      |

Figura 9.7: Especificaciones de corrientes simuladas en Aspen Plus (continuación)

De igual manera, se presenta a continuación la nomenclatura, descripción y requerimientos de cada uno de los equipos utilizados en la simulación, realizando la distinción entre las distintas etapas del proceso:

| Equipo      | Descripción                                                                                   | Energía [kW] | Tipo      | Proceso                      |
|-------------|-----------------------------------------------------------------------------------------------|--------------|-----------|------------------------------|
| DRYER       | Secador utilizado para la reducción de la humedad en la biomasa                               | 29           | Térmica   | Secado                       |
| SEP-1       | Separador biomasa-humedad                                                                     |              |           |                              |
| M-1         | En este equipo se realiza el blending de la materia prima entre la biomasa seca y el plástico |              |           | Gasificación                 |
| PIROLIZ     | Simula proceso de pirólisis                                                                   | 2316         | Térmica   |                              |
| GASIFI      | Simula proceso de gasificación                                                                | -520         | Térmica   |                              |
| CICLON      | Separa el Char del syn-gas                                                                    |              |           | Limpieza y acondicionamiento |
| COOLER-1    | Enfriar el syn-gas                                                                            | -1999        | Térmica   |                              |
| FILTRO      |                                                                                               |              |           |                              |
| ABS-H2S     | Torre de absorción para eliminar H2S                                                          |              |           |                              |
| LO-CAT      | Reactor LO-Cat, ocurre la oxidación del H2S                                                   | -15          | Térmica   |                              |
| SEP-S       | Separa el azufre sólido                                                                       | 0            | Térmica   |                              |
| COMP-1      |                                                                                               | 974          | Eléctrica | Reacción WGS                 |
| HTS-REACTOR | Reacción WGS a temperatura T=380 °C                                                           | -824         | Térmica   |                              |
| COOLER-3    |                                                                                               | -682         | Térmica   |                              |
| LTS-REACTOR | Reacción WGS a temperatura T=380 °C                                                           |              | Térmica   |                              |
| COOLER-4    | Enfriar el producto de la reacción LTS                                                        | -693         | Térmica   |                              |
| SEP5        | Separa el agua remanente de las reacciones WGS                                                |              | Térmica   |                              |
| ABS-CO2     | Representa el proceso de absorción de CO2 con MEA                                             |              |           | Remoción CO2                 |
| MEZCL2      | Mezclar el H2 con el N2 en razón estequiométrica para la síntesis de                          |              |           | Síntesis Haber-Bosch         |
| COMP-2      | Aumentar la presión hasta 8 bar                                                               | 459          | Eléctrica |                              |
| COMP-3      | Aumentar la presión hasta 32 bar                                                              | 1108         | Eléctrica |                              |
| COOLER-6    | Enfriamiento intermedio entre compresores                                                     | -378         | Térmica   |                              |
| COMP-4      | Aumentar la presión hasta 100 bar                                                             | 815          |           |                              |
| CCOOLER-7   | Enfriamiento intermedio entre compresores                                                     | -1079        | Térmica   |                              |
| COMP-5      | Aumentar la presión hasta 150 bar                                                             | 221          | Térmica   |                              |
| MEZCL3      | Mecla la corriente fresca con el reciclo                                                      |              |           |                              |
| REACT-HB    |                                                                                               | -2316        | Térmica   |                              |
| Turbina     |                                                                                               | -298         | Eléctrica |                              |
| COND-HB     | Condensa el amoníaco para posterior separación de gases no                                    | -1431        | Térmica   |                              |
| SEPNH3      | Separa el amoníaco en estado líquido de los gases no reaccionados                             |              |           |                              |
| HX-RECI     | Calienta los gases no reaccionados previo a su recirculación                                  | 60           | Térmica   |                              |
| SEP-PURG    | Purga cierta parte de los gases no reaccionados                                               |              |           |                              |
| COMP-R      | Comprime los gases recirculados a la presión de operación del reactor, P=150 [bar]            | 665          | Eléctrica |                              |

Figura 9.8: Especificación equipos utilizados en simulación Aspen Plus

## 9.5 Anexo 5: Bases de la evaluación económica

### 9.5.1 Proyección demanda gas natural

En base a los distintos escenarios proyectados, se espera la demanda de gas natural disminuya dada la complejidad que implica el suministro sostenible de este energético durante los próximos años, más aun considerando las políticas que se tomarán a futuro.

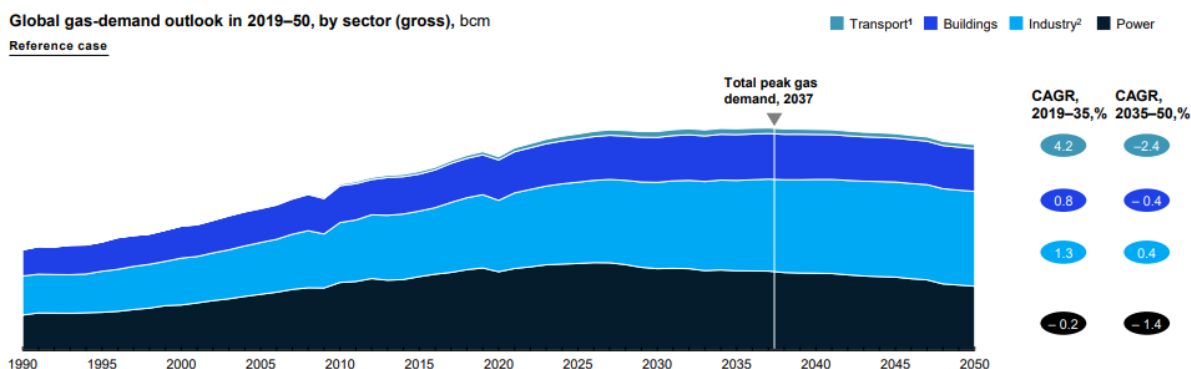


Figura 9.9: Proyección demanda de gas natural (McKinsey & Company, 2021)

### 9.5.2 Proyección industria forestal en Chile

La industria forestal ha experimentado caídas durante el último periodo, esto principalmente debido a los factores geopolíticos vividos durante los últimos tiempos, sumando a un aumento en la oferta de productos forestales en la región, de la mano de países como Brasil y Uruguay. Aun así, se espera siga existiendo un crecimiento del mercado, principalmente hacia China y USA pero mucho más lento que lo esperado (INFOR, 2023).

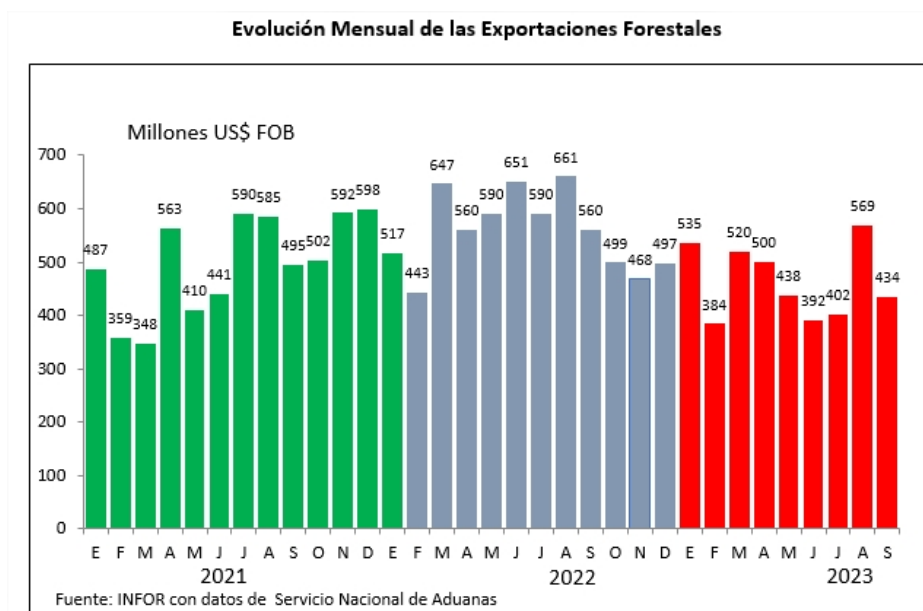


Figura 9.10: Evolución exportaciones mercado forestal para últimos periodos (INFOR, 2023)

## 9.6 Anexo 6: Estimación CAPEX Y OPEX

Se presenta la tabla resumen de costos operacionales para el proyecto, haciendo la distinción para cada una de las etapas:

| Proceso/equipos                               | Costo Biomasa [USD/h] | Costo Plástico [USD/h] | Agua de refrigeración [kW] | Combustible [kg/h] | Energía eléctrica [kW] |
|-----------------------------------------------|-----------------------|------------------------|----------------------------|--------------------|------------------------|
| <b>Recepción Materias Primas</b>              | <b>42</b>             | <b>133</b>             | -                          | <b>764</b>         | <b>1,2</b>             |
| Compra de insumos                             | 42                    | 133                    |                            |                    |                        |
| Elevador de Capachos                          | -                     | -                      |                            |                    | 0,52                   |
| Correas transportadoras                       | -                     | -                      |                            |                    | 0,7                    |
| Caldera                                       |                       |                        |                            | 764                |                        |
| <b>Acondicionamiento Materias Primas</b>      | -                     | -                      | -                          | <b>432</b>         | <b>82</b>              |
| Secador                                       | -                     | -                      | -                          | 432                | 22                     |
| Trituradora                                   | -                     | -                      |                            |                    | 60                     |
| <b>Gasificación</b>                           | -                     | -                      | <b>1.796</b>               | -                  | -                      |
| Catalizador                                   |                       |                        | 2.316                      |                    |                        |
| Gasificador                                   | -                     | -                      | -520                       |                    |                        |
| <b>Planta ASU</b>                             | -                     | -                      | -                          | -                  | <b>637</b>             |
| Planta ASU                                    |                       |                        |                            |                    | 637                    |
| <b>Limpieza y acondicionamiento</b>           | -                     | -                      | -                          | -                  | <b>11</b>              |
| Proceso LO-CAT                                | -                     | -                      |                            |                    | 11                     |
| <b>Reacción WGS</b>                           | -                     | -                      | <b>-2.199</b>              | -                  | <b>974</b>             |
| Compresión                                    |                       |                        |                            |                    | 974                    |
| Reacción HTS                                  |                       |                        | -824                       |                    |                        |
| Intercooler                                   |                       |                        | -682                       |                    |                        |
| Reacción LTS                                  |                       |                        | -                          |                    |                        |
| Condensador                                   |                       |                        | -693                       |                    |                        |
| <b>Absorción CO<sub>2</sub></b>               | -                     | -                      | <b>1.044</b>               | -                  | -                      |
| Condensador                                   |                       |                        | 1.044                      |                    |                        |
| Rehervidor                                    |                       |                        |                            |                    |                        |
| Re-make MEA                                   |                       |                        |                            |                    |                        |
| <b>Síntesis Haber Bosch</b>                   | -                     | -                      | <b>-3.773</b>              | -                  | <b>2.970</b>           |
| Materia prima (Nitrógeno)                     |                       |                        |                            |                    |                        |
| Compresión N°1 (COMP-2)                       |                       |                        |                            |                    | 459                    |
| Compresor N°2 (COMP-3)                        |                       |                        |                            |                    | 1.108                  |
| Enfriamiento N°1 COOLER-6                     |                       |                        | -378                       |                    |                        |
| Compresión N°3 (COMP-4)                       |                       |                        |                            |                    | 815                    |
| Enfriamiento N°2 (CCOOLER-7)                  |                       |                        | -1.079                     |                    |                        |
| Compresión N°4 (COMP-5)                       |                       |                        |                            |                    | 221                    |
| Calor de reacción (REACT-HB)                  |                       |                        | -2.316                     |                    |                        |
| Descompresión (Turbina)                       |                       |                        |                            |                    | -298                   |
| Condensación amoníaco (COND-HB)               |                       |                        |                            |                    |                        |
| Calentamiento gases no reaccionados (HX-RECI) |                       |                        |                            |                    |                        |
| Compresión gases recirculados (COMP-4)        |                       |                        |                            |                    | 665                    |
| <b>TOTAL</b>                                  | <b>42</b>             | <b>133</b>             | <b>-3.132</b>              | <b>1.196</b>       | <b>4.675</b>           |

| Proceso/equipos                               | Refrigerante [kW] | Vapor [kg/h] | Oxígeno [g/h] | Nitrógeno [kg/h] | Catalizador [USD/h] | MEA [USD/h] |
|-----------------------------------------------|-------------------|--------------|---------------|------------------|---------------------|-------------|
| <b>Recepción Materias Primas</b>              | -                 | -            | -             | -                | -                   | -           |
| Compra de insumos                             |                   |              |               |                  |                     |             |
| Elevador de Capachos                          |                   |              |               |                  |                     |             |
| Correas transportadoras                       |                   |              |               |                  |                     |             |
| Caldera                                       |                   |              |               |                  |                     |             |
| <b>Acondicionamiento Materias Primas</b>      | -                 | -            | -             | -                | -                   | -           |
| Secador                                       | -                 | -            |               |                  |                     |             |
| Trituradora                                   |                   |              |               |                  |                     |             |
| <b>Gasificación</b>                           | -                 | <b>2.313</b> | <b>957</b>    | -                | <b>10</b>           | -           |
| Catalizador                                   |                   |              |               |                  | 10                  |             |
| Gasificador                                   |                   | 2.313        | 957           |                  |                     |             |
| <b>Planta ASU</b>                             | <b>118</b>        | -            | -             | -                | -                   | -           |
| Planta ASU                                    | 118               |              |               |                  |                     |             |
| <b>Limpieza y acondicionamiento</b>           | -                 | -            | <b>28</b>     | -                | <b>0</b>            | -           |
| Proceso LO-CAT                                |                   |              | 28,11         |                  | 0,3                 |             |
| <b>Reacción WGS</b>                           | -                 | <b>1.800</b> | -             | -                | -                   | -           |
| Compresión                                    |                   |              |               |                  |                     |             |
| Reacción HTS                                  |                   | 1.800        |               |                  |                     |             |
| Intercooler                                   |                   |              |               |                  |                     |             |
| Reacción LTS                                  |                   |              |               |                  |                     |             |
| Condensador                                   |                   |              |               |                  |                     |             |
| <b>Absorción CO<sub>2</sub></b>               | -                 | <b>1.044</b> | -             | -                | -                   | <b>27</b>   |
| Condensador                                   |                   |              |               |                  |                     |             |
| Rehervidor                                    |                   | 1.044        |               |                  |                     |             |
| Re-make MEA                                   |                   |              |               |                  |                     | 27          |
| <b>Síntesis Haber Bosch</b>                   | <b>-1.431</b>     | <b>98</b>    | -             | <b>2.287</b>     | -                   | -           |
| Materia prima (Nitrógeno)                     |                   |              |               | 2.287            |                     |             |
| Compresión N°1 (COMP-2)                       |                   |              |               |                  |                     |             |
| Compresor N°2 (COMP-3)                        |                   |              |               |                  |                     |             |
| Enfriamiento N°1 COOLER-6                     |                   |              |               |                  |                     |             |
| Compresión N°3 (COMP-4)                       |                   |              |               |                  |                     |             |
| Enfriamiento N°2 (CCOOLER-7)                  |                   |              |               |                  |                     |             |
| Compresión N°4 (COMP-5)                       |                   |              |               |                  |                     |             |
| Calor de reacción (REACT-HB)                  |                   |              |               |                  |                     |             |
| Descompresión (Turbina)                       |                   |              |               |                  |                     |             |
| Condensación amoníaco (COND-HB)               |                   |              |               |                  |                     |             |
| Calentamiento gases no reaccionados (HX-RECI) | -1.431            | 98           |               |                  |                     |             |
| Compresión gases recirculados (COMP-4)        |                   |              |               |                  |                     |             |
| <b>TOTAL</b>                                  | <b>-1.313</b>     | <b>5.255</b> | <b>985</b>    | <b>2.287</b>     | <b>10</b>           | <b>27</b>   |

Figura 9.11: Desglose OPEX para cada unidad del proceso

A partir de los costos presentados en la Figura 6.8, se presenta el desglose y justificación de cada uno de ellos:

### 9.6.1 Servicios

Se lista a continuación, los principales servicios requeridos:

- **Energía eléctrica:** Se considera la potencia nominal requerida por los equipos, en caso de su selección. En caso de su estimación, se utiliza el escalamiento de los equipos para la estimación del consumo energético, como también el uso de la base de datos del software Aspen Plus<sup>®</sup> para su aproximación.
- **Agua de refrigeración:** El agua de refrigeración requerida se estima a partir de los balances de energía realizados, ya sea mediante su cálculo directo mediante el uso del software Aspen Plus<sup>®</sup>. Se considera el uso de torres de enfriamiento para la recirculación de agua, considerándose un Make-up del 5%.
- **Combustible:** El proyecto considera el uso de biomasa como combustible, esto con el fin de mantener la carbono-neutralidad de la planta, por ello, se considera el uso de residuos forestales para su uso en calderas u hornos. Se considera el mismo precio de la biomasa utilizada como materia prima para su uso como combustible.
- **Refrigerante:** El refrigerante utilizado se utiliza principalmente en el proceso de licuefacción de amoníaco, se utilizan refrigerantes por defecto y su cantidad se obtiene a partir de los balances de energía realizados.

Los costos asociados a la operación nominal de la planta se estiman a partir de los costos listados en el libro de Peters & Timmerhaus, se presenta a continuación, los valores asociados a los principales servicios (Peters y otros, 2003):

*Tabla 9.8: Costos servicios requeridos (Peters y otros, 2003)*

| SERVICIOS |             |                   |        |
|-----------|-------------|-------------------|--------|
| PRECIO    | US\$/unidad | Ítem              | Unidad |
|           | 2,0         | Agua              | Ton    |
|           | 55,0        | Energía eléctrica | MWh    |
|           | 9,4         | Combustible       | [kg/h] |
|           | 0,2         | Refrigerante      | [MWh]  |

### 9.6.2 Insumos

Los principales insumos considerados para el proyecto consideran los catalizadores utilizados para el proceso de gasificación y las posteriores etapas de purificación mediante las reacciones Water Gas-Shift a alta y baja temperatura, como también reactivos utilizados en la remoción de  $\text{CO}_2$ .

El catalizador utilizado en el proceso de gasificación corresponde a dolomita calcinada, catalizador convencional utilizado en procesos de gasificación en reactores de lecho fluidizado, se consideran 30 [g] de catalizador por [kg] de material a gasificar (Lv y otros, 2004). Los catalizadores utilizados en los reactores HTS y LTS corresponden a Óxido de hierro  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  (III) con óxido de cromo ( $\text{Cr}_2\text{O}_3$ ) para la primera etapa, y el uso de óxido de zinc ( $\text{ZnO}$ ), óxido de cobre ( $\text{CuO}$ ) y alúmina para el segundo reactor  $\text{Al}_2\text{O}_3$  (Tolley, 2020).

Por último, en el proceso de remoción de  $\text{CO}_2$  se considera el precio de la monoetilamina (MEA) como uno de los principales costos operacionales, se considera un make-up de 3,1 [kg MEA/h] para el proceso de absorción (Jones, 2018).

### 9.6.3 Costos Ambiental

Para el costo de los riles, los cuales corresponden principalmente a aguas ácidas producto de la aparición de  $\text{H}_2\text{S}$  y amoníaco durante el proceso de gasificación, el cual se puede encontrar disuelto en el agua que posteriormente es retirada de la corriente principal. Para el costo de tratamiento de los RILES, se aproxima el costo que, al equivalente a 4 veces el costo asociado al peróxido de hidrógeno, principal reactivo requerido para el tratamiento de estas aguas, el cual corresponde a 207,9 [€/m<sup>3</sup>] (Abia Águila y otros)

Para el caso de residuos sólidos (RISES) no se considera un costo de tratamiento dada la posibilidad de revalorización que tiene el Char y el Tar. Por último, no se consideran impuestos asociados a los gases liberados dados que estos corresponden casi en su totalidad a  $\text{CO}_2$  y vapor de agua, y al ser el primero obtenido a partir de una fuente biomásica, se presenta ante la normativa como carbono-neutral, es decir el dióxido de carbono emitido es considerado dentro del ciclo normal (emisiones y capturas).

### 9.6.4 Laboratorio y control de calidad

Se considera dentro de los costos indirectos, los costos asociados al laboratorio de control, el cual tiene la importancia de verificar la calidad de salida de producto, pero también realizar control a materias primas e insumos, con el fin de asegurar la calidad del producto final. El costo de tener asociado a este ítem puede ser estimado considerando desde un 10 a un 20% del costo asociado a la mano de obra (Peters y otros, 2003).

Para el presente proyecto se considera un 10% del costo de la mano de obra total de la planta para la aproximación de esta área.

### 9.6.5 Mantenición

La mantenimiento considera todo lo requerido para los mantenimientos o reparaciones que se deba tener tanto en los equipos como en la infraestructura como tal de la planta, la mantenimiento puede estimarse para cada ítem o activo fijo de la planta, por ejemplo, para el caso de los equipos, la mantenimiento generalmente se ubica en un rango entre un 2 a un 20% del costo de inversión de estos, mientras que para la infraestructura los costos se encuentran en un promedio de 3 a 4% anualmente. Generalmente es un buen supuesto el utilizar desde un 2 a un 10% del capital fijo de inversión, para los costos de mantenimiento de la planta completa (Peters y otros, 2003).

El presente proyecto considera un valor de un 2% de la inversión total en capital fijo para el ítem de costo de mantenimiento anual, considerándose este, constante a lo largo de los periodos.

### 9.6.6 Mano de obra

Para la mano de obra requerida para la planta, se utilizan como referencia el capital humano identificado en evaluaciones técnica-económicas previas asociadas a procesos de gasificación, ya sean estas con el fin de producir hidrógeno, o un producto posterior como el amoníaco o metanol. Se presenta a continuación el principal capital humano requerido para la planta, el cual se ajusta en función de la producción que considera el proyecto (Afzal y otros, 2023):

| Posición                   | Cantidad | Salario ref (2016) [USD] | Salario escalado (2023) | Costo total [USD] |
|----------------------------|----------|--------------------------|-------------------------|-------------------|
| Gerente General            | 1        | \$ 120.000               | \$ 92.920               | \$ 92.920         |
| Ingenieros en planta       | 3        | \$ 78.000                | \$ 39.823               | \$ 119.469        |
| Supervisores de mantención | 1        | \$ 64.000                | \$ 23.894               | \$ 23.894         |
| Técnicos en mantención     | 6        | \$ 45.000                | \$ 15.929               | \$ 95.575         |
| Jefe de laboratorio        | 1        | \$ 63.000                | \$ 23.894               | \$ 23.894         |
| Técnico de laboratorio     | 1        | \$ 45.000                | \$ 15.929               | \$ 15.929         |
| Supervisores               | 3        | \$ 54.000                | \$ 19.912               | \$ 59.735         |
| Operadores                 | 12       | \$ 45.000                | \$ 13.274               | \$ 159.292        |
| Empleados de planta        | 4        | \$ 32.000                | \$ 10.619               | \$ 42.478         |
| Secretaría y oficinistas   | 1        | \$ 40.000                | \$ 7.965                | \$ 7.965          |
| <b>TOTAL [USD]</b>         |          |                          |                         | <b>\$ 641.150</b> |

*Figura 9.12: Capital humano requerido en planta. Elaboración propia a partir de (Afzal y otros, 2023)*

Además, tal como se logra observar, los salarios son ajustados al salario presente, lo cual se realiza mediante los factores de actualización de remuneraciones, los cuales son entregados por la superintendencia de pensiones de nuestro país. Teniéndose un factor de actualización de 1,4 desde el año 2016 a la fecha (Superintendencia de Pensiones, 2023). Además, se considera un aumento anual del 1% en los salarios producto de la desvalorización de la moneda en el tiempo.