

**UNIVERSIDAD DE INGENIERÍA Y TECNOLOGÍA**

**CARRERA DE INGENIERÍA QUÍMICA**



**EVALUACIÓN TÉCNICO-ECONÓMICA PARA LA  
PRODUCCIÓN DE XILOOLIGOSACÁRIDOS  
PROVENIENTES DE LOS RESIDUOS AGROINDUSTRIALES  
DE LA PIÑA**

**TESIS**

Para optar el título profesional de Ingeniera Química

**AUTOR(ES)**

Gabriela Arianna Suarez Matallana (ORCID: 0000-0002-9426-7202)

Sara Rosa Sanchez Atahualpa (ORCID: 0000-0003-2032-104X)

**ASESOR(ES)**

Dr. Úrsula Fabiola Rodríguez Zuñiga (ORCID: 0000-0001-5426-9871)

Lima – Perú

2024

## DECLARACIÓN JURADA

Yo, Úrsula Fabiola Rodríguez Zuñiga, identificada con DNI N°29722081, en mi condición de persona responsable de validar la autenticidad de los trabajos de investigación y tesis de la Universidad de Ingeniería y Tecnología (en adelante, la Universidad), **declaro bajo juramento** lo siguiente:

Que el trabajo de investigación/tesis denominado: "EVALUACIÓN TÉCNICO-ECONÓMICA PARA LA PRODUCCIÓN DE XILOOLIGOSACÁRIDOS PROVENIENTES DE LOS RESIDUOS AGROINDUSTRIALES DE LA PIÑA" ha sido elaborado por Gabriela Arianna Suarez Matallana, identificada con DNI N° 76354403 y Sara Rosa Sanchez Atahualpa, identificada con DNI N° 72410585, y bajo mi asesoría, para obtener el título profesional en Ingeniería Química.

El trabajo de investigación/tesis antes mencionado ha sido sometido a los mecanismos de control y sanciones anti plagio previstos en la normativa interna de la Universidad, encontrándose un porcentaje de similitud de 0%.

En fe de lo cual firmo la presente.

En Barranco, el jueves 10 de octubre de 2024



---

Firma del asesor

*Dedicatoria:*

A todos los que nos acompañaron en este camino  
A nuestras familias, profesores, amigos, y asesores por su apoyo constante y  
lecciones aprendidas

Gracias a todos los que nos acompañaron en este sueño

Esto solo es el comienzo, iremos por más.

*Agradecimientos:*

A todo aquel que nos enseñó y asesoró en UTEC, así como a nuestra asesora Dr. Úrsula Rodríguez por sus enseñanzas.

A nuestros padres que con sus palabras de aliento no nos dejaron caer.

A Renatta Suarez por su apoyo constante y a Luis Quesada por ser quien me inspiró a seguir soñando.

Cada logro, cada paso es gracias a ustedes.

# TABLA DE CONTENIDO

<b>RESUMEN</b> .....	<b>12</b>
<b>ABSTRACT</b> .....	<b>13</b>
<b>INTRODUCCIÓN</b> .....	<b>14</b>
Objetivos de la investigación.....	16
Objetivo general .....	16
Objetivos específicos.....	16
<b>CAPÍTULO I</b> .....	<b>17</b>
<b>REVISIÓN CRÍTICA DE LA LITERATURA</b> .....	<b>17</b>
1.1. Materias primas.....	17
1.1.1. Residuos lignocelulósicos de piña.....	17
1.2. Tecnologías para la obtención de XOS.....	17
1.2.1. Pretratamiento de biomasa .....	17
1.2.2. Métodos de obtención de los XOS .....	19
1.3. Estudios tecno-económicos de procesos similares de extracción de XOS .....	24
<b>CAPÍTULO II</b> .....	<b>27</b>
<b>MARCO TEÓRICO</b> .....	<b>27</b>
2.1. Xilooligosacáridos (XOS).....	27
2.1.1. Estructura química.....	27
2.1.2. Propiedades químicas y físicas.....	27
2.1.3. Usos en la industria y mercado.....	28
2.1.4. Normativa relacionada a la calidad de XOS .....	29
2.2. Procesamiento para el aprovechamiento de los componentes lignocelulósicos .....	31
2.2.1. Estructura de la matriz lignocelulósica .....	31
2.3. Hidrólisis enzimática para XOS .....	32
2.3.1. Mecanismo de reacción .....	32
2.3.2. Modelo cinético de Michaelis-Menten.....	33
2.4. Indicadores económicos.....	36
2.4.1. CapEX .....	36
2.4.2. OpEX.....	37
2.4.3. Costo unitario de producción, margen de ganancia y retorno de la inversión del proyecto.....	37
2.4.4. Flujo de caja, VAN y TIR .....	38
<b>CAPÍTULO III</b> .....	<b>39</b>
<b>MARCO METODOLÓGICO</b> .....	<b>39</b>
3.1 Base de diseño: Capacidad de producción.....	39
3.2. Descripción de la materia prima y reactivos.....	40

3.2.1 Piña y hemicelulosa.....	40
3.2.2. Enzimas seleccionadas .....	41
3.3. Selección de tecnologías: pretratamiento mecánico y químico, hidrólisis enzimática y métodos de purificación.....	41
3.3.1. Asunciones generales del proceso.....	43
3.4. Descripción de las operaciones unitarias: viabilidad técnica del proceso .....	46
3.4.1. Diseño de equipos .....	46
3.5. Diseño de la sección de pretratamiento químico .....	48
3.5.1. Modelo de la cinética de pretratamiento hidrotérmico.....	48
3.5.2. Dimensionamiento del reactor de pretratamiento hidrotérmico.....	52
3.5.3. Dimensionamiento del enfriador del pretratamiento hidrotérmico e hidrólisis enzimática .....	56
3.6. Diseño de la sección de purificación del xilano .....	57
3.6.1. Dimensionamiento del microfiltro y ultrafiltro .....	57
3.6.2. Dimensionamiento del tanque de precipitación .....	58
3.7. Sección de la inmovilización de las enzimas.....	60
3.8. Diseño de la sección de Hidrólisis enzimática del xilano.....	61
3.8.1. Dimensionamiento del biorreactor .....	61
3.8.2. Balance de materia .....	61
3.8.3. Modelo de la cinética de hidrólisis enzimática .....	62
3.8.4. Balance de energía .....	62
3.8.5. Energía para el calentador del biorreactor .....	64
3.9. Diseño de la sección de purificación de los XOS.....	64
3.9.1. Dimensionamiento de los evaporadores de triple efecto.....	65
3.10. Tiempo de proceso ( <i>Scheduling</i> ) .....	69
3.11. Evaluación económica: viabilidad económica del proceso .....	71
3.11.1. Inversiones de bienes en Capital (siglas en inglés CapEX) .....	71
3.11.2. Gastos Operativos (siglas en inglés OpEX) .....	72
3.11.3. Flujo de caja, costo unitario de producción y el margen de ganancia.....	73
3.11.4. Índices de rentabilidad: VAN y TIR .....	74
3.12. Análisis de seguridad e indicadores ambientales.....	74
<b>CAPÍTULO IV .....</b>	<b>76</b>
<b>RESULTADOS Y DISCUSIÓN .....</b>	<b>76</b>
4.1. Selección de tecnologías: pretratamiento mecánico y químico, hidrólisis enzimática y métodos de purificación.....	76
4.1.1 Diagrama de flujo de proceso de producción de XOS .....	76
4.1.2 Pretratamiento mecánico y químico .....	79

4.1.3. Purificación del xilano.....	80
4.1.4 Hidrólisis enzimática.....	81
4.2. Parámetros de operación.....	83
4.3. Simulación de cinética de reacción: pretratamiento hidrotérmico e hidrólisis enzimática.....	85
4.3.1. Pretratamiento hidrotérmico.....	85
4.3.2. Hidrólisis enzimática.....	89
4.4 Dimensionamiento de los principales equipos y accesorios.....	91
4.4.1. Dimensionamiento del reactor de pretratamiento hidrotérmico.....	91
4.4.2. Dimensionamiento del enfriador del pretratamiento hidrotérmico e hidrólisis enzimática.....	91
4.4.3. Dimensionamiento del microfiltro y ultrafiltro.....	95
4.4.4. Dimensionamiento del tanque de precipitación.....	97
4.4.5. Dimensionamiento del biorreactor.....	100
4.4.6 Dimensionamiento del calentador del biorreactor.....	101
4.4.7. Dimensionamiento de los evaporadores de triple efecto.....	101
4.4.8. Dimensionamiento del secador atomizador.....	104
4.4.9. Dimensionamiento de los agitadores de pretratamiento hidrotérmico y biorreactor.....	107
4.4.10. Resumen de selección y dimensionamiento de los equipos principales y accesorios.....	108
4.5. Evaluación técnica del proceso: balance de masa.....	110
4.6. Evaluación técnica del proceso: balance de energía.....	114
4.6.1. Balance de energía del reactor de pretratamiento hidrotérmico.....	114
4.6.2. Reactor de hidrólisis enzimática.....	115
4.6.3. Resumen energético.....	117
4.7. Tiempo ( <i>Scheduling</i> ) y optimización del proceso.....	118
4.8. Evaluación económica del proceso.....	125
4.8.1. Inversión del capital (CapEX).....	125
4.8.2. Costos de operación (OpEX).....	128
4.8.3. VAN, TIR, Costo unitario de producción, el margen de ganancia y flujo de caja.....	130
4.8.4. Análisis de sensibilidad: variación de parámetros críticos.....	134
4.8.5. Optimización de la producción.....	137
4.9. Análisis de seguridad e indicadores ambientales.....	139
<b>CONCLUSIONES/AVANCES FUTUROS.....</b>	<b>144</b>
<b>REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....</b>	<b>147</b>
<b>ANEXOS.....</b>	<b>163</b>

## ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. Comparación entre las propiedades de la Familia 10 y Familia 11 de enzimas xilanolíticas basado en Collins et al. [24] .....	21
Tabla 2. Resumen de las Endo--1,4-xilanasas comerciales. [25] .....	22
Tabla 3. Propiedades físicas de los XOS [30].....	28
Tabla 4. Propiedades organolépticas y funcionales de los XOS [30] .....	29
Tabla 5. Características y composición de xilooligosacáridos aprobados para la comercialización por la Unión Europea. [37] .....	30
Tabla 6. Tipos de hemicelulosa [38], [39] y [23]. .....	32
Tabla 7. Definición de variables de la reacción enzimática en 1 .....	33
Tabla 8. Definición de variables de la Ecuación 4.....	34
Tabla 9. Definición de variables de la Ecuación 5.....	35
Tabla 10. Definición de variables de la Ecuación 3.....	35
Tabla 11. Definición de variables de la ecuación de Arrhenius (ecuación 13).....	36
Tabla 12. Toneladas de desechos de piña generados a partir del consumo de la pulpa de piña para producir conservas por la empresa Gandules [65] .....	40
Tabla 13. Composición de la cáscara de piña seca y molida variedad MD2, en base seca [59] .....	40
Tabla 14. Especificaciones del uso de la enzima Endo-1,4-xilanasas proporcionada por Biocon. [67], [68] y [69].....	41
Tabla 15. Selección de tecnologías para cada etapa de la producción de XOS.....	42
Tabla 16. Parámetros de diseño de los equipos principales.....	47
Tabla 17. Definición de variables de las reacciones secuenciales presentadas en la ecuación 14 .....	49
Tabla 18. Definición de variables de la ecuación de Contenido de xilano (ecuación 15). .....	49
Tabla 19. Definición de variables de la ecuación de contenido de xilano que se mantiene sin reaccionar (ecuación 16). .....	50
Tabla 20. Definición de variables de las ecuaciones (17), (18) y (19). .....	50
Tabla 21. Parámetros cinéticos experimentales cuando $\alpha=0.843$ .....	52
Tabla 22. Definición de variables de la ecuación de Número de Reynolds del Agitador y Número de Potencia.....	53
Tabla 23. Rangos de viscosidad para diferentes tipos de agitadores. Fuente: [151] .....	53
Tabla 24. Definición de variables de las ecuaciones (34) y (35). .....	54
Tabla 25. Definición de variables de dimensión del reactor y sus componentes. ....	55
Tabla 26. Definición de variables de dimensión del reactor y sus componentes. ....	56
Tabla 27. Definición de variables de la ecuación (36).....	57
Tabla 28. Ecuaciones utilizadas para obtener la energía de la bomba. ....	58
Tabla 29. Entalpías de reacción de pretratamiento hidrotérmico e hidrólisis enzimática [62] y [63],.....	63
Tabla 30. Propiedades de transferencia de calor del agua [64].....	63
Tabla 31. Secuencia de pasos seguidos en un proceso de limpieza manual .....	70
Tabla 32. Porcentajes para determinar la inversión de capital fijo. ....	71
Tabla 33. Factores de costos totales.....	71
Tabla 34. Porcentajes de deducción para el OpEX.....	73
Tabla 35. Identificación de los equipos principales y auxiliares. ....	78
Tabla 36. Tamaño de partícula y el grado de polimerización de las macromoléculas .....	81



Tabla 37. Condiciones y objetivo de cada operación del proceso [89], [90], [16], [91].	83
Tabla 38. Condiciones de reacción de autohidrólisis alcalina de cáscara de piña.	85
Tabla 39. Coeficientes de las reacciones 1 a 4 a 175°C de la etapa de pretratamiento hidrotérmico.	86
Tabla 40. Condiciones de operación del reactor de hidrólisis enzimática.	89
Tabla 41. Dimensiones de reacción del reactor de pretratamiento	91
Tabla 42. Valores utilizados para energía de los enfriadores.	92
Tabla 43. Valores obtenidos para la densidad de mezcla y el flujo másico obtenido.	93
Tabla 44. Valores para el enfriamiento de pretratamiento hidrotérmico e hidrólisis enzimática.	94
Tabla 45. Valores para enfriamiento de pretratamiento hidrotérmico e hidrólisis enzimática.	95
Tabla 46. Valores utilizados para hallar Flux y Resistencia de la membrana. [48], [98], [99], [100], [101], [102], [103], [104], [105], [106], [107]	96
Tabla 47. Resultados para calcular el área de la membrana de los respectivos filtradores del proceso.	96
Tabla 48. Resultados finales para los requerimientos energéticos para los equipos de filtración	97
Tabla 49. Parámetros necesarios para hallar las cantidades másicas de acetato de sodio y ácido acético glacial.[55]	98
Tabla 50. Valores hallados para hallar la cantidad másica de acetato de sodio y ácido acético glacial.	98
Tabla 51. Cantidad de ácido acético glacial necesario para llegar a pH.	99
Tabla 52. Cantidad másica extra de ácido acético glacial necesario para llegar a pH 5	99
Tabla 53. Cantidad de ácido acético glacial y agua formada de la neutralización.	100
Tabla 54. Valores de altura, radio y diámetro para el tanque cilíndrico.	100
Tabla 55. Dimensiones de reactor de la hidrólisis enzimática.	100
Tabla 56. Datos necesarios para el balance de energía	101
Tabla 57. Concentraciones de cada evaporador.	101
Tabla 58. Masa de producto y evaporado para cada evaporador	102
Tabla 59. Capacidad calorífica para la solución de XOS y agua [108], [59]	102
Tabla 60. Entalpía para la alimentación (HA) y producto (HP).	102
Tabla 61. Entalpía del evaporador (HV).	103
Tabla 62. Cálculo final para el balance de energía en el evaporador de triple efecto	103
Tabla 65. Datos necesarios para el balance de energía	105
Tabla 66. Datos necesarios para el balance de energía	105
Tabla 67. Requerimiento energético para el secador	106
Tabla 68. Datos necesarios para el balance de energía	106
Tabla 69. Datos necesarios para el balance de energía	106
Tabla 70. Datos necesarios para el balance de energía	107
Tabla 71. Valores utilizados para energía de los agitadores.	107
Tabla 72. Valores utilizados para energía de los agitadores.	108
Tabla 73. Valores obtenidos de la energía de los agitadores.	108
Tabla 74. Dimensiones de los diferentes equipos utilizados en la producción de XOS.	109
Tabla 75. Balance de masa del proceso de obtención de XOS de las diferentes corrientes de proceso.	111
Tabla 76. Balance de masa de reactivos para la inmovilización de la enzima en gramos en laboratorio de I+D del proceso de obtención de XOS. Elaboración propia en base a referencias [126], [127].	113

Tabla 77. Resumen energético del proceso. Basado en [59], [86], [107], [109], [110], [111], [112], [113], [56], [57], [82], [115].....	117
Tabla 78. Tiempo de ciclo de reacción de las etapas de pretratamiento e hidrólisis enzimática. ....	118
Tabla 79. Tiempos de proceso por operación unitaria basada en [45].....	119
Tabla 80. Cantidad de maquinaria necesaria para el proceso de producción .....	123
Tabla 81. Costo de los diferentes equipos de las operaciones basada en [45], [119], [48], [118],[120], [121], [122], [116], [117].....	125
Tabla 82. Costos ISBL.....	127
Tabla 83. Costos generales del proyecto basada en [45]. ....	127
Tabla 84. Precio del dólar y sol en 2003 y 2024 [128] y [129].....	128
Tabla 85. Costos variables de producción .....	128
Tabla 86. OpEX total del proyecto (US\$ /al año) basado en [68] .....	129
Tabla 87. Labor operativa, costo de sueldos basado en [136] .....	130
Tabla 88. Flujo de caja del proceso .....	131
Tabla 89. Valores para el costo unitario e ingresos del proyecto. ....	133
Tabla 90. Valores para el NPV y TIR del proyecto .....	134
Tabla 91. Parámetros de sensibilidad para el precio de venta de los XOS, costo de capital, costo ISBL, costo OSBL y el CapEX del proyecto [45] .....	134
Tabla 92. Comparativo de CapEX y OpEX tomando el 25% y el 100% de la materia prima. ....	137
Tabla 93. Comparativo de ventas del producto, su costo operativo y el margen de utilidad tomando el 25% y el 100% de la materia prima. ....	138
Tabla 94. Comparativo del VAN y TIR tomando el 25% y el 100% de la materia prima. ...	138
Tabla 95. E-factor obtenido del proceso en base a los balances de masa del Anexo 8 .....	140
Tabla 96. Factores de CO2 emitidos por año por la energía requerida [140].....	141
Tabla 97. Cantidad de CO2 emitido al ambiente.....	141
Tabla 98. Cantidad de emisión de CO2 emitido al ambiente por equipo .....	142
Tabla 99. Métodos para el pretratamiento y sus materias primas [16], [75], [29].....	163
Tabla 100. Empresas peruanas productoras de productos a base de piña.....	166
Tabla 101. Corrientes de masa del proceso de obtención de XOS. [148], [92], [93], [149], [150] .....	167
Tabla 102. Corrientes de masa del proceso de obtención de XOS. [145], [146], [147], [148], [149], [150] .....	168
Tabla 103. Cronograma para la puesta en marcha del proyecto. ....	173
Tabla 104. Análisis de modo y efecto de falla (AMFE), basado en [45] .....	174

## ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Estructura general de los XOS [33].....	27
Figura 2. Mecanismo de reacción de los xilanos para su transformación en XOS basado en las fuentes [41], [43] .....	33
Figura 3. Diagrama de bloques planteado para la producción de XOS basado en [16], [29] , [49].....	45
Figura 4. Diagrama de bloques planteado para la inmovilización de la enzima en laboratorio [16], [29] , [45].....	46
Figura 5. Gráfico de correlaciones entre el número de Reynolds del agitador y el número de Potencia, para (1) Turbinas de Rushton, (2) Turbina de de pala inclinada y (3) Hélice marina. Fuente: [151]......	54
Figura 6. Representación gráfica de las variables de cada dimensión para (1) Turbinas de Rushton, (2) Turbina de de pala inclinada y (3) Hélice marina. Fuente: [151]. .....	55
Figura 7. Geometría del tanque de precipitación. ....	59
Figura 8. Delimitación de sistemas para el balance de energía del sistema de evaporadores de triple efecto. ....	65
Figura 9. PFD del pretratamiento para la obtención de hemicelulosa basado en [16], [29] ....	77
Figura 10. Coeficiente de las reacciones 1 a 4 (k1 a k4) en función de la temperatura.....	86
Figura 11. Rendimientos equivalentes de xilano disuelto, xilosa, furfural y conversión de xilano a 175°C. ....	87
Figura 12 Concentración de xilano disuelto, xilosa y furfural en el licor de reacción a 175°C. ....	88
Figura 13. Conversión y velocidad de reacción de xilano en función del tiempo para la enzima <i>Trichoderma reesei</i> . ....	90
Figura 14. Conversión y velocidad de reacción de xilano en función del tiempo para la enzima <i>Aspergillus awamori</i> . ....	90
Figura 15. Calor de reacción en función del tiempo del reactor de pretratamiento a 175°C y 7 bar. ....	114
Figura 16. Flujo másico de agua en función del tiempo del reactor de pretratamiento a 175°C y 7 bar. ....	115
Figura 17. Calor liberado por la reacción en función del tiempo. ....	116
Figura 18. Flujo másico de agua en función del tiempo en el reactor de hidrólisis. ....	116
Figura 19 y 20. Scheduling del proceso - escenario 1 y 2 basada en [45]. ....	120
Figura 21. Scheduling del proceso - escenario 3 (100% de materia prima procesada) .....	122
Figura 22. Diagrama de flujo de caja del proyecto. ....	133
Figura 23. Análisis de sensibilidad en torno al Valor neto del proyecto. ....	135
Figura 24. Análisis de sensibilidad en torno a la Tasa de Retorno de la inversión. ....	136
Figura 25. Análisis de sensibilidad en torno a la Tasa de Retorno de la inversión. ....	136
Figura 26. Partes de la piña para el trabajo de investigación. ....	163
Figura 27. Estructura de los Xiloglucanos [80] .....	164
Figura 28. Estructura de los xilanos [75] .....	164
Figura 29. Mecanismo de acción de las enzimas [142]. ....	164

## ÍNDICE DE ANEXOS

Anexo 1. Partes a utilizar de la piña para el trabajo de investigación .....	163
Anexo 2. Métodos de pretratamiento y sus resultados .....	163
Anexo 3. Estructura química de los Xiloglucanos .....	164
Anexo 4. Estructura química de los xilanos.....	164
Anexo 5. Mecanismo de acción de las endo 1-4 xilanasas de <i>Trichoderma reesei</i> .....	164
Anexo 6. Marco referencial y geográfico .....	165
Anexo 7. Balance de masa total del proceso por corrientes. ....	167
Anexo 8: Código de MATLAB empleado para la resolución del modelo matemático de reacción de pretratamiento hidrotérmico. Fuente: Elaboración propia.....	170
Anexo 9. Código de MATLAB empleado para la resolución del modelo matemático de reacción de hidrólisis enzimática. Fuente: Elaboración propia .....	171
Anexo 10. Cronograma de puesta en marcha del proyecto [45].....	173
Anexo 11. Análisis de Modal de Fallas y Efectos (AMFE). ....	174

## RESUMEN

Los prebióticos derivados de oligosacáridos, como los xilooligosacáridos (XOS), vienen siendo investigados por sus beneficios para la salud intestinal y la mejora en la absorción de minerales. Estos compuestos pueden obtenerse de residuos agroindustriales, como la biomasa lignocelulósica, y en este estudio se explora su producción a partir de los residuos de piña, que contienen hemicelulosa, celulosa y lignina. El presente estudio abarca el análisis tecno-económico para el procesamiento realizando un pretratamiento hidrotérmico alcalino para extraer la hemicelulosa y un tratamiento enzimático utilizando Endo- $\beta$ -1,4-xilanasas provenientes de *Trichoderma reesei* para producir XOS.

El diseño del proceso contempla 22 equipos entre operaciones principales y auxiliares. Después de la hidrólisis enzimática, se obtienen 18.86 kg de xilosa y 492.53 kg de XOS, los cuales se purifican, resultando en una concentración de 36.5 g/L de XOS con más del 98% de pureza. El proceso utiliza 617.25 toneladas de residuos de piña y alcanza un rendimiento global de 77.43% en la conversión de hemicelulosa a XOS.

Teniendo en cuenta que tenemos 264 lotes por año, se estima que la producción de un lote de XOS requiere 4662.53 kWh de energía. Tras realizar un análisis económico con una vida útil del proyecto de 20 años, se calcula un valor actual neto (VAN) de 18.1 millones de dólares y una tasa interna de retorno (TIR) del 31.1%, lo que demuestra la viabilidad económica del proceso. El estudio concluye que el diseño es rentable y sostenible, con un producto de alta calidad para el mercado.

### **PALABRAS CLAVE:**

XOS, hidrólisis enzimática, cáscara de piña, *Trichoderma Reesei*, diseño de proceso, pretratamiento hidrotérmico con álcali, biomasa lignocelulósica.

## ABSTRACT

### TECHNICAL-ECONOMIC EVALUATION FOR THE PRODUCTION OF XYLOOLIGOSACCHARIDES FROM AGROINDUSTRIAL WASTE OF PINEAPPLE

Prebiotics derived from oligosaccharides, such as xylooligosaccharides (XOS), have been investigated for their benefits for intestinal health and improved mineral absorption. These compounds can be obtained from agro-industrial waste, such as lignocellulosic biomass, and this study explores their production from pineapple waste, which contains hemicellulose, cellulose and lignin. This study covers the techno-economic analysis for processing by performing an alkaline hydrothermal pretreatment to extract hemicellulose and an enzymatic treatment using Endo- $\beta$ -1,4-xylanases from *Trichoderma reesei* to produce XOS.

The process design includes 22 machinery between principal and auxiliary operations. After enzymatic hydrolysis, 18.86 kg of xylose and 492.53 kg of XOS are obtained, which are purified, resulting in a concentration of 36.5 g/L of XOS with more than 98% purity. The process uses 617.25 tons of pineapple waste and achieves an overall yield of 77.43% in the conversion of hemicellulose to XOS.

Considering that we have 264 batches per year, it is estimated that the production of one batch of XOS requires 4662.53 kWh of energy. After performing an economic analysis with a project life of 20 years, a net present value (NPV) of 18.1 million dollars and an internal rate of return (IRR) of 31.1% are calculated, demonstrating the economic viability of the process. The study concludes that the design is profitable and sustainable, with a high-quality product for the market.

#### KEYWORD:

XOS, enzymatic hydrolysis, pineapple peel, *Trichoderma Reesei*, process design, alkali hydrothermal pretreatment, lignocellulosic biomass.

## INTRODUCCIÓN

En el 2021, en Perú, la producción de piña alcanzó las 588 398.2 toneladas, teniendo un aumento porcentual de 0.81%, esto según el Ministerio de Desarrollo Agrario y Riego [1], [2], en consecuencia, la agroindustria procesadora de piña también ha crecido. En 2019, se exportó conserva de piña, confituras, jaleas, mermeladas, además de jugo de piña [3]. En la fabricación de todos estos productos, se emplea la pulpa de la piña, que representa aproximadamente la mitad del peso total de la piña, lo que resulta en un aproximado del 50% de desechos generados por estas industrias. Con ello, tenemos 110.54 toneladas de residuos de piña, entre cáscara, corona y corazón, tomando en cuenta los datos de la Asociación de Exportadores (ADEX) sobre las exportaciones de productos mencionados arriba [4], [5]. Según las regulaciones del Servicio Nacional de Certificación Ambiental para las Inversiones Sostenibles (SENACE), dichos residuos agroindustriales pueden ser aprovechados para el compostaje o como alimento para ganado [6]. Sin embargo, una práctica común es la quema de los mismos o su descarte en botaderos, desperdiciando así una gran cantidad de producto que puede ser valorizado, por su alto contenido en polímeros naturales (celulosa, lignina y hemicelulosa) a partir de los cuales, se pueden producir combustibles y químicos mediante procesos como la hidrogenación, fermentación o hidrólisis de sus componentes [7].

Uno de estos productos que derivados de los subproductos de la industria de piña son los xilooligosacáridos (XOS), los cuales son compuestos polisacáridos de reconocida acción prebiótica que se obtienen mediante la hidrólisis del xilano, que constituye la mayor parte de la fracción de la hemicelulosa (entre 60 - 90%) [8]. Su propiedad prebiótica se debe a que sirven de alimentos para los microorganismos componentes de la microbiota humana y/o animal. Además, entre sus beneficios se destacan su bajo contenido calórico, efectos antioxidantes, entre otros [8]. Estos oligosacáridos tienen propiedades termoestables ya que pueden exponerse a temperaturas mayores a 120°C sin modificar su estructura química [9] y son adaptables en entornos ácidos (pH 2 a 7) [10]. Los XOS pueden ser utilizados como sustitutos o potenciadores de azúcar en alimentos para diabéticos y son un aditivo reconocido como seguro por la organización de Administración de Alimentos y Medicamentos o *Food and Drug Administration* (FDA), por lo que los XOS son compuestos valiosos para el mercado global.

En 2017, el principal uso de XOS fue en la industria de piensos (49.6%), seguido por productos médicos y para la salud (25.4%), alimentos y bebidas (23.2%) y otras aplicaciones

(1.8%) [11]. En el año 2018, tuvo un incremento en la producción y venta de productos a nivel mundial de 94 millones de dólares y un crecimiento esperado de 5.3% para los siguientes años, estimando que adquiriera un valor de \$7.37 billones para el 2023 [12]. Con ello, podemos observar un mercado creciente, en el cual el Perú podría participar utilizando residuos provenientes de una planta procesadora de piña.

Debido a todo lo antes expuesto, en la presente tesis, se propone realizar el diseño de un proceso de producción de XOS provenientes de residuos agroindustriales de la piña y la evaluación tecno-económica del mismo, con la finalidad de valorizar dichos residuos y disminuir la contaminación ambiental que actualmente se genera debido a su quema. Con ello, generar una economía circular en la cadena productiva de la industria de la piña, puesto que se pueden obtener más ganancias por la venta de estos residuos al transformarlos en productos valiosos.

La primera etapa del diseño de este proceso consistirá en definir la capacidad de producción según la disponibilidad de la cáscara de piña y se tomarán en cuenta las características que deben tener los XOS para poder ser comercializados. Luego de esto, se llevará a cabo la simulación en *Microsoft Excel*® y *Matlab* de la cinética de las reacciones presentes en el proceso para obtener las condiciones óptimas de operación del biorreactor y reactor de pretratamiento, con esta información se pueden realizar balances de masa y energía; y finalmente se realizará la evaluación económica del proceso propuesto para determinar si el diseño es viable.

El alcance del presente trabajo abarca el diseño y análisis técnico económico para el procesamiento de XOS provenientes de residuos agroindustriales de la piña. Para tal finalidad nuestra MP es procesada por el pretratamiento para la obtención de hemicelulosa hasta la hidrólisis enzimática del xilano. En cuanto a las limitaciones, no se profundizará en los procesos adicionales de purificación para los subproductos provenientes de la hidrólisis enzimática como lo son la lignina y celulosa, ni su comercialización. Cabe mencionar que no se realizó trabajo experimental, la simulación de los modelos matemáticos de los reactores del pretratamiento alcalino e hidrólisis enzimática fueron realizados según datos encontrados en la bibliografía.



## **Objetivos de la investigación**

### **Objetivo general**

Evaluar técnica y económicamente la producción de xilooligosacáridos (XOS) provenientes de los residuos agroindustriales de la piña.

### **Objetivos específicos**

Seleccionar, a partir de la literatura, las tecnologías convenientes para la producción de xilooligosacáridos a partir de residuos agroindustriales de cáscara de piña, aplicando criterios basados en investigaciones descriptivas.

Evaluar la viabilidad técnica del proceso mediante un análisis del balance de masa y energía, considerando el rendimiento y eficiencia de los equipos más importantes para la producción de XOS mediante hidrólisis enzimática de xilano.

Simular los procesos unitarios de pretratamiento e hidrólisis enzimática, utilizando herramientas como Matlab para calcular el rendimiento y el tiempo de reacción necesario para el diseño de los reactores de pretratamiento e hidrólisis respectivamente.

Determinar la viabilidad económica del proceso de producción de XOS mediante el análisis de costos (CapEX y OpEX), flujo de caja y evaluación de indicadores financieros como el VAN y TIR, para sintetizar las conclusiones sobre la rentabilidad del proyecto.

Evaluar indicadores ambientales del proceso de producción de XOS basados en las toneladas de CO<sub>2</sub> emitidas al ambiente y el *e-factor*.

Realizar el análisis de seguridad partiendo de la metodología de Análisis Modal de Fallas y Efectos (AMFE) para la identificación de riesgos del proceso.

# **CAPÍTULO I**

## **REVISIÓN CRÍTICA DE LA LITERATURA**

Dentro del presente capítulo, se hará un resumen de las tecnologías existentes para la obtención de los xilooligosacáridos (XOS) a partir de biomasa lignocelulósica, así como una recopilación de estudios de viabilidad técnico-económica para procesos para la obtención del XOS con materias primas similares.

### **1.1. Materias primas**

#### **1.1.1. Residuos lignocelulósicos de piña**

En Perú, se cultivan variedades de piña conocidas como Golden, Cayena Lisa, Samba, Hawaiana, y Roja Española [13]. De estas variedades, se pueden obtener diversos productos de exportación como lo son las conservas, confituras, jaleas y mermeladas de piña, de las cuales se obtiene una cantidad considerable de residuos, las fracciones se visualizan en el Anexo 1. A partir de estos residuos, se pueden obtener macromoléculas derivadas de la biomasa lignocelulósica (celulosa, hemicelulosa y lignina) y, a su vez, a partir de la hemicelulosa se obtienen los XOS. Los porcentajes de estas macromoléculas para la cáscara de piña presentan valores de 19.4%, 22.4%, 4.7% de fracción másica respectivamente en base seca [14], [15]. Con ello, se destaca que la composición de hemicelulosa es considerable y adecuada para la obtención de los XOS. Dada la intrincada estructura de la matriz lignocelulósica, se debe pretratar la biomasa para separar las macromoléculas celulosa y lignina, y así liberar la hemicelulosa en forma de xilanos. Estos pretratamientos se discutirán en la siguiente sección [14].

### **1.2. Tecnologías para la obtención de XOS**

#### **1.2.1. Pretratamiento de biomasa**

En el caso de los pretratamientos, existen diversas maneras de obtener hemicelulosa; sin embargo, en esta sección, sólo se abordarán estudios de procesos alcalinos, hidrotérmicos y por explosión a vapor. Estos procesos son los más estudiados y usados industrialmente, a consecuencia de que son los pretratamientos más recientes y prometedores. A diferencia de,

por ejemplo, la radiación de microondas, la cual debe superar aspectos más prácticos para su uso industrial, como el elevado costo de capital para su implementación [16].

Banerjee, Patti, Ranganathan y Arora [16] mencionan el pretratamiento hidrotérmico, catalizado con NaOH donde se utilizó la cáscara de piña. Este pretratamiento parte de la biomasa recién secada, en donde se mezclan la biomasa seca y la base (NaOH) a 15% w/v en una relación 1:10 a 121°C por 90 min por 15 psi de presión. Después de este periodo de tiempo, se procede a reducir la presión en el reactor y a llevar a cabo una operación de filtrado para separar la parte sólida de la parte líquida. La fracción líquida resultante, se somete a un proceso de centrifugación a 5000 revoluciones por minuto durante 15 minutos, con el fin de obtener un sobrenadante claro. Por último, el sobrenadante se somete a un lavado con agua caliente. Esto tiene el propósito de precipitar la hemicelulosa de la solución después de ajustar el pH a 5 mediante la adición de ácido acético glacial. Para regular el pH, se añade etanol al 95%, previamente enfriado con hielo [16]. Para la determinación de las macromoléculas, se analiza la estructura química por el método instrumental de Espectroscopía de Infrarrojos por Transformada de Fourier (siglas en inglés, FTIR) y posterior a ello se analiza por Microscopio Electrónico de Barrido (siglas en inglés, SEM) para examinar los cambios morfológicos que ocurrieron durante el proceso de pretratamiento. Con ello, se tiene una recuperación del 91.5% de hemicelulosa.

Samanta et al. [17] investigaron las condiciones para extraer hemicelulosa de mazorcas de maíz utilizando NaOH y KOH como agentes alcalinos, ya sea mediante incubación prolongada o aplicación de vapor saturado a alta presión. Las mazorcas de maíz fueron secadas y pulverizadas hasta un tamaño de partícula de 1 mm. La extracción de xilanos se realizó en triplicado con concentraciones de 2%, 4%, 8% y 12% w/v de ambos agentes alcalinos. Para la incubación con NaOH, la biomasa se mezcló con el álcali durante 14 a 16 horas o se inyectó vapor a 121°C y 1 bar durante 45 minutos. Los estudios concluyeron que el NaOH es más eficiente que el KOH y que la aplicación de vapor supera a la incubación en términos de recuperación de xilano. Para determinar las macromoléculas, se analizó la estructura química mediante Espectroscopía de Infrarrojos por Transformada de Fourier (FTIR). Los mejores resultados se obtuvieron con NaOH al 12%, seguido de la aplicación de vapor, logrando disolver el 83.5% de la hemicelulosa en la biomasa [17].

Finalmente, Tian et al. [17], mencionan el pretratamiento con explosión a vapor sostenido con  $H_2SO_4$  como catalizador del proceso. En este procedimiento, la materia prima,

astillas de álamo, se impregnan con 0.7% wt de ácido sulfúrico diluido en agua, en relación 1:1 sólido-líquido, mezcla que se deja reposar toda la noche. Para finalizar, se inyecta vapor a 200°C por 5 minutos de tiempo de residencia, teniendo así un rendimiento máximo de hemicelulosa solubilizada de 75% [17]. En el Anexo 2 se presenta un cuadro comparativo que muestra los resultados de otros métodos, además de incluir más fuentes que emplean los mismos métodos con sus respectivos resultados.

Vale la pena mencionar que como subproductos tendremos la celulosa y lignina, los cuales posterior a un proceso de separación y purificación pueden ser transformados para su comercialización. En el caso de la celulosa, se pueden encontrar productos derivados como el Ácido Acético, Fórmico y Láctico, los cuales pueden usarse en la industria de alimentos como vinagre, en la industria alimentaria como conservante y para producción de polímeros respectivamente. Asimismo, la lignina tiene como subproductos a la Vainilina, Catecol y ácido ferúlico, los cuales pueden usarse en la industria de alimentos como saborizantes, en la industria farmacéutica como tratamiento para el síndrome de Parkinson y en la industria cosmética como antioxidantes respectivamente. [18]. Finalmente, esto puede ser explorado en futuros avances del proyecto con la finalidad de ampliar la valorización de las macromoléculas de alto valor del proceso.

### **1.2.2. Métodos de obtención de los XOS**

Entre los tipos de XOS existentes, los que tienen un grado de polimerización de 2 a 6 son los que presentan mayor potencial prebiótico y, por lo tanto, mayor atractivo comercial [19]. Por lo que, en la búsqueda bibliográfica, se evaluaron estudios de diferentes procesos de producción que permitan obtener el mayor rendimiento con un grado de polimerización en el rango deseado. La producción de XOS a partir de residuos lignocelulósicos, se realiza principalmente de dos maneras: autohidrólisis e hidrólisis enzimática. Por un lado, la autohidrólisis es un proceso de un solo paso que consiste en el tratamiento hidrotérmico de la biomasa con vapor de agua o agua caliente a altas presiones y temperaturas [20], donde los iones de hidronio (H<sup>+</sup>) propician la depolimerización en la hemicelulosa, una vez aislada de su matriz, produciendo XOS [14]. El máximo rendimiento con este proceso se logra a condiciones operativas de severidad media (combinación de temperatura y tiempo). La principal ventaja de este método es el bajo uso de químicos corrosivos, además de ser calificado como eco amigable; sin embargo, esto también depende de la fuente de energía que se use. Por otro lado,

la desventaja principal de este método son sus subproductos, como otros oligómeros, monosacáridos, ácido acético, furfural, hidroximetilfurfural, ácido fórmico, ácido levulínico, compuestos fenólicos [21], [22], lo que complica el proceso de purificación e incrementa los costos de producción, pues la presencia de ácido acético, furfural y lignina reduce las propiedades prebióticas de XOS. No obstante, se pueden obtener altos rendimientos de XOS y xilanos a ciertas condiciones. Liu y Wayman [15] obtuvieron un rendimiento de 89.6% (g XOS/g xilano en biomasa) y una recuperación del xilano en la biomasa del 99% al tratar el rastrojo de maíz con reactor de flujo continuo (PFR) de agua a 200°C a 10 mL/min por 24 minutos. Garrote [14] obtuvo un rendimiento de 52.3% (g XOS/g xilano en biomasa) y una recuperación del 99% del xilano al procesar madera de eucalipto con agua a 181°C por 37.5 minutos. Así mismo, debido a las condiciones operativas de severidad media, el costo de los equipos utilizados es mayor, ya que deben ser aptos para uso a altas presiones con rangos entre 1 a 10 bar y temperaturas con rangos entre 120°C a 200°C [23].

Por el contrario, la hidrólisis enzimática usa enzimas, como catalizadores especializados para romper los enlaces glucosídicos  $\beta - 1,4$  de los xilanos. Estas enzimas son denominadas xilanólíticas y se clasifican en familias según la similaridad de su estructura primaria de los dominios catalíticos [24]. Entre estos, existen dos grupos principales de enzimas utilizadas en la hidrólisis de los xilanos: Endo-1,4- $\beta$ -xilanasas (EC 3.2.1.8) y  $\beta$ -xilosidasas (EC 3.2.1.37). Por un lado, las  $\beta$ -xilosidasas realizan la excisión del xilano desde el extremo no reductor, de forma que produce únicamente el monómero xilosa. En contraste, las endo-1,4- $\beta$ -xilanasas dividen aleatoriamente los enlaces de la cadena principal del xilano, de manera que reduce su grado de polimerización y produce XOS (Anexo 5), dichas enzimas pertenecen a las familias 10 y 11 [25]. Por esta razón, son estas últimas las que se usarán en la hidrólisis enzimática. En la Tabla 1, se puede visualizar un comparativo entre la familia 10 y 11 con propiedades de selectividad de la enzima.

Tabla 1. Comparación entre las propiedades de la Familia 10 y Familia 11 de enzimas xilanolíticas basado en Collins et al. [24]

Propiedades	Familia 10	Familia 11
Sustratos en los que son más activos	XOS cadena corta celulosa de bajo peso molecular (en especial aril celobiosa y celooligosacáridos)	XOS de cadena larga
Cantidad de subsitios activos	4-5	>7
Versatilidad catalítica	Pueden atacar lo enlaces xilósídicos de monómeros sustituidos o enlaces 1,3-beta	Únicamente activo en sustratos con D-Xilosa. La presencia de sustituyentes u enlaces 1,3- beta afectan la actividad
Masa molecular y Punto isoeléctrico (pI)	Masa molecular alta Bajo pI	Masa molecular baja Alto pI
Productos	XOS pequeños (xilobiosa. xilotriosa)	XOS más grandes (GP>4)
Microorganismos que las producen	<i>Cellulomonas fimi</i> <i>Cellvibrio japonicus</i> <i>Cellvibrio mixtus</i> <i>Clostridium thermocellum</i> NCIB 10682 <i>Geobacillus thermocellum</i> <i>Penicillium simplicissimum</i> <i>Streptomyces halstedii</i> <i>Streptomyces lividans</i> <i>Streptomyces olivaceoviridis</i> <i>Thermoascus aurantiacus</i> <i>Thermotoga maritima</i>	<i>Aspergillus kawachii</i> <i>Aspergillus niger</i> <i>Bacillus agaradhaerens</i> <i>Bacillus circulans</i> <i>Bacillus subtilis</i> <i>Chaetomium thermophilum</i> <i>Dictyoglomus thermophilum</i> <i>Nomuraea flexuosa</i> <i>Paecilomyces varioti</i> Bainer <i>Streptomyces</i> sp. S38 <i>Thermomyces lanuginosus</i> <i>Trichoderma harzianum</i> <i>Trichoderma reesei</i> ( <i>Hypocrea</i> <i>jecorina</i> )

Sin embargo, cabe mencionar que la selección de la enzima a usar también se ve sujeta a su disponibilidad en el mercado. En ese sentido, la mayoría de los cócteles de Endo-1,4-xilanasas producidas a nivel comercial son de origen fúngico [26] y entre estas, las principales especies usadas son *Trichoderma spp.* y *Aspergillus spp.* [27]. En la Tabla 2, se resume la información de las enzimas comerciales.

Tabla 2. Resumen de las Endo--1,4-xilanasas comerciales. [25]

Nombre comercial	Distribuidor	Microorganismo	pH óptimo	Temperatura óptima (°C)	Aplicaciones
Allzyme PT	Altech	<i>Aspergillus niger</i>	5.3	65	Alimento animal
Ecopulp X-200	Primalco	<i>Trichoderma reesei</i>	5.0-6.0	50-55	Blanqueamiento de pulpa de celulosa
Ecosane	Biotec	<i>Trichoderma reesei</i>	-	-	Alimento animal
Solvay pentonase	Solvay Enzymes	<i>Trichoderma reesei</i>	5.3-5.5	55	Industrias del almidón y panificación
Xylanase GS35	Iogen	<i>Trichoderma reesei</i>	4.5	40	Blanqueamiento de pulpa de celulosa y alimento animal
Irgazyme 40	Nalco-Genencor, Ciba, Geigy	<i>Trichoderma longibrachiatum</i>	-	-	Industria de papel y alimento animal
Multifect Xylanase	Genencor	<i>Trichoderma longibrachiatum</i>	5.0-5.5	55-60	Industria alimentaria
Sumizyme X	Shin Nihon	<i>Trichoderma koningii</i>	5.0	55	Elaboración de extractos de setas y vegetales, panificación, pelado enzimático de cereales, alimentación animal

Cabe mencionar que sería recomendable usar enzimas adicionales para romper los enlaces que unen a los grupos sustituyentes a la cadena de xilano, debido a que las Endo-1,4-xilanasas de las familias mencionadas rompen únicamente enlaces entre xilanos.

Banerjee, Patti, Ranganathan, y Arora [16] obtuvieron XOS usando el proceso de hidrólisis enzimática (en medio acuoso a 50°C) de la hemicelulosa pretratada de cáscara de

piña, mediante el proceso hidrotérmico. Se parte de la biomasa recién secada, mezclándola con la base (NaOH) a 15% w/v en una relación 1:10 a 121°C por 90 min por 15 psi de presión, se somete a una operación de filtrado para separar la parte sólida de la parte líquida. Posteriormente, se pasa lo filtrado por un proceso de centrifugación a 5000 revoluciones por minuto durante 15 minutos, con el fin de obtener un sobrenadante claro. Con ello, se obtiene un porcentaje de rendimiento de 91.5% de recuperación de hemicelulosa. A partir de la hemicelulosa obtenida del pretratamiento, haciendo uso las enzimas Endo-1,4-xilanasas obtenidas de *Trichoderma viride* con una dosis de 15 UI/ml a un pH de 5 en 24 horas, se obtiene una conversión 25.7% de obtención de XOS [16].

Milessi, Kopp, Rojas et al [21] obtuvieron XOS a partir de madera de abedul, pretratada con NaOH, la cual fue adquirida de Sigma Aldrich SA (St. Louis, MO, USA), haciendo uso de Endo-1,4-xilanasas recombinantes a partir de los *Bacillus subtilis*. Las Endo-1,4-xilanasas son inmovilizadas en tres soportes diferentes: agarosa, quitosano activado con grupos glioxal y quitosano activado con glutaraldehído [21]. Al igual que la anterior investigación, se utilizó la enzima Endo-1,4-xilanasas pero en este caso, se decidió usar el tampón de citrato 50 mM, esto para mantener la reacción a pH 5,5, a la concentración de 13 mg/mL. La cantidad de enzima usada es de 1,95 UI/mL a 50 °C bajo agitación mecánica durante 24 horas, obteniendo así una conversión del 23.4% de obtención de XOS y reutilizando la enzima inmovilizada hasta en 10 ciclos de producción.

De Oliveira et al [28], realizan la síntesis para la obtención de los XOS a partir de madera de Haya, pretratada con NaOH, la cual fue adquirida de Sigma Aldrich SA (St. Louis, MO, USA), tomando en cuenta que utilizaron, al igual que el párrafo anterior Endo-1,4-xilanasas (*xylanase Xys1A*) inmovilizadas; sin embargo, en este caso, dichas enzimas fueron producidas por el microorganismo *Trichoderma Reesei*. Con ello, se realiza una inmovilización de la enzima a partir de 10% BCL de agarosa y polietilenimina, obteniendo una conversión del 90% de obtención de XOS y reutilizando la enzima inmovilizada hasta en 10 ciclos de producción. Al igual que las anteriores investigaciones, se decidió usar el tampón de citrato 50 mM, esto para mantener la reacción a pH 5. La actividad de enzima usada es de 100 UI/mL a 50 °C bajo agitación mecánica durante 8 horas [28].

Al revisar los 3 resultados antes mencionados, es importante evidenciar que hay 2 factores clave a la hora de escoger el método más eficaz. Primero es importante tomar en cuenta que inmovilizar nuestro catalizador, es decir la enzima, podría traer mejores resultados de



rendimiento a la reacción, esto pudiendo ser observado si comparamos los resultados de rendimiento obtenidos por De Oliveira et al y Banerjee et al. A pesar de venir de la misma familia de microorganismos “*Trichoderma*”, tienen diferentes resultados de rendimiento obteniéndose 25.7% y 90% respectivamente. Lo segundo es escoger la enzima dependiendo el tipo de microorganismo debido a que comparando la investigación realizada por Milessi et al y De Oliveira et al, podemos observar que a pesar de que ambos realizan la inmovilización de su enzima, para el caso de De Oliveira et al, se obtiene un mayor rendimiento (90%) a diferencia de Milessi et al (23.4%).

### **1.3. Estudios tecno-económicos de procesos similares de extracción de XOS**

Banerjee, Patti, Ranganathan, y Arora [16], parten de residuos agroindustriales de piña, tomando de esta la cáscara, el corazón y la corona. En cuanto a su proceso tecnológico para la obtención de los XOS, estos inician de un proceso de pretratamiento hidrotérmico, catalizado con NaOH al 10% (w/v). Al igual que lo mencionado en la sección 1.2.1, se toma una relación 1:10 a 121°C por 90 min por 15 psi de presión para el proceso de pretratamiento, seguido de la purificación de la hemicelulosa con una recuperación del 91.5%. Posteriormente, se inicia el proceso de obtención de XOS, haciendo uso de un proceso enzimático para la obtención de XOS haciendo uso de enzimas Endo-1,4-xilanasas obtenidas de *Trichoderma viride* con una dosis de 15 UI/ml, para obtener una conversión 25.7% de la hemicelulosa en XOS y una pureza mayor al 85% [16].

Evaluando la parte económica del proyecto presentado, Banerjee et al, reportan para el valor del CapEX 27.2 millones de dólares, tomando en cuenta que, dentro de estos gastos de capital, el mayor costo está relacionado con el equipamiento, el cual asciende a 6 millones de dólares. Para el caso del OpEX, se fija un proyecto con 300 días de operación por año, un costo de materiales de 1.98 millones de dólares y un costo por servicios de 2.45 millones de dólares, siendo este último el valor más alto para este parámetro. Con ello, se obtiene un valor de 6.95 millones de dólares para OpEX. Teniendo en cuenta, los valores del CapEX y OpEX, y tomando en cuenta que la capacidad de producción para esta planta es de 10 toneladas métricas por hora, la cantidad de horas trabajadas es de 24 horas por día y que el precio de los XOS es de 4000 dólares por tonelada métrica, se procedieron a realizar el análisis de sensibilidad del proyecto. El resultado de una planta que produce únicamente XOS no muestra resultados alentadores ( $VAN < 0$ ), esto debido al poco rendimiento obtenido de la reacción y al bajo precio presentado de XOS [16].

Swart et al. [29], inician su proceso usando afrecho cervecero y pasando por un proceso de prensado y posteriormente un proceso autocatálisis hidrotérmica a 180°C durante 15 min para extraer el xilano de la hemicelulosa. Posterior a la primera reacción para despolimerizar las maltodextrinas solubles a glucosa, pasa por un proceso de purificación haciendo uso de la diafiltración y la ultrafiltración para su retiro [29], obteniéndose un rendimiento de XOS de 83,6%. Con la finalidad de aumentar el rendimiento total de XOS, se efectúa un tratamiento de hidrólisis enzimática parcial con Endo-1,4-xilanasas a 40 °C durante 48 h. Consecutivamente, se realizan dos adsorciones en serie primero usando resinas de intercambio aniónico y luego, resinas de intercambio catiónico. Con ello, se obtiene un rendimiento del 74.2% y una pureza mayor al 80%.

En cuanto a la evaluación económica del proyecto, se reporta un valor de CapEX de 39.6 millones de dólares, tomando en cuenta que, dentro de estos gastos de capital, los costos directos son los de mayor valor iguales a 18.3 millones de dólares. Para el caso del OpEX, se fija un proyecto con 8000 horas de operación por año, un costo de materiales de 5.49 millones de dólares y un costo por servicios de 2.43 millones de dólares, siendo este último el valor más alto para este parámetro. De este modo, se obtiene un valor de 13.19 millones de dólares para OpEX. Teniendo en cuenta los valores del CapEX y OpEX, que la capacidad de producción para esta planta es de 41.6 toneladas métricas por hora, la cantidad de horas trabajadas es de 22 horas por día y que el precio de los XOS es de 2509 dólares por tonelada métrica, se procedió a realizar el análisis de sensibilidad del proyecto. Obteniéndose como resultado un valor distinto al visto en el proyecto de Banerjee et al, debido a que muestra resultados alentadores (VAN  $\approx$  75 millones) [29].

En conclusión, en el capítulo 1, el cual corresponde a la revisión crítica de la literatura, se revisan las tecnologías a usar para la producción de XOS, llegando así a optar por el método de hidrólisis enzimática para su obtención, utilizando las Endo-1,4-xilanasas, esto debido a las ventajas que proporciona como lo es la obtención de menos subproductos a diferencia de su contraparte la hidrólisis química. Además, se opta por elegir la tecnología de pretratamiento hidrotérmico, dado que, en menor tiempo, se puede obtener una recuperación del 91.5% de hemicelulosa, necesaria para la producción de XOS. De igual manera, se escoge la tecnología de hidrólisis enzimática del xilano utilizando la enzima *Trichoderma Reesei* e inmovilizando la enzima con un gel de 10% BCL de agarosa y polietilenimina.

Asimismo, podemos visualizar que el rendimiento de nuestro proceso debe ser considerable para obtener indicadores económicos positivos como los visualizados en el estudio realizado por Swart et al., teniendo en cuenta que es importante priorizar la pureza del producto sin perjudicar el rendimiento.

## CAPÍTULO II

### MARCO TEÓRICO

#### 2.1. Xilooligosacáridos (XOS)

##### 2.1.1. Estructura química

Los xilooligosacáridos o XOS son oligosacáridos compuestos por unidades de  $\beta$ -D-Xilosa unidos mediante enlaces  $\beta(1\rightarrow4)$ -xilósido, dependiendo de la cantidad de unidades enlazadas o grado de polimerización (GP) se puede formar: xilobiosa (2 monómeros), xilotriosa (3 monómeros), xilotetrosa (4 monómeros) y así sucesivamente [30]. En la Figura 1, se puede observar la estructura general de los XOS. Cabe mencionar que, ya que la producción de XOS está basada en la hidrólisis de xilano, se puede obtener de diferentes tipos de materias primas lignocelulósicas, se pueden producir XOS ramificados con diferentes grupos funcionales, como acetil (AcXOS), arabinofuranosil (AXOS), ácido 4-O-Metil Glucurónico (GlcAmeXOS), etc [26], [31]. Esto es importante, pues se ha observado que el grado de sustitución (número de grupos sustituyentes unidos por unidad monomérica, en este caso xilosa) y el tipo de grupo funcional que queda en el oligómero XOS influencia en sus efectos prebióticos, pues los XOS no sustituidos y por ejemplo los AXOS se fermentan más rápido que estructuras más complejas como AcXOS y GlcAmeXOS [10], [32].

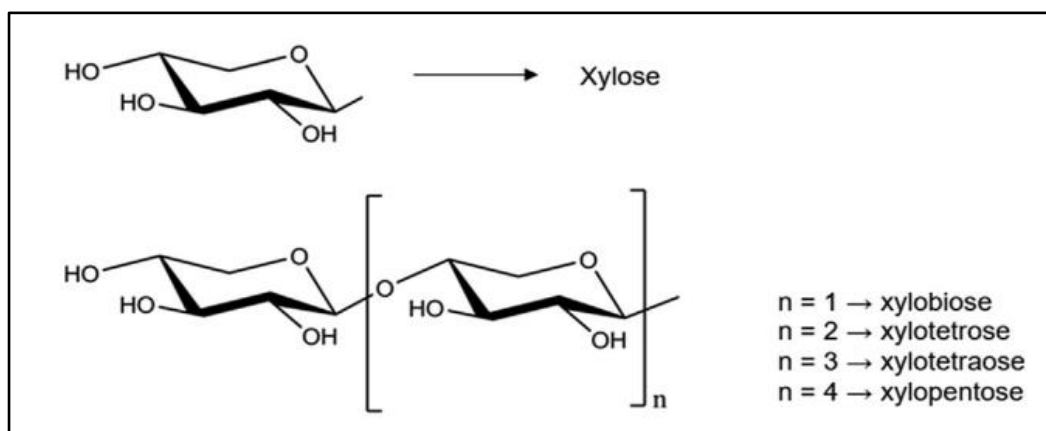


Figura 1. Estructura general de los XOS [33]

##### 2.1.2. Propiedades químicas y físicas

En la Tabla 3, se visualizan las propiedades fisicoquímicas de los XOS.

Tabla 3. Propiedades físicas de los XOS [30]

Propiedad	Valor
Otros nombres	D -Xilosa-hexulosa
Familia química	Carbohidratos - Oligosacáridos
Estado físico	Sólido cristalino
Olor	Sin olor
Fórmula química	$C_{5n}H_{8n+2}O_{4n+1}$ ; $n = 2$ hasta 6
Peso molecular	282 a 810 g/mol (GP 2 a 6)
Temperatura de fusión	134 °C
Temperatura de descomposición	120 °C
Solubilidad	58 % w/w a 21°C
Estabilidad de pH	2 a 7
Valor energético	1.5 kcal/g

### 2.1.3. Usos en la industria y mercado

Los XOS tienen aplicaciones potenciales como ingrediente en la industria nutracéutica por sus efectos prebióticos en humanos y animales en bajas dosis, reconocidos por la Asociación Internacional de Probióticos y Prebióticos (ISAPP, por sus siglas en inglés). Además de su uso por sus condiciones funcionales, los XOS también presentan características que incrementan su atractivo industrial, como tener un alto rango de temperatura de estabilidad, bajo contenido calórico y capacidad enlazante. Esto hace al XOS un ingrediente ideal en alimentos funcionales y edulcorantes dietéticos aptos para el consumo de pacientes diabéticos [8]. En la Tabla 4, se mencionan las propiedades organolépticas funcionales de los XOS.

Tabla 4. Propiedades organolépticas y funcionales de los XOS [30]

Propiedad	Valor
Dulzura relativa	92% de sacarosa comparados en soluciones al 10%
Potenciador de sabor	Sinérgico con edulcorantes de alta intensidad
Humectante	Similar al sorbitol
Higroscópica	Menos que la fructosa
Reacción de Maillard y caramelización	Se torna marrón, similar a la sacarosa
Consumo recomendado	8-12 g/día para adultos

Ahora, el precio de XOS en el mercado depende de su pureza que, a su vez, afecta su potencial prebiótico y varía desde US \$25,000/ton hasta US \$100,000/ton en grados de pureza entre 75 y 95% en aplicaciones industriales de productos para consumo humano [34], [22]. La presencia de especies indeseados como glucosa y xilosa aumenta el valor calórico y modifica el poder endulzante, además los XOS de grado de polimerización superior a 12, furfurales e hidroximetilfurfural tiene efectos negativos en la salud humana [22], [34].

#### 2.1.4. Normativa relacionada a la calidad de XOS

En cuanto a la normativa sobre la calidad, debido a que los XOS son aditivos alimentarios, su producción se encuentra sujeta a la normativa sanitaria de alimentos. En cuanto a las condiciones y manufactura y aseguramiento de calidad, en el Perú, existe la Ley de Inocuidad de Alimentos, aprobada por el Decreto N°1062 [35], la cual tiene por objetivo garantizar la inocuidad de alimentos destinados al consumo humano, con el fin de proteger la vida y salud de las personas, reconocer los derechos de los consumidores y las obligaciones de los proveedores, entre las cuales se encuentra realizar la producción en conformidad con los Principios Generales de Higiene del Codex Alimentarius [36], donde se hace hincapié en la calidad del producto y su inocuidad. Por otra parte, aunque actualmente en el Perú no existe alguna normativa que aluda específicamente a la composición, condiciones permitidas de uso y aplicaciones permitidas como aditivo alimentario; sí existe el Reglamento de Ejecución (UE) 2018/1648 de la Comisión en el 2018 [37] de la Unión Europea (UE). En el cual, se autoriza la comercialización de los XOS a partir de mazorcas de maíz mediante hidrólisis por una Endo-1,4-xilanasas de *Trichoderma reesei* como alimento nuevo. En la Tabla 5, se muestra un

extracto de las características y composiciones que debe cumplir un producto de XOS en polvo para poder ser comercializado. Como se puede observar en dicha tabla, la Unión Europea (UE) admite dos tipos de XOS en polvo, donde una de las principales diferencias radica en que el grado de polimerización (DP) es mayor en la “Forma en polvo 2” que en la “Forma en polvo 1”.

*Tabla 5. Características y composición de xilooligosacáridos aprobados para la comercialización por la Unión Europea. [37]*

<b>Parámetro</b>	<b>Unidad</b>	<b>Forma en polvo 1</b>	<b>Forma en polvo 2</b>
Humedad	%	≤ 5.0	≤ 5.0
Materia seca	%	-	-
Proteína	g/100g	< 0.2	
Cenizas	%	≤ 0.3	
pH	-	3.5-5.0	
Total de hidratos de carbono	g/100g	≥ 97	≥ 95
Contenido de XOS (en base seca)	g/100g	≥ 95	≥ 70
Otros hidratos de carbono*	g/100g	2.5-7.5	2-16
Total de monosacáridos	g/100g	0-4.5	0-13
Glucosa	g/100g	0.2	0-5
Arabinosa	g/100g	0-1.5	0-3
Xilosa	g/100g	0-1.0	0-5
Total de disacáridos	g/100g	27.5-48	25-43
Xilobiosa (XOS DP2)	g/100g	25-45	23-40
Celobiosa	g/100g	41-77	2-3
Total de oligosacáridos	g/100g	27-35	36-72
Xilotriosa (XOS DP3)	g/100g	10-20	18-30
Xilotetrosa (XOS DP4)	g/100g	3-10	10-20
Xilopentosa (XOS DP5)	g/100g	1-5	5-10

Xilohexosa (XOS DP6)	g/100g	0-7	1-5
Xiloheptosa (XOS DP7)	g/100g	0	2-7
Maltodextrina**	g/100g	0	20-25
Cobre	mg/kg	< 5.0	
Plomo	mg/kg	< 0.5	
Arsénico	mg/kg	< 0.3	
Salmonella	UFC***/25g	Negativo	
E. coli	NMP****/100g	Negativo	
Levaduras	UFC/g	< 10	
Mohos	UFC/g	< 10	
(*) Otros hidratos de carbono incluyen monosacáridos (glucosa, Xilosa y arabinosa) y celobiosa (**) El contenido de maltodextrina se calcula en función de la cantidad añadida en el proceso DP: Grado de polimerización (***) UFC: Unidades formadoras de colonias (****) NMP: Número más probable			

## 2.2. Procesamiento para el aprovechamiento de los componentes lignocelulósicos

### 2.2.1. Estructura de la matriz lignocelulósica

La biomasa lignocelulósica está compuesta por lignina, hemicelulosa y celulosa, las cuales son macromoléculas que interactúan entre sí formando estructuras complejas, compactas y muy estables [38] y [23]. La hemicelulosa es un heteropolímero amorfo y ramificado, esta estructura la hace más susceptible a los procesos de pretratamiento, siendo la primera fracción de biomasa en ser degradada, incluso en condiciones no severas. A su vez, la hemicelulosa está compuesta por diferentes tipos de oligómeros como lo son xiloglucanos, xilanos, mananos, glucomanos y  $\beta$ -(1→3,1→4)-glucanos. Todos están presentes en la pared celular de las plantas terrestres, excepto los  $\beta$ -(1→3,1→4)-glucanos, los cuales se encuentran en las plantas herbáceas y algunos otros grupos de plantas [39]. En la Tabla 6, se realizará una breve descripción de los tipos de hemicelulosa más abundantes que son los xiloglucanos y xilanos, su estructura química y las enzimas para degradarla.



Tabla 6. Tipos de hemicelulosa [38], [39] y [23].

Tipo	Descripción	Enzimas de degradación	Fuente
Xiloglucanos	Es un polisacárido comúnmente usado como espesante y agente estabilizador. La estructura química puede ser visualizada en el Anexo 3.	GH1 $\beta$ -gluco-/ $\beta$ -galactosidasa, $\alpha$ -fucosidasa perteneciente a GH29 y $\alpha$ -xilosidasa de GH31.	[38], [39]
Xilanos	Es un polisacárido, del cual se puede obtener los XOS por medio de la Xilosa. La estructura química puede ser visualizada en el Anexo 4.	Endo- 1, 4-Xilanasas M1	[38], [39] y [23]

Los xilanos, el polisacárido de interés para el proceso a desarrollar de la presente tesis se puede encontrar dentro de la biomasa de las siguientes tres formas: libre, como glucoroxilanos enlazados a unidades de celulosa o unido a la lignina en complejos xilano-lignina [40]. Para producir XOS, se usa el xilano como materia prima para hidrólisis enzimática, sin embargo, los complejos xilano-lignina son difícilmente descompuestos haciendo de complicado acceso para las enzimas. Por esta razón, es necesario pretratar la biomasa lignocelulósica con el objetivo de separar los xilanos de las estructuras a las que se encuentren enlazados y hacerlos más disponibles para obtener un mejor rendimiento en la posterior hidrólisis enzimática.

### 2.3. Hidrólisis enzimática para XOS

La obtención de los XOS se lleva a cabo mediante la reacción de hidrólisis enzimática del xilano pretratado con endo-1,4-xilanasas, las cuales catalizan la hidrólisis de los enlaces  $\beta(1\rightarrow4)$ -xilosídicos en la cadena principal de xilano. Esta reacción se puede modelar utilizando la ecuación de Michaelis-Menten, que describe la cinética de este tipo de reacciones. Además, la dependencia de las velocidades de reacción con la temperatura se modelará usando la ecuación de Arrhenius.

#### 2.3.1. Mecanismo de reacción

Los xilanos solubilizados provenientes de la etapa de pretratamiento hidrotérmico son hidrolizados haciendo uso de la endo-1,4-xilanasas como biocatalizador para poder romper las cadenas y los enlaces  $\beta(1\rightarrow4)$ -xilosídicos y obtener lo XOS y xilosa. En la Figura 2 se muestra el mecanismo de reacción previamente descrito.

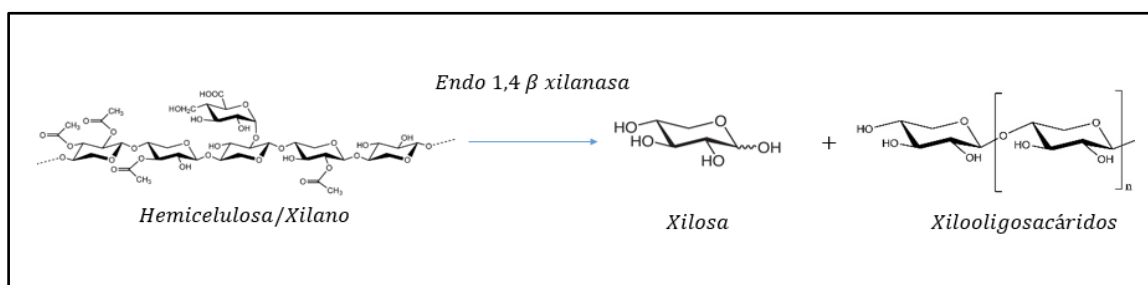


Figura 2. Mecanismo de reacción de los xilanos para su transformación en XOS basado en las fuentes [41], [43].

### 2.3.2. Modelo cinético de Michaelis-Menten

El proceso de obtención de XOS sigue un mecanismo de reacción de hidrólisis enzimática, y su modelado cinético se basa en la ecuación de Michaelis-Menten.

Este enfoque se respalda en lo descrito por Shuler y Kargi [43] y la investigación realizada por Gautério et al [44], donde indica la idoneidad del modelo propuesto por Michaelis-Menten. Por lo tanto, la Ecuación 1 se utiliza para describir el mecanismo de reacción de esta enzima.

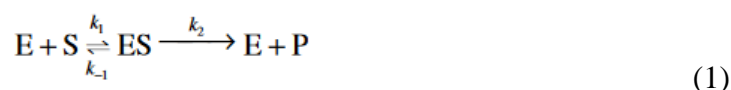


Tabla 7. Definición de variables de la reacción enzimática en 1

Símbolo	Descripción	Unidad
E	Enzimas libres	-
Xn S	Sustrato o xilano	-
EXn	Complejo enzima-sustrato	-
XOS P	Producto de la reacción	-
k1	Constante de velocidad directa de la formación de complejo enzima-sustrato	
k-1	Constante de velocidad inversa de la formación de complejo enzima-sustrato	
k2	Constante de la velocidad de reacción del complejo enzima-sustrato o constante de catalizador	

Según este modelo se asume que la reacción del complejo enzima-sustrato se da a partir de las enzimas libres llega rápidamente a su estado de equilibrio, por lo que la velocidad de formación de complejo enzima-sustrato es igual a su velocidad de disociación, como se muestra en la ecuación 2.

$$k_1 \cdot [E][Xn] = k_{-1} \cdot [EXn] \quad (2)$$

En este estado la concentración del complejo enzima-sustrato alcanza el estado estable, es decir es constante. El cambio de dicha concentración en función del tiempo se puede hallar como la suma de la velocidad de formación de este complejo menos las reacciones de consumo de este mismo.

$$\frac{d[ES]}{dt} = k_1 \cdot [E][Xn] - (k_{-1} + k_2) \cdot [EXn] = 0 \quad (3)$$

Además, la constante de disociación de la Reacción 2, es igual a la relación de las concentraciones de los reactantes de las reacciones de formación y disociación, así como las constantes de velocidad en estado estable. Cuando esta reacción alcanza el estado estable, esta constante es denominado constante de Michaelis-Menten, debido a que en estos casos la constante de reacción de formación de productora ( $k_2$ ) es mucho menor que la constante de la reacción de disociación del complejo enzima-sustrato ( $k_{-1}$ )  $k_{-1} \gg k_2$ .

$$K'_m = \frac{[E][Xn]}{[EXn]} = \frac{k_{-1} + k_2}{k_1} \approx \frac{k_{-1}}{k_1} \quad (4)$$

*Tabla 8. Definición de variables de la Ecuación 4.*

Símbolo	Descripción	Unidad
Km	Constante de equilibrio de la reacción de formación del complejo EXn	Adim.

Ahora, según Shuler y Kargi [43], podemos obtener la velocidad de formación del producto, se presenta en la ecuación 5.

$$v = \frac{d[P]}{dt} = k_2 \cdot [EXn] \quad (5)$$

Tabla 9. Definición de variables de la Ecuación 5.

Símbolo	Descripción	Unidad
v	Velocidad de reacción	[mol/L.s]
[P]	Sustrato	[mol/L]
[EXn]	Complejo enzima-sustrato	[mol/L]

Dado que la enzima, no es consumida, podemos realizar la ecuación de conservación observada en la ecuación 6 [43].

$$[E]t = [E_0] - [EXn]t \quad (6)$$

Tabla 10. Definición de variables de la Ecuación 3.

Símbolo	Descripción	Unidad
[E]t	Concentración de la enzima libre en el tiempo t de la reacción	[mol/L]
[E0]	Concentración de enzima al iniciar la reacción	[mol/L]
[EXn]t	Concentración del complejo enzima-sustrato en el tiempo t de la reacción	[mol/L]

Las ecuaciones (4) y (5) son usadas para expresar la concentración de enzima-complejo en función de la constante de Michaelis-Menten, la concentración de sustrato y la concentración inicial de enzima. Presentadas en la ecuación (7).

$$[EXn] = \frac{[E_0][Xn]}{K'_m + [Xn]} \quad (7)$$

La concentración hallada en la ecuación (7), se puede reemplazar en la ecuación (2), esto debido a que es difícil conocer la concentración de enzima-sustrato a lo largo de la reacción, entonces obtenemos la velocidad de formación del producto en función de la concentración del sustrato en la ecuación (8) [43].

$$v = \frac{d[P]}{dt} = k_2 \cdot \frac{[E_0][Xn]}{K'_m + [Xn]} \quad (8)$$

Finalmente, cabe resaltar que la multiplicación de  $k_2$  y la concentración inicial de la enzima nos da el valor de la velocidad máxima de reacción.

$$V_m = k_2 \cdot [E_0] \quad (9)$$

Por lo que se puede expresar la ecuación 8 en función de dicho valor, como se presenta en la ecuación 10.

$$v = \frac{d[P]}{dt} = \frac{V_m [Xn]}{K'_m + [Xn]} \quad (10)$$

$$\frac{d[Xn]}{dt} = -k_1[E][Xn] + k_1 \cdot K'_m \frac{[E_0][Xn]}{K'_m + [Xn]} \quad (11)$$

$$\frac{d[E]}{dt} = \frac{d[P]}{dt} + \frac{d[Xn]}{dt} \quad (12)$$

En cuanto al efecto de la temperatura, esta va ir ligada a las constantes de velocidad, por lo que se hará uso de la ecuación de Arrhenius, la cual será la ecuación 13 [43].

$$k = A \cdot e^{-\frac{E_a}{RT}} \quad (13)$$

Tabla 11. Definición de variables de la ecuación de Arrhenius (ecuación 13).

Símbolo	Descripción	Unidad
k	Constante de velocidad	[1/s]
A	Frecuencia de colisiones	[1/s]
Ea	Energía de activación	[J/mol]
R	Constante de los gases ideales	[J/mol.K]
T	Temperatura de reacción	[K]

Se debe tomar en cuenta la velocidad de desactivación de la reacción, esto para el caso de que se esté trabajando con otras temperaturas que puedan hacer que se desactiven las enzimas. No obstante, como se estará controlando la temperatura del proceso no será necesario obtenerla [43].

## 2.4. Indicadores económicos

### 2.4.1. CapEX

Para este trabajo de tesis, se referirá al indicador económico CapEX, conocido por ser la abreviatura en inglés de *Capital Expenditure*, este se refiere al gasto en capital o *capital*

*expenditure* y es fundamental comprender su impacto y relevancia dentro de la estructura financiera de este proyecto. Formalmente, el CapEX puede definirse como el monto invertido para la adquisición o mejora de activos fijos, con el objetivo de generar beneficios futuros y contribuir al crecimiento sostenido de una planta. Esta inversión se refleja en la capacidad para expandir o mejorar sus operaciones, con nuevos equipos, por ejemplo. Además, el CapEX es un indicador clave en los balances financieros y es esencial para la proyección financiera y la toma de decisiones estratégicas [45].

#### **2.4.2. OpEX**

El OpEX es un indicador económico, acrónimo de *Operating Expenses* o gastos operativos, se fundamenta en la comprensión de los desembolsos frecuentes que una organización efectúa para mantener sus operaciones del día a día. Estos incluyen, pero no se limitan a, materia prima, salarios del personal, alquiler, servicios públicos, etc. Los OpEX son vitales para la evaluación de la eficiencia operativa y la salud financiera a corto plazo de un proyecto. La correcta categorización y gestión de estos gastos son esenciales para la planificación financiera y la sostenibilidad empresarial [45].

#### **2.4.3. Costo unitario de producción, margen de ganancia y retorno de la inversión del proyecto**

El costo unitario de producción es un indicador financiero que refleja el valor monetario de producir una unidad de un producto. Se calcula dividiendo el costo total de producción, que incluye costos fijos y variables, por el número de unidades producidas. Este indicador es crucial para la fijación de precios y la evaluación de la eficiencia productiva.

Por otro lado, el margen de ganancia representa la diferencia entre el precio de venta y el costo de producción y distribución de un bien o servicio. Se expresa comúnmente como un porcentaje del costo, y su cálculo determina la rentabilidad de un producto.

Finalmente, el retorno de la inversión del proyecto (ROI) mide la rentabilidad de una inversión, comparando los beneficios netos obtenidos con el costo total invertido. La fórmula general para calcular el ROI es la diferencia entre los ingresos y la inversión, dividida por la inversión, y se expresa en un porcentaje para su comparativa con otros proyectos. Con estos tres indicadores se evalúa la gestión financiera de cualquier proyecto de inversión, proporcionando una base sólida para la toma de decisiones estratégicas.

#### **2.4.4. Flujo de caja, VAN y TIR**

El Flujo de Caja es un indicador financiero que mide las entradas y salidas netas de dinero en un proyecto durante un período específico, reflejando su capacidad para generar efectivo y mantener la solvencia.

El Valor Actual Neto (VAN), por su parte, es una herramienta de evaluación de proyectos de inversión que calcula el valor presente de los flujos de efectivo futuros, tanto ingresos como egresos, descontados a una tasa de interés específica, permitiendo determinar la rentabilidad en una inversión.

La Tasa Interna de Retorno (TIR) es una métrica que indica la rentabilidad porcentual esperada de una inversión, calculada como la tasa de descuento que iguala el valor presente de los flujos de efectivo futuros con la inversión inicial, siendo un indicador clave para la toma de decisiones de inversión. Por medio de estos tres conceptos se realiza un análisis financiero de la gestión del proyecto, ya que brindan información sobre la viabilidad, rentabilidad y riesgos asociados a la inversión del proyecto.

## CAPÍTULO III

### MARCO METODOLÓGICO

En el presente capítulo, se expone el proceso propuesto para la obtención de XOS (oligosacáridos de xilosa), comenzando con un pretratamiento hidrotérmico alcalino para deconstruir la matriz lignocelulósica pasando por los métodos de purificación: microfiltración, precipitación con solvente orgánico y centrifugación para la obtención del xilano, seguido de una hidrólisis enzimática utilizando Endo-1,4-xilanasas y pasando por la purificación de los XOS mediante ultrafiltración, evaporación y secado. Todo esto, teniendo en cuenta que la evaluación es una síntesis conceptual, con un enfoque cuantitativo, de carácter descriptivo-propositivo y de estudio transversal. En las siguientes secciones, se detalla la metodología utilizada para la evaluación técnica y económica, detallando todo el diseño de producción desde la selección de la capacidad de producción, las materias primas, una descripción de los procesos, los balances de materia y finalizando con un registro de las necesidades energéticas, en cuanto al aspecto técnico. Además, se calculan indicadores económicos como el flujo de caja, VAN, TIR y un análisis de la sensibilidad del proyecto. Finalmente, se observa el aspecto de seguridad haciendo uso de la herramienta Análisis Modal de Fallos y Efectos (AMFE) y de indicadores ambientales.

#### **3.1 Base de diseño: Capacidad de producción**

En cuanto a la capacidad de producción, se calculará tomando de base la cantidad obtenida del boletín AgroPeru [65]. Se escogió la empresa Gandules como modelo de producción. En la Tabla 12, se derivan las cantidades de los otros componentes a partir de los porcentajes indicados y la cantidad de exportaciones de pulpa anuales. Cabe mencionar que la cantidad de toneladas por año de pulpa de piña es un dato obtenido por el boletín [65] y las demás cantidades de los desechos de la piña son datos obtenidos mediante cálculos realizados a partir de los porcentajes de las partes de la piña. Según lo descrito se consideran 22 lotes por mes o 264 lotes por año. Por otro lado, la base de residuos tomada será la cuarta parte de los desechos producidos por la empresa durante el año 2023, entendiendo que es un modelo representativo. Entonces, la cantidad total de cáscara producida en un año por Gandules es de 2469 toneladas y se tomarán 617.25 toneladas por año. Cabe resaltar que en el inciso 4.7.2 y



4.8.5, se analizará la viabilidad de abarcar el 100% de los residuos, haciendo uso de indicadores económicos y de realizar un *scheduling* o tiempo de procesamiento.

*Tabla 12. Toneladas de desechos de piña generados a partir del consumo de la pulpa de piña para producir conservas por la empresa Gandules [65]*

<b>Partes</b>	<b>Porcentaje (%)</b>	<b>Masa (ton)</b>
Pulpa de piña	50	4115
Cáscara	30	2469
Corona	13	1069.9
Corazón	7	576.1

### **3.2. Descripción de la materia prima y reactivos**

#### **3.2.1 Piña y hemicelulosa**

Los residuos de piña que se usarán como materia prima es la cáscara. Además, debido a la disponibilidad, se tomó en cuenta a la variedad piña Golden MD2 por su alta demanda [66]. Por esta razón, la composición en base seca, se extrajo de la investigación de Pardo et al. [59], esto se puede observar en la Tabla 13.

*Tabla 13. Composición de la cáscara de piña seca y molida variedad MD2, en base seca [59]*

<b>Especie</b>	<b>Composición (%)</b>
hemicelulosa	28.69 ± 0.35
celulosa	40.55 ± 1.02
lignina	10.01 ± 1.70
pectina	2.49 ± 0.20
cenizas	1.50 ± 0.00
proteína	0.75 ± 0.01
Otros (lípidos, almidón no extraíble, extractivos, etc)	16.01

### 3.2.2. Enzimas seleccionadas

La enzima seleccionada es la Endo- $\beta$ -1,4-Xilanasas, la cual es principalmente producida a partir de los microorganismos (MO) *Trichoderma spp.* y *Bacillus spp.* Debido a que dichas enzimas tienen diferentes capacidades catalíticas y constantes de Michaelis Menten, en posteriores secciones, se hará una comparación de su desempeño en la producción de XOS mediante simulaciones matemáticas. En la Tabla 14, se encuentran las especificaciones de la enzima Endo-1,4-xilanasas proveniente de distinto microorganismo, proporcionadas por la empresa Biocon [67].

Tabla 14. Especificaciones del uso de la enzima Endo-1,4-xilanasas proporcionada por Biocon. [67], [68] y [69]

Propiedades	Enzima 1	Enzima 2
Microorganismo productor	<i>Trichoderma Reesei</i>	<i>Aspergillus Awamori</i>
Sustrato [52]	Xilano de Mazorca de maíz	Xilano de Esperto de Avena
pH óptimo	4,5-5,0	
Temperatura óptima (°C)	50	
Masa molecular (kDa)	19	22
Km (mg/mL)	22.3	4.20
Vmax o actividad específica (U/mg)	$3.07 \times 10^2$	$7.10 \times 10^2$

### 3.3. Selección de tecnologías: pretratamiento mecánico y químico, hidrólisis enzimática y métodos de purificación

A partir de la revisión bibliográfica, se proponen las etapas que se pueden seguir para obtener XOS a partir de cáscara de piña. En la Tabla 15, se muestran los objetivos que se deben cumplir en cada etapa y la tecnología seleccionada que mejor cumple con ellas.

Tabla 15. Selección de tecnologías para cada etapa de la producción de XOS.

<b>Etapa</b>	<b>Objetivo</b>	<b>Tecnología</b>
Reducción de tamaño de cáscara de piña	Reducir el volumen de la cáscara de piña.	Trituración
	Reducir el tamaño de partícula de la cáscara de piña para mejorar el proceso de extracción.	Molienda
Extracción de xilano	Extraer la mayor cantidad de xilano mediante la degradación de la hemicelulosa, manteniendo la estructura de la celulosa y lignina para posibles usos posteriores, a condiciones no muy extremas.	Autohidrólisis a condiciones leves asistida por álcalis (pretratamiento hidrotérmico)
Recuperación del xilano	Separar al xilano extraído de la celulosa, lignina y hemicelulosa insolubles.	Microfiltración
	Separar al xilano filtrado de la lignina soluble, mediante precipitación de la última con ácido acético glacial.	Precipitación
	Separar al xilano de la lignina soluble remanente y del acetato de sodio formado debido a la reacción entre el ácido acético glacial e hidróxido de sodio.	Centrifugación
Producción de XOS a partir de xilano	Producir XOS con un grado de polimerización (GP) entre 2 y 6 generando la menor cantidad de subproductos (xilosa, ácido acético, etc.) para facilitar su purificación.	Hidrólisis enzimática de xilano
Purificación de XOS	Separar los XOS de los subproductos de menor tamaño.	Ultrafiltración
	Secar los XOS utilizando la menor cantidad de energía.	Evaporación y secado por atomización

Como se puede observar en la Tabla 15, la selección de la hidrólisis enzimática es una de las operaciones clave. Además, al revisar la Tabla 1, se puede verificar que la elección de una enzima de diferentes familias de enzimas xilanolíticas nos puede proporcionar diversos tipos de XOS y diferentes rendimientos, lo que podría impactar en el proceso.

### 3.3.1. Asunciones generales del proceso

En el presente inciso, se detallan las asunciones sobre las cuales basamos análisis técnico y económico:

1. La hemicelulosa se degrada principalmente en xilano durante el proceso de pretratamiento hidrotérmico, por lo que a partir de la salida del reactor de pretratamiento se sustituirá la palabra hemicelulosa por xilano.
2. La celulosa y las ligninas solubles e insolubles en medio básico, en su mayoría, no se degradan durante la etapa de pretratamiento hidrotérmico, por lo que se mantienen en la fracción sólida de la cáscara de piña y son retiradas en las etapas de recuperación del xilano.
3. Para los sistemas de intercambio de calor, se define que la energía del fluido caliente pasa al fluido frío, es decir  $Q_{fluido\ frío} = Q_{fluido\ caliente}$
4. Los equipos tales como el molino de bolas, el pulverizador, las bombas de impulso de fluido y el hidrociclón se obtendrán por medio de catálogos haciendo uso de los balances de masas obtenidos de las referencias bibliográficas: [46], [47], [48], [152]
5. El costo de la materia prima, es decir de la cáscara de piña vendría siendo igual a 0 para los efectos de este proyecto, debido a la cantidad de residuos que una planta procesadora de piña en conserva es basta.
6. Para efectos del presente trabajo, se tendrá una base de diseño del 25% de los residuos provenientes de la cáscara de piña de las exportaciones de la piña en conservas producidos por la empresa Gandules. En el inciso 4.7.2, sobre el tiempo del proceso, se colocará un escenario del proceso (escenario 3), donde se evaluará un proceso tomando el 100% de los residuos.
7. Para efectos del presente trabajo, el Índice de Costos de Plantas de Ingeniería Química o en inglés *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI) para el año 2025, que vendría siendo el año 3 de construcción de la planta, será obtenido mediante una extrapolación de datos, haciendo uso de una gráfica y ecuación obtenidos de la recopilación de datos de años anteriores, aproximadamente 11 años (2013 a 2024).
8. La reacción de catálisis heterogénea de la cáscara de piña en la etapa de pretratamiento hidrotérmico se modeló asumiendo que ocurre en reacciones

secuenciales de pseudo-primer orden, según [55]. Aunque la reacción original no es de primer orden, puede modelarse de esta manera cuando uno de los reactantes, en este caso el agua y el NaOH, tiene una concentración significativamente mayor que los otros, lo que hace que su concentración no varíe de forma apreciable durante la reacción.

### 3.3.2. Diagrama de flujo de bloques

Basado en la Tabla 7, el diagrama de bloques del proceso se divide en 6 secciones: selección de la cáscara de piña, pretratamiento físico, pretratamiento hidrotérmico, purificación del xilano, inmovilización de la enzima en escala de laboratorio, proceso de hidrólisis enzimática y purificación de los XOS. Como se puede observar de manera detallada en la Figura 3 y 4.

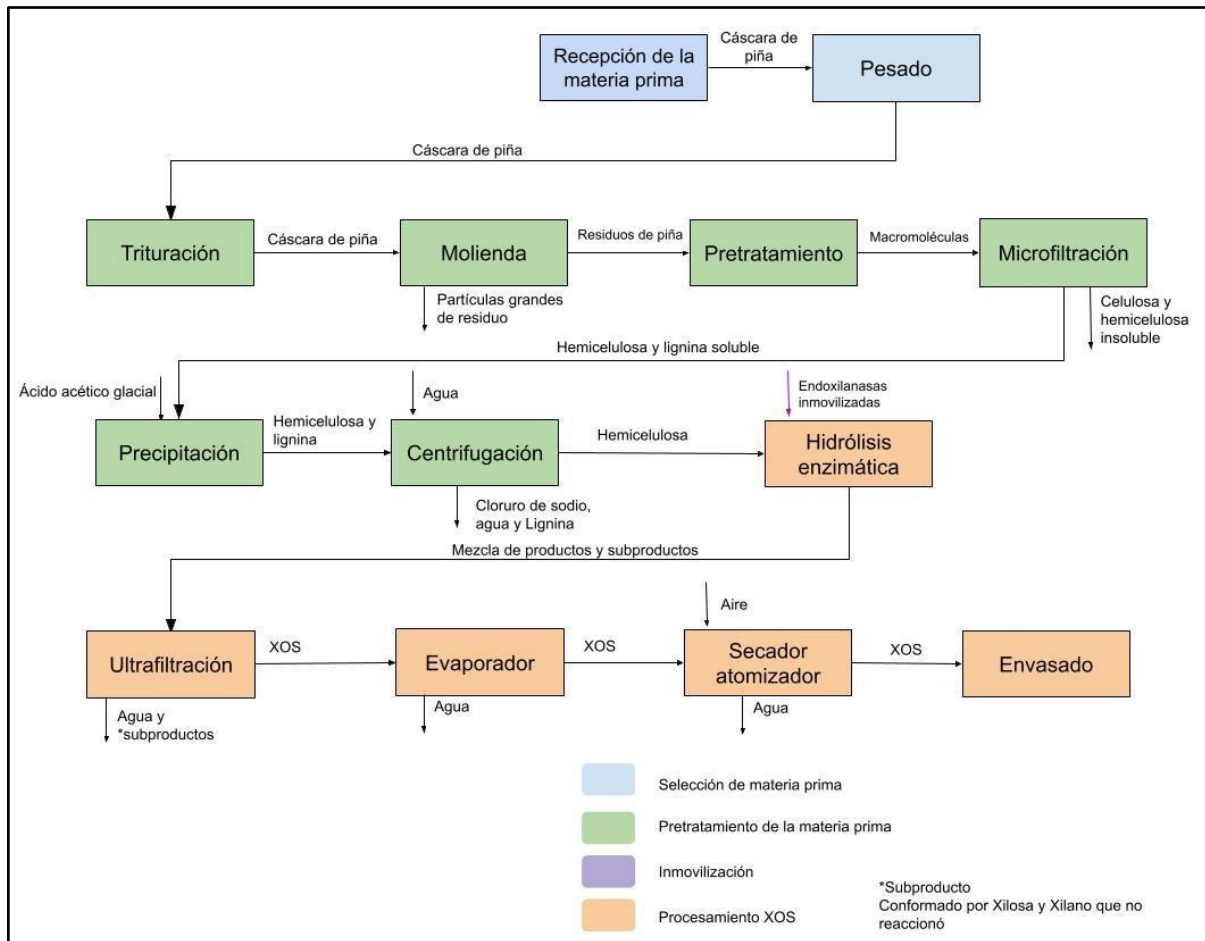


Figura 3. Diagrama de bloques planteado para la producción de XOS basado en [16], [29], [49]

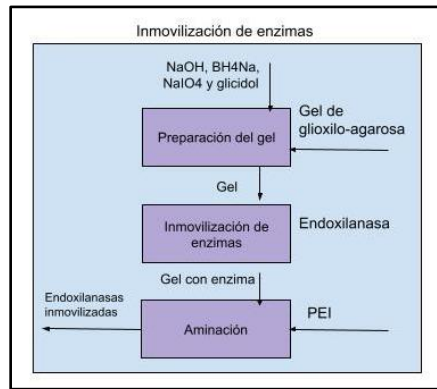


Figura 4. Diagrama de bloques planteado para la inmovilización de la enzima en laboratorio [16], [29], [45]

### 3.4. Descripción de las operaciones unitarias: viabilidad técnica del proceso

Esta es una operación por lotes o proceso *batch*. cómo se puede apreciar en el diagrama de bloques (figura 3), en la primera sección del proceso se reciben y pesan la cáscara de piña seca. Después de esto, los residuos pasan a la sección de pretratamiento físico, donde se reduce su tamaño en una trituradora y luego se pulveriza en un equipo de molienda a un diámetro de partícula < 2 mm.

#### 3.4.1. Diseño de equipos

En cuanto al diseño de equipos tenemos principalmente equipos de *upstream* y *downstream*. En los primeros, obtenemos los productos y subproductos y con los segundos tendremos la separación de impurezas y subproductos de valor, con la finalidad de obtener una mayor pureza del producto. En la Tabla 16, se observan algunas especificaciones de los equipos. Cabe resaltar que dentro de las especificaciones se encuentran parámetros de proceso y variables necesarias para diseñar el equipo como la altura, el flujo o el material según [16], [50], [51], [52], [53].

Tabla 16. Parámetros de diseño de los equipos principales.

<b>Operación</b>	<b>Equipo</b>	<b>Parámetros de diseño</b>	<b>Parámetros de equipo</b>	<b>Materiales</b>
<b>Pretratamiento hidrotérmico</b>	Tanque de mezcla	Temperatura, concentración de hemicelulosa	Volumen de reacción y tiempo de proceso	Acero inoxidable
<b>Hidrólisis enzimática</b>	Biorreactor	Temperatura, concentración de hemicelulosa	Volumen de reacción y tiempo de proceso	Acero inoxidable
<b>Trituración</b>	Molino de cuchillos	Diámetro de partícula	Altura, Volumen	Acero inoxidable
<b>Secado</b>	Secador por aspersión	Flujo, volumen de trabajo, temperatura, humedad	Diámetro, altura, volumen	Acero inoxidable
<b>Molienda</b>	Molino de rodillos	Diámetro de partícula	Volumen, altura	Acero inoxidable
<b>Filtración</b>	Microfiltro	Flux, presión, flujo de producto y alimentación	Área de membrana, Flux	Polietersulfona
<b>Filtración</b>	Ultrafiltro	Flux, presión, flujo de producto y alimentación	Área de membrana, Flux	Polietersulfona
<b>Precipitación</b>	Tanque de precipitación	Volumen de trabajo, temperatura, flujo	Diámetro, altura, volumen	Acero inoxidable
<b>Evaporación</b>	Intercambiador de calor	Temperatura, presión, flujo, capacidad calorífica	Área de calor, Longitud del intercambiador	Acero inoxidable o al carbón
<b>Impulso de fluido y variación de presión</b>	Bomba	Caída de presión, flujo de trabajo	Caudal y presión	Acero inoxidable



### **3.5. Diseño de la sección de pretratamiento químico**

La materia seca y pulverizada se somete a un pretratamiento hidrotérmico asistido con álcali, donde los componentes de la biomasa se descomponen en agua a altas temperaturas y presiones moderadas, formando una solución alcalina que contiene principalmente hemicelulosa, lignina y celulosa. Durante el pretratamiento hidrotérmico ocurre la reacción de autohidrólisis de la cáscara de piña a condiciones leves alcalinamente asistida. Este reactor por lotes se dimensiona en base al modelo cinético propuesto por Garrote et al. [54], ya que este considera el ratio líquido-sólido y en función a este se realizará el cálculo de volumen de reacción.

#### **3.5.1. Modelo de la cinética de pretratamiento hidrotérmico**

Como primer paso para el modelado se identifica la reacción química involucrada en el pretratamiento hidrotérmico de la cáscara de piña, donde los reactantes presentes son agua, NaOH y la cáscara de piña deshidratada y pulverizada.

Esta reacción química es una catálisis heterogénea que consta de varios pasos de difusión del catalizador hidronio en la cáscara de piña, que para propósitos del modelado en esta sección será denominada sustrato de ahora en adelante. Ahora, según Garrote et al. [55], esta reacción se puede modelar asumiendo que se lleva a cabo en reacciones secuenciales de pseudo-primer orden, lo que permite obtener la información necesaria para realizar estudios comparativos y de diseño. Cabe mencionar que una reacción que no es de primer orden puede modelarse como tal y denominarse de pseudo-primer orden cuando uno de los reactantes tiene una concentración mucho mayor en comparación con la de los otros, de modo que su concentración aparentemente no disminuye de manera significativa durante la reacción. En este caso, dichos reactantes serían el agua y el NaOH.

En el modelo propuesto por Garrote, se considera que el sustrato contiene xilano, el cual está compuesto por una fracción que permanece sin reaccionar y otra susceptible a la hidrólisis. Esta fracción de xilano susceptible a la hidrólisis se degrada en XOS de alto grado de polimerización, los cuales, a su vez, se degradan en XOS de bajo grado de polimerización, que posteriormente forman xilosa, la cual se convierte en furfural. Dicha secuencia de reacciones se muestra en la ecuación (14).



Tabla 17. Definición de variables de las reacciones secuenciales presentadas en la ecuación 14

Símbolo	Descripción	Unidad
Xns	Xilano susceptible a la hidrólisis	-
XOH	Xilooligosacáridos de alto grado de polimerización	-
XOL	Xilooligosacáridos de bajo grado de polimerización	-
Xy	Xilosa	-
F	Furfural	-
ki	Constante de la velocidad de reacción i (i: 1, 2, 3 y 4)	[s-1]

Ahora, el contenido de xilano de la masa de sustrato en cualquier momento de la reacción se calcula con la expresión matemática presentada en la ecuación 15.

$$\%Xn^t = \frac{m_{Xn}^t}{m_s^t} \quad (15)$$

Tabla 18. Definición de variables de la ecuación de Contenido de xilano (ecuación 15).

Símbolo	Descripción	Unidad
t	Tiempo en el que se encuentra la reacción desde que inició.	[min]
%xnt	Contenido de xilado de la masa de sustrato en t	% w/w
mXnt $m_{Xn}^t$	Masa de xilano en t	[kg]
mSt	Masa de sustrato en t	[kg]

Además, el contenido de xilano que se mantiene sin reaccionar en la cáscara de piña en base al contenido de xilano inicial, se expresa en la ecuación 16.

$$Y_{Xnr} = \frac{\%Xn \cdot Y_S}{\%Xn^0} \quad (16)$$

Tabla 19. Definición de variables de la ecuación de contenido de xilano que se mantiene sin reaccionar (ecuación 16).

Símbolo	Descripción	Unidad
$Y_{Xnr}$	Contenido de xilano que se mantiene sin reaccionar en la cáscara de piña en base al contenido de xilano inicial.	[w/w]
%xn	Contenido de xilado de la masa de sustrato	%
$Y_s$	Cantidad de cáscara de piña que queda sin reaccionar después de la auto hidrólisis por cada 100 g de cáscara de piña sin tratar en base seca	[g/100 g]
%xn0	Contenido de xilano de la masa de sustrato al inicio de la reacción.	%

El rendimiento equivalente de xilano ( $X_y$ ), xilooligosacáridos (XO) y furfural (F), se expresan en las ecuaciones (17), (18) y (19) respectivamente.

$$Y_{Xy \text{ eq}} = \frac{C_{Xy}(LSR + 1 - Y_s)10}{\%Xn^0} \cdot \frac{132}{150} \quad (17)$$

$$Y_{XO \text{ eq}} = \frac{C_{XO}(LSR + 1 - Y_s)10}{\%Xn^0} \cdot \frac{132}{150} \quad (18)$$

$$Y_F \text{ eq} = \frac{C_F(LSR + 1 - Y_s)10}{\%Xn^0} \cdot \frac{132}{96} \quad (19)$$

Tabla 20. Definición de variables de las ecuaciones (17), (18) y (19).

Símbolo	Descripción	Unidad
$Y_{i \text{ eq}}$	Rendimiento equivalente de la especie i	
$C_i$	Concentración de la especie i en el licor de la reacción	[kg i disuelto/kg licor]
LSR	Ratio de líquido y sólido alimentado al reactor	[kg licor/kg cáscara de piña]
$Y_s$	Rendimiento de sólido	[kg sólido en t/kg sólido en t=0]
$\%Xn^0$	Contenido de xilano en la cáscara de piña inicialmente	%

Cabe mencionar que los factores (132/150) y (132/96) son relaciones estequiométricas obtenidas de la conversión de xilosa o furfural en xilano, respectivamente [55]. Además, a partir de la integración del modelo cinético a partir del mecanismo de reacción previamente mostrado se obtienen las ecuaciones 20 a 31.

$$Y_{X_n} = Y_{X_n}^0 [ (1 - \alpha) + \alpha e^{-k_1 t} ] \left( \frac{\text{kg } x_n \text{ en } t}{\text{kg } x_n \text{ en } t=0} \right) \quad (20)$$

$$Y_{Xy_{eq}} = [-C_6 - C_7 - C_8]e^{-k_4 t} + C_6 e^{-k_2 t} + C_7 e^{-k_1 t} + C_8 e^{-k_4 t} \left( \frac{\text{kg } Xy \text{ disuelta}}{\text{kg } Xn \text{ en } t = 0} \right) \quad (21)$$

$$Y_{XO_{eq}} = (C_1 + C_3)e^{-k_2 t} + (C_2 + C_4)e^{-k_1 t} + C_5 e^{-k_3 t} \left( \frac{\text{kg } XO \text{ disuelto}}{\text{kg } Xn \text{ en } t = 0} \right) \quad (22)$$

$$Y_{eq} = Y_{X_n}^0 - Y_{X_n} - Y_{XO_{eq}} - Y_{Xy_{eq}} \left( \frac{\text{kg } F \text{ disuelta}}{\text{kg } Xn \text{ en } t = 0} \right) \quad (23)$$

Donde las constantes son

$$C_1 = -\frac{\alpha \cdot Y_{X_n}^0 \cdot k_1}{k_2 - k_1} \quad (24)$$

$$C_2 = \frac{\alpha \cdot Y_{X_n}^0 \cdot k_1}{k_2 - k_1} \quad (25)$$

$$C_3 = \frac{C_1 \cdot k_2}{k_3 - k_2} \quad (26)$$

$$C_4 = \frac{C_2 \cdot k_2}{k_3 - k_1} \quad (27)$$

$$C_5 = -C_3 - C_4 \quad (28)$$

$$C_6 = \frac{C_3 \cdot k_3}{k_4 - k_2} \quad (29)$$

$$C_7 = \frac{C_4 \cdot k_3}{k_4 - k_1} \quad (30)$$

$$C_8 = \frac{C_5 \cdot k_3}{k_4 - k_3} \quad (31)$$

Cabe mencionar que  $\alpha$  es la relación entre el xilano susceptible y el xilano total y puede tomar un valor de 0 a 1 ( $0 < \alpha < 1$ ).

De esta manera, se puede hallar el contenido de Xn en el sólido y el rendimiento equivalente de Xy, XO y F a lo largo de la reacción.

Para conocer los coeficientes de la reacción, se usan los datos experimentales obtenidos por [55], observados en la Tabla 21. Cabe mencionar que, los parámetros cinéticos experimentales presentados en dicha tabla fueron con un sustrato cuya relación entre xilano que permanece sin reaccionar Xnr y xilano susceptible a la hidrólisis Xnr ( $\alpha$ ) es 0.843.

*Tabla 21. Parámetros cinéticos experimentales cuando  $\alpha=0.843$*

Reacción	ln A (A en 1/h)	Ea (kJ/mol)
1	39.3	140
2	22.1	81.5
3	44.1	156
4	25.6	98.3

En adición a esto, la dependencia de las velocidades de reacción a la temperatura será modeladas usando la Ecuación de Arrhenius.

### 3.5.2. Dimensionamiento del reactor de pretratamiento hidrotérmico

Una vez conocido el volumen de reacción, se puede dimensionar el reactor por lotes con agitación constante. Las dimensiones del reactor dependen principalmente del tipo de agitador que se vaya a utilizar, y este, a su vez, depende del número de Reynolds del agitador y del número de potencia, los cuales se presentan en las ecuaciones (32) y (33) respectivamente [151].

$$Re_i = \frac{N_i D_i^2 \rho}{\mu} \quad (32)$$

$$N_p = \frac{P}{\rho N_i^3 D_i^5} \quad (33)$$

Tabla 22. Definición de variables de la ecuación de Número de Reynolds del Agitador y Número de Potencia.

Símbolo	Descripción	Unidad
$Re_i$	Número de Reynold del agitador	-
$N_p$	Número de potencia del agitador	-
$N_i$	Velocidad del agitador	[1/s]
$D_i$	Diámetro del agitador	[m]
P	Potencia de agitación	[kg.m <sup>2</sup> /s <sup>3</sup> ]
$\rho$	Densidad del fluido	[kg/m <sup>3</sup> ]
$\mu$	Viscosidad del fluido	[Pa.s]

Cabe mencionar que existe una amplia gama de agitadores que se pueden aplicar; sin embargo, es recomendable elegir el tipo de agitador dependiendo de la viscosidad del fluido que se desee agitar. En la Tabla 23 se muestran los rangos de viscosidad para los cuales se recomienda el uso de determinados tipos de agitadores.

Tabla 23. Rangos de viscosidad para diferentes tipos de agitadores. Fuente: [151]

Tipo de agitador	Rango de viscosidad (cP)
Hélice	0 - 10 <sup>4</sup>
Turbinas	0 - 5 x 10 <sup>4</sup>
Ancla	10 <sup>2</sup> - 2 x 10 <sup>3</sup>
Paleta	10 <sup>2</sup> - 5 x 10 <sup>3</sup>

El fluido de la reacción de pretratamiento hidrotérmico es una mezcla heterogénea compuesta por agua, un 15% de NaOH w/w, y cáscara de piña secada y pulverizada. El cálculo de la viscosidad de la mezcla depende de la fracción volumétrica entre el sólido o las partículas dispersas y el volumen total de la mezcla ( $\phi$ ). Si  $\phi < 0.02$ , se utiliza la ecuación de Einstein para la viscosidad de suspensiones diluidas (ecuación 34), y si  $\phi$  es mayor, se debe usar la ecuación de Batchelor (ecuación 35).

$$\mu_{mezcla} = \mu_0(1 + 2.5\phi) \quad (34)$$

$$\mu_{mezcla} = \mu_0(1 + 2.5\phi + 6.2\phi^2) \quad (35)$$

Tabla 24 Definición de variables de las ecuaciones (34) y (35).

Símbolo	Descripción	Unidad
$\mu_{mezcla}$	Viscosidad de la mezcla heterogénea	[Pa.s]
$\mu_0$	Viscosidad del fluido sin partículas	[Pa.s]
$\phi$	Fracción volumétrica entre el sólido o las partículas diluidas y el volumen total de la mezcla	[v/v]

Una vez conocida la viscosidad de la mezcla, se puede hallar la relación entre el número de Reynolds del agitador y el número de potencia, y de esta manera determinar qué tipo de agitador se utilizará con ayuda del gráfico de correlaciones entre ambos parámetros para tres tipos de agitadores: turbinas de *Rushton*, turbina de pala inclinada y hélice marina. Dicho gráfico se muestra en la Figura 5.

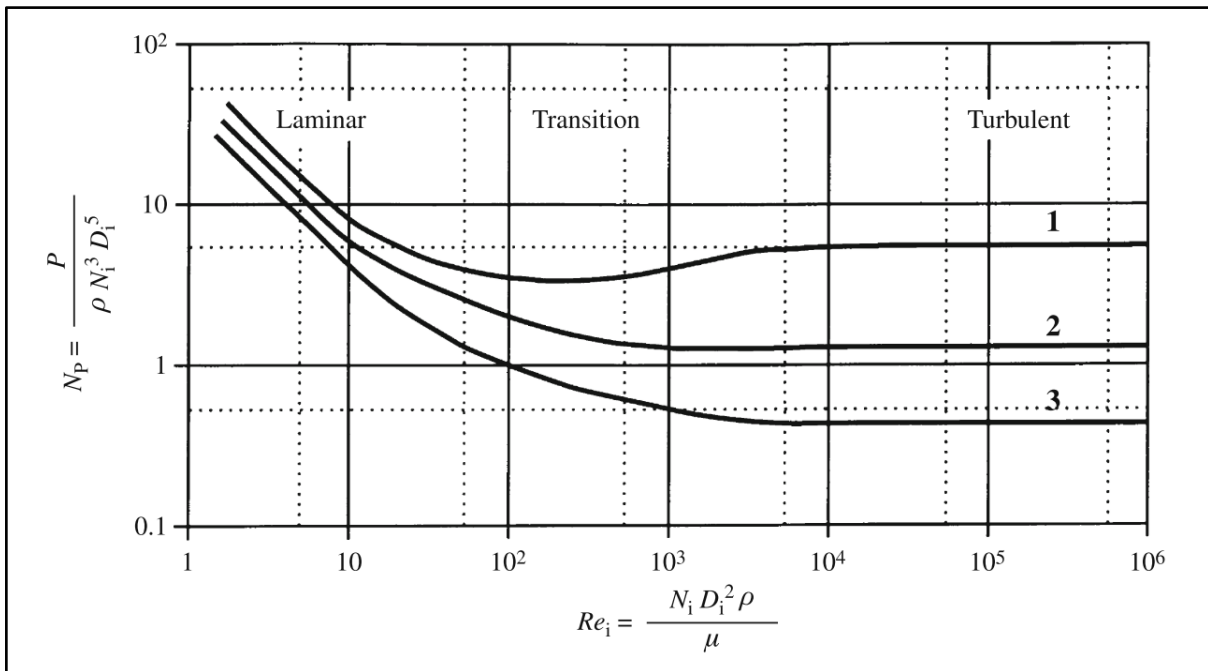


Figura 5. Gráfico de correlaciones entre el número de Reynolds del agitador y el número de Potencia, para (1) Turbinas de Rushton, (2) Turbina de pala inclinada y (3) Hélice marina [151].

En la Figura 6, se muestran las variables para las dimensiones de cada tipo de agitador.

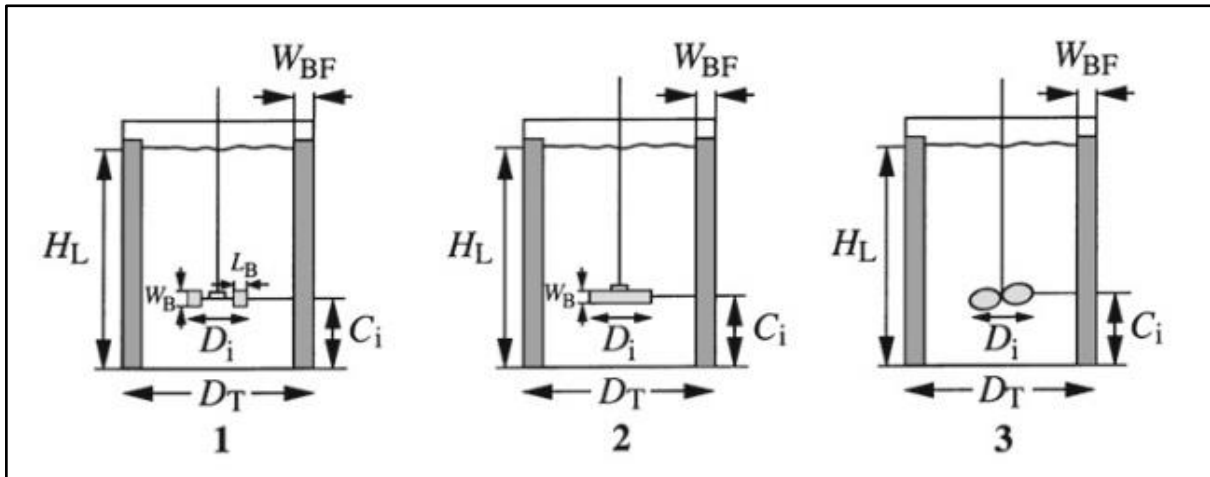


Figura 6. Representación gráfica de las variables de cada dimensión para (1) Turbinas de Rushton, (2) Turbina de pala inclinada y (3) Hélice marina [151].

En la Tabla 25 se definen las variables presentadas en la Figura 6.

Tabla 25. Definición de variables de dimensión del reactor y sus componentes.

Símbolo	Descripción	Unidad
$D_T$	Diámetro total del volumen de reacción	[m]
$H_L$	Altura total del volumen de reacción	[m]
$D_i$	Diámetro del agitador	[m]
$C_i$	Altura a la que se encuentra el agitador	[m]
$W_{BF}$	Ancho del deflector	[m]
$W_B$	Ancho de la pala	[m]
$L_B$	Largo de la pala	[m]

Además, para los tres tipos de agitadores, se tienen las correlaciones entre el volumen de reacción y ciertas dimensiones del reactor y el agitador.



Tabla 26. Definición de variables de dimensión del reactor y sus componentes.

Relaciones	Turbinas de Rushton	Turbina de pala inclinada (6 palas)	Hélice marina
$D_i/D_T$	0.33	0.33	0.33
$H_L/D_T$	1.00	1.00	1.00
$C_i/D_T$	0.33	0.33	0.33
$W_{BF}/D_T$	0.10	0.10	0.10
Número de deflectores	4	4	4
$W_B/D_i$	0.20	0.125	-
$L_B/D_i$	0.25	-	-

Con el volumen de reacción se determinan la altura y el diámetro del volumen de reacción, y con este se calcula el diámetro del agitador, con el cual se puede identificar en qué curva de correlación encajan los datos del reactor para elegir el tipo de agitador. Cabe mencionar que la potencia de agitación se obtuvo mediante el uso de la herramienta de búsqueda de objetivo en Excel, ajustando este valor para que el número de potencia y el número de Reynolds se encuentren dentro de alguna curva de correlación de los agitadores de la Figura 5.

### 3.5.3. Dimensionamiento del enfriador del pretratamiento hidrotérmico e hidrólisis enzimática

En el caso de los equipos de enfriamiento, se calculará la cantidad másica de refrigerante a usar, además de la cantidad energética de los enfriadores. Con ello en mente, comenzaremos definiendo la energía necesaria para enfriar las respectivas mezclas ya sea para el reactor de pretratamiento hidrotérmico y biorreactor de hidrólisis enzimática, esto lo podemos observar en la ecuación 36.

$$Q = \frac{m_i}{t} \cdot C_{pi} \cdot \Delta T \quad (36)$$

Tabla 27. Definición de variables de la ecuación (36)

Símbolo	Descripción	Unidad
Q	Energía requerida	[KW]
$m_i$	Flujo másico por componente	[kg]
t	Tiempo	[s]
$C_{pi}$	Capacidad calorífica específica por componente	[kJ/kg.K]
$\Delta T$	Diferencial de temperatura	[K]

A partir de ella, podemos obtener mediante tablas de propiedades psicométricas los valores de  $C_p$ , además que a través de [55] podemos hallar los valores de  $C_p$  y densidad para la solución de NaOH (15% w/v) con agua. En cuanto a los  $C_p$  de la xilosa, XOS, xilano, celulosa y lignina, esto serán recopilados por fuentes bibliográficas detalladas en la sección de resultados.

### 3.6. Diseño de la sección de purificación del xilano

Se aplicará la operación de microfiltración donde se separará la celulosa y la hemicelulosa insoluble en álcali. Luego, se añade ácido acético glacial para precipitar la hemicelulosa, y finalmente se procede a realizar una centrifugación para separar la fase acuosa de la capa superior, que es donde se encuentra la hemicelulosa, en forma de xilano. A partir de la precipitación del xilano, el cual pasará al biorreactor para la hidrólisis enzimática.

#### 3.6.1. Dimensionamiento del microfiltro y ultrafiltro

En el caso de los equipos de filtración, se parte de la ley de Darcy donde se tiene la ecuación 37 [56]

$$J = \frac{1}{A_m} \cdot \frac{dV}{dt} = \frac{\Delta P}{\mu \cdot R_m} \quad (37)$$

Si asumimos que estamos trabajando con una solución diluida, es decir, que la cantidad de agua es significativamente mayor que la del soluto, podemos ignorar el término de la resistencia específica de la torta [57]. Para obtener el flujo (flux), necesitamos calcular la presión transmembrana, la viscosidad de la solución y la resistencia de la membrana. La resistencia de la membrana se puede determinar utilizando la ecuación específica (38) para calcular su valor.

$$R_M = \frac{9}{4} \cdot \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^2} \cdot \frac{\mu_L \cdot L}{d_p^2} \quad (38)$$

Donde:

- $\xi$  es la porosidad de la membrana
- $U_L$  es un valor adimensional comúnmente de 2.5
- $L$  es la longitud de la membrana
- $d_p$  es el diámetro del poro

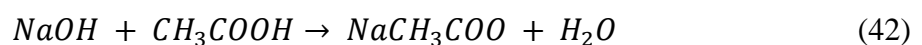
Obteniendo los valores de la resistencia específica de la torta, procederemos a hallar el área de la membrana con la finalidad de poder hallar posteriormente la energía necesaria para el funcionamiento de los filtradores, esto usando la ecuación anteriormente mencionada y usando la Tabla 28 de ecuaciones para energía [56]. Cabe mencionar que  $A_m$  es el área de la membrana y  $Q_{Circulación}$  es el caudal en m<sup>3</sup>/s.

Tabla 28. Ecuaciones utilizadas para obtener la energía de la bomba.

Parámetro	Ecuación
Energía para la bomba	$W_{Entrada} = J \cdot A_m \cdot P_2 \quad (39)$
Energía de circulación	$W_{Circulación} = Q_{Circulación} \cdot (P_1 - P_2) \quad (40)$
Total energético	$W_{total} = W_{Entrada} + W_{Circulación} \quad (41)$

### 3.6.2. Dimensionamiento del tanque de precipitación

Habiendo removido la celulosa mediante la microfiltración del proceso anterior, procedemos a realizar el proceso de precipitación mediante una adición de ácido acético glacial para neutralizar y llegar a un pH de 5. Con ello, lo que obtenemos es el xilano en forma de sobrenadante, el cual posteriormente pasará al proceso de centrifugado. Para obtener la cantidad de ácido acético glacial, necesario realizar estequiometría, teniendo en cuenta la ecuación química 42:



Donde por cada molécula de NaOH o hidróxido de sodio, se formará NaCH<sub>3</sub>COO o acetato de sodio. Al estar presente a una neutralización incompleta (base fuerte con un ácido débil), debemos hacer la neutralización y de ahí el agregado de más cantidad de ácido para

alcanzar el pH deseado de 5 [58]. Para llegar al pH de 7 (neutralización), se procede a igualar el número de moles de NaOH con el de moles de ácido acético glacial. Con ello, obtenemos el volumen necesario para llegar al pH 7. Después de neutralizar, tendremos una solución de acetato de sodio y ácido acético que actúa como un buffer. Para ajustar el pH a 5, utilizamos la ecuación de Henderson-Hasselbalch (43):

$$pH = pK_a + \log \left( \frac{[A^-]}{[HA]} \right) \quad (43)$$

Para tener un pH de 5, la cantidad de ácido acético glacial debe ser suficiente para que la relación de acetato de sodio a ácido acético glacial sea el inverso del logaritmo de la resta del pH y el pKa (constante de disociación ácida) [58]. El volumen adicional vendría siendo la cantidad de moles extra hallados anteriormente entre la concentración de ácido acético glacial.

El volumen y las dimensiones de cada equipo se establecieron tomando en cuenta una proporción entre la altura y el diámetro del tanque, con una forma cilíndrica y considerando que el tanque funcionará al 80% de su capacidad máxima por razones de seguridad, según lo recomendado por [45]. Para hallar la relación entre la altura y el diámetro del tanque, tenemos que definir el volumen del tanque cilíndrico, el cual presenta la ecuación 44:

$$V = \pi \cdot r^2 \cdot h \quad (44)$$

Observando la figura 7, podemos obtener mediante el teorema de Pitágoras una relación entre el radio de la base (R) y la altura del tanque (h).

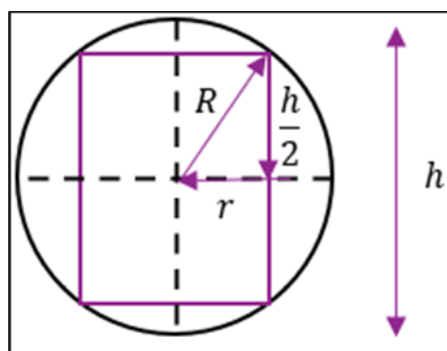


Figura 7. Geometría del tanque de precipitación.

En consecuencia, obtenemos la ecuación 45, la cual nos menciona que el cuadrado del radio es igual a la suma del cuadrado de la variable r y el cuadrado de la mitad de la altura.

$$R^2 = r^2 + \left( \frac{h}{2} \right)^2 \quad (45)$$

Despejamos la variable  $r$  y obtenemos que es la resta del cuadrado del radio y el cuadrado de la mitad de la altura.

$$r^2 = R^2 - \left(\frac{h}{2}\right)^2 \quad (46)$$

Se reemplaza la ecuación (46) en la ecuación (44), obteniendo la ecuación 48:

$$V = \pi \cdot \left(R^2 - \left(\frac{h}{2}\right)^2\right) \cdot h \rightarrow V = \pi R^2 h + \frac{\pi}{4} h^3 \quad (47)$$

Se deriva respecto a una de las dimensiones y se iguala a 0, obteniendo la ecuación 43

$$\frac{dV}{dh} = \pi R^2 + 3 \cdot \frac{\pi}{4} h^2 = 0 \quad (48)$$

$$R = \sqrt{\frac{3}{4}} \cdot h \quad (49)$$

$$R^2 = r^2 + \left(\frac{h}{2}\right)^2 \rightarrow \left(\sqrt{\frac{3}{4}} \cdot h\right)^2 = r^2 + \left(\frac{h}{2}\right)^2 \quad (50)$$

Resolvemos la ecuación 50, para obtener la ecuación 51

$$r^2 = \left(\frac{h}{2}\right)^2 \quad (51)$$

Se reemplaza la ecuación (50) en la ecuación (44), obteniendo la ecuación 52, que al ser reescrita nos da la ecuación (53):

$$V = \pi \cdot \frac{h^2}{2} \cdot h \quad (52)$$

$$h = \sqrt[3]{\frac{2}{\pi}} \cdot V_m \quad (53)$$

### 3.7. Sección de la inmovilización de las enzimas

La corriente rica en hemicelulosa soluble está principalmente compuesta por xilanos y pasa a la tercera sección, donde se realiza la hidrólisis enzimática haciendo uso de Endo-1,4-xilanasas que rompen los enlaces internos del xilano, para obtener XOS de diversos grados de polimerización y xilosa [16]. Antes de la hidrólisis enzimática tenemos un paso previo, el cual será la preparación e inmovilización de las enzimas, pudiendo ser visualizado en la figura 4.

En este párrafo, se realizará una explicación de la inmovilización de las enzimas en un gel de agarosa a escala laboratorio. Se utilizan 10 BCL (Beads cross linked) gel de Agarosa y se añadió 105 gramos de Agarosa pura para luego, pasar a añadir 51 mL de 1.7M de NaOH, 1.43 gramos de BH<sub>4</sub>Na y 39.6 mL de Glicidol. Toda la mezcla pasa de 15 a 17 horas en agitación constante para pasar al lavado con agua destilada y mezclar la solución anteriormente formada con una disolución de 3.21 gramos de NaIO<sub>4</sub> en 1.5L de agua destilada [26]. Finalmente, se mantiene en agitación vigorosa durante 2 horas más, se enjuaga con agua destilada y se refrigera a 4°C. Para inmovilización de la enzima, se toma 70.43 gramos del gel de Agarosa y una alícuota de la enzima, la cual contiene 100 UI del cóctel enzimático en 711.3 gramos de buffer de bicarbonato de sodio a pH 10, esta inmovilización es filtrada a vacío y refrigerada a 4°C. Posteriormente, se toma 1 gramo de la solución inmovilizada y se le agrega 76.47 gramos de Polietilenimina (PEI) en 15.6 kg de 0.025 M buffer fosfato a pH 8.0 por 90 minutos y finalmente se enjuaga con agua destilada y refrigera a 4°C [26]. Es importante resaltar el porqué de la inmovilización de la enzima ya que al tenerla inmovilizada se puede obtener un mayor rendimiento del proceso, teniendo investigaciones con rendimientos de hasta 25% sin la inmovilización. Además, al inmovilizar la enzima, tenemos la ventaja de poder utilizarla por hasta 10 lotes de producción seguidos.

### **3.8. Diseño de la sección de Hidrólisis enzimática del xilano**

Después de obtener la cantidad necesaria de enzima inmovilizada, esta se introduce en un biorreactor que contiene xilano disuelto para realizar la hidrólisis enzimática a 50°C, con un pH de 5 y una velocidad de 150 r.p.m. Se utiliza una dosis de 0.1 gramos de enzima inmovilizada por cada 4% (w/v) de xilano (relación 1 gramo de enzima inmovilizada: 39 gramos de xilano), durante un tiempo de reacción de 8 horas, indicando que se trata de un proceso por lotes. Al finalizar, se obtiene un rendimiento de XOS del 91.2% [26].

#### **3.8.1. Dimensionamiento del biorreactor**

En cuanto al dimensionamiento de este biorreactor se seguirán los mismos pasos que para el dimensionamiento del tratamiento hidrotérmico descrito en la sección 3.5.2.

#### **3.8.2. Balance de materia**

Durante la hidrólisis enzimática se lleva a cabo una reacción por lo que existe generación o consumo de determinadas especies, este proceso por lotes. Para realizar el balance

de masa, se parte del balance de masa general de un sistema con generación o consumo de especies [50].

$$F_{i0} - F_i + G_i = \frac{dN_i}{dt} \quad (54)$$

Donde  $F_{i0}$  es el flujo molar inicial del componente  $i$ ,  $F_i$  es el flujo molar final del componente  $i$ ,  $G_i$  es el ratio de generación del componente  $i$  de la reacción y  $dN_i/dt$  es el ratio de la acumulación del componente  $i$  del sistema.

Se considera que el reactor por lotes está constantemente agitado, por lo que las propiedades dentro del reactor son uniformes, tanto la concentración, como la temperatura. Por esta razón, la velocidad de reacción será uniforme e independiente de su ubicación a lo largo del volumen del reactor. Debido a esto, la ecuación de balance de masa toma la siguiente forma.

$$-\frac{dN_S}{dt} = -r_S V$$

$$\frac{d[S]}{dt} = r_S \quad (55)$$

Donde  $[S]$  es la concentración de sustrato,  $t$  es el tiempo de reacción y  $r_S$  es la ley de velocidad de consumo de sustrato.

### 3.8.3. Modelo de la cinética de hidrólisis enzimática

La cinética de hidrólisis del xilano con Endo-1,4-xilanasas puede ser modelada con la cinética de Michaelis-Menten, de un solo sustrato sin inhibidores, esto según [49]. Por lo que se usarán las ecuaciones (10), (11) y (12) para graficar las concentraciones de producto, sustrato y enzimas a lo largo del tiempo usando Matlab.

### 3.8.4. Balance de energía

Considerando que el reactor es adiabático y debido a que el reactor opera en condiciones batch, se cumple que el calor generado o consumido por la reacción debe ser igual al calor que entrega o pierde el fluido de la chaqueta a lo largo del tiempo.

$$Q_{rxn} = Q_C \quad (56)$$

Donde  $Q_{rxn}$  es calor que genera o consume la reacción y  $Q_C$  es el calor que recibe o entrega el fluido del intercambiador de calor del sistema.

Además, el calor de reacción se calcula en función a la entalpía de reacción ( $\Delta H_{rxn}$ ), velocidad de reacción ( $r_i$ ) y volumen (V).

$$Q_{rxn} = (-\Delta H_{rxn})(-r_i V) \quad (57)$$

Por otro lado, el calor de la chaqueta se puede calcular en función a las propiedades de transferencia de calor del fluido de acondicionamiento y las dimensiones del reactor. Donde  $C_p$  es la capacidad calorífica, T es la temperatura final,  $T_{a1}$  es la temperatura inicial, U es el coeficiente global de transferencia de calor, A es el área superficial m es masa.

$$Q_C = m \cdot C_p (T - T_{a1}) \left(1 - e^{-\frac{UA}{C_p m}}\right) \quad (58)$$

En la Tabla 29. se encuentran las entalpías de reacción.

*Tabla 29. Entalpías de reacción de pretratamiento hidrotérmico e hidrólisis enzimática [62] y [63],*

<b>Reacción</b>	<b>Entalpía de reacción (kJ/mol)</b>
Pretratamiento hidrotérmico	-4
Hidrólisis enzimática	-4

Se tomó como entalpía de reacción a la entalpía de hidrólisis de enlaces 1,4- $\beta$  glucosídicos de dímeros [63]. Además, debido a que la cantidad de enlaces C-O y O-H se mantiene igual en la reacción, se puede sugerir que esta entalpía es cercana a cero [62]. De igual manera, la entalpía de reacción del pretratamiento hidrotérmico de la cáscara de piña no se encuentra determinada bibliográficamente, por esta razón consideraremos la misma entalpía de reacción de hidrólisis de enlaces 1,4- $\beta$  glucosídicos de dímeros. Considerando que la reacción de pretratamiento sólo se llevará a cabo hasta que se obtenga el máximo rendimiento de xilano, sin formación de furfural y xilosa. Por otro lado, se utilizó agua como líquido de enfriamiento y los parámetros utilizados en los cálculos se encuentran en la Tabla 30.

*Tabla 30. Propiedades de transferencia de calor del agua [64]*

<b>Propiedad</b>	<b>Valor</b>	<b>Unidades</b>
Calor específico	4.2	kJ/kg.K
Coficiente de transferencia de calor global agua-agua	850	W/m <sup>3</sup> .K



Para la presentación de resultados, se detalla en la tabla 77, un resumen de la integración energética como tal, recalcando los diferentes valores obtenidos de las operaciones.

### 3.8.5. Energía para el calentador del biorreactor

Podemos encontrar estos valores en tablas de propiedades termodinámicas del agua, debido que el fluido a calentar es en su mayor parte agua, pero también debemos tomar en cuenta la capacidad calorífica del citrato sódico que actúa como estabilizante. Además, para calcular la potencia del proceso, usaremos la ecuación 59, donde para obtener el valor de la energía necesaria para calentar la solución a la entrada del biorreactor.

$$q_{calor} = Q_n \times c_p \times \Delta T \quad (59)$$

Donde:

- $Q_n$  es el caudal del compuesto en kg/h
- $C_p$  es la capacidad calorífica del compuesto en kJ/k. kg
- $\Delta T$  es la diferencia entre la temperatura final y la temperatura inicial

### 3.9. Diseño de la sección de purificación de los XOS

Posteriormente, se inicia el proceso de purificación de los XOS mediante ultrafiltración a 25°C, usando una membrana con un peso de corte molecular de 1 kDa y una presión transmembrana de 8.6 bar [59], [60], [61], para separar la xilosa. Luego, la solución de XOS se somete a ultrafiltración para eliminar la mayor cantidad posible de agua, seguida de evaporación en evaporadores de película descendente de triple efecto, reduciendo la humedad al 15% a temperaturas entre 100°C y 60°C. Este tipo de evaporadores es eficiente, ya que el vapor del primer evaporador se utiliza en el segundo, reduciendo los costos energéticos. Finalmente, se emplea un secador atomizador para bajar la humedad al 8%, obteniendo XOS en polvo con un rendimiento final del 77.43%. [29].

### 3.9.1. Dimensionamiento de los evaporadores de triple efecto

Para realizar el balance de energía del evaporador múltiple de triple efecto, primero se delimitaron los límites de los sistemas que se tomarán en cuenta para realizar los cálculos, como se puede observar en la Figura 8.

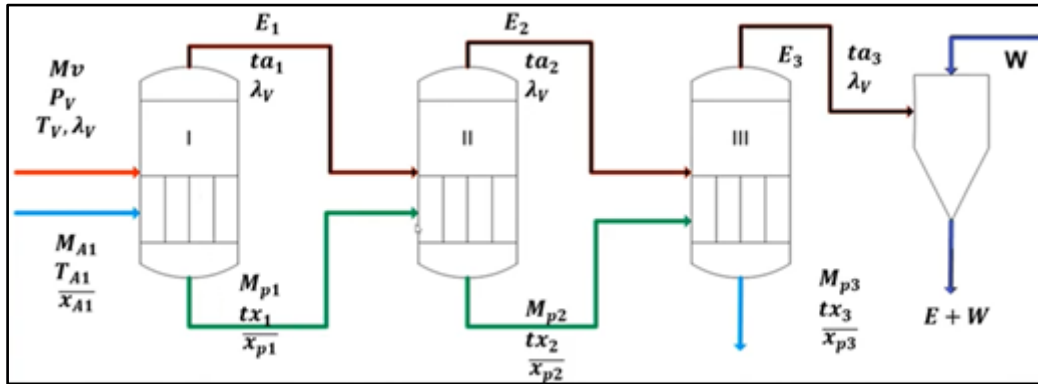


Figura 8. Delimitación de sistemas para el balance de energía del sistema de evaporadores de triple efecto.

Se realizaron los balances de masa para poder hallar la masa del evaporado de cada uno de los evaporadores.

Balance de masa del evaporador 1

$$M_{A1} = M_{p1} + E_1 \quad (60)$$

Balance de masa del evaporador 2

$$M_{p1} = M_{p2} + E_2 \quad (61)$$

Balance de masa del evaporador 3

$$M_{p2} = M_{p3} + E_3 \quad (62)$$

Donde:

- $M_{A1}$  es la masa de la alimentación en kg
- $M_{p1}$  es la masa del producto 1 en kg
- $M_{p2}$  es la masa del producto 2 en kg
- $M_{p3}$  es la masa del producto 3 en kg
- $E_1$  es la masa del evaporado 1 en kg
- $E_2$  es la masa del evaporador 2 en kg
- $E_3$  es la masa del evaporado 3 en kg

Para poder hallar la masa del evaporado, se necesitará la ecuación 63:

$$x_{pn} = \frac{x_{Ainicio}}{1 - \frac{n}{N} \times \left( \frac{x_{pfinal} - x_{ainicial}}{x_{pfinal}} \right)} \quad (63)$$

Donde:

- $x_{pn}$  es la concentración del producto en el evaporador  $n$
- $x_{Ainicio}$  es la concentración del producto en la alimentación
- $x_{pfinal}$  es la concentración del producto al final
- $n$  es el número del evaporador
- $N$  es el número de evaporadores a utilizar

Con ello, se procede a obtener la energía necesaria para evaporar las diferentes cantidades de evaporado por cada evaporador, esto usando la siguiente fórmula:

$$Q = E \cdot \left( H_E + \frac{H_p \cdot x_A - H_A \cdot x_p}{x_p - x_A} \right) \quad (64)$$

Donde:

- $E$  es la masa del Evaporado
- $H_E$  es la entalpía del Evaporado en  $\text{kJ/kg}$
- $H_p$  es la entalpía del producto en  $\text{kJ/kg}$
- $H_A$  es la entalpía de la alimentación en  $\text{kJ/kg}$

Para ello, necesitaremos obtener  $H_p$  y  $H_A$  que son las entalpías de producto y alimentación al evaporador, esto usando las siguientes fórmulas:

$$H_p = C_{px} \cdot (T_x - T_{ref}) \quad (65)$$

$$H_A = C_{pA} \cdot (T_A - T_{ref}) \quad (66)$$

Donde:

- $C_{px}$  es la capacidad calorífica del producto en  $\text{kJ/kg}$
- $C_{pA}$  es la capacidad calorífica de la alimentación en  $\text{kJ/kg}$

Habiendo hallado las entalpías, procederemos a hallar la entalpía del evaporado, con la siguiente fórmula y en la Tabla 43 se visualizarán los resultados:

$$H_E = H_v + C_{pvap} \cdot \Delta T \quad (67)$$

Donde:

- $H_v$  es la entalpía del vapor en  $\text{kJ/kg}$
- $C_{p\text{vap}}$  es la capacidad calorífica del vapor en  $\text{kJ/k.kg}$

Es importante tomar en cuenta que en el primer evaporador entrará una cantidad de vapor a  $130^\circ\text{C}$ , la cual será calentada desde los  $25^\circ\text{C}$ . Para ello, partimos de hallar el caudal másico usando la energía absorbida por el fluido frío en el primer evaporador y la igualamos a la del fluido caliente, usando la ecuación 68

$$q_{\text{calor}} = Q_n \times c_p \times \Delta T \quad (68)$$

Donde:

- $Q_n$  es el caudal del compuesto en  $\text{kg/h}$
- $C_p$  es la capacidad calorífica del compuesto en  $\text{kJ/k.kg}$
- $\Delta T$  es la diferencia entre la temperatura inicial y la temperatura final

Teniendo en cuenta la cantidad másica hallada y sabiendo las temperaturas de inicio ( $25^\circ\text{C}$ ) y final ( $130^\circ\text{C}$ ), podremos hallar la potencia requerida para calentar el vapor. Es importante tener en cuenta que habrá 3 fases de proceso: la primera variará de  $25^\circ\text{C}$  a  $100^\circ\text{C}$  (punto de ebullición), la evaporación del agua y el calentamiento del vapor de  $100^\circ\text{C}$  a  $130^\circ\text{C}$ . Para la primera y la tercera, se hará uso de la ecuación 69, pero para la segunda se usará la ecuación 69.

$$q_{\text{calor}} = Q_n \times H_{\text{vap}} \quad (69)$$

Donde:

- $Q_n$  es el caudal del compuesto en  $\text{kg/h}$
- $H_{\text{vap}}$  es la entalpía de vaporización del fluido en  $\text{kJ/kg}$

Habiendo obtenido la energía en las 3 etapas, se procederá a sumar para obtener la energía total requerida para calentar el vapor.

### 3.9.2. Dimensionamiento del secador atomizador

Para el secador, hay una entrada de aire caliente y una entrada de la solución de XOS con agua que no pudo ser eliminada en el proceso de evaporación. Comenzamos delimitando el sistema, verificando las entradas y salidas de aire y producto, así como las temperaturas de entrada y salida del aire y su flujo. Según [61], entra el aire seco con una temperatura de entrada de 150°C y de salida de 85°C. En la Tabla 65 se presentan datos cruciales para calcular el requerimiento energético.

Calculamos la masa de agua final deseada. El contenido de humedad final es 8%, por lo que la masa de agua final en el producto se podrá hallar con la ecuación (70)

$$m_{agua\ final} = 0.08 \cdot m_{total} \quad (70)$$

A partir de la ecuación 70, determinamos la cantidad de agua que debe eliminarse. La cantidad de agua que debe ser eliminada es la diferencia entre la masa de agua inicial y la final deseada vista en la ecuación 71

$$m_{agua\ a\ eliminar} = m_{agua\ inicial} - m_{agua\ final} \quad (71)$$

Luego, pasaremos a hallar el flujo de aire necesario para el secado, para ello necesitamos conocer la capacidad de evaporación del aire. Para esto, debemos usar las propiedades termodinámicas del aire a las temperaturas de entrada y salida. La fórmula general para estimar el caudal de aire es la ecuación (72):

$$Q_{AIRE} = \frac{m_{vap}}{(h_{aire\_in} - h_{aire\_out})} \quad (72)$$

Usaremos la ecuación 73, donde mediante la entalpía de evaporación del agua a la temperatura de trabajo podremos hallar el calor necesario para retirar la cantidad másica deseada.

$$q_{calor} = h_{T\ evaporación} \times m_{agua\ retirada} \quad (73)$$

Podemos encontrar estos valores en tablas de propiedades termodinámicas del agua. Además, para calcular la potencia para el proceso de calentamiento del aire que ingresa al secador, para ello utilizamos la ecuación 73.

$$q_{calor} = Q_n \times c_p \times \Delta T \quad (74)$$

Donde:

- $Q_n$  es el caudal del compuesto en kg/h
- $C_p$  es la capacidad calorífica del compuesto en kJ/k. kg
- $\Delta T$  es la diferencia entre la temperatura final y la temperatura inicial

Asimismo, al final de la operación de secado, se debe retornar la temperatura de los XOS a 25°C, esto para proceder con el proceso de envasado. Por ello, se consideró hallar la energía necesaria para disminuir la temperatura de 95.4°C a la salida del secador atomizador hasta 25°C y para ello, usaremos nuevamente la ecuación 74.

### 3.10. Tiempo de proceso (*Scheduling*)

El *scheduling* es la programación basada en la cantidad de horas que toma un lote del proceso en ser realizado. En esta programación, se toman en cuenta el tiempo en las actividades productivas de cada equipo, el tiempo de carga, descarga y limpieza de los reactores del proceso. Este tiempo es denominado tiempo de ciclo del reactor ( $t_b$ ) [70].

$$t_b = t_p + t_r + t_d \quad (75)$$

Donde  $t_p$  es el tiempo de preparación de los reactivos para ingresar al reactor, el cual implica tiempo de carga ( $t_l$ ) y calentamiento ( $t_h$ ),  $t_r$  es el tiempo de reacción y  $t_d$  es el tiempo de descarga total, el cual vendría siendo la suma del tiempo de descarga de la mezcla del equipo ( $t_u$ ) y limpieza ( $t_c$ ).

$$t_p = t_l + t_h \quad (76)$$

$$t_d = t_u + t_c \quad (77)$$

El tiempo de carga se calculó mediante un balance de masa en un reactor por lotes, considerando que la densidad del fluido alimentado se mantiene constante. De esta manera, este tiempo es igual al volumen total de reactivo ( $V$ ) entre el flujo volumétrico de reactivos ( $v$ ).

$$t_l = \frac{V}{v} \quad (78)$$

El tiempo de calentamiento se calculó mediante un balance de energía considerando que la variación de energía cinética y potencial es despreciable. De esta manera, este tiempo es

igual al calor total necesario para llevar los reactivos desde la temperatura inicial hasta la temperatura óptima de reacción ( $Q$ ) entre el flujo de calor ( $q$ ).

$$t_h = \frac{Q}{q} \quad (79)$$

El tiempo de descarga, sería igual al de carga (ecuación 78); sin embargo, en este caso el flujo volumétrico de descarga se calcula mediante la ecuación de Bernoulli.

$$t_u = \frac{V}{\sqrt{2gh}} \quad (80)$$

Donde  $g$  es la gravedad y  $h$  es la altura del líquido en el reactor.

En cuanto al cálculo del tiempo de limpieza, se consideró que esta se realiza manualmente, por lo que la calidad de esta depende de la correcta aplicación de los procedimientos de un operario. Debido a esto, según la Administración de Alimentos y Medicamentos (siglas en inglés FDA), se debe demostrar que estos procedimientos de limpieza son eficaces [71]. Por esta razón, este tiempo será aproximado para cada etapa de un proceso de limpieza manual, por ello en la Tabla 31, se presenta una secuencia de pasos para el proceso de limpieza manual [72].

*Tabla 31. Secuencia de pasos seguidos en un proceso de limpieza manual*

<b>Etapas de la limpieza manual</b>	<b>Tiempo (h)</b>
Desmontar las piezas del equipo	1
Pre-lavado de las piezas con agua de red	1
Lavar piezas pre-lavadas con la solución de limpieza	2
Enjuagar las piezas con agua de red	1
Enjuagar con agua purificada	1
Secar las partes	2
Inspección visual	0.5
Montaje de las piezas	1

### 3.11. Evaluación económica: viabilidad económica del proceso

#### 3.11.1. Inversiones de bienes en Capital (siglas en inglés CapEX)

Según Towler et al. [45], el costo de cada máquina se puede determinar tomando en cuenta ciertas dimensiones obtenidas previamente o recopiladas de catálogos. Con esta información, se usan formulaciones para calcular los parámetros de diseño. Es crucial considerar los factores del material, siendo el acero inoxidable el elegido por su durabilidad, lo que influye en los costos de tuberías, construcción de equipos, cableado eléctrico, instrumentación y control, trabajos civiles, estructuras y edificios, y revestimiento, o costos ISBL. En la Tabla 32 y Tabla 33, podemos observar los porcentajes para determinar la inversión de capital fijo (siglas en inglés FCI).

*Tabla 32. Porcentajes para determinar la inversión de capital fijo.*

<b>Símbolo</b>	<b>Concepto</b>	<b>Factor</b>
fp	Tubería	0.60
fer	Construcción equipo	0.50
fel	Eléctrico	0.20
fi	Instrumentación y control	0.30
fc	Trabajo civil	0.30
fs	Estructuras y edificios	0.20
ft	Lagging, pintura, soportes	0.10

*Tabla 33. Factores de costos totales.*

<b>Símbolo</b>	<b>Concepto</b>	<b>Factor</b>
Ce	Costos de la maquinaria	1
ISBL	Costos dentro de los límites de batería	1.89
OSBL	Costos de infraestructura y facilidades	0.40
D&E	Diseño e ingeniería	0.25
Contingency	Contingencias	0.10



Con los costos dentro de los límites de batería (siglas en inglés ISBL), se pueden determinar los costos de infraestructura y facilidades (siglas en inglés OSBL), así como los costos de ingeniería, diseño y contingencias, aplicando factores específicos para el tipo de proceso. En este caso, se trata de una planta sólido-líquido, manejando agua de proceso, ácido acético glacial, cáscara de piña, hidróxido de sodio, citrato de sodio y enzima inmovilizada.

Es importante señalar que los datos obtenidos de la bibliografía tienen dos limitaciones: la primera es que los datos se recopilaron en enero de 2007, y la segunda es que provienen de la Costa del Golfo de Estados Unidos. Para actualizar los datos de la maquinaria al tiempo actual, se utilizará el *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI) y se aplicará la ecuación 81.

$$\text{Costo del año 2023} = \text{Costo del año 2007} \cdot \frac{\text{CEPCI en el año 2023}}{\text{CEPCI en el año 2007}} \quad (81)$$

Donde el *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI) es de enero 2007 [45] y octubre 2023 [73] presentan un valor de 509.7 y 790.3, respectivamente. Asimismo, para poder obtener los datos de la maquinaria acorde al lugar de construcción, debemos multiplicar el factor de locación de la Costa del Golfo de EE.UU haciendo uso de lo siguiente: se nos indica que podemos actualizarlos dividiendo la relación entre la moneda de referencia que en el caso de la bibliografía es de EE.UU, es decir el dólar y la moneda del lugar donde el proyecto se realiza, siendo el sol para el año 2003 y de ahí multiplicando la relación del dólar estadounidense y el sol del año 2024, obteniendo así la ecuación 82.

$$\text{Factor de locación Perú} = \text{Factor de locación EE.UU} \cdot \frac{\frac{\text{Dólar estadounidense del año 2024}}{\text{Sol del año 2024}}}{\frac{\text{Dólar estadounidense del año 2003}}{\text{Sol del año 2003}}} \quad (82)$$

Finalmente, obtenemos el CapEX, correspondiente al proyecto, sumando el capital de trabajo y la inversión de capital fijo con los factores de locación y tiempo ya multiplicados, las cuales representan el 20% y 80% del CapEX respectivamente.

### 3.11.2. Gastos Operativos (siglas en inglés OpEX)

Para el caso del OpEX, se tomaron en cuenta los costos variables de proceso, los cuales se dividen en 4 secciones: materia prima, servicios, consumibles y la disposición de efluentes, esto con la finalidad de poder verificar las materias necesarias para poner en puesta el proceso. Agregado a esto también, se presentan costos directos tales como el pago de la mano de obra,

mantenimiento, suministros operativos, los gastos del laboratorio y costos de la planta, los cuales forman parte de los costos directos. Asimismo, se calculan las expensas generales conformadas por los costos administrativos, los gastos del financiamiento y los gastos de investigación y desarrollo, para poder seguir investigando nuevas tecnologías, como se menciona en [74], donde determinamos los distintos porcentajes para hallar el OpEX total. Posteriormente, se utilizaron factores visualizados en la tabla 34 para determinar los montos correspondientes a OpEX. Cabe destacar que para el caso de los costos de labor operativa (LO), se tomará en cuenta la multiplicación del sueldo base y la cantidad de días de trabajo.

*Tabla 34. Porcentajes de deducción para el OpEX*

<b>Tipo de costo</b>	<b>Subcategoría</b>	<b>Porcentaje utilizado</b>
<b>Costo directos</b>	Alta dirección (AD)	0.125 x LO
	Mantenimiento (M)	0.02 x Ce
	Suministros operativos	0.1 x M
	Laboratorio	0.15 x LO
	Patentes y royalties	0.2% del OpEX
	Seguro	0.4% del FCI
	Costos de planta	0.7 x LO
<b>Expensas generales</b>	Costos administrativos	0.65 x (LO + AD)
	Investigación y desarrollo	5% de la ganancia
	Financiamiento	0.025 x FCI

### **3.11.3. Flujo de caja, costo unitario de producción y el margen de ganancia**

Posteriormente de haber obtenido el CapEX y el OpEX, podemos pasar a la obtención del flujo de caja del proceso. Tomando en cuenta que el proyecto cuenta con variables como *Variable Cost of Production (VCOP)*, *Fixed Cost of Production (FCOP)*, *Fixed Cost (FC)* y un costo de trabajo (WC), debido a ser un proyecto que no se encuentra en un estado avanzado de desarrollo tecnológico, es decir que sigue en investigaciones constantes. El cronograma de la puesta en marcha del proyecto en relación a los primeros años de formación de la planta, siendo

visualizado en el anexo 10. Cabe destacar que se cuenta con una proyección de 20 años de tiempo de vida de proyecto.

El costo unitario de producción se calculó haciendo uso de la ecuación 83, la cual muestra la relación entre el costo de la producción por año, la cantidad másica de producto obtenido por lote y el número de lotes a producir en un año. Con ello, podemos observar cuánto nos cuesta producir una tonelada de XOS y poder fijar un precio de venta razonable para obtener ganancias.

$$\text{Costo unitario de producción} \left( \frac{\$}{\text{ton}} \right) = \frac{\text{Costo total de la producción por año} (\$)}{\text{Cantidad másica de producto (ton)} \times \text{Número de lotes en el año}} \quad (83)$$

Asimismo, calcularemos el margen de ganancia del proyecto es la relación entre las ventas del producto y los costos operativos, esto pudiendo ser visualizado en la ecuación 84.

$$\text{Margen de ganancia} = \frac{\text{Precio de venta del producto} (\$) - \text{Costo total de la producción por año} (\$)}{\text{Precio de venta del producto} (\$)} \quad (84)$$

#### 3.11.4. Índices de rentabilidad: VAN y TIR

Para el caso del valor actual neto (VAN o NPV, siglas en inglés) y la tasa interna de retorno (TIR o IRR, siglas en inglés), se tomaron diferentes tiempos de vida del proyecto, siendo estos 10, 15 y 20 años, con la finalidad de ver la proyección del VAN a lo largo del tiempo. Asimismo, se tomó en consideración el impuesto a la renta de 29.5% [75] propuesto por el estado peruano. Algo importante a resaltar, es la tasa de depreciación para el cual se utilizó el método línea recta, en donde se tiene un período de depreciación de 10 años y tomando un porcentaje de 20% para maquinaria y equipo según el diario “*El peruano*” [76].

#### 3.12. Análisis de seguridad e indicadores ambientales

Para el caso del análisis de seguridad, se tomó como referencia el Análisis Modal de Fallos y Efectos (AMFE), en el cual estimamos los fallos que pueden producir y los efectos, además de hacer un análisis de cómo se pueden evitar. Para este fin, se realizó la identificación de las 12 operaciones que tendrían mayores riesgos en cuanto a parámetros de operación [45]. Por otro lado, para determinar el impacto ambiental, se calculó el factor ambiental o *E-factor*, por su abreviación en inglés. Este indicador cuantifica qué tan ecoamigable es un proceso y se define como la masa de desechos por masa de producto generadas [77].

$$E_{factor} = \frac{\text{masa de desecho}}{\text{masa de producto}} \quad (85)$$

Según Sheldon [78], los desechos generados por un proceso son todas las especies además del producto o productos deseados, incluyendo emisiones, efluentes y desechos sólidos. Idealmente el *E-factor* de un proceso debe ser igual a 0. De igual manera, las emisiones de CO<sub>2</sub> del proceso son otro factor ambiental que se tomará en cuenta, debido a la importancia actual que tiene la reducción de emisiones de gases de efecto invernadero [79].

## CAPÍTULO IV

### RESULTADOS Y DISCUSIÓN

#### 4.1. Selección de tecnologías: pretratamiento mecánico y químico, hidrólisis enzimática y métodos de purificación

##### 4.1.1 Diagrama de flujo de proceso de producción de XOS

En esta sección, se visualizarán los diagramas de la sección aguas arriba (*upstream*) y abajo del proceso (*downstream*) así como los parámetros de operación de cada etapa.

El proceso *upstream*, en la Figura 9, incluye el tratamiento mecánico de la cáscara de piña y el pretratamiento químico para solubilizar la hemicelulosa, la cual es separada en la corriente 10. Posteriormente, la hemicelulosa es solubilizada en xilanos y xilosa ingresa al reactor de hidrólisis enzimática en el proceso *downstream*. Cabe resaltar que la corriente 23, corresponde a la entrada de enzima inmovilizada, la cual es producida en laboratorio.

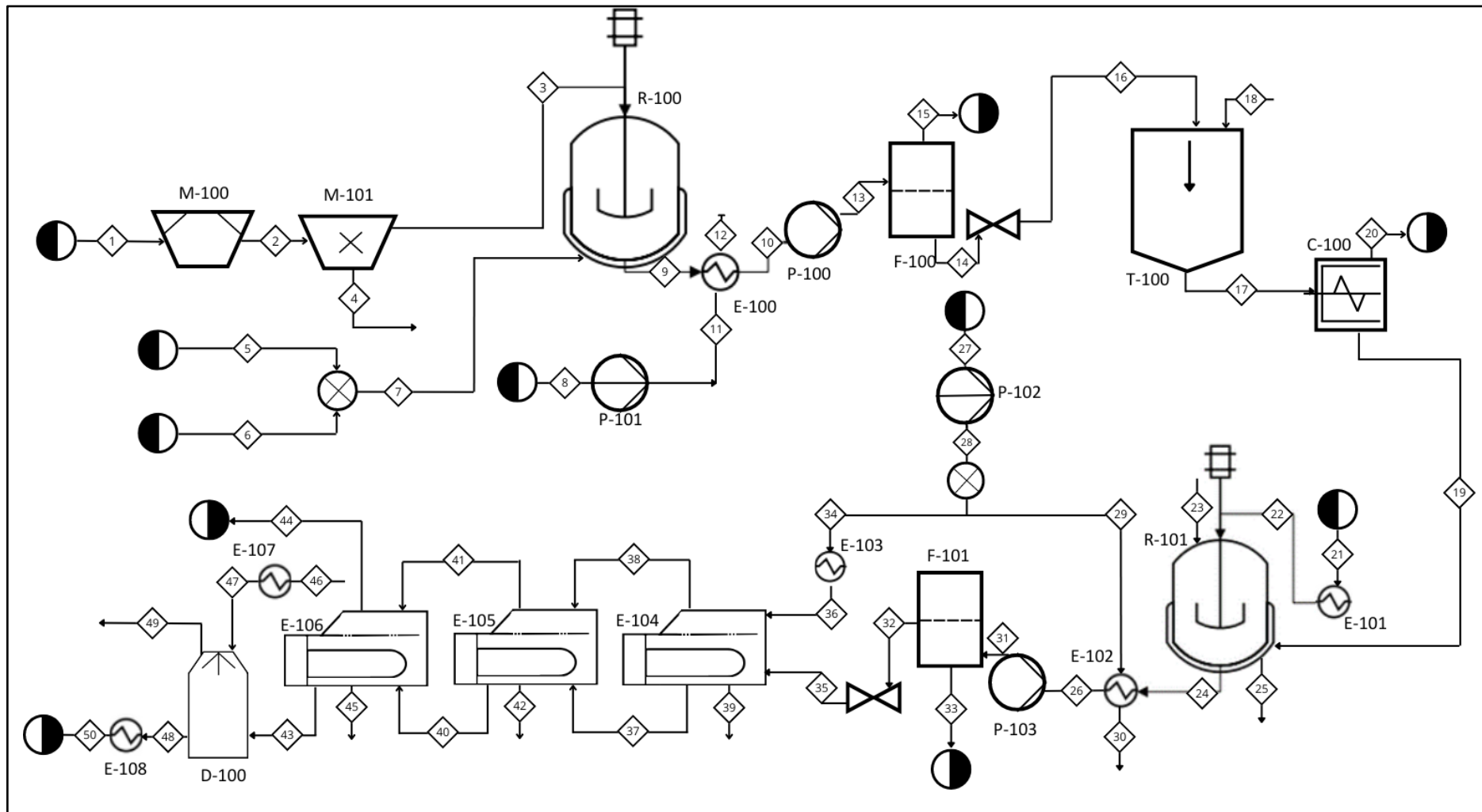


Figura 9. PFD del pretratamiento para la obtención de hemicelulosa basado en [16], [29]

En la tabla 35, podemos observar una leyenda la cual refiere a las etiquetas de los códigos de equipo

*Tabla 35. Identificación de los equipos principales y auxiliares.*

Etiqueta de identificación	Descripción del equipo	Letra de identificación	Tipo de Equipo
M-100	Triturador	Molino (M)	Principal
M-101	Molino de bolas	Molino (M)	Principal
E-100	Intercambiador de calor	Intercambiador (E)	Auxiliar
R-100	Reactor de pretratamiento hidrotérmico	Reactor (R)	Principal
P-100	Bomba para aumento de presión	Bomba (P)	Auxiliar
P-101	Bomba de desplazamiento	Bomba (P)	Auxiliar
F-100	Microfiltro	Filtro (F)	Principal
T-100	Tanque de precipitación	Tanque (T)	Principal
C-100	Centrífuga	Centrífuga (C)	Principal
E-101	Intercambiador de calor	Intercambiador (E)	Auxiliar
R-101	Reactor de hidrólisis enzimática	Reactor (R)	Principal
E-102	Intercambiador de calor	Intercambiador (E)	Auxiliar
P-102	Bomba de desplazamiento	Bomba (P)	Auxiliar
P-103	Bomba para aumento de presión	Bomba (P)	Principal
F-101	Ultrafiltro	Filtro (F)	Principal
E-103	Intercambiador de calor	Intercambiador (E)	Auxiliar
E-104	Evaporador	Intercambiador (E)	Principal
E-105	Evaporador	Intercambiador (E)	Principal
E-106	Evaporador	Intercambiador (E)	Principal
E-107	Intercambiador de calor	Intercambiador (E)	Auxiliar
D-100	Secador atomizador	Secador (D)	Principal
E-108	Intercambiador de calor	Intercambiador (E)	Auxiliar

#### 4.1.2 Pretratamiento mecánico y químico

La primera sección del proceso comienza con el tratamiento de la cáscara de piña para la reducción del tamaño de partícula, partiendo así desde la corriente 1 de la figura 9, hacia el primer equipo, el cual vendría siendo el triturador (M-100), el cual tiene como finalidad la reducción del tamaño de partícula (cáscara de piña) hasta en partículas de  $2 \times 1 \times 1.5$  cm [80]. A continuación, la materia prima pasa a través de la corriente 2 hacia la segunda operación, la cual vendría siendo la molienda haciendo uso del molino de bolas (M-101), esto con la finalidad de reducir el tamaño de partícula hasta 0.125 mm para poder tener un proceso óptimo. A partir de ello, se forman 2 corrientes: la corriente 3, la cual la materia prima que cumplió con el tamaño de partícula requerido y la corriente 4, la cual presenta materia prima con un tamaño de partícula mayor al requerido. Para el caso del pretratamiento mecánico, se considera una eficiencia del molino de 87,99% según [81]. En un proceso en paralelo, la corriente 5, la cual contiene el agua de proceso y la corriente 6, la cual contiene hidróxido de sodio (NaOH), se juntan en un punto de mezcla, para juntarse en la corriente 7. Cabe resaltar que la relación entre NaOH y agua es 15% de la fracción másica NaOH y 85% de la fracción másica agua. Asimismo, se tiene que la relación sólido (materia prima) y líquido (solución de NaOH y agua) es de 1:10. Con ello, se parte la primera parte del pretratamiento mecánico donde se tiene se ha reducido a un tamaño de partícula la cáscara de piña a 0.125 mm y se han mezclado en el calentador previo al ingreso al reactor de pretratamiento hidrotérmico nuestra materia prima y 2 consumibles siendo estos NaOH y agua.

Continuando con el proceso, nos encontramos ante la primera reacción del proceso, la cual vendría siendo la reacción de la materia prima mediante un proceso hidrotérmico asistido alcalinamente, es decir que, mediante calor y presión, se procederá a romper los enlaces de la materia prima para separar las 3 macromoléculas principales: celulosa, hemicelulosa y lignina. Para ello, después de pasar por el punto de mezcla, se procede a realizar el llenado del reactor de pretratamiento hidrotérmico (R-100), teniendo en cuenta que sus parámetros de operación son los siguientes: para el caso de la temperatura de reacción es 175 °C y la presión de trabajo es de 7 bar. También se debe tener en cuenta la concentración de NaOH en agua, la cual es de 15% de la fracción másica. Al cabo de 1.5 horas de reacción, tendremos las macromoléculas separadas en el licor listas para pasar a la corriente 9. A partir de ahí, se realizan los procesos de descarga y limpieza para las máquinas del pretratamiento mecánico e hidrotérmico con la finalidad de que estén listas para tener el menor tiempo posible entre lote y lote. Cabe resaltar



que seguimos a una temperatura de 175°C y una presión de 7 bar por lo que como parte de nuestro análisis de seguridad este proceso está siendo constantemente monitoreado debido a que se debe despresurizar y bajar la temperatura hasta llegar a las condiciones ambientales (25°C y 1 bar).

Es importante resaltar que primero se debe bajar la presión usando una válvula de desfogue hasta llegar a la presión 1 bar, controlando la formación de vapor en el sistema. Teniendo en cuenta que cuando se baja la presión también se baja la temperatura, tendremos que hallar la temperatura de ebullición de la solución asumiendo en su mayoría que tenemos un sistema con una solución de NaOH y agua, por lo que la temperatura de ebullición llegaría a 104°C aproximadamente. A partir de ahí mediante el uso del enfriador (E-100), se bajará la temperatura hasta llegar a 25°C para su paso hacia la corriente 10. Dentro de las corrientes 8, 11 y 12 circulará el agua de enfriamiento proveniente de un pozo de agua, bombeada por la bomba de desplazamiento P-101. El agua comienza en una temperatura de 25°C y terminará en una temperatura de 70°C. Al final del proceso, se obtiene un rendimiento de 91.5% de recuperación del xilano según [16].

#### **4.1.3. Purificación del xilano**

La segunda sección comienza con la corriente 10 proveniente del pretratamiento hidrotérmico a una temperatura de 25°C y 1 bar de presión. A partir de aquí, comenzamos la recuperación del xilano en donde la primera operación será la de microfiltración. Pasando por una bomba (P-100) para subir la presión a 2.6 bar, pasada la subida de presión, el licor pasa por la corriente 13 hasta llegar al micro filtro (F-100) donde se procederá a separar la celulosa, los extractivos, la proteína cruda, la ceniza y parte de la solución de NaOH (corriente 15) de la lignina soluble en álcali y de la hemicelulosa (corriente 14). Un factor importante a tomar en cuenta para poder lograr la separación es el tamaño de partícula y el grado de polimerización de las macromoléculas, el cual visualizamos en la Tabla 36. Cabe destacar que el microfiltro tiene un rendimiento de 89,22% según [82].

Tabla 36. Tamaño de partícula y el grado de polimerización de las macromoléculas

Macromolécula	Grado de polimerización	Tamaño de partícula	Fuente
Celulosa	10,000 - 15,000	20 - 200 $\mu m$	[83], [84]
Hemicelulosa	75-250	48-160 nm	[85]
Lignina	20-1400	50-500 $\mu m$	[86], [87]

Es importante resaltar que se debe pasar por un proceso de purificación aparte para poder obtener la celulosa purificada para su comercialización. La corriente 14 pasa a través de la válvula de desfogue para bajar la presión de 2.6 bar a 1 bar de presión, saliendo por la corriente 16 directo al tanque de precipitación (T-100). Dentro del tanque de precipitación se agrega desde la corriente 18, el ácido acético glacial a una concentración de 17.47 M, esto para disminuir el pH, el cual se encuentre en medio básico hasta llegar al medio ácido a un pH de 5, con la finalidad de precipitar la hemicelulosa de la lignina. Cabe resaltar que la mezcla NaOH y ácido acético glacial, se formará por neutralización acetato de sodio y agua, en una relación 1:1, es decir por cada mol de NaOH, se formará 1 mol de acetato de sodio y 1 mol de agua.

Terminada la precipitación, a través de la corriente 17 se pasa la solución al proceso de centrifugado (C-100) en donde se separará el xilano en forma de sobrenadante, de la lignina y el acetato de sodio haciendo uso de un hidrociclón a una velocidad de 3800 rpm, obteniendo así 2 corrientes: la corriente 19 donde se encuentra el xilano y la corriente 20 donde se encuentra el acetato de sodio en solución y la lignina. Al igual que en el caso de la celulosa se necesita un proceso extra de purificación para poder remover el acetato de sodio de la lignina y poder comercializar como subproducto.

#### 4.1.4 Hidrólisis enzimática

La tercera sección prosigue con la corriente 19 proveniente de la sección de purificación del xilano y la corriente 21 la cual contiene el agua a usar para el proceso de hidrólisis enzimática. Anterior al proceso de carga en el biorreactor, se procede a calentar el agua de proceso proveniente de pozo de 20°C a 50°C, haciendo uso del calentador E-101 y saliendo por la corriente 22. Cabe destacar que solo se subirá la temperatura a 50°C debido a que esta parte del proceso se trabajará con material orgánico que no resiste temperaturas mayores a 60°C por lo que la temperatura es un punto clave del monitoreo. A través de la corriente 19, la solución de xilano al 0.4% en fracción másica ingresa al reactor (R-101) a 50°C y 1 bar de

presión. Asimismo, a través de la corriente 23 se hace ingreso de las enzimas inmovilizadas (Endo-1,4-Xilanasas) provenientes del microorganismo *trichoderma reesei*. Cabe resaltar que estas serán cambiadas cada 10 lotes de producción para no afectar la actividad enzimática. El proceso en total dura aproximadamente 7 horas, donde se mantienen tanto el xilano, el agua y las enzimas a la temperatura de 50°C y 1 bar y al cabo de 7 horas a través de la corriente 24 salen los XOS, xilosa, xilano que no reaccionó y el agua hacia el enfriador (E-102), el cual se encargará de bajar la temperatura de 50°C a 25°C para su entrada hacia la última de etapa: la purificación de los XOS. Cabe destacar que las corrientes 29 y 30 son las entradas y salidas del agua de enfriamiento respectivamente las cuales comienzan con una temperatura de 25°C hasta llegar a una temperatura de 45°C. Es importante resaltar que el rendimiento obtenido es de 91,3% [28]. Cabe mencionar que tanto para la corriente 29 de la sección de hidrólisis enzimática como para la corriente 34 de la sección de purificación de XOS, se requiere una segunda bomba de desplazamiento (P-102), la cual bombea los caudales desde las corrientes 27 y 28, separándolos en un punto de separación con destino a las corrientes de las secciones antes mencionadas.

#### **4.1.5. Purificación de los XOS**

La quinta y última etapa es la purificación de los XOS, la cual da inicio a través de la corriente 26 a la entrada de la bomba (P-103) con la cual se eleva la presión y llega a una presión transmembránica de 8.6 bar. Pasada la subida de presión, la mezcla de XOS, xilosa, xilano y agua pasa por la corriente 31 para su ingreso en el ultrafiltro (F-101) donde se procederá a separar los XOS de la xilosa, el xilano que no reaccionó y parte del agua de proceso. Cabe destacar que la eficiencia del ultrafiltro es de 93.33% según [88].

Posterior al proceso de ultrafiltración, obtendremos 2 corrientes: la corriente 32 la cual está conformada por agua y XOS y la corriente 33 donde se encuentra gran parte del agua, xilosa y el xilano no reaccionante. Debido a que aún se tiene una cantidad considerable de agua, se procederá a removerla mediante el uso de un bloque conformado por evaporadores de triple efecto (E-104, E-105 y E-106) en los cuales se irá removiendo el agua que se encuentra en el producto final, esto haciendo uso en un principio de un fluido caliente (agua) proveniente de pozo (corriente 34) y calentada para llegar a ser vapor (corriente 36). A partir de ese inicio, a través de cada evaporador, la cantidad de masa de vapor de agua retirada de la mezcla agua y XOS irá regenerando el fluido caliente para seguir con la separación del agua de los XOS quedándonos una fracción másica del 15% de agua, esto a través de las corrientes 37, 40, 42 y

43 por donde pasa los XOS y el agua y las corrientes 38, 38, 41 y 44 por donde pasa el vapor. Es importante mencionar que cada evaporador a través de las corrientes 39, 42 y 45 elimina el vapor condensado, el cual es agua. Finalmente, para obtener un polvo con un 8% de humedad no ocluida, la corriente 43 ingresará al secador atomizador (D-100) en donde a través de aire calentado por el calentador E-107 a través de las corrientes 46 y 47, se eleva la temperatura a 150°C y se remueve el agua para obtener los XOS en forma de polvillo blanco a través de la corriente 48. El aire sale por la corriente 49 y a través de la corriente 48, se obtendrán los XOS a una temperatura de 94.5°C, por lo que a través del enfriador E-108, se reduce la temperatura hasta 25°C para obtener un polvillo blanco con una pureza superior al 98% listo para su envasado [29].

#### 4.2. Parámetros de operación

En la Tabla 37, se presentan las condiciones de operación de cada etapa, equipos y su función, así como el objetivo de cada equipo del proceso. Asimismo, en el anexo 7, el cual presenta el balance de masa global del proceso también se presentan las condiciones de operación para cada corriente.

Tabla 37. Condiciones y objetivo de cada operación del proceso [89], [90], [16], [91].

Equipo	Símb.	Condiciones de operación			Objetivo del proceso	Fuente
		Tipo de proceso	Parámetros	Insumos o reactivos		
Triturador	M-100	Continuo	25°C, 1 bar	-	Reducir el tamaño de la cáscara de piña deshidratada (16% de humedad) hasta cubos de 2 × 1 × 1.5 cm	[89]
Molino	M-101	Continuo	25°C, 1 bar	-	Reducir el tamaño hasta 0.125 mm (120 mesh)	[90]
Reactor de pretratamiento enchaquetado	R-100	Batch	175 °C, 7 bar	Solución 15% NaOH Líquido de calentamiento	Disolver la mayor cantidad de xilanos	[16]
Condensador	E-100	Continuo	100°C - 25°C, 1 bar	Agua de enfriamiento	Reducir la temperatura de la mezcla	-

Bomba de aumento de presión	P-100	Continuo	25°C, 2 bar	-	Aumentar la presión	-
Microfiltro	F-100	Continuo	25°C, 2 bar	-	Separar los componentes diluidos (lignina y hemicelulosa) de la celulosa	-
Tanque de precipitado	T-100	Continuo	Condiciones normales	Ácido acético glacial	Reducir el pH hasta 5 para precipitar la hemicelulosa	[91]
Centrifugador	C-100	Continuo	Condiciones normales	-	Separar la hemicelulosa precipitada	-
Calentador	E-101	Continuo	25°C - 50°C, 1 bar	-	Calentamiento del agua de proceso	-
Reactor de hidrólisis enzimática	R-101	Batch	50 °C, pH 5, 15 UI enzimas/mL licor de reacción de auto hidrólisis	xilano Endo-1,4-Xilanasa	Alcanzar rendimiento y selectividad altos de XOS (GP 2 a 6)	[16]
Condensador	E-102	Continuo	50°C - 25°C, 1 bar	Agua de enfriamiento	Reducir la temperatura de la mezcla	-
Ultrafiltrador	F-101	Continuo	25°C, 9.6 bar	-	Separar los XOS (GP 2 a 6) de los XOS de mayor GP	-
Calentador	E-103	Continuo	25°C - 130°C, 1 bar	-	Calentamiento del vapor	-
Evaporador	E-104, E-105, E-106	Continuo	100°C a 60°C, 1 bar	Agua caliente	Reducir el contenido de agua a 15%	-
Calentador	E-107	Continuo	25°C - 150°C, 1 bar	-	Calentamiento del aire	-
Secador	D-100	Continuo	150°C a 85°C, 1 bar	Aire caliente	Eliminar toda el agua no ocluida	-
Enfriador	E-108	Continuo	95.4°C -	-	Reducir la de	-

			25°C, 1 bar		temperatura de los XOS	
--	--	--	-------------	--	---------------------------	--

En la Figura 9, se presenta el diagrama de flujo de todo el proceso, de donde se puede concluir que el diseño del diagrama de flujo tiene 22 equipos entre operaciones principales y auxiliares. Entre los equipos auxiliares están: las bombas de los filtros (P-100 y P-103), las bombas de impulso de fluido (P-101 y P-102) y los equipos de intercambio de calor (E-100, E-101, E-102, E-103, E-107, E-108).

### 4.3. Simulación de cinética de reacción: pretratamiento hidrotérmico e hidrólisis enzimática

En la presente sección se realizarán simulaciones de las reacciones más importantes en el proceso de producción de XOS, los cuales son: pretratamiento hidrotérmico e hidrólisis enzimática, con los modelos cinéticos basados en reacciones secuenciales de pseudo-primer orden y Michaelis Menten, respectivamente, como se detalló en las secciones 3.7.1 y 3.7.2. De estas simulaciones se espera conocer la composición de las corrientes de salida de cada reactor a las condiciones propuestas en cada caso.

#### 4.3.1. Pretratamiento hidrotérmico

Para simular la cinética de la reacción de pretratamiento hidrotérmico se usaron los parámetros de la Tabla 38 en las ecuaciones (14) a (31) [55].

Tabla 38. Condiciones de reacción de autohidrólisis alcalina de cáscara de piña.

Símbolo	Parámetro	Valor	Unidad
$\alpha$	Relación de xilano susceptible a hidrólisis (Xns) por xilano total (Xn)	0.843	kg Xns/kg Xn
LSR	Ratio licor - sólido alimentado	6	kg licor/kg cáscara de piña
T	Temperatura de reacción	175	°C
%NaOH	Porcentaje de NaOH en el licor de reacción	15	%

Primero, se analizó el comportamiento de los coeficientes de velocidad a la temperatura de reacción, usando la ecuación de Arrhenius, obteniendo los gráficos de la Figura 10, donde se ve representado el comportamiento de la constante de velocidad en función a la temperatura.

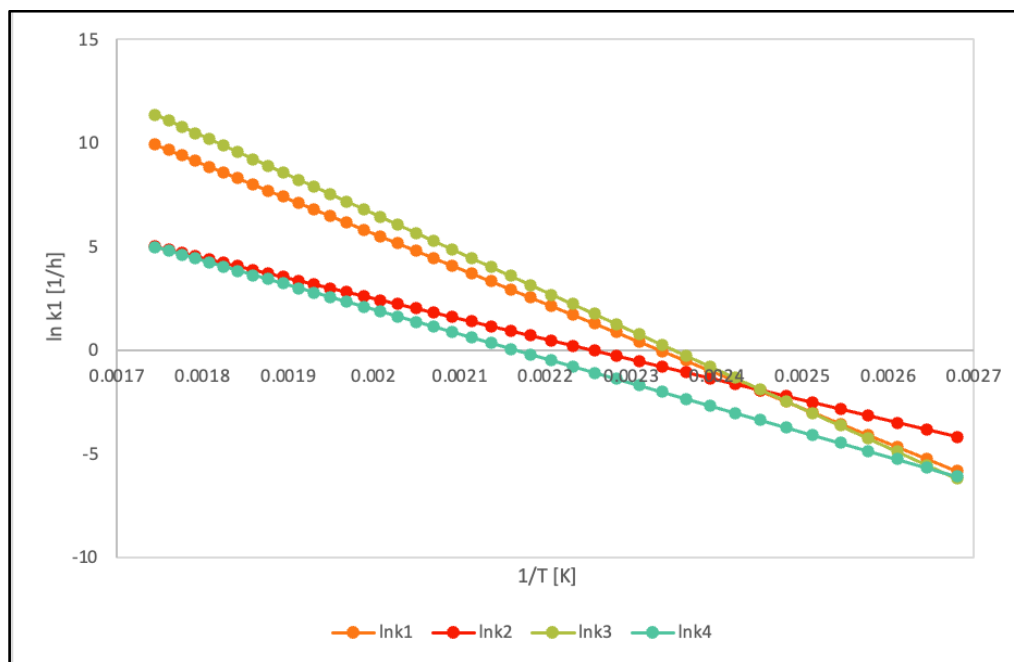


Figura 10. Coeficiente de las reacciones 1 a 4 ( $k_1$  a  $k_4$ ) en función de la temperatura.

Consecuentemente, la reacción de formación de Xilosa ( $k_3$ ), es la más sensible al cambio de temperatura debido a su alta energía de activación, seguida de la reacción de formación de xilanos ( $k_1$ ), seguida de la reacción de formación de Furfural ( $k_4$ ) y finalmente la formación de XOS ( $k_2$ ).

Además, se calcularon los coeficientes de velocidad de cada reacción a la temperatura de reacción y se muestran los resultados en la Tabla 39.

Tabla 39. Coeficientes de las reacciones 1 a 4 a 175°C de la etapa de pretratamiento hidrotérmico.

Coeficiente de reacción	Valor (1/h)
$k_1$ (xilanos)	5.544
$k_2$ (XO)	1.245
$k_3$ (Xilosa)	9.181
$k_4$ (furfural)	0.453

En la Figura 11 y Figura 12 se puede observar el comportamiento de la reacción a lo largo del tiempo.

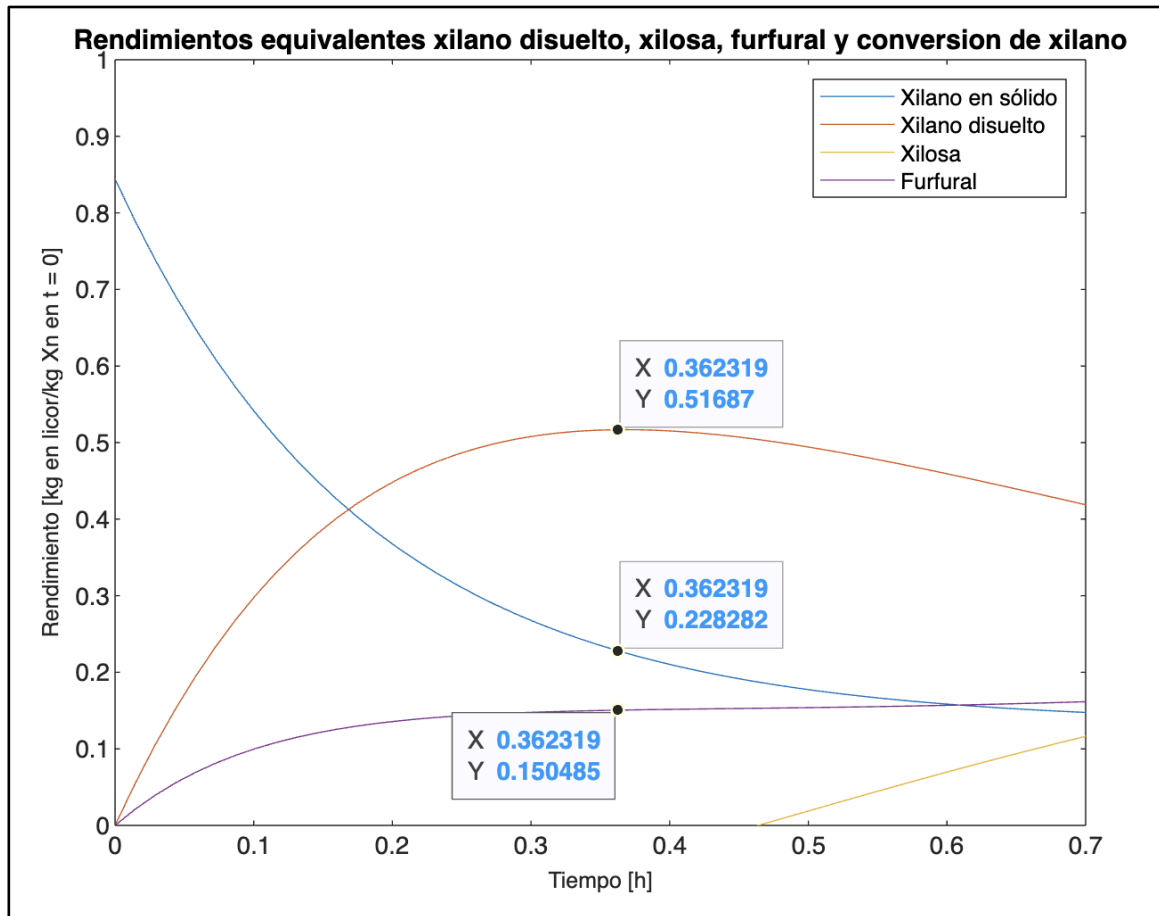


Figura 11. Rendimientos equivalentes de xilano disuelto, xilosa, furfural y conversión de xilano a 175°C.



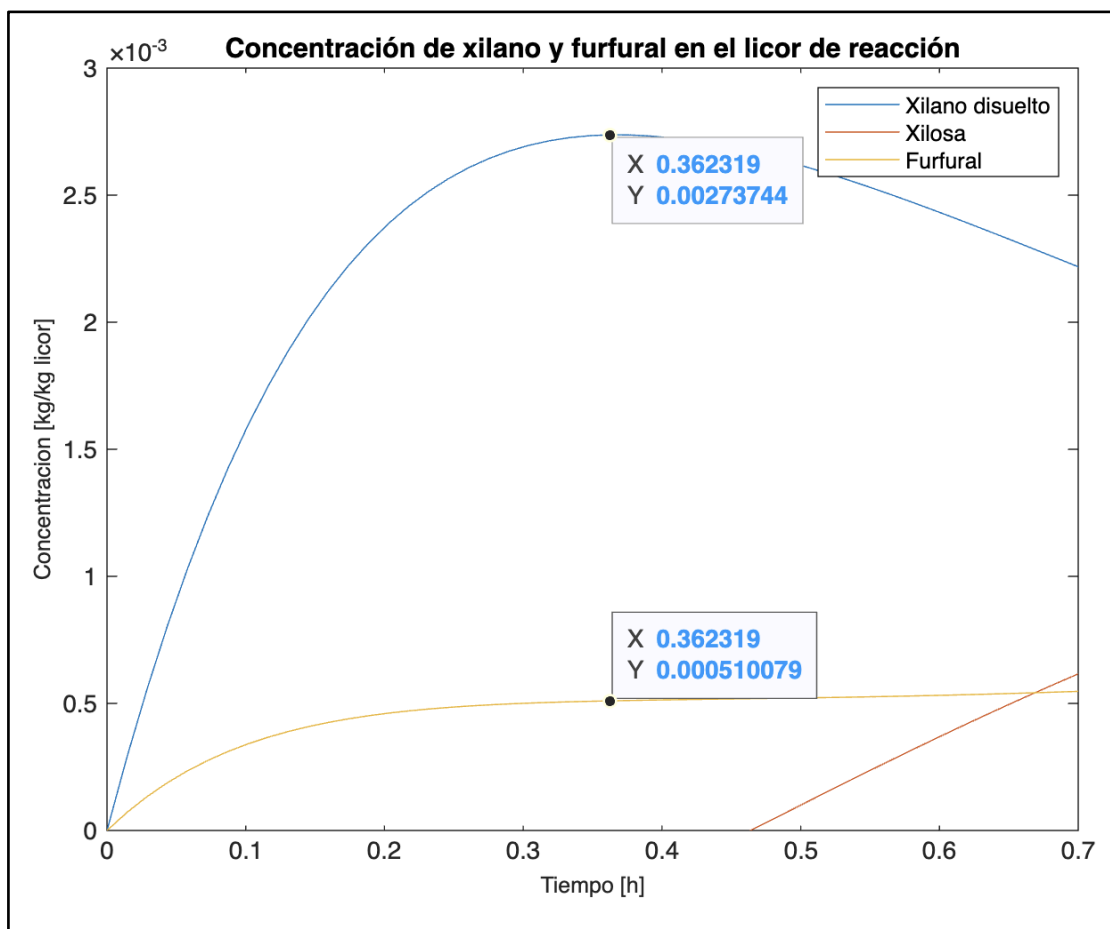


Figura 12 Concentración de xilano disuelto, xilosa y furfural en el licor de reacción a 175°C.

La reacción alcanza la mayor concentración de xilano disuelto en el licor (figura 12) igual a 2.74 g XOS/kg licor o xilano disuelto a los 22 minutos por lo que se elige este como el tiempo final de reacción. Además, en este punto 0.77 kg de xilano, en la figura 11, habría reaccionado por cada kg de xilano alimentado. La simulación del pretratamiento hidrotérmico a 175°C, 7 bares, con una fracción de xilano soluble de 0.84 kg Xns/kg Xn presentó una conversión de xilano igual a 0.77 y una concentración de 0.51 g de Furfural/kg de licor a los 22 minutos. De no detener la reacción en este tiempo, los XOS de alto grado de polimerización empezaran a degradarse en xilosa y furfural, como se puede observar en la Figura 12. Además, en estas condiciones de reacción, la concentración de Xilosa es despreciable en comparación a las concentraciones de XOS y furfural. Esto se puede explicar con las constantes de velocidad de las reacciones, por las cuales, la velocidad de formación de XOS también sería alta debido al alta constante de velocidad 5.54 1/h, luego la formación de xilosa sería favorecida de igual manera debido a su alta constante de velocidad 9.18 1/h. El código utilizado para los cálculos se encuentra en el anexo 8.

### 4.3.2. Hidrólisis enzimática

Para simular el comportamiento de la reacción de hidrólisis enzimática en un reactor *batch*, se usaron los parámetros de la Tabla 40, donde Xn representa al xilano,

Tabla 40. Condiciones de operación del reactor de hidrólisis enzimática.

Parámetro	Valor	Unidad
Ratio masa de sustrato por volumen de agua	4	g Xn/mL
Masa de enzima	10	g E
Masa de sustrato seco	387	kg Xn
Concentración de sustrato inicial	40	g Xn/L
Concentración de enzima	0.001033	g E/L

A partir de estas condiciones, se grafica la conversión del xilano y la velocidad de reacción en función del tiempo con la Endo-1,4-xilanasas obtenida de los hongos *Trichoderma reesei* y *Aspergillus awamori* en la Figura 13 y Figura 14, respectivamente. Cada uno simulado con sus parámetros cinéticos presentado en la Tabla 11. El código utilizado para los cálculos se encuentra en el anexo 9.

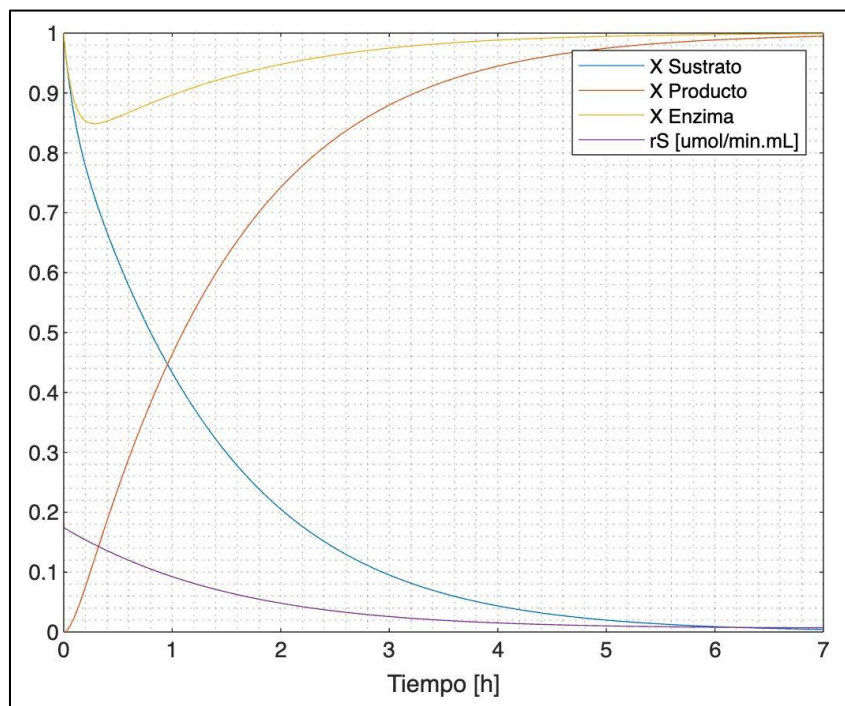


Figura 13. Conversión y velocidad de reacción de xilano en función del tiempo para la enzima *Trichoderma reesei*.

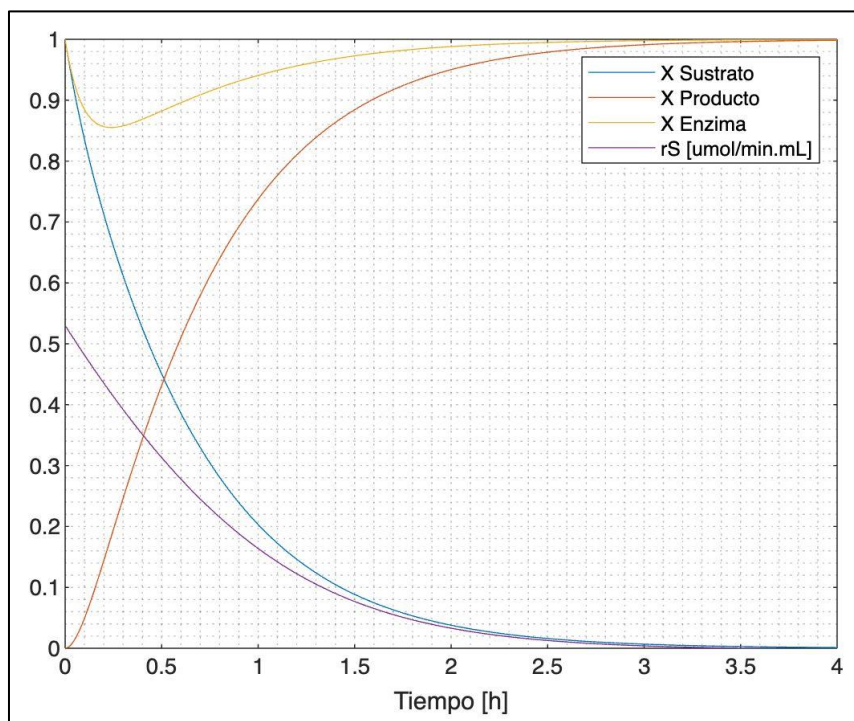


Figura 14. Conversión y velocidad de reacción de xilano en función del tiempo para la enzima *Aspergillus awamori*.

La enzima proveniente de *Trichoderma Reesei* llega a una conversión de 0.99 en 448 minutos, mientras que la enzima proveniente de *Aspergillus Awamori* dura 80 minutos, lo que

resulta ser 5.6 veces más rápido. La cinética del proceso de la hidrólisis enzimática, se simuló siguiendo el modelo matemático ideal de Michaelis-Menten sin inhibidores a 50°C, toma 7 horas para llegar a una conversión de 0.99 y una velocidad de reacción baja iguala a 0.20 umol S/min.mL. Como se puede observar en la Figura 13, el aumento de la conversión es constante y lineal hasta las 3 horas, aproximadamente, tiempo en el que la velocidad de reacción disminuye hasta un 50% con respecto al valor inicial.

#### 4.4 Dimensionamiento de los principales equipos y accesorios

##### 4.4.1. Dimensionamiento del reactor de pretratamiento hidrotérmico

El reactor de pretratamiento hidrotérmico opera a 175°C para reaccionar de manera óptima [16]. A partir del balance de masa en el reactor, se obtuvo un volumen de reacción de 24.33 m<sup>3</sup>, además se tomó en cuenta el factor de seguridad H/D igual a 1.5 para tanques para evitar posibles derrames en el reactor, es decir un volumen de reacción de 80% [55]. En la Tabla 41, se detallan las dimensiones del reactor de pretratamiento

*Tabla 41. Dimensiones de reacción del reactor de pretratamiento*

<b>Parámetro</b>	<b>Valor</b>	<b>Unidad</b>
Volumen de reacción	21.06	m <sup>3</sup>
Altura	4.116	m
Diámetro	2.993	m
Área de transferencia de calor	35.481	m <sup>2</sup>

##### 4.4.2. Dimensionamiento del enfriador del pretratamiento hidrotérmico e hidrólisis enzimática

Para poder obtener los valores de energía necesaria para los enfriadores y la masa de agua de enfriamiento requerida para enfriar debemos contar con los parámetros detallados en la Tabla 42.

Tabla 42. Valores utilizados para energía de los enfriadores.

Valores para enfriamiento de pretratamiento hidrotérmico			
Componente	Volumen (m <sup>3</sup> )	Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	Fuente
NaOH solución	21.06	1117.15	[55]
Componente	Masa (ton)	Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	Fuente
Hemicelulosa	0.59	1293.30	[94]
Celulosa	0.83	1500	[92]
Lignina	0.21	1238	[95]
Valores para enfriamiento de hidrólisis enzimática			
Componente	Volumen (m <sup>3</sup> )	Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	Fuente
Agua	12.00	988.02	[55]
Componente	Masa (ton)	Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	Fuente
Hemicelulosa	0.03	1293.3	[94]
XOS	0.48	1525	[93]
Xilosa	0.02	1525	[93]

Con estos parámetros, podremos hallar la densidad de la mezcla con la finalidad de hallar el flujo másico del fluido caliente, tomando en cuenta un tiempo de proceso de 1 hora para ambos procesos. En la Tabla 43, podemos visualizar la densidad de mezcla y el flujo másico obtenido.

Tabla 43. Valores obtenidos para la densidad de mezcla y el flujo másico obtenido.

Valores para enfriamiento de pretratamiento hidrotérmico		
Parámetro	Valor	Unidad
Densidad mezcla	1107.16	kg/m <sup>3</sup>
Volumen total	21.06	m <sup>3</sup>
Tiempo	3600	s
Flujo másico	6.48	kg/s
Valores para enfriamiento de hidrólisis enzimática		
Parámetro	Valor	Unidad
Densidad mezcla	988.48	kg/m <sup>3</sup>
Volumen total	12.00	m <sup>3</sup>
Tiempo	3600	s
Flujo másico	3.30	kg/s

Usando la ecuación 36 del inciso 3.5.3 “Dimensionamiento del enfriador del pretratamiento hidrotérmico e hidrólisis enzimática”, podremos hallar la energía necesaria para enfriar el fluido. En la Tabla 44, podremos visualizar los valores recopilados de capacidad calorífica específica (Cp), de los distintos compuestos de la corriente, así como las temperaturas de entrada y salida del fluido caliente y el valor energético en KW.

Tabla 44. Valores para el enfriamiento de pretratamiento hidrotérmico e hidrólisis enzimática.

Valores para enfriamiento de pretratamiento hidrotérmico			
Componente	Cp	Unidad	Fuente
Solución de NaOH	3.60	(kJ/kg K)	[55]
Celulosa	1.61	(kJ/kg K)	[94]
Hemicelulosa a 171°C	1.75	(kJ/kg K)	[94]
Lignina	1.47	(kJ/kg K)	[95]
Temperatura inicio	378	K	-
Temperatura final	298	K	-
Energía	1866.10	KW	-
Valores para enfriamiento de hidrólisis enzimática			
Componente	Cp	Unidad	Fuente
XOS	1.86	(kJ/kg K)	[96]
Agua	4.22	(kJ/kg K)	[55]
Xilosa	1.86	(kJ/kg K)	[96]
Xilano	1.12	(kJ/kg K)	[94]
Temperatura inicio	323	K	-
Temperatura final	298	K	-
Energía	347.43	KW	-

Con ello, asumimos que la energía para el fluido caliente se intercambia hacia el fluido frío por lo que la energía del fluido frío vendría siendo la misma que la del fluido caliente. Con ello en mente y asumiendo que usaremos agua de enfriamiento a 25°C a la entrada, podremos hallar el flujo másico de agua de enfriamiento, esto tomando en cuenta que encontraremos los valores de entalpía del agua de [97]. Esto será visualizado en la Tabla 45, junto al valor másico de agua necesaria para ambos enfriadores.

Tabla 45. Valores para enfriamiento de pretratamiento hidrotérmico e hidrólisis enzimática.

Valores para enfriamiento de pretratamiento hidrotérmico		
Componente	Cp	Unidad
Entalpía	83.96	kJ/kg
Entalpía final	292.98	kJ/kg
Flujo másico	8.93	kg/s
Masa total	32140.30	kg
Volumen	32.53	m <sup>3</sup>
Valores para enfriamiento de hidrólisis enzimática		
Componente	Cp	Unidad
Entalpía	83.96	kJ/kg
Entalpía final	188.45	kJ/kg
Flujo másico	3.33	kg/s
Masa total	11970.19	kg
Volumen	12.11	m <sup>3</sup>

Con ello obtenemos un flujo másico de 8.93 kg/s y 3.33 kg/s de agua de enfriamiento para el reactor de pretratamiento hidrotérmico e hidrólisis enzimática respectivamente. Asimismo, obtenemos la energía necesaria para el enfriamiento siendo esta de 1866.10 KW y 347.43 KW para el reactor de pretratamiento hidrotérmico e hidrólisis enzimática respectivamente.

#### 4.4.3. Dimensionamiento del microfiltro y ultrafiltro

En el caso de los equipos de filtración, se parte de la ley de Darcy la cual se puede visualizar en el inciso 3.6.1 “Dimensionamiento del microfiltro y ultrafiltro” ecuación 37 y 38. En la Tabla 46, se podrá evaluar los valores para hallar la resistencia de la membrana y el *flux* de los 2 tipos de filtración usados en esta evaluación.



Tabla 46. Valores utilizados para hallar Flux y Resistencia de la membrana. [48], [98], [99], [100], [101], [102], [103], [104], [105], [106], [107]

Parámetros	MICROFILTRO	ULTRAFILTRO XOS	Unidad
$\Delta P$	100000	860000	pa
$\mu$	0.0048	0.03	Pa.s
$\epsilon$	0.985	0.985	-
$\mu L$	2.5	2.5	-
L	1	1	m
dp	$6.5 \times 10^{-6}$	$4.4 \times 10^{-7}$	m
Rm	31345098.59	31255988	-m
Flux	0.66	0.92	L/min.m <sup>2</sup>

Con esto hallado, procederemos a hallar el área de la membrana con la finalidad de poder hallar posteriormente la energía necesaria para el funcionamiento de los filtradores, esto usando la ecuación anteriormente mencionada y usando la siguiente tabla de ecuaciones para energía.

Tabla 47. Resultados para calcular el área de la membrana de los respectivos filtradores del proceso.

Parámetro	Microfiltro	Ultrafiltro XOS	Unidad
V0	21064.94	12002.56	L
V	16851.95	11655.85	L
t0	0	0	minutos
t	180	120	minutos
A	35.22	16.24	m <sup>2</sup>

Partiendo de las ecuaciones 39, 40 y 41 del inciso 3.6.1 “Dimensionamiento del microfiltro y ultrafiltro”, podemos obtener los valores tanto como para la bomba como para el equipo de filtrado correspondiente, pudiendo ser visualizado en la Tabla 48.

Tabla 48. Resultados finales para los requerimientos energéticos para los equipos de filtración

Parámetro	Microfiltro	Ultrafiltro XOS	Unidad
$P_2$	200.00	660.00	KPa
$W_{bomba}$	0.78	0.32	KW
$P_1 - P_2$	200.00	200.00	KPa
$Q_{circulación}$	2.93	1.67	m <sup>3</sup> /s
$W_{circulación}$	585.14	333.40	KW
$E_c$	5.92	66.20	KW/m <sup>3</sup>
$W_{total}$	585.92	333.72	KWh

#### 4.4.4. Dimensionamiento del tanque de precipitación

Partiendo de las ecuaciones 42 y 43 del inciso 3.6.2 “**Dimensionamiento del tanque de precipitación**”, podemos realizar estequiometría para obtener la cantidad de ácido acético glacial a usar para llegar al pH 5. Asimismo, lo usaremos para obtener la formación de acetato de sodio y agua productos de la reacción de neutralización. Partimos de los datos presentados en la Tabla 49.

Tabla 49. Parámetros necesarios para hallar las cantidades másicas de acetato de sodio y ácido acético glacial.[55]

Parámetro	Valor	Unidad
Volumen a la entrada	4.21	m <sup>3</sup>
	4212.99	L
Masa NaOH en la solución	0.09	ton
	92.58	kg
Concentración ácido acético glacial	17.47	M
Masa molar NaOH	39.997	g/mol
pH deseado para la precipitación	5	-
Concentración de [H <sup>+</sup> ] a pH 5	0.00001	M
Densidad AcOH	1.049	g/mL
Masa molar de agua	18.02	g/mol
Masa molar de acetato de sodio	82.04	g/mol

Como mencionamos en el inciso 3.6.2., estamos ante una neutralización incompleta (base fuerte con un ácido débil), por lo que en el pH 7, igualamos el número de moles entre el ácido acético glacial y el NaOH, esto haciendo el cálculo para hallar el número de moles de NaOH. Esto se realizará dividiendo la cantidad másica de NaOH en el sistema entre la masa molar. Asimismo, también necesitaremos la concentración del NaOH, esto lo hallaremos dividiendo el número de moles previamente hallado y con el volumen de la solución. Ambos valores se encuentran detallados en la Tabla 50.

Tabla 50. Valores hallados para hallar la cantidad másica de acetato de sodio y ácido acético glacial.

Parámetro	Valor	Unidad
Moles	3518.19	mol
Concentración de NaOH	0.80	M

Procedemos a igualar el número de moles de NaOH con el de moles de Ácido acético glacial. Con ello, obtenemos el volumen necesario para llegar al pH 7. Lo obtenido lo visualizamos en la Tabla 51.

$$\text{Moles de } CH_3COOH = \text{Moles de NaOH} \quad (86)$$

$$\text{Volumen de ácido acético glacial} = \frac{\text{Moles de } CH_3COOH}{\text{Concentración de } CH_3COOH} \quad (87)$$

Tabla 51. Cantidad de ácido acético glacial necesario para llegar a pH.

Parámetro	Valor	Unidad
Volumen	76.25	L
Masa	79.98	kg

Ahora para llegar al pH 5 haremos uso de la ecuación de Henderson-Hasselbalch (38), teniendo en cuenta que el pKa a usar es de 4.76. Asimismo, obtendremos la relación de acetato de sodio y ácido acético glacial, restando el pH deseado de 5 y el pKa y colocando la resta como inversa de un logaritmo. Para tener un pH de 5, la cantidad de ácido acético debe ser suficiente para que la relación de acetato a ácido acético sea 1.73:1. Después de la neutralización, los 2314.60 moles de NaOH serán equivalentes a 2314.60 moles de acetato (A<sup>-</sup>). Teniendo en cuenta, lo antes mencionado el volumen adicional vendría siendo la cantidad de moles extra hallados anteriormente entre la concentración de AcOH. En la Tabla 35, podemos visualizar la cantidad de moles extra de ácido acético glacial y la cantidad másica extra de ácido acético glacial necesario para llegar a pH 5.

Tabla 52. Cantidad másica extra de ácido acético glacial necesario para llegar a pH 5

Parámetro	Valor	Unidad
[HA]	1331.91	mol
Volumen	76.25	L
Masa	79.98	kg

Finalmente hallaremos la cantidad másica de acetato de sodio y agua formada del proceso neutralización. Esto lo realizamos a partir de la multiplicación de los moles de NaOH con sus respectivas masas molares, visualizados en la Tabla 53.

*Tabla 53. Cantidad de ácido acético glacial y agua formada de la neutralización.*

<b>Parámetro</b>	<b>Valor</b>	<b>Unidad</b>
Acetato de sodio	189.89	kg
Agua	41.71	kg

Partiendo de los datos antes hallados, obtenemos el volumen total de reacción siendo este de 4.21 m<sup>3</sup>, por lo que empleando el factor de seguridad de 0.8, obtenemos el volumen del tanque siendo este de 5.58 m<sup>3</sup>. Haciendo uso de las ecuaciones 44 a la 53, podremos hallar los valores de altura, radio y diámetro para el tanque cilíndrico, siendo visualizados en la Tabla 54.

*Tabla 54. Valores de altura, radio y diámetro para el tanque cilíndrico.*

<b>Parámetro</b>	<b>Valor</b>	<b>Unidad</b>
h (altura)	1.53	m
r	1.08	m
D	2.16	m

#### **4.4.5. Dimensionamiento del biorreactor**

A partir del balance de masa, en el reactor se obtuvo un volumen de reacción, además se tomó en cuenta el factor de seguridad H/D igual a 1.5 para tanques para conocer las dimensiones del reactor en la Tabla 55.

*Tabla 55. Dimensiones de reactor de la hidrólisis enzimática.*

<b>Parámetro</b>	<b>Valor</b>	<b>Unidad</b>
Volumen de reacción	12.00	m <sup>3</sup>
Altura	3.456	m
Diámetro	2.481	m
Área de transferencia de calor	25.012	m <sup>2</sup>

#### 4.4.6 Dimensionamiento del calentador del biorreactor

Para el cálculo del calentador del fluido de entrada al biorreactor, nos valdremos de la ecuación 59 del inciso 3.8.5. “Energía para el calentador del biorreactor”, con la cual hallaremos la cantidad necesaria de energía para calentar 13.13 toneladas de agua y citrato sódico. Para ello, haremos uso de los valores de la tabla 56

*Tabla 56. Datos necesarios para el balance de energía*

<b>Parámetro</b>	<b>Valor</b>	<b>Unidad</b>
Masa de agua	13.10	ton
Masa de citrato	0.04	ton
Capacidad calorífica del citrato sódico	3.5	kJ/kg.k
Entalpía inicial agua	104.89	kJ/kg
Entalpía final agua	209.33	kJ/kg
T (50°C)	323	K
T (25°C)	298	K

Multiplicamos la masa de agua y citrato sódico por la diferencia de las multiplicaciones de la capacidad calorífica y la temperatura y obtenemos que la energía necesaria para calentar la solución es 1371163 kJ/h y por ende la potencia requerida es de 380.879 kw-h.

#### 4.4.7. Dimensionamiento de los evaporadores de triple efecto

Haciendo uso de las ecuaciones descritas en el inciso 3.9.1 “Dimensionamiento de los evaporadores de triple efecto” obtendremos las concentraciones por evaporador mostradas en la Tabla 57, teniendo que el concentrado inicial es de 0.31 y el final de 0.79

*Tabla 57. Concentraciones de cada evaporador.*

<b>Parámetro</b>	<b>Valor</b>
Xp1	0.31
Xp2	0.44
Xp3	0.79

Con estas cantidades, se procederá a hallar la masa en toneladas de cada evaporado, la cual se verá en la Tabla 58.

*Tabla 58. Masa de producto y evaporado para cada evaporador*

<b>Parámetros</b>	<b>Valor</b>
MA1	1.89
Mp1	1.44
E1	0.44
Mp2	1.00
E2	0.44
Mp3	0.56
E3	0.44
ETOTAL	1.33

Con ello, podremos obtener la energía necesaria para evaporar las diferentes cantidades de evaporado por cada evaporador, esto usando la fórmula 60, 61 y 62 del inciso 3.9.1, obteniendo los siguientes resultados visualizados en la Tabla 59 y Tabla 60.

*Tabla 59. Capacidad calorífica para la solución de XOS y agua [59], [108]*

	<b>A</b>		<b>E1</b>		<b>E2</b>		<b>E3</b>	
	<b>Cp (kJ/kg K)</b>	<b>Y Masa</b>	<b>Cp (kJ/kg K)</b>	<b>Y Masa</b>	<b>Cp (kJ/kg K)</b>	<b>Y Masa</b>	<b>Cp (kJ/kg K)</b>	<b>Y Masa</b>
XOS	1.86	0.24	1.86	0.31	1.86	0.44	1.86	0.79
Agua	4.22	0.76	4.20	0.69	4.19	0.56	4.19	0.21
Cp solución	3.65		3.48		3.15		2.34	

*Tabla 60. Entalpía para la alimentación (HA) y producto (HP).*

	<b>E1</b>	<b>E2</b>	<b>E3</b>
HA	1360.18	1251.47	1092.59
HP	1251.47	1092.59	778.02

Habiendo hallado eso, procederemos a hallar la entalpía del evaporado, con las fórmulas 65 y 66 y en la Tabla 61 se visualizarán los resultados:

*Tabla 61. Entalpía del evaporador (HV).*

	<b>E1</b>	<b>E2</b>	<b>E3</b>
Cp vap	1.98	1.94	2.03
HV	2291.00	2325.80	2358.80
HE	2264.56	2299.92	2331.75

Finalmente, se procederá a hallar la energía requerida para poder evaporar los 1.33 toneladas aproximadamente de agua de la solución de XOS, esto podrá ser visualizado en la Tabla 62.

*Tabla 62. Cálculo final para el balance de energía en el evaporador de triple efecto*

	<b>E1</b>	<b>E2</b>	<b>E3</b>	<b>Unidad</b>
E	441.79	441.79	441.79	kg
Entalpía específica	548.93	687.81	839.72	kJ/kg
Q	242508.79	303865.36	370975.68	kJ
t	3600.00	3600.00	3600.00	s
Requerimiento	67.36	84.41	103.05	KW

Teniendo así que para evaporar 1.33 toneladas de agua de la solución en la que se encuentran nuestros XOS, se necesitaría una potencia de 254.82 KW.

Para el caso del calentador E-103, el cual suministra vapor al primer evaporador (E-104), procederemos a hallar la cantidad de vapor necesaria para el intercambio de calor y luego procederemos a hallar la energía requerida para elevar la temperatura de 20°C a 130°C, esto haciendo uso de la ecuación 68. En la tabla 63, podrán observar los valores a utilizar para hallar el flujo másico.



Tabla 63. Parámetros necesarios para hallar el flujo másico

Parámetro	Valor	Unidad
Q (E1)	242508.8	kJ/h
H inicial (130°C)	2736.5	kJ/kg
H final (100°C)	419.04	kJ/kg
H vaporización (100°C)	2257	kJ/kg

Teniendo así al dividir el Q (calor del fluido frío) del evaporador 1 entre la diferencia de las entalpías inicial y final obtenemos que el caudal másico es de 505.753 kg/h. Con ello, podremos calcular el valor de la energía requerida para calentar el vapor de 20°C a 130°C haciendo uso de la misma ecuación y de la ecuación 69. En la tabla 64, podremos visualizar los valores hallados para las etapas y el valor total de la energía.

Tabla 64. Cálculo final para el balance de energía en el calentador

Parámetro	Valor	Unidad
Q (25°C - 100°C)	158882.5	kJ/h
Q vaporización	1141486	kJ/h
Q (100°C - 130°C)	242508.8	kJ/h
Q total	1542877	kJ/h

Finalmente, obtenemos que el calentador de vapor necesita 428.58 kw-h de potencia.

#### 4.4.8. Dimensionamiento del secador atomizador

Para el caso del secador, se tiene una entrada del aire caliente y una entrada de nuestra solución de XOS con agua que no pudo ser evaporada en el proceso de evaporación. Comenzamos delimitando el sistema para lo cual debemos verificar las entradas y salidas de aire y de producto, además de conocer las temperaturas de entrada y salida del aire y el flujo de este, para ello nos valimos de [87] y [61], en la cual se nos menciona que la temperatura del aire de entrada es de 150°C y de salida de 85°C. En la Tabla 65, datos importantes para la obtención del requerimiento energético.

$$m_{agua\ final} = 0.08 \times 561.00\ kg \quad (88)$$

$$m_{\text{agua final}} = 44.88 \text{ kg} \quad (89)$$

$$m_{\text{agua a eliminar}} = 115.25 \text{ kg} - 44.88 \text{ kg} \quad (90)$$

$$m_{\text{agua a eliminar}} = 70.37 \text{ kg} \quad (91)$$

*Tabla 65. Datos necesarios para el balance de energía*

<b>Parámetro</b>	<b>Valor</b>	<b>Unidad</b>
Masa agua	115.25	kg
Masa sólido	445.75	kg
Masa total	561.00	kg
Densidad del aire	0.83	kg/m <sup>3</sup>
Masa molecular	289645.00	kg/mol
Temperatura de ingreso de aire	423.00	°C
Temperatura de salida de aire	358.00	°C

Con ello, procedemos a hallar el balance de energía en base seca usando la ecuación 72 del inciso 3.9.2 “Dimensionamiento del secador atomizador”, en la cual se parte de la cantidad de aire y las temperaturas necesarias para el proceso.

Con ello en mente, procederemos a hallar la energía de evaporación, la cual vendría siendo la multiplicación entre la entalpía de evaporación a 85°C y la masa de agua retirada de los XOS. Asimismo, para hallar el caudal de aire es necesario contar con la entalpía de evaporación a 150°C, datos que pueden ser visualizados en la Tabla 66.

*Tabla 66. Datos necesarios para el balance de energía*

<b>Parámetro</b>	<b>Valor</b>
Entalpía de evaporación a 150°C	2114.3
Entalpía de evaporación a 85°C	2296

Finalmente, habiendo hallado las entalpías del aire de entrada y salida, podremos multiplicar la cantidad de las entalpías con la masa de aire entrante y hallar energía y caudal del aire seco. Estas cantidades son visualizadas en la Tabla 67.

*Tabla 67. Requerimiento energético para el secador*

<b>Parámetro</b>	<b>Valor</b>	<b>Unidad</b>
Q	161567.25	kJ
Masa de aire	889.20	kg/h
Energía	44.88	kW
Caudal de aire	17.76	m <sup>3</sup> /min

Para el cálculo del calentador del aire, nos valdremos de la ecuación 74 con la cual hallaremos la cantidad necesaria de energía para calentar 889.20 kg/h. Para ello, haremos uso de los valores de las tablas 68 y 69.

*Tabla 68. Datos necesarios para el balance de energía*

<b>Parámetro</b>	<b>Valor</b>	<b>Unidad</b>
Masa de aire	889.20	kg/h
Capacidad calorífica (150°C)	1.01722	kJ/kg·K
Capacidad calorífica (25°C)	1.006959	kJ/kg·K

*Tabla 69. Datos necesarios para el balance de energía*

<b>Parámetro</b>	<b>Valor</b>	<b>Unidad</b>
T (150°C)	423	K
T (25°C)	298	K

Multiplicamos el caudal másico de aire por la diferencia de las multiplicaciones de la capacidad calorífica y la temperatura y obtenemos que la energía necesaria para calentar el aire es 115782.70 kJ/h y por ende la potencia requerida es de 32.16 kw-h.

Para el cálculo del enfriador de XOS de la corriente 48, nos valdremos de la tabla 70,

Tabla 70. Datos necesarios para el balance de energía

Parámetro	Valor	Unidad
Masa de XOS	414.85	kg/h
Capacidad calorífica	1.01722	kJ/kg·K
T (150°C)	423	K
T (25°C)	298	K

Multiplicamos la masa de los XOS por la diferencia de las multiplicaciones de la capacidad calorífica y la temperatura y obtenemos que la energía necesaria para calentar el aire es 54275.3 kJ/h y por ende la potencia requerida es de 15.08 kw-h.

#### 4.4.9. Dimensionamiento de los agitadores de pretratamiento hidrotérmico y biorreactor

Para poder obtener los valores de energía necesaria para los agitadores debemos contar con los parámetros detallados en la Tabla 71.

Tabla 71. Valores utilizados para energía de los agitadores.

Componente	Pretratamiento hidrotérmico	Biorreactor	Unidad	Fuente
Relación altura-diámetro (HL/DT o R)	1	1	-	[151]
Volumen del reactor	21.06	12.00	m <sup>3</sup>	-
Altura	2.993	2.481	m	Fuente
Diámetro	2.993	2.481	m	[94]
Relacion de diámetros (Di/DT)	0.33	0.33	-	[151]
Diámetro del Agitador	0.988	0.819	m	-
Altura de las paletas	0.988	0.819	m	-
Densidad del fluido	1117	1001.64	kg/m <sup>3</sup>	[55]
Viscosidad del fluido	0.001315473	0.0008937	Pa.s	[55]
Velocidad del agitador	4	2	1/s	[151]

A partir de las ecuaciones 32, 33, 34 y 35, obtendremos lo visualizado en la tabla 72.

*Tabla 72. Valores utilizados para energía de los agitadores.*

Valor	Pretratamiento hidrotérmico	Biorreactor
Numero de Reynolds del agitador	3016981.84	1503038.091
Número de potencia	2.35	5.975

Al observar el número de reynolds del pretratamiento hidrotérmico y del biorreactor, podemos comprobar que estamos ante un flujo turbulento. Asimismo, hemos hallado el número de potencia, por lo que al interceptar los 2 valores antes mencionados en la figura 5, podemos saber el tipo de agitador con el que se trabajará. Haciendo uso de la herramienta *goal seek* de *Microsoft Excel*, podemos aproximar el número de potencia interceptado en la figura 5, esto cambiando el valor de la energía. Finalmente, con esto podremos obtener los valores de la tabla 73. Cabe resaltar que el valor del número de potencia tanto para la Turbina de pala inclinada (2) y Turbina de Rushton (1) no puede variar más allá de 2 a 4 y 4 a 6 [151].

*Tabla 73. Valores obtenidos de la energía de los agitadores.*

Valor	Pretratamiento hidrotérmico	Biorreactor	Unidad
Potencia	144.042	17.62	kw-h

#### **4.4.10. Resumen de selección y dimensionamiento de los equipos principales y accesorios**

Para el dimensionamiento de los equipos, se tendrá en cuenta que cada operación tiene un área, longitud y caudales necesarios para su selección con catálogo. En la Tabla 74, se podrá visualizar los distintos parámetros de diseño para las operaciones. Cabe resaltar que, para los equipos de impulso de fluido, pulverización, centrifugado y molienda, sus dimensiones fueron consideradas de catálogo. Es importante tener en cuenta que los parámetros hallados fueron tomando en consideración las siguientes referencias: [56], [57], [59], [107], [108], [109], [110], [111], [112], [113], [114], [115].

Tabla 74. Dimensiones de los diferentes equipos utilizados en la producción de XOS.

Operación	Maquinaria	Parámetro	Valor	Unidad	Equipo de catálogo	Fuente
Molienda	Molino de rodillos	Área	2.57	m <sup>2</sup>	Molino de Martillos GD	[116]
		Diámetro de partícula	<Ø 2	mm		
Pulverización	Molino de cuchillas	Área	1.47	m <sup>2</sup>	Molino triturador SM 800/1200	[117]
Pretratamiento hidrotérmico	Reactor	Volumen	27.65	m <sup>3</sup>	-	-
		Altura	4.116	m		
		Diámetro	2.744	m		
		Cantidad	5	-		
	Enfriador	Área	35.48	m <sup>2</sup>		
Microfiltración	Microfiltrador	Área	35.22	m <sup>2</sup>	Filtro De Tambor Rotatorio	[118]
		Longitud	1	m		
		Flux	0.66	L/min.m <sup>2</sup>		
	Bomba	Presión de trabajo	200	KPa	ISO Standard Chemical Centrifugal Pump	[119]
		Caudal	2.93	m <sup>3</sup> /s		
Precipitación	Tanque	Volumen	5.58	m <sup>3</sup>	-	-
Centrifugación	Centrífuga	Velocidad rotacional	3800	rpm	DHC300 High Speed Disc Stack Centrifuge Separator	[120]
Hidrólisis enzimática	Biorreactor	Volumen	16.80	m <sup>3</sup>	-	-
		Altura	3.456	m	-	-
		Diámetro	2.304	m	-	-
	Enfriador del agua de proceso	Área	25.012	m <sup>2</sup>	-	-
		Caudal	13.13	ton	-	[155]
Ultrafiltración	Ultrafiltrador	Área	16.24	m <sup>2</sup>	Large Scale Industrial Ultrafiltration UF System	[121]
		Longitud	1	m		
		Flux	0.92	L/min.m <sup>2</sup>		
	Bomba	Presión de trabajo	660	KPa	ISO Standard Chemical Centrifugal Pump	[119]
		Caudal	1.67	m <sup>3</sup> /s		
Evaporación	Evaporador	Área de intercambio de calor	31.40	m <sup>2</sup>	-	-

		Área de los evaporadores	8	m <sup>2</sup>	-	-
Secado	Secador atomizador	Caudal de aire	17.76	m <sup>3</sup> /min	Spray dryer Model (LPG)	[122]
	Calentador del aire	Caudal de aire	17.76	m <sup>3</sup> /min	Ksn-50d KOSNER	[153]
	Enfriador de XOS	Cantidad másica de XOS	0.41	ton	SRL-W500/1600	[154]

Se realizó el dimensionamiento del sistema de evaporadores flash de triple efecto, los cuales presentan 8 m<sup>2</sup> de área cada uno, con un área de transferencia de calor de 31.40 m<sup>2</sup> en conjunto. También es importante señalar que de los equipos de filtración se obtuvo el área de la membrana siendo el área más alta la de la microfiltración con 35.22 m<sup>2</sup>, esto debido a que el volumen de agua a filtrar es considerablemente grande por lo que se necesita una mayor área de separación. Adicionalmente para el caso de las bombas la que tiene un mayor gasto energético por el caudal es la bomba para microfiltración teniendo un caudal de 2.93 m<sup>3</sup>/s.

#### 4.5. Evaluación técnica del proceso: balance de masa

En cuanto al balance de masa, se tiene identificadas las entradas y salidas de materia prima, productos y subproductos de nuestro proceso. Para poder hallar las cantidades a utilizar en el proceso de cada lote, se partió de la literatura [16], [33], [29], [76], [123], [124], [125] para poder obtener los rendimientos de las diferentes operaciones a tratar. Para esto, se contabilizaron un total de 50 corrientes de proceso y se utilizaron los diagramas de bloque y de proceso para poder definir correctamente las corrientes. En el Anexo 7, podremos visualizar las corrientes con las cantidades definidas en toneladas a excepción de la corriente 33. En la Tabla 75, se podrá visualizar un resumen de las corrientes por componente del balance de masa del proceso.

*Tabla 75. Balance de masa del proceso de obtención de XOS de las corrientes de proceso.*

<b>Componente</b>	<b>Entrada (ton)</b>	<b>Salida (ton)</b>
Agua de proceso	30.58	30.62
Agua de enfriamiento/calentamiento	45.94	45.94
Cáscara de piña	2.34	0.28
NaOH	3.09	2.99
Hemicelulosa	0.00	0.09
Celulosa	0.00	0.83
Lignina soluble	0.00	0.14
Lignina insoluble	0.00	0.06
Extractivos	0.00	0.34
Ceniza	0.00	0.03
Ácido acético glacial	0.22	0.08
Acetato de sodio	0.00	0.19
XOS	0.00	0.48
Xilosa	0.00	0.02
Aire (m <sup>3</sup> )	0.89	0.89
Proteína cruda	0.00	0.05

Visualizando la Tabla 75, podremos partir de la base de 2.34 toneladas de cáscara de piña seca para el lote de la producción (corriente 1), pasando por la molienda de cuchillas (corriente 2) y posteriormente a un molino de rodillos en donde nos quedarán 2.06 toneladas (corriente 3). Esto debido a que se eliminan 0.28 toneladas de residuos que presentan un tamaño de partícula mayor a 0.125mm, considerando una eficiencia del molino de 87,99% [80]. En paralelo, se mezclarán 3.09 toneladas de NaOH (corriente 6) con 17.49 toneladas de agua (corriente 5), esto de manera paulatina para efectos de seguridad. Posterior a la mezcla (corriente 7) y con el tamaño de partícula reducido (corriente 3), se pasa al proceso de pretratamiento alcalino, obteniéndose así las macromoléculas: lignina (143.68 y 62.25 kg de lignina soluble e insoluble respectivamente), hemicelulosa en forma de xilanos (590.23 kilogramos) y celulosa insoluble y soluble (834.22 kilogramos), obteniéndose un rendimiento en la obtención de la hemicelulosa de 91.5% (corriente 9) [16]. Asimismo, como parte de la



composición de la cáscara de piña, se obtiene un porcentaje de extractivos, ceniza y proteína cruda con los valores de 0.34 toneladas, 0.03 toneladas y 0.05 toneladas respectivamente (corriente 9). Cabe resaltar que estos son retirados al igual que las macromoléculas celulosa y lignina en la sección de la purificación. Asimismo, es importante reducir la presión y la temperatura a la que se encuentra el sistema. Para el caso de la presión, se despresuriza el sistema para llegar a condiciones ambientales y para la temperatura, se usará una corriente de agua proveniente de un pozo a una temperatura de 20°C, la cual será bombeada por las corrientes 8 y 10 y llegando a una temperatura de 70°C en la corriente 12 con esto, se utilizarán aproximadamente 32.14 toneladas de agua durante el proceso, el cual equivaldrá a 1 hora. Posteriormente, se pasa a los procesos de recuperación del xilano donde separamos las macromoléculas: celulosa, lignina, entre otros compuestos del xilano. Para esto pasaremos por el microfiltro, donde separaremos la celulosa y la lignina soluble de la mezcla, es importante destacar que el microfiltro tiene un rendimiento de 89,22% [95], por lo que perdemos alrededor de 50.17 kg de xilano y separamos 14.01 toneladas de agua, 2.99 toneladas de NaOH en solución, 744.29 kg de celulosa, 60.39 kg de lignina insoluble en medio básico, los extractivos, la ceniza y la proteína cruda (corriente 15). Posteriormente, pasamos al tanque de precipitación para separar 89.93 kg de celulosa, 143.68 kg de lignina soluble en ácido, 3.56 toneladas de agua en solución con 0.09 toneladas de NaOH de 540.06 kg de xilano en forma de sobrenadante (corriente 16), esto adicionando 218.97 kg del Ácido Acético Glacial (corriente 18), en donde se forman 189.89 kg de Acetato de Sodio y 41.71 kg de agua (corriente 17), debido a una reacción de neutralización del Ácido Acético Glacial y el Hidróxido de Sodio. Con ello, se obtiene el pH de 5 para la precipitación del xilano en forma de sobrenadante [16]. Posteriormente, se pasa por una centrifugación para obtener el xilano en forma de sobrenadante donde se pierden 16.20 kg de xilano, debido a que el rendimiento de la operación es de 97% (corriente 20). Asimismo, se separan los demás componentes (corriente 20), quedándonos en la corriente 19, 523.86 kg de xilano.

Con la sección anterior de purificación de xilano, los xilanos harán su entrada a la hidrólisis enzimática (corriente 19), donde también ingresan a través de la corriente 21 y 22, 13.10 toneladas de agua y 38.10 kilogramos de citrato trisódico para estabilizar el pH de la reacción. Asimismo, a través de la corriente 23 entran 13.10 kg de enzima inmovilizada, la cual tiene su balance de masa visualizado en la tabla 76. Un dato a recordar es que esta inmovilización es viable por 10 ciclo de producción, por lo que a través de la corriente 25, se retirarían las enzimas una vez de concluido el periodo. A través de la corriente 24, a la salida

del biorreactor, obtendremos 19.44 kg de xilosa, 477.76 kg de XOS, obteniendo un rendimiento de 91,3% [28]. Al igual que con el reactor de pretratamiento hidrotérmico, disminuimos la temperatura usando agua de pozo, la cual ingresa y sale a través de las corrientes 29 y 30, usándose 11.97 toneladas de agua para enfriar durante el proceso. El hidrolizado pasa a la etapa de purificación donde se separa la xilosa y agua mediante la ultrafiltración en donde se pierden 32.01 kg de XOS y separándose 11.66 toneladas de agua, 27.24 kg de xilano no reaccionante y 18.86 kg de xilosa (corriente 33), obteniéndose a través de la corriente 35, 477.76 kg de XOS con una eficiencia del ultrafiltro de 93.33% [88]. Finalmente, se procede a realizar los procesos de evaporación donde se remueve a través de las corrientes 39, 42, 45 y 44, 1.33 toneladas de agua. Finalmente se procede a realizar el proceso de secado usando 0.89 toneladas de aire caliente por hora, el cual ingresa a través de la corriente 47 y sale por la corriente 49. Finalmente se obtienen 405.63 kg de XOS y 9.51 kg de agua en forma de humedad no ocluida (retenida) a través de la corriente 50 [29]. Con ello se obtiene un rendimiento total del proceso de 77.43%.

*Tabla 76. Balance de masa de reactivos para la inmovilización de la enzima en gramos en laboratorio de I+D del proceso de obtención de XOS [126], [127].*

Componente	Corriente (g)						
	1	2	3	4	5	6	7
Enzima cruda	0.00	0.00	0.00	4.67	0.00	0.00	0.00
BCL agarosa	0.00	105.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Agua destilada	1500.00	75.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
NaOH	51.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Borohidruro de sodio	1.43	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Glicidol	39.60	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Peryodato de sodio	39.60	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Buffer bicarbonato de sodio	0.00	0.00	0.00	565.91	0.00	0.00	0.00
Polietilenimina	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	60.84	0.00
Buffer fosfato	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	12409.01	0.00
Enzima inmovilizada	0.00	0.00	0.00	0.00	626.61	0.00	0.00
Enzima, gel y PEI	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	13096.46
Gel	0.00	0.00	56.03	0.00	0.00	0.00	0.00

Visualizando la Tabla 76, se realizó un balance de masa aparte donde se detalla la manera de obtener la cantidad de enzima inmovilizada. Se obtuvo al final de la mezcla 13.10 kg de enzima inmovilizada. Es importante destacar que la enzima inmovilizada tiene una vida útil de 10 lotes, lo que significa que su actividad enzimática se conserva durante 10 lotes antes de disminuir, por lo que se deberá tener en cuenta el tiempo para la regeneración de la enzima.

#### 4.6. Evaluación técnica del proceso: balance de energía

Para el caso del pretratamiento hidrotérmico y la hidrólisis enzimática, se explicarán en los incisos 4.6.1 y 4.6.2. En la sección 4.6.3, se podrá visualizar las cantidades en KW-h de las diferentes operaciones.

##### 4.6.1. Balance de energía del reactor de pretratamiento hidrotérmico

El calor que genera la reacción a lo largo de la reacción se muestra en la Figura 13, a partir de las dimensiones presentadas en la Tabla 41 y la entalpía de reacción presentada en la Tabla 11.

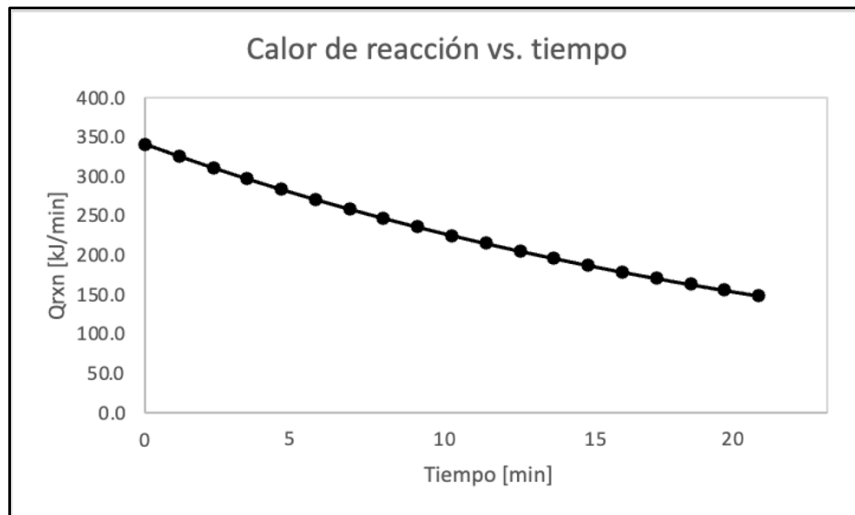


Figura 15. Calor de reacción en función del tiempo del reactor de pretratamiento a 175°C y 7 bar.

Como se puede observar en la Figura 15, el calor que se libera debido a la naturaleza exotérmica de la reacción va disminuyendo a medida que los reactantes se consumen. Debido a que mantener la temperatura de reacción a 175°C es crucial, pues a mayores temperaturas se favorece la formación de furfural y xilosa, lo que disminuye el rendimiento de los XOS; mientras que a bajas temperaturas se obtiene menor cantidad XOS en la reacción [55], el reactor debe ser enchaquetado con un líquido refrigerante, cuyo flujo disminuye con el tiempo. Por

esta razón, se alimentará la chaqueta del reactor con un flujo variante de agua a 25°C que va desde 0.236 a 0.543 kg/min, como se puede observar en la Figura 16, además esta imagen se grafica solo hasta el minuto 22 ya que en este punto se corta la reacción, como se concluyó en la sección 4.3.1. Este flujo es variante pues la reacción es exotérmica y por lotes, lo que implica que a medida que esta progresa, la energía liberada disminuye debido al consumo de los reactivos.

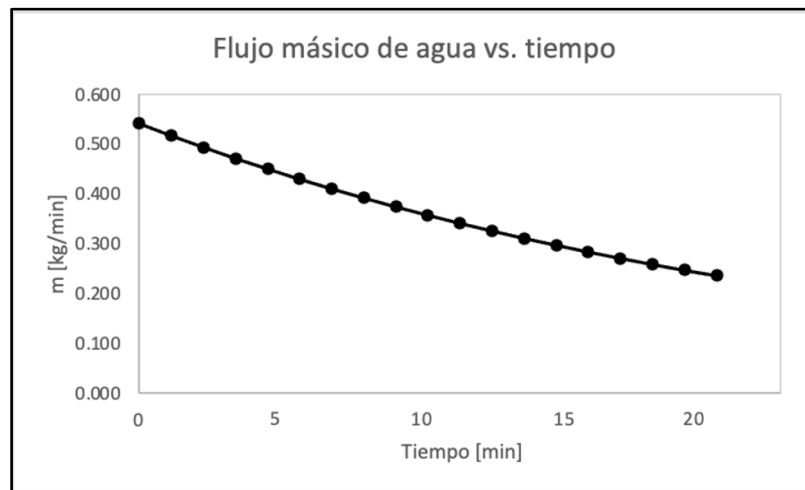


Figura 16. Flujo másico de agua en función del tiempo del reactor de pretratamiento a 175°C y 7 bar.

El líquido refrigerante en este caso sería agua a temperatura ambiente y esta fue calculado igualando la ecuación 57 y la ecuación 58, las cuales representan el calor de reacción y el calor que recibe o entrega el fluido intercambiador de calor.

#### 4.6.2. Reactor de hidrólisis enzimática

En esta etapa la corriente que sale del pretratamiento rica en xilanos de alto grado de polimerización y pasa a una hidrólisis enzimática que permitirá tener XOS del tamaño deseado. Debido a que las enzimas son muy sensibles a las condiciones de temperatura y pH a las que se exponen durante las reacciones, como la desnaturalización de la enzima y hacer que esta pierda sitios activos, es crucial tener un control de estos parámetros, como se muestra en la Tabla 2, donde se puede observar que la temperatura óptima de trabajo de las xilanasas comerciales se encuentra entre 40-65°C. Además, al realizar el balance de masa se tomaron en cuenta los parámetros de Michaelis-Menten, los cuales fueron calculados experimentalmente a 50°C y pH 4.5, de manera que la temperatura del reactor debe mantenerse a dichas condiciones para que los cálculos sean válidos.

En la Figura 17, se puede observar el calor que libera la reacción, ya que es exotérmica, como se menciona en la Tabla 11, a medida que progresa la reacción.

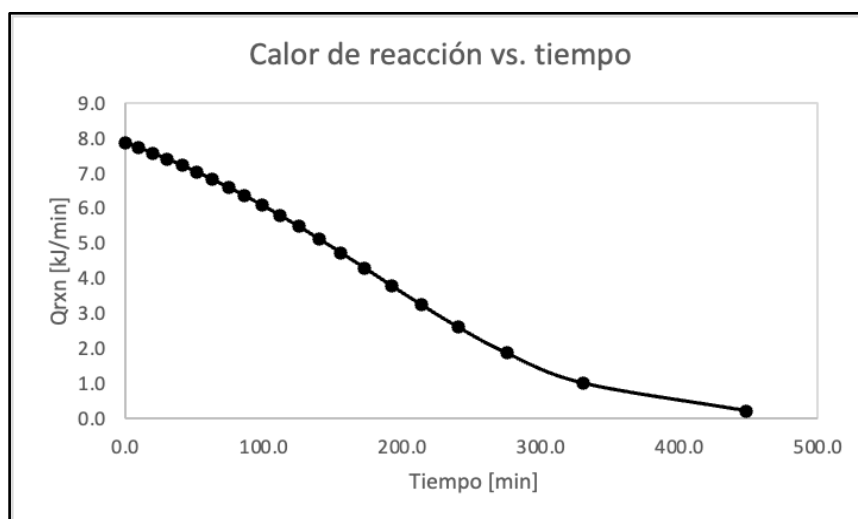


Figura 17. Calor liberado por la reacción en función del tiempo.

El calor que libera la reacción va disminuyendo a medida que la concentración del xilano se va consumiendo y disminuye la velocidad de reacción. Ahora, para mantener la temperatura de la reacción constante se debe alimentar la chaqueta del reactor con un flujo variante de agua a 25°C que va desde 0.188 a 0.015 kg/min, como se ve en la figura 18.

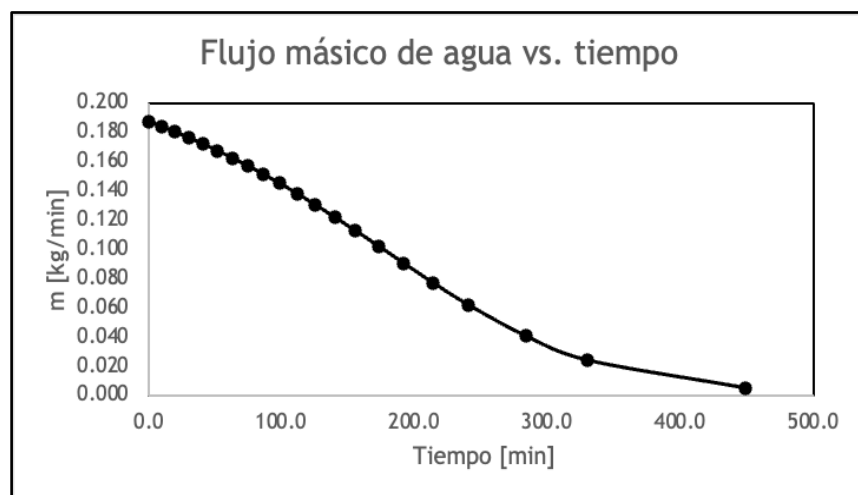


Figura 18. Flujo másico de agua en función del tiempo en el reactor de hidrólisis.

#### 4.6.3. Resumen energético

Se presenta en la Tabla 77, el balance energético de todas las operaciones del proceso de XOS. Cabe resaltar que lo expuesto en la tabla es un resumen de lo obtenido en el inciso 4.1.

*Tabla 77. Resumen energético del proceso. Basado en [59], [86], [107], [109], [110], [111], [112], [113], [56], [57], [82], [115].*

<b>Etiqueta de identificación</b>	<b>Descripción del equipo</b>	<b>Potencia (MJ)</b>	<b>Tiempo de proceso (h)</b>	<b>Potencia (kw)</b>
M-100	Triturador	386.16	1.00	107.27
M-101	Molino de bolas	58.92	1.00	16.37
E-100	Intercambiador de calor	6717.97	1.00	1866.10
R-100	Reactor de pretratamiento hidrotérmico + agitador	3965.35	7.61	144.74
P-100	Bomba para aumento de presión	8.43	3.00	0.78
P-101	Bomba de desplazamiento	864	1	0.24
F-100	Microfiltro	6319.48	3.00	585.14
T-100	Tanque de precipitación	0	0	0
C-100	Centrífuga	270.00	1.00	75.00
E-101	Intercambiador de calor	1371.163	3.28	380.88
R-101	Reactor de hidrólisis enzimática + agitador	787.67	11.93	18.34
E-102	Intercambiador de calor	1250.77	1.00	347.43
P-102	Bomba de desplazamiento	864	1	0.24
P-103	Bomba para aumento de presión	3.43	3.00	0.32
F-101	Ultrafiltro	3600.77	3.00	333.40
E-103	Intercambiador de calor	1542.88	1.00	428.58
E-104	Evaporador	242.51	1.00	67.36

E-105	Evaporador	303.87	1.00	84.41
E-106	Evaporador	370.98	1.00	103.05
E-107	Intercambiador de calor	115.78	1.00	32.16
D-100	Secador atomizador	161.57	1.00	44.88
E-108	Intercambiador de calor	54.28	1.00	15.08

En la Tabla 73, podemos observar que el equipo que mayor consumo energético requiere es el enfriador del reactor de Pretratamiento teniendo un consumo de 1866.10 KW-h, esto debido a la gran cantidad de producto que debe enfriar y a la temperatura a la que se debe llegar (de 175°C a 25°C). El otro equipo que también consume gran cantidad de energía es el ultrafiltro para purificación del XOS, con 585.14 kWh, esto debido a 2 factores importantes a tomar en cuenta, los cuales son la viscosidad de la muestra y el caudal que pasa por este equipo de filtración. En el caso de la viscosidad, por literatura se asume que será 0.048 Pa.s, como se nos menciona en [82]. En total, se necesitan 4662.53 kW-h por todo el proceso, esto tomando en cuenta los tiempos que toma cada operación.

#### 4.7. Tiempo (*Scheduling*) y optimización del proceso

##### 4.7.1. Tiempo del proceso (*scheduling*)

Los tiempos de ciclo de los reactores de pretratamiento e hidrólisis enzimática, fueron calculados a partir de las ecuaciones (65) a (70) y los resultados de tiempo y volumen de reacción calculados en la sección de la selección 4.5.2 y 4.5.3. En la Tabla 78, se muestran los resultados. Asimismo, es importante resaltar que según [72], se tiene un tiempo de 9.5 horas de limpieza para cada equipo, asegurando así los procedimientos normados por la FDA.

*Tabla 78. Tiempo de ciclo de reacción de las etapas de pretratamiento e hidrólisis enzimática.*

<b>Tiempo</b>	<b>Pretratamiento (h)</b>	<b>Hidrólisis enzimática (h)</b>
Carga	5.52	3.23
Calentamiento	5.48	0.04
Reacción	0.36	7.47
Descarga	1.77	1.19

Limpieza	9.50	9.50
Ciclo total	17.11	21.42

En la Tabla 79, se puede apreciar los diferentes tiempos de procesamiento, siendo la hidrólisis enzimática, el procedimiento con mayor cantidad de tiempo necesario acumulando un total de 11.93 horas de procesamiento, esto debido a que la hidrólisis enzimática requiere un mayor tiempo de operación.

*Tabla 79. Tiempos de proceso por operación unitaria basada en [45]*

<b>Equipo</b>	<b>Símbolo</b>	<b>Color de identificación</b>	<b>Tiempo (h)</b>
Cuchillas	M-100		1
Molienda	M-101		1
Pretratamiento	R-100		7.61
Microfiltración	F-100		3
Precipitación	T-100		1
Centrifugación	C-100		1
Hidrólisis	R-101		11.93
Ultrafiltración XOS	F-102		3
Evaporador	E-106		3
Secador	D-100		1

Si seguimos con la Figura 19 y 20, se puede observar 2 escenarios para la planificación de las operaciones para optimizar el tiempo del proceso con operaciones en paralelo.



En la Figura 19 y 20. podremos observar 2 escenarios para la planificación de las operaciones.

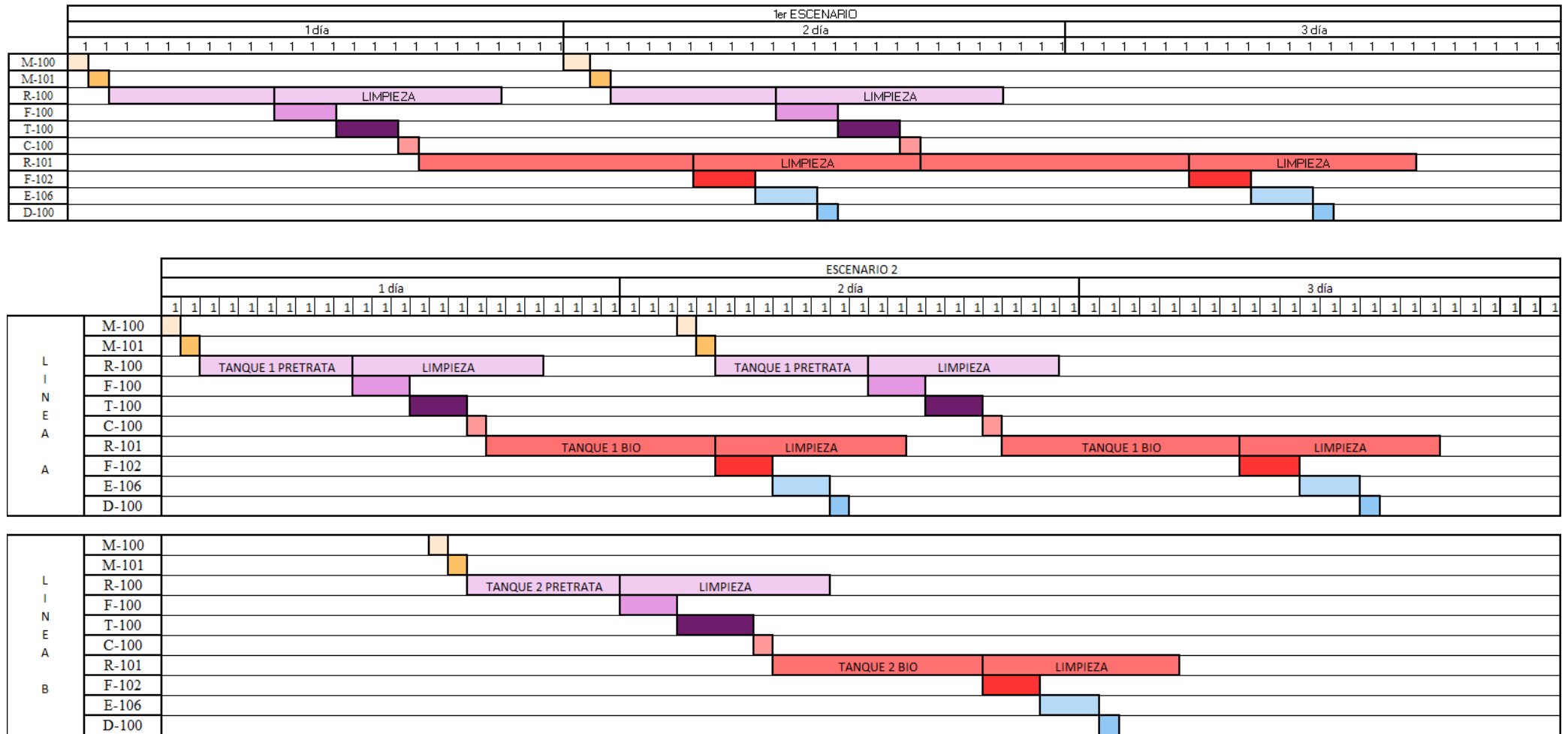


Figura 19 y 20. Scheduling del proceso - escenario 1 y 2 basada en [45].

En la Tabla 78, se calculó el tiempo de ciclo total para los dos reactores del proceso, obteniendo 17.11 horas y 21.42 horas para el pretratamiento e hidrólisis enzimática, respectivamente. Cabe mencionar que el tiempo de carga, calentamiento y descarga son menores para el reactor de pretratamiento hidrotérmico (12.77 h) que para el reactor de hidrólisis enzimática (4.46 h) debido a la diferencia de volúmenes. Luego de la reacción y descarga, se procede con las etapas de los equipos aguas abajo; mientras estos se encuentran activos, se puede realizar la limpieza de los reactores.

Para el *Scheduling* del proceso del escenario 1 (figura 19), se calculan 65 horas por 2 lotes, ya que se debe tener en cuenta el tiempo de operación y limpieza de los tanques. Se identificó que los cuellos de botella del proceso son el biorreactor y reactor de pretratamiento, ya que el tiempo de reacción combinado con el tiempo de limpieza suma 21.42 y 17.11 horas respectivamente, por lo tanto, estos son los procesos que necesitan ser optimizados. Para abordar esto, se plantea un escenario con dos biorreactores en paralelo, lo que optimizaría el tiempo del proceso de hidrólisis enzimática. Al igual que con el biorreactor, se propone colocar un segundo reactor de pretratamiento en paralelo. Observando la figura 20, en la cual se colocan el segundo reactor y biorreactor en paralelo, para la producción de 3 lotes se necesitan 65 horas de proceso, esto contando los tiempos de carga y descarga para los equipos que realizan un proceso *batch* para el escenario 2. Con ello, se aumentaría la cantidad de lotes producidos debido a que en términos generales se tendrían 411 lotes producidos en el año, lo que haría que la cantidad de XOS producidos al año sea de 166.71 toneladas.

#### **4.7.2 Optimización de la producción**

Tomando de base el escenario 2 descrito anteriormente, veremos el caso de usar el 100% de los residuos. Originalmente, tenemos una base de residuos de 617.25 toneladas de materia prima por procesar en un año de trabajo. Al momento de aumentar al 100% de materia prima, se cuadruplicará la capacidad de producción, es decir pasaremos de tener 617.25 toneladas de materia prima por procesar en un año de trabajo a tener 2469 toneladas de materia prima por procesar en un año de trabajo. Con ello en mente, pasamos de tener un proceso de producción de 3 lotes de producción en 65 horas a tener un proceso de 14 lotes de producción en 119 horas, esto pudiendo ser visualizado en la figura 21. Teniendo en cuenta lo anterior mencionado, podemos obtener que, al mes, obtendremos 85 lotes de producción y una entrada por lote de 2.42 toneladas de materia prima.

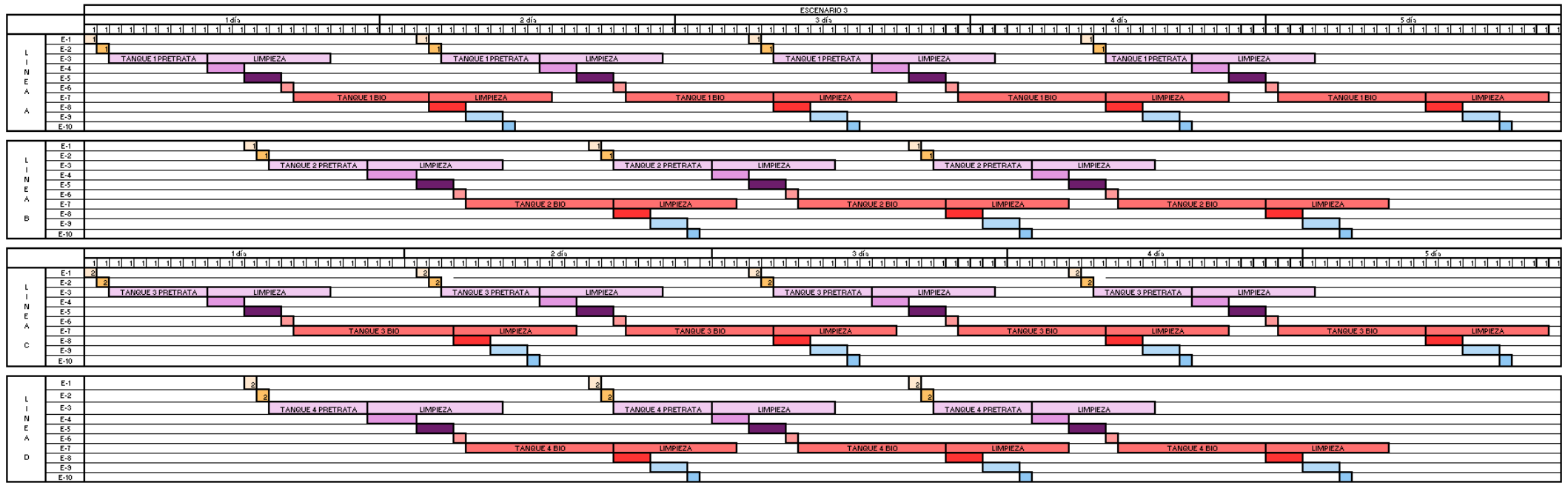


Figura 21. Scheduling del proceso - escenario 3 (100% de materia prima procesada)

En la Tabla 80, podemos visualizar un comparativo entre la cantidad de maquinaria necesaria tanto para nuestro proceso productivo original (25% de procesamiento de materia prima) como el proceso al 100% de procesamiento de materia prima. Como se observa, la cantidad para las máquinas para los procesos de pretratamiento mecánico (molino de bolas y pulverizador) se duplica, al igual que las máquinas para los procesos de recuperación de xilano (microfiltro, tanque de precipitación y centrífuga) y las máquinas para los procesos de purificación de XOS a excepción de los evaporadores de triple efecto, los cuales aumentan a 6 (2 líneas de 3 evaporadores). Para el caso del reactor y biorreactor, al ser cuellos de botella del proceso, se instalarán 4 equipos, para dividir los lotes necesarios y no impactar en el tiempo de producción.

*Tabla 80. Cantidad de maquinaria necesaria para el proceso de producción*

	<b>Símbolo</b>	<b>Cantidad de equipos al 25%</b>	<b>Cantidad de equipos al 100%</b>
<b>Equipos principales del proceso</b>			
Cuchillas	M-100	1	2
Molienda	M-101	1	2
Reactor	R-100	1	4
Microfiltro	F-100	1	2
Precipitador	T-100	1	2
Centrífuga	C-100	1	2
Biorreactor	R-101	1	4
Ultrafiltro	F-102	1	2
Evaporador	E-106	3	6
Secador	D-100	1	2

Equipos auxiliares del proceso			
Calentador y enfriador del biorreactor	E-101 y E-102	2	8
Enfriador pretratamiento	E-100	1	4
Bombas por filtro (microfiltro y ultrafiltro)	P-100 y P-103	2	4
Bomba de desplazamiento	P-101 y P-102	2	6
Calentador de entrada al evaporador	E-103	1	2
Enfriador de salida de secador	E-108	1	2
Calentador del aire del secador	E-107	1	2
TOTAL	-	22	56

A partir del tiempo de proceso armado en el escenario 3 y teniendo estimadas las cantidades incrementadas de equipos para el proceso tomando el 100% de la materia prima, en el inciso 4.8.5, se analizará los montos de CapEX, OpEX, VAN y TIR, en comparación con lo hallado al 25% de materia prima.

## 4.8. Evaluación económica del proceso

### 4.8.1. Inversión del capital (CapEX)

Para hallar el CapEX total del proyecto, se necesita conocer los costos de los equipos o *purchase cost* (PC), esto tomando en cuenta la referencia [45] y ciertos parámetros de diseños, que son detallados en la Tabla 81. Cabe resaltar que se cuentan con los precios actualizados utilizando el *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI) de octubre 2023 y el factor de localización a la fecha de escritura de este proyecto, explicados en el marco metodológico.

Tabla 81. Costo de los diferentes equipos de las operaciones basada en [45], [119], [48], [118],[120], [121], [122], [116], [117].

Etiqueta de identificación	Descripción del equipo	S	a	b	n	Costo	Costo con CEPCI 2023 Oct
M-100	Triturador	2338.07	14000	580	0.5	42045.07	65191.723
M-101	Molino de bolas	2.06	-23000	242000	0.4	299947.23	465074.15
E-100	Intercambiador de calor	-	-	-	-	-	5000.00
R-100	Reactor de pretratamiento hidrotérmico	26.33	53000	28000	0.8	436295.95	676485.55
	Agitador del reactor	4.86	780	62	0.8	999.54	1549.8095
P-100	Bomba para aumento de presión	-	-	-	-	-	2528.00
P-101	Bomba de desplazamiento	8.93	3300	48	1.2	3963.95	6146.1901
F-100	Microfiltro	35.22	-73000	93000	0.3	197708.27	306550.61
T-100	Tanque de precipitación	5.58	5000	1400	0.7	9663.83	14983.957

C-100	Centrífuga	-	-	-	-	-	1400.00
E-101	Intercambiador de calor	-	-	-	-	-	4165
R-101	Reactor de hidrólisis enzimática	15.00	53000	28000	0.8	297402.25	461128.12
	Agitador del biorreactor	31.04	4300	1920	0.8	34279.71	53151.371
E-102	Intercambiador de calor	-	-	-	-	-	5000.00
P-102	Bomba de desplazamiento	3.47	3300	48	1.2	3513.29	3557.74
P-103	Bomba para aumento de presión	1.64	-950	1770	0.6	1431.66	2219.82
F-101	Ultrafiltro	3.15	-73000	93000	0.3	58215.98	90265.041
E-103	Intercambiador de calor	-	-	-	-	-	5000.00
E-104	Evaporador	8	1350	180	0.95	2647.80	4105.47
E-105	Evaporador	8	1350	180	0.95	2647.80	4105.47
E-106	Evaporador	8	1350	180	0.95	2647.80	4105.47
E-107	Intercambiador de calor	-	-	-	-	-	344.736
D-100	Secador atomizador	115.25	350000	1900	0.7	402710.75	624411.04
E-108	Intercambiador de calor	-	-	-	-	-	10000

Obteniendo el costo de las máquinas, se procede a hallar los costos ISBL, OSBL, ingeniería, diseño y contingencias, usando nuevamente la bibliografía [45]. Asimismo, se emplea el método de factores de materiales para una planta de sólido-líquido, obteniéndose los resultados visualizados en la Tabla 82. Primero, se deberán hallar los costos IBSL que abarcan los costos de tuberías, construcción para equipos, cableado eléctrico, instrumentación y control, trabajo civil, estructuras y edificios y revestimiento. Cabe resaltar que se usará un factor extra por material “exótico” es decir, dado que la maquinaria propuesta es de material de Acero inoxidable 304, se colocará un factor extra, esto pudiendo ser visualizado en la Tabla 83. Luego de hallar los costos ISBL, se procederá a obtener los costos OSBL, Ingeniería, Diseño y Contingencia, los cuales han sido mencionados antes en el inciso 3.11.1.

*Tabla 82. Costos ISBL.*

<b>Símbolo</b>	<b>Componente</b>	<b>Factor</b>	<b>Valor (\$M)</b>
fp	Tubería	0.60	1.37
fer	Construcción equipo	0.50	1.14
fel	Eléctrico	0.20	0.46
fi	Instrumentación y control	0.30	0.69
fc	Trabajo civil	0.30	0.69
fs	Estructuras y edificios	0.20	0.46
ft	Lagging, pintura, soportes	0.10	0.23

*Tabla 83. Costos generales del proyecto basada en [45].*

<b>Símbolo</b>	<b>Valor (\$M)</b>
<i>ISBL</i>	6.47
<i>OSBL</i>	2.59
<i>D&amp;E</i>	1.62
<i>Contingency</i>	0.65

Es necesario resaltar que se debe multiplicar el resultado obtenido por el factor de locación, esto siendo obtenido de la relación del dólar y el sol de 2003 y la de 2024.



Tabla 84. Precio del dólar y sol en 2003 y 2024 [128] y [129]

Moneda	2003	2024
Dólar	1	1
Nuevo sol	3.48	3.74

Con ello, podemos obtener factor de localización, el cual es de 0.93 y al multiplicarse con *Fixed Capital Cost* obtenemos su valor ascendiendo a 11.36 millones de dólares. Asimismo, se obtiene el capital de trabajo para el proyecto, siendo este el valor de millones de dólares y dado que este representa 20% de la inversión general del proyecto, esto para el año 2023.

#### 4.8.2. Costos de operación (OpEX)

Para el caso del OpEX, primero se detallarán los costos variables del proyecto, los cuales se subdividen en: materia prima, consumibles, servicios y tratamiento de efluentes. Todo esto se detalla en la Tabla 85. Cabe resaltar que el cambio usado de dólares a soles se aproxima en que por cada dólar son 3.7 nuevos soles a la fecha de redacción.

Tabla 85. Costos variables de producción

<b>Utilities</b>			
	Cantidad energética (kWh)	Costo dólares	Fuente
Electricidad	4662.53	193867.82	[133]
	Cantidad másica (ton/año)	Costo dólares	-
Vapor	508.12	7608.33	[135]
Agua de proceso	30.58	17121.18	[132]
<b>Consumibles</b>			
	Cantidad másica (ton/año)	Costo dólares	-
Agua de proceso	30.58	17121.18	[132]
Soda caústica	814.68	219962.90	[131]
Ácido Acético Glacial	57.81	228463.37	[130]

Citrato trisódico	10.16	7369.59	[134]
Agua de enfriamiento	44.65	23118.97	[132]
	Cantidad másica (g/año)	Costo dólares	-
Enzima	123.27	4930.70	[51]

Con estos costos hallados, se obtienen los costos variables de producción obteniéndose así un valor de 543519.76 dólares en un año de producción, esto tomando en cuenta que se producirán 264 lotes al año de XOS, esto se divide en los costos directos y expensas generales y lo podremos visualizarlo en la Tabla 86.

*Tabla 86. OpEX total del proyecto (US\$ /al año) basado en [68]*

<b>Tipo de costo</b>	<b>Subcategoría</b>	<b>Valor (\$)</b>
<b>Costos directos</b>	<i>Total variable cost of production</i>	543519.76
	Labor operativa	259459.46
	Alta dirección	33236.76
	<i>Utilities</i>	20317.25
	Mantenimiento	29082.57
	Suministros operativos	2908.26
	Laboratorio	38918.92
	Patentes y royalties	46416.27
	Seguro	9144.81
	Costos de planta	181621.62
<b>Expensas generales</b>	Costos administrativos	190252.54
	Investigación y desarrollo	374803.56
	Financiamiento	57155.08

Además, se tendrá en cuenta una cantidad de 40 operarios para la planta y 8 supervisores para el campo de la labor operativa, con sueldos base tomando en cuenta diversas fuentes de sueldos del país donde se desarrolla este proyecto, evidenciándose en la Tabla 87. Cabe resaltar

que la cantidad de personal es debido a que se tiene un doble turno y se calcula que son 4 operarios por sección de la planta, teniendo en cuenta que 5 secciones: tratamiento mecánico, pretratamiento químico: autohidrólisis, purificación del xilano, hidrólisis enzimática y purificación de lo XOS.

*Tabla 87. Labor operativa, costo de sueldos basado en [136]*

<b>Mano de obra</b>	<b>Cantidad</b>	<b>Sueldo</b>	<b>Cantidad por año (soles)</b>	<b>Cantidad por año (dólares)</b>
Operarios	40	1300	624000	168648.65
Supervisores	8	2500	240000	64864.86

Con ello, tenemos que el OpEX del proyecto sería de 1.79 millones de dólares teniendo como costos más pesados, los costos variables de proceso y los costos de investigación y desarrollo. El primero es debido a que se necesitan diversos insumos para la obtención del xilano y el segundo es debido a que nos encontramos en el caso de una planta de biotecnología, la cual desarrolla una tecnología nueva que debe ser investigada más a fondo.

#### **4.8.3. VAN, TIR, Costo unitario de producción, el margen de ganancia y flujo de caja**

El flujo de caja utilizado para el análisis del proyecto se encuentra documentado en la Tabla 88, con ello se obtiene la Figura 22, donde se puede ver el diagrama del flujo de caja a lo largo de los años. Habiendo hallado el flujo de caja, se puede obtener el valor actual neto (VAN o NPV, siglas en inglés), esto visualizado a 10, 15 y 20 años, además de tener la tasa interna de retorno (TIR o IRR, sigla en inglés), visto en la Tabla 90. Cabe resaltar que para el CapEX de los 3 años de construcción de la planta se usará el factor CEPCI para calcular el incremento o disminución de los costos en relación al pago de la maquinaria. Además, en el anexo 10, se coloca el cronograma de la puesta en marcha del proyecto.

Tabla 88. Flujo de caja del proceso

Año de proyecto	CapEx (\$M)	Ganancia Bruta (\$M)	Costo de producción (\$M)	Ganancia Bruta (\$M)	Depreciación (\$M)	Deducible de Impuestos (\$M)	Pago de impuestos (\$M)	Flujo de caja (\$M)	Valor Actual del Flujo de Caja (\$M)	VAN (\$M)
1	3.4	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	-3.4	-3.1	-3.1
2	4.6	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	-4.6	-3.8	-6.8
3	5.4	2.2	1.1	1.1	1.1	0.0	0.0	-4.3	-3.1	-10.0
4	0.0	6.7	1.4	5.4	2.3	3.1	0.0	5.4	3.6	-6.4
5	0.0	7.5	1.4	6.1	2.3	3.8	0.9	5.2	3.1	-3.3
6	0.0	7.5	1.4	6.1	2.3	3.8	1.1	5.0	2.7	-0.6
7	0.0	7.5	1.4	6.1	2.3	3.8	1.1	5.0	2.4	1.8
8	0.0	7.5	1.4	6.1	2.3	3.8	1.1	5.0	2.2	4.0
9	0.0	7.5	1.4	6.1	2.3	3.8	1.1	5.0	2.0	6.0
10	0.0	7.5	1.4	6.1	2.3	3.8	1.1	5.0	1.8	7.8
11	0.0	7.5	1.4	6.1	2.3	3.8	1.1	5.0	1.6	9.4
12	0.0	7.5	1.4	6.1	2.3	3.8	1.1	5.0	1.5	10.8
13	0.0	7.5	1.4	6.1	2.3	3.8	1.1	5.0	1.3	12.1
14	0.0	7.5	1.4	6.1	1.1	4.9	1.1	5.0	1.2	13.3
15	0.0	7.5	1.4	6.1	0.0	6.1	1.5	4.6	1.0	14.3

16	0.0	7.5	1.4	6.1	0.0	6.1	1.8	4.3	0.8	15.2
17	0.0	7.5	1.4	6.1	0.0	6.1	1.8	4.3	0.8	15.9
18	0.0	7.5	1.4	6.1	0.0	6.1	1.8	4.3	0.7	16.6
19	0.0	7.5	1.4	6.1	0.0	6.1	1.8	4.3	0.6	17.2
20	-2.3	7.5	1.4	6.1	0.0	6.1	1.8	6.6	0.9	18.1

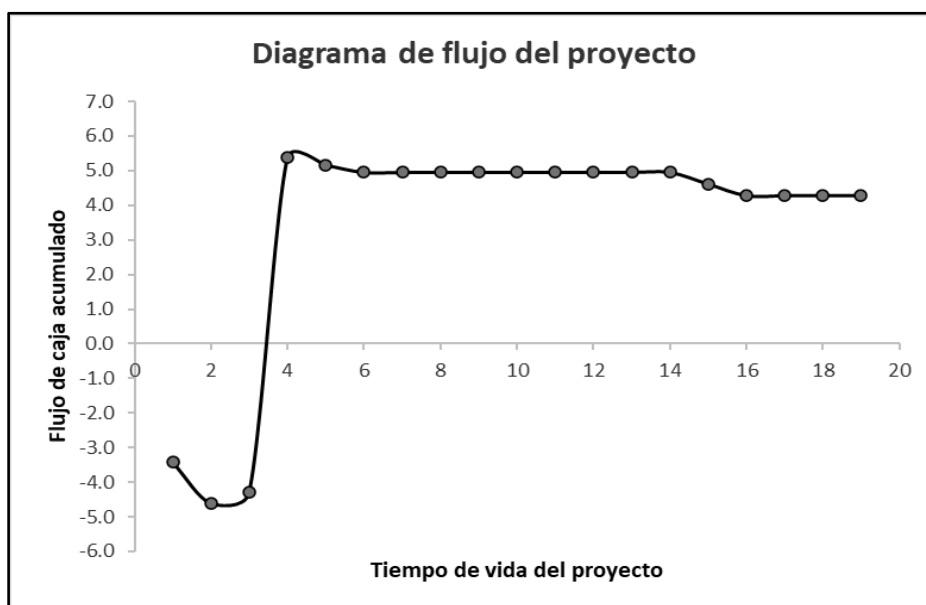


Figura 22. Diagrama de flujo de caja del proyecto.

Como se muestra en la Figura 22, el tercer año es el periodo con el mayor déficit, debido a que se desembolsa el 30% del CapEX y todo el capital de trabajo, tal y como se muestra en la Tabla 88, lo que equivale a 5.4 millones de dólares, teniendo un flujo de caja acumulado de -10.0 millones de dólares. Entre el séptimo año, se obtiene el punto de equilibrio, debido a que se obtiene un flujo de caja positivo (VAN) de 1.8 millones de dólares.

Además, se calcularon los costos unitarios de producción y los ingresos del producto principal, como se detalla en la Tabla 89. Cabe resaltar que el precio de venta de los XOS tomado es de 70 dólares por kg de XOS [137]. Con ello, se obtiene que el margen de ganancia será del 73.89% aproximadamente. Asimismo, en la Tabla 90, se puede observar el VAN y TIR del proceso tomando periodos de 5, 10 y 20 años de proyecto.

Tabla 89. Valores para el costo unitario e ingresos del proyecto.

<b>Costo unitario de producción</b>		
Cantidad de producto	107.09	ton/año
Costo unitario	16686	\$/ton
<b>Ingresos del producto principal</b>		
Precio venta	70000	\$/ton
Venta	7496071.27	\$/año
Margen de ganancia	76.16%	

Tabla 90. Valores para el NPV y TIR del proyecto

Parámetro	Años	Valor
VAN	10	7.8 \$M
	15	14.3 \$M
	20	18.1 \$M
TIR	10	26.5%
	15	30.3%
	20	31.1%

#### 4.8.4. Análisis de sensibilidad: variación de parámetros críticos

Para el análisis de sensibilidad se tomaron en cuenta 5 parámetros críticos para variar que pudieran afectar el VAN del proyecto, siendo estos el precio de venta de los XOS, costo de capital, costo ISBL, costo OSBL y el CapEX del proyecto. Cabe resaltar que la variación realizada es de 20% menos del valor base de 200% del mismo, esto se puede visualizar en la Tabla 91.

Tabla 91. Parámetros de sensibilidad para el precio de venta de los XOS, costo de capital, costo ISBL, costo OSBL y el CapEX del proyecto [45]

Parámetro	Rango de variación
Precio de venta de los XOS	38% a 183% del precio base
Costo de capital	60% a 140% del costo de capital base
Costo ISBL	- 20% a + 50% del costo de ISBL
Costo OSBL	- 20% a + 50% del costo de de OSBL
CapEX	- 20% a + 200% del CapEX

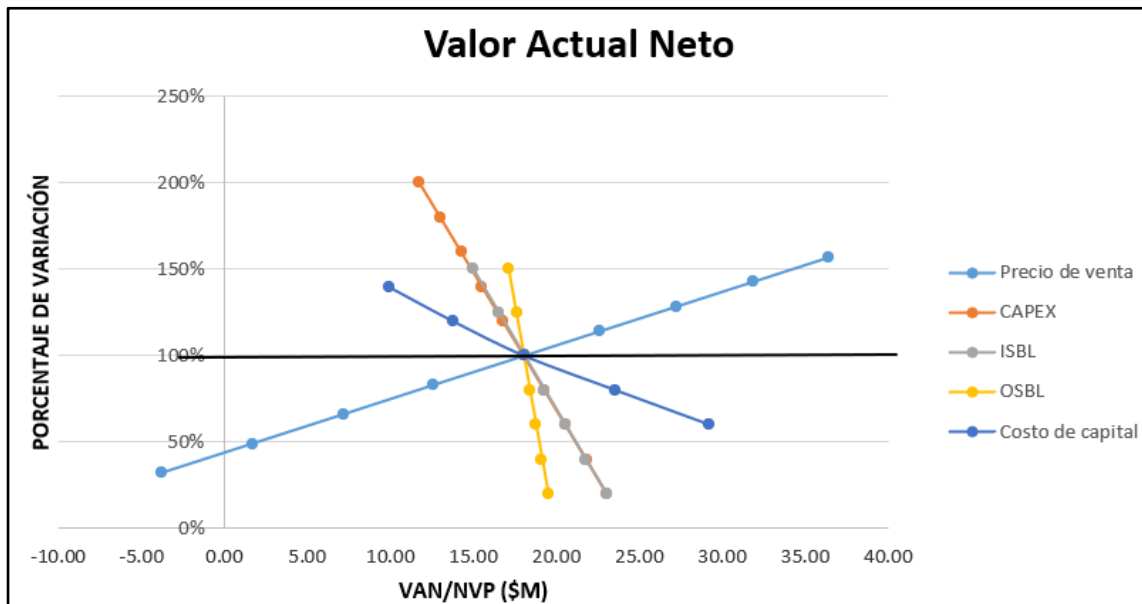


Figura 23. Análisis de sensibilidad en torno al Valor neto del proyecto.

Como podemos observar en la figura 23, las variables que causan mayores cambios en relación al VAN son el precio de venta de los XOS y el costo de capital del proyecto (CapEX). Para el primer caso, tenemos que en caso de aumentar el precio de venta aumenta considerablemente el VAN, esto debido a que al aumentar nuestro precio de venta se podrá aumentar la ganancia acumulada. Algo distinto vemos en el caso de la inversión del capital, debido que cuando este aumenta, el VAN disminuye drásticamente, debido a que aumenta el precio a pagar por los costos iniciales del proceso. En la figura 24, podemos observar la misma tendencia para la tasa de retorno de la inversión (TIR), teniendo por ejemplo que el precio de venta se relaciona directamente proporcional al aumento en el TIR. Caso contrario ocurre con el CapEX dado que está inversamente proporcional al aumento del TIR, es decir cuanto menor es la inversión del Capital, mayor VAN se obtendrá debido a que se tendrá que pagar una menor cantidad de inversión.



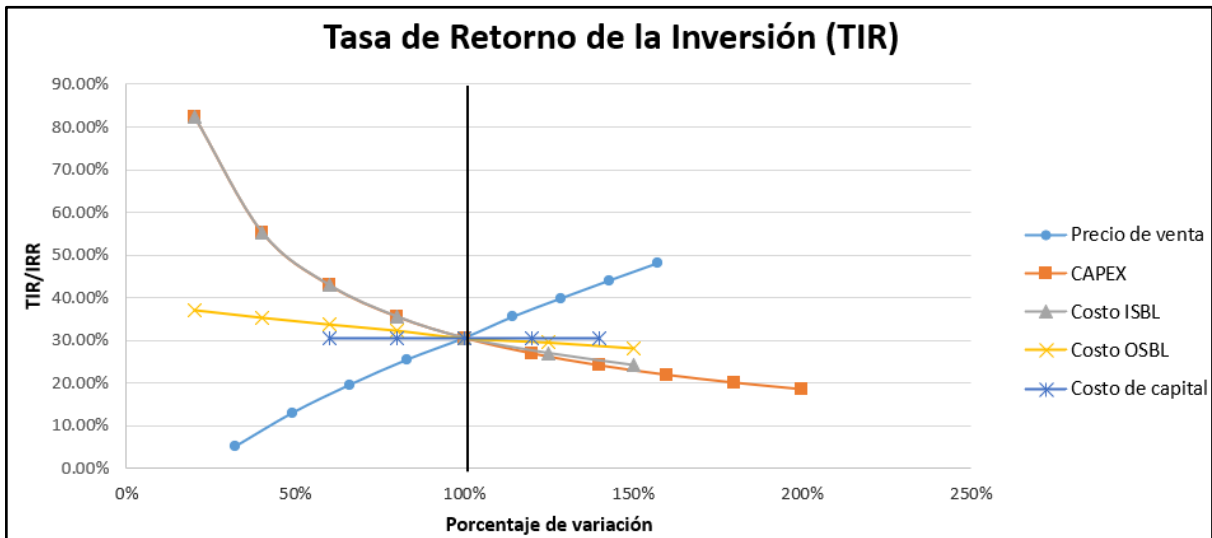


Figura 24. Análisis de sensibilidad en torno a la Tasa de Retorno de la inversión.

Como se puede observar en la figura 25, las tendencias del parámetro del precio de venta, tanto para VAN como TIR son la misma, es decir aumenta al mismo tiempo, sin embargo, el VAN tiene una variación menor a la visualizada por la tendencia del TIR.

Un detalle importante a tomar en cuenta es que no podemos disminuir el precio de venta de los XOS a menos de 30 dólares por kilogramo aproximadamente, debido a que comenzamos a tener un VAN negativo, lo que conlleva a la falta de rentabilidad del proyecto, esto observando la figura 23.

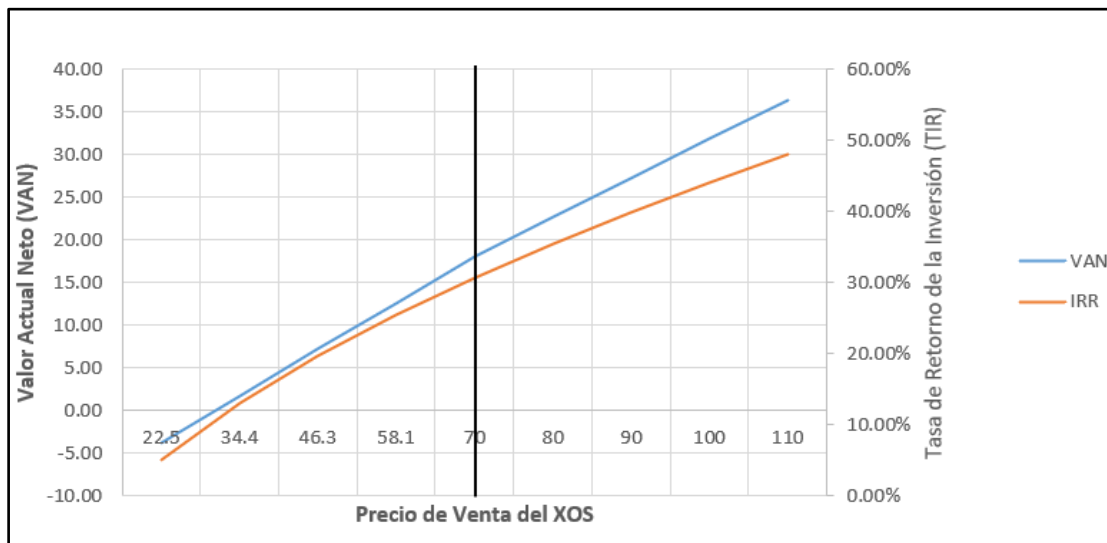


Figura 25. Análisis de sensibilidad en torno a la Tasa de Retorno de la inversión.

#### 4.8.5. Optimización de la producción

Como me comenté en el inciso 4.7.2, se analiza la posibilidad de aumentar la capacidad de aprovechamiento de la materia prima en un 100%, es decir en la evaluación técnica y económica del proyecto se ha tomado el 25% de los residuos (cáscara de piña). En dicho inciso, se verificó que usando el doble de la maquinaria empleada para el proceso al 25%, se obtendría una mayor cantidad de lotes de producción, esto tomando en cuenta que se tendrán 4 líneas de producción operativas y los reactores (pretratamiento e hidrólisis) se cuadruplicarían. Partiendo de allí, se analizará ahora desde el punto de vista económico, la viabilidad de la ampliación y aumento de la capacidad de producción. Primero, debemos tomar en cuenta lo siguiente, tanto la cantidad de XOS producida como los gastos operativos aumentarán debido al aumento en la cantidad de materia prima a ingresar. Asimismo, es importante también recalcar que al aumentar la cantidad de materia prima a ingresar (2.39 toneladas por hora), el tamaño de la maquinaria empleada es ligeramente mayor, en este caso partiendo del escenario 3 redactado en el inciso 4.7.2, tendremos un proceso de 14 lotes de producción en 119 horas con 4 líneas de producción. Cabe resaltar que en el caso del OpEX, será necesario duplicar la mano de obra debido a que ahora se tendrían 4 líneas de producción. En la Tabla 92, se detalla un comparativo entre el CapEX y OpEX obtenido tomando el 25% y el 100% de la materia prima.

*Tabla 92. Comparativo de CapEX y OpEX tomando el 25% y el 100% de la materia prima.*

	Materia prima al 25%	Materia prima al 100%	Unidad
CapEX	11.36	34.89	\$M
OpEX	1.79	6.98	\$M

A simple vista, se observa un incremento de aproximadamente tres veces más el CapEX y de dos veces más el OpEX, lo que podría suponer un proceso más caro y que podría ser inviable, pero a diferencia del proceso original donde se obtiene 107.09 toneladas de XOS al año, con la optimización al 100% se obtienen 428.35 toneladas al año de XOS, lo que implica un incremento en la cantidad de capacidad de ventas. Con ello en mente, observando la Tabla 93, donde se comparará lo obtenido de las ventas del producto, su costo operativo y el margen de utilidad tomando el 25% y el 100% de la materia prima.

*Tabla 93. Comparativo de ventas del producto, su costo operativo y el margen de utilidad tomando el 25% y el 100% de la materia prima.*

	Materia prima al 25%	Materia prima al 100%	Unidad
Ventas del producto	7.50	29.98	\$M
Costo operativo	1.96	4.74	\$M
Margen de utilidad	76.16	84.18	%

Observando el margen de utilidad vemos un incremento porcentual de 10.4%, lo que a su vez nos evidencia una viabilidad económica del proceso. Para verificar la viabilidad en cuanto a términos económicos se refiere, analizaremos los valores VAN y TIR del proceso. Cabe mencionar que para ambos escenarios se toma un tiempo de proyecto de 20 años y precio de ventas de 70 dólares por kg de XOS con pureza del 98%.

*Tabla 94. Comparativo del VAN y TIR tomando el 25% y el 100% de la materia prima.*

	Materia prima al 25%	Materia prima al 100%	Unidad
VAN	18.1	89.4	\$M
TIR	31.1	43.4	%

Observando el VAN vemos que el valor se quintuplica y si el VAN es positivo y alto, el proyecto valdrá más que la inversión inicial. Este aumento del VAN refuerza la robustez financiera del proyecto, lo que indica que los beneficios son mucho más altos que los costos, a pesar de ser un escalamiento del proceso. Para el caso del TIR vemos un incremento porcentual de 39.55%, a los inversores les gusta ese resultado porque implica alta rentabilidad y recuperación “rápida” de la inversión inicial, lo que a su vez nos evidencia una viabilidad económica del proceso. Como conclusión podemos evaluar el incremento de la capacidad de producción del 25% al 100% en cuanto al uso de la materia prima, esto debido a que en ambos escenarios propuestos hay una viabilidad económica del proyecto. Además, al ser flexible y aumentar la capacidad de producción sin dejar de ser económicamente viable tiene más probabilidades de tener éxito en el largo plazo porque puede soportar las fluctuaciones del mercado. Los inversores y gestores deben prestar atención a estos aspectos para garantizar la sostenibilidad y escalabilidad de sus proyectos. La combinación de estos factores no sólo

garantiza una rentabilidad inmediata, sino que también permite un crecimiento sostenible y adaptativo en el futuro.

En cuanto a la discusión de los resultados obtenidos en general, el análisis integral de la viabilidad económica se basa en el cálculo de varios indicadores clave de la viabilidad financiera y de producción. Primero y, antes que nada, hay que mencionar el factor de localización, que se ha calculado en 0.93, lo que influye en el costo de inversión del capital fijo y asciende a un total general de 11.36 millones de dólares. Esta cantidad es significativa y presenta la inversión requerida para que la infraestructura y la tecnología necesaria se adapten al área específica de operaciones.

En lo que respecta al capital de trabajo, son 2.28 millones de dólares y este representa el 20% de la inversión total. Esto demuestra una planificación financiera sólida diseñada para garantizar que la empresa pueda operar durante varios ciclos de producción iniciales sin comprometer su liquidez. Los costos variables de producción están estimados en 543519.76 dólares por año para el lote de XOS (264 producidos). Creando un costo de producción ajustado, que, junto con los salarios y los gastos operativos, aumenta el OpEX a una cantidad de 1.79 millones de dólares. La estimación detallada de los costos operativos refleja la importancia de la gestión de los recursos humanos y la compensación de sueldos a 40 trabajadores y 8 supervisores. Algunas remuneraciones se basan en estándares salariales locales y ayudan a garantizar una buena competencia en el mercado laboral.

Finalmente, la evaluación financiera, incluidos el VAN = 18.1 millones de dólares y la TIR=31.1%, confirma la rentabilidad del proyecto y el posible retorno de la inversión. Estos indicadores no solo implican la factibilidad financiera del proyecto, sino que también lo presentan como atractivo y con margen para ajustar las variaciones económicas y de mercado. El punto clave para deducir la rentabilidad es la TIR elevada y el VAN positivo, lo que confirma la capacidad y la rentabilidad a largo plazo.

#### **4.9. Análisis de seguridad e indicadores ambientales**

En el análisis de seguridad del proceso de producción de XOS, se identificaron 12 procesos críticos que presentan riesgos significativos, siendo la filtración uno de los más destacados debido a su papel esencial en la purificación tanto del producto terminado como de la materia prima. Los procesos de microfiltración, con un caudal de 2.93 m<sup>3</sup>/s y una presión de aproximadamente 2 bares, son particularmente vulnerables a fallas que pueden pasar

desapercibidas para los operarios, lo que subraya la necesidad de un control riguroso para evitar problemas como la cavitación de la bomba y picos de presión que podrían comprometer la seguridad y la integridad del equipo.

El análisis también resalta la importancia de una limpieza meticulosa de las membranas para evitar la formación de incrustaciones, lo cual es crucial para mantener la eficiencia del proceso de separación. Además, los equipos de ultrafiltración de hemicelulosa y XOS son fundamentales, ya que permiten la separación de lignina y xilosa, etapas clave en la obtención de XOS de alta pureza. Por otro lado, se destacan las condiciones extremas bajo las cuales operan algunos equipos, como el reactor de pretratamiento enchaquetado (R-100), que funciona a 175°C y 7 bares. Es importante tomar en cuenta que en el proceso de mezcla del NaOH y Agua, al presentarse una reacción exotérmica, se tendrá un aumento de la temperatura, por lo que se debe cargar el NaOH al agua en partes para evitar un aumento del calor. Otra operación con temperaturas elevadas es el secador (D-100), que opera a 150°C, por lo que es necesario tener cuidado para mantener la temperatura. Estos factores subrayan la necesidad de implementar auditorías frecuentes y una supervisión constante para garantizar la seguridad y eficacia del proceso. El AMFE o análisis modal de fallas y efectos puede ser visualizado en el anexo 11.

En conclusión, la identificación de riesgos y la implementación de medidas de control adecuadas son esenciales para asegurar la viabilidad y seguridad del proceso de producción de XOS, especialmente en las etapas de filtración, donde las condiciones operativas y la limpieza del equipo juegan un papel crucial en la calidad del producto final.

Respecto a los indicadores ambientales, se utilizarán el *e-factor* y la cantidad de emisiones de gases de efecto invernadero (GEI) con referencia [138], [139]. Para el *e-factor*, la Tabla 95 muestra la cantidad de desechos excluyendo el agua residual del proceso y la cantidad de producto por lote. Utilizando la ecuación 85, se puede calcular el *e-factor* de nuestro proceso.

*Tabla 95. E-factor obtenido del proceso en base a los balances de masa del Anexo 8*

<b>Residuos (kg/lote)</b>	1665.83
<b>Producto (kg/lote)</b>	405.63
<b><i>E-factor</i></b>	4.11

Con ello, obtenemos un *e-factor* de 4.11, el cual es un valor bajo para una biorrefinería, esto también significa que nuestro proceso tiene pocos subproductos. Para el cálculo del *e-factor*, se tomó en cuenta las corrientes de subproductos tales como la lignina, la celulosa, ceniza, extractivos, acetato de sodio, proveniente de la mezcla del hidróxido de sodio y el ácido acético glacial usado para equilibrar el pH en el tanque de precipitado, la xilosa y XOS perdidos durante la purificación. Estos subproductos pueden tener un valor importante en el mercado por lo que se requiere mayor investigación para su reutilización, purificación y comercialización, tal y como se comenta en el capítulo 1 “Revisión Crítica de la literatura”. Con respecto a la emisión de CO<sub>2</sub> del ambiente, esto se hará con respecto a la electricidad necesaria para el proceso dado que en nuestro proceso no se produce CO<sub>2</sub>. En la Tabla 96, se podrá visualizar los factores de conversión para el CO<sub>2</sub> en MWh [140].

*Tabla 96. Factores de CO<sub>2</sub> emitidos por año por la energía requerida [140].*

<b>Actividad</b>	<b>Generación (tCO<sub>2</sub>e/MWh)</b>	<b>Pérdidas T&amp;D (tCO<sub>2</sub>e/MWh)</b>
2021	0.151	0.1065

Teniendo en cuenta los factores visualizados en las Tablas 96 y 97, podemos obtener la cantidad de toneladas de CO<sub>2</sub> emitidas al ambiente por año y visualizado la Tabla 95 veremos la cantidad por año de emisiones de Gases de Efecto Invernadero (GEI).

*Tabla 97. Cantidad de CO<sub>2</sub> emitido al ambiente.*

<b>Emisión</b>	<b>Cantidad</b>	<b>Unidad</b>
GEI al año	185.87	tCO <sub>2</sub> e

Asimismo, en la Tabla 98. Podemos visualizar un cuadro resumen referido a la cantidad de emisión por equipo.

Tabla 98. Cantidad de emisión de CO2 emitido al ambiente por equipo

<b>Etiqueta de identificación</b>	<b>Descripción del equipo</b>	<b>Cantidad Energética (MW-h/lote al año)</b>	<b>Emisión CO2 (tCO2e)</b>
M-100	Triturador	28.32	4.28
M-101	Molino de bolas	4.32	0.65
E-100	Intercambiador de calor	492.65	74.39
R-100	Reactor de pretratamiento hidrotérmico + agitador	38.21	5.77
P-100	Bomba para aumento de presión	0.21	0.03
P-101	Bomba de desplazamiento	2.90	0.44
F-100	Microfiltro	154.48	23.33
T-100	Tanque de precipitación	0.00	0.00
C-100	Centrífuga	19.80	2.99
E-101	Intercambiador de calor	100.55	15.18
R-101	Reactor de hidrólisis enzimática + agitador	4.84	0.73
E-102	Intercambiador de calor	91.72	13.85
P-102	Bomba de desplazamiento	0.00	0.00
P-103	Bomba para aumento de presión	0.08	0.01
F-101	Ultrafiltro	88.02	13.29
E-103	Intercambiador de calor	113.14	17.08
E-104	Evaporador	17.78	2.69

E-105	Evaporador	22.28	3.36
E-106	Evaporador	27.20	4.11
E-107	Intercambiador de calor	8.49	1.28
D-100	Secador atomizador	11.85	1.79
E-108	Intercambiador de calor	3.98	0.60

En el análisis de resultados, se ha obtenido un e-factor de 4.11, que es un valor bajo para una biorrefinería, lo que indica que el proceso genera pocos subproductos. Este resultado es positivo, ya que refleja la eficiencia del proceso en minimizar residuos. El e-factor se calculó considerando diversas corrientes de subproductos, como la lignina, celulosa, ceniza, extractivos, acetato de sodio, xilosa y XOS perdidos durante la purificación. La posibilidad de comercializar y reutilizar estos subproductos resalta la necesidad de investigaciones adicionales para explorar su valor potencial en el mercado, lo que podría incrementar la rentabilidad del proceso.

Además, en relación con las emisiones de CO<sub>2</sub>, el análisis se centró en la electricidad consumida durante el proceso, ya que este no produce CO<sub>2</sub> directamente. El enfriador de pretratamiento fue identificado como el mayor emisor con 74.39 toneladas de CO<sub>2</sub> equivalente (tCO<sub>2</sub>e), contribuyendo significativamente al total de 185.87 tCO<sub>2</sub>e del proceso. Estos datos sugieren que, aunque el proceso es eficiente en términos de generación de subproductos, hay áreas, como el consumo energético, donde se podrían implementar mejoras para reducir el impacto ambiental.

En conclusión, el bajo e-factor y la posibilidad de reutilizar los subproductos son indicadores de un proceso eficiente y económicamente viable. Sin embargo, las emisiones de CO<sub>2</sub> asociadas al consumo de energía indican que existen oportunidades para optimizar el proceso, especialmente en lo referente al uso de energía, lo cual no solo podría mejorar la sostenibilidad del proceso sino también reducir los costos operativos a largo plazo.



## CONCLUSIONES

Se realizó el diseño de un proceso de producción de xilooligosacáridos las cáscaras de la piña (agroindustria de pulpa y mermeladas), compuesto por las etapas de pretratamiento alcalino, recuperación de xilano, la hidrólisis enzimática, y purificación de XOS. Con ello, se visualiza que se tiene un total de 22 equipos del proceso necesarios siendo el reactor de pretratamiento hidrotérmico alcalino y el biorreactor de hidrólisis enzimática de los equipos más importantes puesto que en estos se realizan las reacciones para la obtención de xilano y posteriormente XOS, moléculas de tamaño controlado de polimerización de 2 a 6.

Primero, la cáscara de piña, la cual contiene un 16% de humedad, debe pasar por un pretratamiento mecánico hasta tener un tamaño de partícula de 0.125 mm, luego pasa por un proceso de pretratamiento químico donde se debe separar el xilano de la celulosa y lignina y finalmente el xilano pasa por un proceso de hidrólisis con enzimas inmovilizadas para obtener XOS, para finalizar con la purificación mediante las operaciones de ultra filtración y evaporación.

El modelo cinético seleccionado para modelar la reacción de pretratamiento hidrotérmico alcalino fue el de una reacción pseudo-homogénea y de pseudo-primer orden, además se considera que el xilano está compuesto por una parte susceptible a la hidrólisis y una parte que permanece sin reaccionar. Con este modelo, se pudo determinar que a 175°C y 7 bares en un reactor de 27.65 m<sup>3</sup> se alcanza una conversión de 0.77% de Xilano y una concentración de XOS de 0.84 g XOS/kg licor a los 22 minutos. Por otro lado, el modelo cinético seleccionado para simular la reacción de hidrólisis enzimática fue Michaelis-Menten, para un sistema de un solo sustrato sin inhibición. Con este modelo, se pudo determinar que, a 50°C, pH 5, 40 mg Xn/mL y 0.001033 mg E/mL haciendo uso de la enzima xilanasa proveniente del microorganismo *Trichoderma Reesei* en un reactor de 12 m<sup>3</sup>, se logra un rendimiento del 91.2% a las 7 horas.

Se realizó el estudio de viabilidad técnica mediante el análisis del balance de masa y energía en los principales equipos del proceso de producción de XOS mediante la hidrólisis enzimática de xilano obtenido de la cáscara de la piña. Teniendo así una entrada de materia prima de 2.34 toneladas por lote de producción con 16% de humedad, obteniendo 523.86 kg de xilano, el cual entra a la hidrólisis enzimática para obtener 477.76 kg de XOS, pasando por el proceso de downstream para obtener 405.63 kg de XOS purificados, obteniéndose un

rendimiento total del proceso de 77.43%. En cuanto a la energía son necesarios 4662.53 kilowatts-hora por lote de producción, teniendo como matriz energética el consumo eléctrico. Además, se realizó el dimensionamiento de los distintos equipos, donde obtenemos para el reactor de pretratamiento hidrotérmico un volumen de 27.65 m<sup>3</sup> y en el caso del reactor de hidrólisis enzimática un volumen de 16.80 m<sup>3</sup>. Para el caso de los filtros, el de mayor tamaño es el microfiltro teniendo un área de membrana 35.22 m<sup>2</sup>.

Se realizó el estudio de viabilidad económica del proceso de producción de XOS teniendo así un valor de CapEX de 11.36 millones de dólares en total, esto contando los costos ISBL, OSBL, ingeniería y contingencias. Cabe resaltar que el material para los equipos es Acero inoxidable 304, cuyo factor fue considerado en los cálculos. Asimismo, se contó con el factor de locación especificado para Perú y, además, se contó con el factor para la conversión del costo de las máquinas para el 4to Quartil del año 2023. En el caso del OpEX, se tiene entre costos directos e indirectos del proceso, así como también las expensas generales obteniendo un total de 1,79 millones de dólares, teniendo como mayor gasto los costos de investigación y desarrollo, debido a que entramos dentro del rubro de la biotecnología y esta industria necesita un mayor estudio para el desarrollo de nuevas tecnologías. Con ello, se pudo obtener los indicadores NPV y TIR, teniendo así un NPV de 18.1 millones de dólares y un TIR de 31.1%, por lo que se concluye que se tiene una viabilidad económica del proyecto.

Se realizó el estudio de riesgo preliminar e indicadores ambientales del proceso de producción de XOS por hidrólisis enzimática. Para el caso del análisis de riesgos preliminar, se utilizó la herramienta del análisis modal de fallas y efectos (AMFE). Con ello, se identificó que la operación mayor riesgo según la puntuación final sería tanto la trituración como la molienda puesto que en estos se tiene que lograr la reducción del tamaño de partícula para mejorar el rendimiento de la reacción y para el caso ambiental, se verificaron las toneladas de CO<sub>2</sub> emitidas al ambiente y el e-factor, teniendo así una emisión de 185.87 toneladas de CO<sub>2</sub>. Finalmente, se obtuvo un e-factor de 4.11 que asemeja a una planta de químicos sencillos, se tiene además los subproductos de alto valor comercial: celulosa, lignina y xilosa, los cuales podrán ser valorizados en otros procesos para luego ser comercializados con una purificación posterior.

## **RECOMENDACIONES**

Implementar un mecanismo de control para los procesos, tal como un controlador P&ID, para asegurar el funcionamiento óptimo de la producción. Asimismo, podría funcionar como una simulación del controlador con respecto al modelo de la planta.

Realizar un diagrama P&ID que permitirá entender con facilidad las tuberías y la instrumentación de lo realizado aquí. Así se facilitará la visualización de los controladores y ayudará a comprender el funcionamiento general del proceso.

Valorizar las corrientes de celulosa y lignina para poder obtener subproductos de valor, los cuales puedan ser comercializados.

Optimar el tiempo de proceso, explorando la posibilidad de adquirir un segundo biorreactor para tener un proceso de 64 horas de trabajo.

Revisar la posibilidad de incluir vectores genéticos mediante plásmidos para un cultivo de bacterias para la producción de las enzimas Endo--1,4-xilanasas.

## REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- [1] Dirección General de Seguimiento y Evaluación de Políticas, Ministerio de Agricultura y Riego y Albuja, E., Nov. 2019 “Anuario Estadístico de la Producción Agrícola 2018” [En Línea]. Disponible en: [https://siea.midagri.gob.pe/portal/phocadownload/datos\\_estadisticas/anuarios/agricola/agricola\\_2018.pdf](https://siea.midagri.gob.pe/portal/phocadownload/datos_estadisticas/anuarios/agricola/agricola_2018.pdf)
- [2] R. Manrique, 2021, "Perú bate su récord de exportaciones de piña - Redagícola Perú", Redagícola Perú, [En línea]. Disponible en: <https://www.redagricola.com.pe/peru-bate-su-record-de-exportaciones-de-pina/>.
- [3] Centro de Investigación de Economía y Negocios Globales, «Piñas: potencial exportador peruano». Accedido: 28 de mayo de 2024. [En línea]. Disponible en: [https://www.cien.adexperu.org.pe/wp-content/uploads/2021/02/CIEN\\_NSIM1\\_Febrero\\_2021-1-1.pdf](https://www.cien.adexperu.org.pe/wp-content/uploads/2021/02/CIEN_NSIM1_Febrero_2021-1-1.pdf)
- [4] CAF - Banco de Desarrollo de América Latina y Asociación de Exportadores, «Estudio de internacionalización del Sector Agroindustrial Peruano». Accedido: 28 de enero de 2022. [En línea]. Disponible en: <https://www.cien.adexperu.org.pe/wp-content/uploads/2020/12/ESTUDIO-DE-MERCADO-SECTOR-AGROINDUSTRIAL-ADEX-CAF-2020.pdf>
- [5] Campos, Débora, Ribeiro Tânia, Teixeira Jose, Pastrana Lorenzo y Pintado Maria. Integral Valorization of Pineapple (Ananas comosus L.) By-Products through a Green Chemistry Approach towards Added Value Ingredients, in Foods, Ene. 2020, [En línea]. Disponible en: [10.3390/foods9010060](https://doi.org/10.3390/foods9010060).
- [6] Ministerio de Desarrollo Agrario y Riego. (2012, nov 14). Decreto Supremo N° 016-2012-AG, Reglamento de Manejo de los Residuos Sólidos del Sector Agrario. Perú. [En línea]. Disponible en: [https://www.midagri.gob.pe/portal/download/pdf/marcolegal/normaslegales/decretosupremos/2012/ds\\_16-2012-ag.pdf](https://www.midagri.gob.pe/portal/download/pdf/marcolegal/normaslegales/decretosupremos/2012/ds_16-2012-ag.pdf)
- [7] Tursi, A. A review on biomass: importance, chemistry, classification, and conversion. Biofuel Research Journal. Jun 2019, [En línea]. Disponible en: [10.18331/BRJ2019.6.2.3](https://doi.org/10.18331/BRJ2019.6.2.3)
- [8] L. Santibáñez, C. Henríquez, R. Corro-Tejeda, S. Bernal, B. Armijo y O. Salazar, "Xylooligosaccharides from lignocellulosic biomass: A comprehensive review", Carbohydrate Polymers, Ene 2021, [En línea]. Disponible en: [10.1016/j.carbpol.2020.117118](https://doi.org/10.1016/j.carbpol.2020.117118)
- [9] F. Contesini, E. de Lima, F. Mandelli, G. Borin, R. Alves y C. Terrasan, 2019 "Carbohydrate Active Enzymes Applied in the Production of Functional Oligosaccharides",

Encyclopedia of Food Chemistry, Ene 2021, [En línea]. Disponible en: [10.1016/b978-0-08-100596-5.21639-9](https://doi.org/10.1016/b978-0-08-100596-5.21639-9).

[10] A. Samanta et al., "Xylooligosaccharides as prebiotics from agricultural by-products: Production and applications", *Bioactive Carbohydrates and Dietary Fibre*, Ene 2015, [En línea]. Disponible en: [10.1016/j.bcdf.2014.12.003](https://doi.org/10.1016/j.bcdf.2014.12.003).

[11] Ahmad, R., "Better health with plants plant oligosaccharides: trends and future", in ICN2, Penang, Malaysia, 2019, pp. 601–607.

[12] Amorim, C., Silvério, S. C., Prather, K. L. J., y Rodrigues, L. R., "From lignocellulosic residues to market: Production and commercial potential of xylooligosaccharides", *Biotechnol. Adv*, nov 2019, [En línea]. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/j.biotechadv.2019.05.003>.

[13] León Carrasco, J.C., Dic 2017. "Áreas de cultivo de piña en Perú habrían crecido 30% este año", [En línea]. Disponible en: <https://agraria.pe/noticias/areas-de-cultivo-de-pina-en-peru-habrian-crecido-30-este-ano-15530>

[14] G. Garrote, H. Domínguez, y J. Parajó, "Autohydrolysis of corncob: study of non-isothermal operation for xylooligosaccharide production", *Journal of Food Engineering*, May 2002. [En Línea]. Disponible en: [https://doi.org/10.1016/S0260-8774\(01\)00108-X](https://doi.org/10.1016/S0260-8774(01)00108-X)

[15] Liu, C., y Wyman, C. E., "Partial flow of compressed-hot water through corn stover to enhance hemicellulose sugar recovery and enzymatic digestibility of cellulose." *Bioresource Technology*, Ene 2005, [En línea]. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2005.01.012>

[16] S. Banerjee, A. Patti, V. Ranganathan, y A. Arora, "Hemicellulose based biorefinery from pineapple peel waste: Xylan extraction and Food and Bioproducts Processing. *Food and Bioproducts Processing*, Sep. 2019. [En Línea]. Disponible: <https://doi.org/10.1016/J.FBP.2019.06.012>

[17] A. Samanta et al., "Production and in vitro evaluation of xylooligosaccharides generated from corn cobs", *Food and Bioproducts Processing*, Jul. 2012. [En Línea]. Disponible: <https://doi.org/10.1016/J.FBP.2011.11.001>

[18] G. S. Matallana, S. S. Atahualpa, A. L. Riquez, y U. R. Zúñiga, "CONCEPTOS DE BIOCATÁLISIS DE LA LIGNOCELULOSA DESDE UN ENFOQUE DE INGENIERÍA DE PROCESOS Y SISTEMAS: UNA REVISIÓN", *Perfiles*, Aug 2022. [En línea]. Disponible en: <https://doi.org/10.47187/perf.v1i28.179>

[19] P. Gullón, P. Moura, M. Esteves, F. Girio, H. Domínguez, y J. Parajó, "Assessment on the fermentability of xylooligosaccharides from rice husks by probiotic bacteria", *Journal of agricultural and food chemistry*, Jul. 2008. [En Línea]. Disponible en: <https://doi.org/10.1021/jf800715b>

- [20] Q. Qing, H. Li, R. Kumar, y C. Wyman, “Xylooligosaccharides Production, Quantification, and Characterization in Context of Lignocellulosic Biomass Pretreatment”. John Wiley & Sons Apr. 2013. [En Línea]. Disponible en: <https://doi.org/10.1002/9780470975831.CH19>
- [21] T.S.S. Milessi, et al., “Immobilization and stabilization of an endoxylanase from *Bacillus subtilis* (XynA) for xylooligosaccharides (XOs) production”, *Catal. Today*, Jan 2015, [En Línea]. Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0920586115003582>
- [22] J. Han, R. Cao, X. Zhou, y Y. Xu, “An integrated biorefinery process for adding values to corncob in co-production of xylooligosaccharides and glucose starting from pretreatment with gluconic acid”. *Bioresource technology*, Mar. 2020. [En Línea]. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2020.123200>
- [23] A. L. Woiciechowski et al., “Lignocellulosic biomass: Acid and alkaline pretreatments and their effects on biomass recalcitrance - Conventional processing and recent advances”., *Bioresource technology*, Ene. 2020. [En Línea]. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2020.122848>
- [24] T. Collins, C. Gerday, y G. Feller, “Xylanases, xylanase families and extremophilic xylanases”., *FEMS microbiology reviews*, Jan 2005, [En Línea]. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/J.FEMSRE.2004.06.005>
- [25] M. Polizeli, A. Rizzatti, R. Monti, H. Terenzi, J. A. Jorge, y D. Amorim, “Xylanases from fungi: properties and industrial applications”, *Applied Microbiology and Biotechnology*, Jan. 2005, [En Línea]. Disponible en: <https://doi.org/10.1007/s00253-005-1904-7>
- [26] S. M. Oliveira et al., “Covalent immobilization-stabilization of  $\beta$ -1,4-endoxylanases from *Trichoderma reesei*: Production of xylooligosaccharides”, *Process Biochemistry*, Jan 2018, [En Línea]. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/J.PROCBIO.2017.09.018>
- [27] P. Bajpai, “Sources, Production, and Classification of Xylanases”, in *Microbial Xylanolytic Enzymes*, in *Pro BioChem and Biotech*, India, 2022, ch 5, pp. 43–52.
- [28] S M de Oliveira, "INMOVILIZACIÓN Y ESTABILIZACIÓN DE ENDO XILANASAS DE TRICHODERMA REESEI. PRODUCCIÓN DE XILO-OLIGOSACARIDOS POR HIDRÓLISIS ENZIMÁTICA DE XILANO", PhD Tesis, Dept Ciencias, Uni Aut de Madrid, Madrid, España, 2017. [En Línea]. Disponible en: [https://repositorio.uam.es/bitstream/handle/10486/681491/martins\\_de\\_oliveira\\_sandro.pdf?sequence=1](https://repositorio.uam.es/bitstream/handle/10486/681491/martins_de_oliveira_sandro.pdf?sequence=1)
- [29] L. J. Swart, A. M. Petersen, O. K. K. Bedzo, y J. Görgens, “Techno-economic analysis of the valorization of brewers spent grains: production of xylitol and xylo-oligosaccharides”,

Journal of Chemical Technology & Biotechnology. Journal of Chemical Technology & Biotechnology, Ene. 24, 2021. [En Línea]. Disponible en: <https://doi.org/10.1002/JCTB.6683>

[30] A. Samanta et al., “Xylooligosaccharides as prebiotics from agricultural by-products: Production and applications”, *Bioactive Carbohydrates and Dietary Fibre*, Jan 2015 [En Línea]. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/j.bcdf.2014.12.003>

[31] J. Kim, Y.-Y. Lee, and T. Kim, “A review on alkaline pretreatment technology for bioconversion of lignocellulosic biomass”, *Bioresource technology*, Jan 2016. [En Línea]. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2015.08.085>

[32] J. Xu y R. Sun, “Recent Advances in Alkaline Pretreatment of Lignocellulosic Biomass” in *Biomass Fractionation Technologies for a Lignocellulosic Feedstock Based Biorefinery*, Elsevier B.V, Beijing, China, ch 19, pp. 431–459.

[33] C. de Freitas, E. Carmona, y M. Brienzo, "Xylooligosaccharides production process from lignocellulosic biomass and bioactive effects", *Bioact.*, Abr 2019, [En línea]. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/j.bcdf.2019.100184>

[34] P. A Williams y G Phillips, *Gums and Stabilisers for the Food Industry 18: Hydrocolloid Functionality for Affordable and Sustainable Global Food Solutions*, Royal society of chemistry, 2016.

[35] Congreso de la República del Perú, (2008, jun 28). Decreto Legislativo N°1062, Ley de Inocuidad de los Alimentos. [En línea]. Disponible en: <https://www.leyes.congreso.gob.pe/Documentos/DecretosLegislativos/01062.pdf>

[36] Principios Generales de Higiene de los Alimentos, CXC 1-1969. Organización Mundial de la Salud y Organización de las Naciones Unidas para la Alimentación y la Agricultura, 2022. [En línea]. Disponible en: [https://www.fao.org/fao-who-codexalimentarius/sh-proxy/es/?lnk=1&url=https%253A%252F%252Fworkspace.fao.org%252Fsites%252Fcodex%252Fstandards%252FCXC%2B1-1969%252FCXC\\_001s.pdf](https://www.fao.org/fao-who-codexalimentarius/sh-proxy/es/?lnk=1&url=https%253A%252F%252Fworkspace.fao.org%252Fsites%252Fcodex%252Fstandards%252FCXC%2B1-1969%252FCXC_001s.pdf).

[37] Comisión Europea. (29, ene. 2023). Reglamento de Ejecución (UE) 2023/65 de la comisión de 6 de enero del 2023 que corrige el Reglamento de Ejecución (UE) 2018/1648, por el que se autoriza la comercialización de xilooligosacáridos como nuevo alimento. [En línea]. Disponible en: <https://eur-lex.europa.eu/legal-content/ES/TXT/PDF/?uri=CELEX:32023R0065&from=ES>

[38] Tarasov, D., Leitch, M., & Fatehi, P. “Lignin–carbohydrate complexes: properties, applications, analyses, and methods of extraction: a review”. *Biotechnology for Biofuels*, Sep 2018, [En Línea]. Disponible en: <https://doi.org/10.1186/s13068-018-1262-1>

[39] H. Scheller y P. Ulvskov, “Hemicelluloses” en *Annual review of plant biology*, Mar 2010 [En Línea]. Disponible en: <https://doi.org/10.1146/annurev-arplant-042809-112315>

- [40] H. Chen et al., “A review on the pretreatment of lignocellulose for high-value chemicals” en *Fuel Processing Technology*, Jun 2017. [En Línea]. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/J.FUPROC.2016.12.007>
- [41] M. Brienzo, A.F. de Azevedo Carvalho et al. “SUGARCANE BAGASSE HEMICELLULOSE PROPERTIES, EXTRACTION TECHNOLOGIES AND XYLOOLIGOSACCHARIDES PRODUCTION” en Nova Science Publishers, Rio Claro, Brasil, 2016, ch 8, pp. 156-182.
- [42] L. Hu, F. Xuezi, M. Du, L. Fan, y S. Guo, “Hemicellulose-Based Polymers Processing and Application” en *American Journal of Plant Sciences*, Dic 2020. [En Línea]. Disponible en: <https://doi.org/10.4236/ajps.2020.1112146>
- [43] Shuler, M.L. and F. Kargi. *Bioprocess Engineering Basic Concepts*. Prentice-Hall, Inc. New Jersey, 2002
- [44] G. V. Gautério, L. G. G. da Silva, T. Hübner, T. da R. Ribeiro, y S. Kalil, “Xylooligosaccharides production by crude and partially purified xylanase from *Aureobasidium pullulans*: Biochemical and thermodynamic properties of the enzymes and their application in xylan hydrolysis” en *Process Biochemistry*, May 2021. [En Línea]. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/J.PROCBIO.2021.03.00>
- [45] G. Towler and R. Sinnott, *Chemical Engineering Design: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design*, 2nd ed., Waltham, Massachusetts, United States, Elsevier, 2013.
- [46] Van Aarsen File Camp, «Molino de Martillos GD: Hoja Técnica». Accedido: 28 de octubre de 2022. [En línea]. Disponible en: <https://aarsen.filecamp.com/s/q7WQgVw9zWFESlmW/fo/3BcXZUMkJAtnpkd/fi/gnuHdVufpUyFf3Bk>
- [47] Neue Herbold, «Molinos trituradores». Accedido: 30 de octubre de 2022. [En línea]. Disponible en: <https://neue-herbold.com/wp-content/uploads/2014/10/SM-ES.pdf>
- [48] ZK Separation China Centrifuge Manufacturer, «Centrífuga decantadora ZK para el tratamiento de aguas residuales». Accedido: 28 de octubre de 2022. [En línea]. Disponible en: <https://www.zkcentrifuge.com/es/application/wastewater-treatment.html>
- [49] S. M. Oliveira et al., “Covalent immobilization-stabilization of  $\beta$ -1,4-endoxylanases from *Trichoderma reesei*: Production of xylooligosaccharides” en *Process Biochemistry*, Jan 2018 [En Línea]. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/J.PROCBIO.2017.09.018>
- [50] H. Fogler, “Isothermal Reactor Design” en *Elements of Chemical Reaction Engineering*, 5th ed., Kendallville, Indiana, USA, Pearson Edu. Inc, 2016, ch 5, sec 5.2, pp. 144 - 152



[51] T. S. Milessi et al., “Xylooligosaccharides production chain in sugarcane biorefineries: From the selection of pretreatment conditions to the evaluation of nutritional properties” en *Industrial Crops and Products*. *Industrial Crops and Products*, Nov. 2021. [En Línea]. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/j.indcrop.2021.114056>

[52] A. Suarez, "PROPUESTA DE DIMENSIONAMIENTO DE UN SISTEMA DE ULTRAFILTRACIÓN, PARA TRATAR AGUA PERMEADA ALMACENADA", Tesis de titulación de Ingeniería Química, Universidad de América, Bogotá, Colombia, 2016. [En Línea]. Disponible en: <https://repository.uamerica.edu.co/bitstream/20.500.11839/481/1/6091168-2016-2-IQ.pdf>

[53] W. Sanchez, “MODELAMIENTO DE DISEÑO DE SECADOR ATOMIZADOR A PARTIR DEL FLUJO DE ALIMENTACIÓN Y CONTENIDO DE HUMEDAD INICIAL”, Tesis de titulación de Ingeniería Mecánica, Universidad Nacional de Trujillo, Trujillo, Perú, 2018. [En Línea]. Disponible en: <https://dspace.unitru.edu.pe/bitstream/handle/UNITRU/11152/WILINTHON%20JAVIER%20ORUIZ%20S%C3%81NCHEZ.pdf?sequence=1&isAllowed=y>

[54] G. Garrote, H. Domínguez, y J. C. Parajó, “Mild autohydrolysis: an environmentally friendly technology for xylooligosaccharide production from wood”, en *Wiley Analytical Science*. Oct 1999, [En Línea]. Disponible en: [https://doi.org/10.1002/\(SICI\)1097-4660\(199911\)74:11<1101::AID-JCTB146>3.0.CO;2-M](https://doi.org/10.1002/(SICI)1097-4660(199911)74:11<1101::AID-JCTB146>3.0.CO;2-M)

[55] Green. D. W and Southhard. M. Z, *Perry’s Chemical Engineers Handbook*, 9a ed. Kansas: McGraw-Hill Education., 2019.

[56] C. Liu and X. Wu, “Determination of membrane areas for ultrafiltration processes” en *Journal of Chemical Technology & Biotechnology*, Ago 2001, [En Línea]. Disponible en: <https://doi.org/10.1002/jctb.479>

[57] A. Piry, A. Heino, W. Kühnl, T. Grein, S. Ripperger, and U. Kulozik, “Effect of membrane length, membrane resistance, and filtration conditions on the fractionation of milk proteins by microfiltration” en *Journal of Dairy Science*, Abr 2012, [En Línea]. Disponible en: <https://doi.org/10.3168/jds.2011-4292>

[58] Harris D C. and Lucy C. A. *Quantitative Chemical Analysis*, 8a ed. New York: Clancy Marshall, 2010.

[59] M. E. S. Pardo, M. E. R. Cassellis, R. M. Escobedo, y E. J. García, “Chemical Characterisation of the Industrial Residues of the Pineapple (*Ananas comosus*)”, en *Journal of Agricultural Chemistry and Environment*, May 2014. [En Línea]. Disponible en: <https://doi.org/10.4236/JACEN.2014.32B009>

- [60] Y.-L. Huang, C. Chow, y Y. Fang, "Preparation and physicochemical properties of fiber-rich fraction from pineapple peels as a potential ingredient", en *Journal of Food and Drug Analysis*, Jul. 2020. [En Línea]. Disponible en: <https://doi.org/10.38212/2224-6614.2179>
- [61] D. Nabarlantz, C. Torras, R. García-Valls, y D. Montané, "Purification of xylo-oligosaccharides from almond shells by ultrafiltration", en *Separation and Purification Technology*, Mar. 2007. [En Línea]. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/J.SEPPUR.2006.07.006>
- [62] Y. Bewari, R. Goldberg, "Thermodynamics of Hydrolysis of Disaccharides", en *THE JOURNAL OF BIOLOGICAL CHEMISTRY*, Oct 1988. [En Línea]. Disponible en: [https://doi.org/10.1016/0301-4622\(91\)85029-P](https://doi.org/10.1016/0301-4622(91)85029-P)
- [63] R. Ibbett, S. Gaddipati, S. Davies, S. Hill, y G. Tucker, "The mechanisms of hydrothermal deconstruction of lignocellulose: New insights from thermal–analytical and complementary studies" en *Bioresource Technology*, Oct 2011. [En Línea]. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2011.06.044>
- [64] F. P. Incropera, D. Dewitt, T. Bergman, y A. Lavine, *Fundamentals of heat and mass transfer*, 7a ed. Nueva Jersey: John Wiley & Sons, Inc., 2011.
- [65] AGROPERÚ, "El 97 % de las exportaciones de piña peruana va en forma procesada", Accedido: May. 30, 2024. [En Línea]. Disponible en: <https://www.agroperu.pe/el-97-de-las-exportaciones-de-pina-peruana-va-en-forma-procesada/>
- [66] P. Cabana y L. Ninavilca, "FACTORES DE PRODUCCIÓN QUE LIMITAN LA EXPORTACIÓN DE PIÑAS GOLDEN DE LA MYPE EN LA SELVA CENTRAL DE JUNIN HACIA EL MERCADO DE ESPAÑA", Tesis de titulación. Fac. de Ciencias Administrativas y Recursos Humanos, USMP, Lima, Perú. 2020. [En Línea]. Disponible en: [https://repositorio.usmp.edu.pe/bitstream/handle/20.500.12727/7368/cabana\\_mpj-ninavilca\\_alb.pdf?sequence=1](https://repositorio.usmp.edu.pe/bitstream/handle/20.500.12727/7368/cabana_mpj-ninavilca_alb.pdf?sequence=1)
- [67] "Especificaciones de producto", Biocon.es, 2015. [En línea]. Disponible en: <http://biocon.es/wp-content/uploads/2015/05/35010-Xylanase-Trichoderma-reesei-liquid.pdf>.
- [68] A. Khalaji, M. Sedighi, and F. Vahabzadeh, "Optimization and Kinetic Evaluation of Acetylxylan Esterase and Xylanase Production by *Trichoderma reesei* Using Corn Cob Xylan", en *Environmental Processes*, Jul. 2020. [En Línea]. Disponible en: <https://doi.org/10.1007/s40710-020-00451-6>
- [69] A. Sunna y G. Antranikian, "Xylanolytic Enzymes from Fungi and Bacteria", en *PubMed*, Ene 1997, [En Línea]. Disponible en: <https://doi.org/10.3109/07388559709146606>
- [70] S. Liu, "Batch Reactor" en *Bioprocess Engineering*, Syracuse, NY, USA, Elsevier, 2017, ch 4, pp. 139-178.

[71] W. Rezquelltah, “Validación de los procesos de limpieza en la industria farmacéutica, mediante la aplicación del análisis de riesgo, seguridad toxicológica y UPLC”, Ph.D. tesis. Fac. de Farmacia, Uni. de Barcelona, Barcelona, España, 2015, [En Línea]. Disponible en: [https://diposit.ub.edu/dspace/bitstream/2445/98040/1/Wafae%20Rezquellah\\_THESIS.pdf](https://diposit.ub.edu/dspace/bitstream/2445/98040/1/Wafae%20Rezquellah_THESIS.pdf)

[72] F. Robin, “The basic facts of cleaning validation” en QA-Validation Department. Novopharm Ltd, Canada. Feb, 2010. [En línea]. Disponible en: <http://pharmaceuticalvalidation.blogspot.com/2010/02/basic-facts-of-cleaningvalidation.html>

[73] Chemical Engineering: Essentials for the CPI professional, “Economic Indicators”, vol 131. no. 1. pp. 40-41, 2024. [En línea]. Disponible en: [https://www.nxtbook.com/accessintelligence/ChemicalEngineering/che\\_january-2024/index.php?startid=40#/p/40](https://www.nxtbook.com/accessintelligence/ChemicalEngineering/che_january-2024/index.php?startid=40#/p/40)

[74] M. Peters, Elementary Chemical Engineering, 2nd ed. Waltham, Massachusetts, United States, Elsevier, 1985.

[75] Sunat, “Regimen general”. 2020. [En línea] NuevoRegimenGeneral\_02.20.pdf (sunat.gob.pe)

[76] Congreso de la República del Perú. Decreto Legislativo N° 1488, “DECRETO LEGISLATIVO QUE ESTABLECE UN RÉGIMEN ESPECIAL DE DEPRECIACIÓN Y MODIFICA PLAZOS DE DEPRECIACIÓN”. May 2020, Disponible en: <https://busquedas.elperuano.pe/normaslegales/decreto-legislativo-que-establece-un-regimen-especial-de-dep-decreto-legislativo-n-1488-1866210-6/>

[77] F. G. Calvo-Flores, “Sustainable chemistry metrics”., en ChemSusChem, Oct. 2009, [En Línea]. Disponible en: <https://doi.org/10.1002/cssc.200900128>

[78] R. Sheldon, “The E Factor: fifteen years on” en Green Chemistry, Nov 2007. [En Línea]. Disponible en: <https://doi.org/10.1039/B713736M>

[79] T. M. Gür, “Carbon Dioxide Emissions, Capture, Storage and Utilization: Review of Materials, Processes and Technologies” en Progress in Energy and Combustion Science. Mar 2022. [En Línea]. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/j.pecs.2021.100965>

[80] Jinan Damatic Machinery Equipment. Industrial Electric Fruit vegetable slice cube cutting slicing dicing machine potato carrot banana chips cutter slicer dicer. Sep 2022 [En Línea]. Disponible en: [https://www.alibaba.com/product-detail/Slicing-Dicing-Machine-Industrial-Electric-Fruit\\_1600081732933.html?spm=a2700.galleryofferlist.topad\\_creative.d\\_image.65274c78RuUAVa](https://www.alibaba.com/product-detail/Slicing-Dicing-Machine-Industrial-Electric-Fruit_1600081732933.html?spm=a2700.galleryofferlist.topad_creative.d_image.65274c78RuUAVa)

[81] A. De Michelis y E. Ochoa, "Deshidratación de frutas hortalizas y hongos: Procedimientos hogareños y comerciales de pequeña escala", Inta Ediciones. 2021 [En línea]. Disponible en: [https://inta.gob.ar/sites/default/files/script-tmp-inta\\_cartilla\\_secado.pdf](https://inta.gob.ar/sites/default/files/script-tmp-inta_cartilla_secado.pdf)

[82] H. Krawczyk, A. Arkell, y A.-S. Jönsson, "Impact of prefiltration on membrane performance during isolation of hemicelluloses extracted from Wheat Bran", en *Separation and Purification Technology*, Sep 2013, [En Línea]. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2013.05.039>

[83] Gupta, Praveen Kumar et al. An Update on Overview of Cellulose, Its Structure and Applications. (2019). [En Línea]. Disponible en: [10.5772/intechopen.84727](https://doi.org/10.5772/intechopen.84727).

[84] Microcrystalline cellulose: Isolation, characterization and bio-composites application—A review, *International Journal of Biological Macromolecules*, Dec 2016, [En Línea]. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/j.ijbiomac.2016.09.056>

[85] Dutta SK, Chakraborty S. Pore-scale dynamics of enzyme adsorption, swelling and reactive dissolution determine sugar yield in hemicellulose hydrolysis for biofuel production. *Sci Rep*. Dec 2016 [En Línea]. Disponible en: [10.1038/srep38173](https://doi.org/10.1038/srep38173). PMID: 27905534; PMCID: PMC5131285.

[86] Gosselink, R. J. A., et al. (2011). "Lignin-based polymers." *Industrial Crops and Products*.

[87] Ahvazi, B., Cloutier, É., Wojciechowicz, O., & Ngo, T.-D. Lignin Profiling: A Guide for Selecting Appropriate Lignins as Precursors in Biomaterials Development. *ACS Sustainable Chemistry & Engineering*, Sep 2016. [En Línea]. Disponible en: [10.1021/acssuschemeng.6b00873](https://doi.org/10.1021/acssuschemeng.6b00873)

[88] R. Ghidossi, J. V. Daurelle, D. Veyret y P. Moulin, "Simplified CFD approach of a hollow fiber ultrafiltration system," en *Chemical Engineering Journal*, Oct 2006. [En Línea]. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/j.cej.2006.07.007>

[89] Jinan Damatic Machinery Equipment. Industrial Electric Fruit vegetable slice cube cutting slicing dicing machine potato carrot banana chips cutter slicer dicer. Sep 2022 [En Línea]. Disponible en: [https://www.alibaba.com/product-detail/Slicing-Dicing-Machine-Industrial-Electric-Fruit\\_1600081732933.html?spm=a2700.galleryofferlist.topad\\_creative.d\\_image.65274c78RuUAVa](https://www.alibaba.com/product-detail/Slicing-Dicing-Machine-Industrial-Electric-Fruit_1600081732933.html?spm=a2700.galleryofferlist.topad_creative.d_image.65274c78RuUAVa)

[90] L. Han, J. Feng, S. Zhang, Z. Ma, Y. Wang, y X. Zhang, "Alkali pretreated of wheat straw and its enzymatic hydrolysis" en *Brazilian Journal of Microbiology*, Mar 2012, [En Línea]. Disponible en: <https://doi.org/10.1590/S1517-83822012000100006>

[91] S. Sun et al., “Synergetic effect of dilute acid and alkali treatments on fractional application of rice straw” en *Biotechnology for Biofuels*, Oct 2016. [En Línea]. Disponible en: <https://doi.org/10.1186/s13068-016-0632-9>

[92] National Center for Biotechnology Information, “PubChem Compound Summary for CID 16211032, Cellulose” en National Center for Biotechnology Information, 2024. Accedido: 03 de mayo de 2024. [En Línea]. Disponible en: <https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/Cellulose>

[93] “D-(+)-Xylose | C<sub>5</sub>H<sub>10</sub>O<sub>5</sub> | ChemSpider.” en Royal Academy of Chemistry, Mar 2024, Accedido: 26 de marzo de 2024, [En línea]. Disponible en:, <https://www.chemspider.com/Chemical-Structure.559198.html>

[94] Qi, C., Hou, S., Lu, J., Xue, W., & Sun, K. Thermal characteristics of birch and its cellulose and hemicelluloses isolated by alkaline solution. *Holzforschung*, Jun 2020. [En Línea]. Disponible en: 10.1515/hf-2019-0285

[95] Wang, J.; Hou, S.; Shen, Z.; Wen, J.; Qi, C. Thermal Characteristics and Simulation of Enzymatic Lignin Isolated from Chinese Fir and Birch. *Forests* Jun 2022, [En Línea]. Disponible en: <https://doi.org/10.3390/f13060914>

[96] Tewari, Y. B., Lang, B. E., Decker, S. R., & Goldberg, R. N. Thermodynamics of the hydrolysis reactions of 1,4-β-d-xylobiose, 1,4-β-d-xylotriose, d-cellobiose, and d-maltose. *The Journal of Chemical Thermodynamics*, Oct 2008. En Línea]. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/j.jct.2008.05.015>

[97] Moran M. J ; Shapiro H. N, *Fundamentals Engineering Thermodynamics*, 5th ed. Inglaterra: John Wiley & Sons, Inc., 2006.

[98] P. Penksza, R. Juhász, B. Szabó-Nótin, y L. Sipos, “Xylo-oligosaccharides as texture modifier compounds in aqueous media and in combination with food thickeners”, en *Food Science & Nutrition*, Sep 2019, [En Línea]. Disponible en: <https://doi.org/10.1002/fsn3.117>

[99] A. Piry, A. Heino, W. Kühnl, T. Grein, S. Ripperger, y U. Kulozik, “Effect of membrane length, membrane resistance, and filtration conditions on the fractionation of milk proteins by microfiltration” en *Journal of dairy science*, Apr. 2012. [En Línea]. Disponible en: <https://doi.org/10.3168/jds.2011-4292>

[100] H. Krawczyk, “Separation of biomass components by membrane filtration - Process development for hemicellulose recovery,” 2013. [En Línea]. Disponible en: Available: <https://lup.lub.lu.se/search/ws/files/5705805/3990689.pdf>

[101] “Xylobiose | C<sub>10</sub>H<sub>18</sub>O<sub>9</sub> | ChemSpider.” en Royal Academy of Chemistry, Mar 2024, Accedido: 26 de marzo de 2024, [En línea]. Disponible en:, <http://www.chemspider.com/Chemical-Structure.141332.html>

[102] National Center for Biotechnology Information, “PubChem Compound Summary for CID 644160, DL-Xylose” en National Center for Biotechnology Information, 2024, Accedido: 26 de marzo de 2024, [En Línea]. Disponible en: <https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/DL-Xylose>

[103] Polymech Engineering, “Xylan Coating” en Polymech Engineering , 2024, Accedido: 26 de marzo de 2024, [En Línea]. Disponible en: <https://www.polymechengg.com/xylan-coating.html>

[104] S. K. Dutta and S. Chakraborty, “Pore-scale dynamics of enzyme adsorption, swelling and reactive dissolution determine sugar yield in hemicellulose hydrolysis for biofuel production” en Scientific Reports, Dec 2016. [En Línea]. Disponible en: <https://doi.org/10.1038/srep38173>

[105] Q. Guo, X. Chen, and H. Liu, “Experimental research on shape and size distribution of biomass particle” en Fuel, Apr 2012. [En Línea]. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/J.FUEL.2011.11.041>

[106] C. Liu y X.- yan Wu, “Determination of membrane areas for ultrafiltration processes” en Journal of Chemical Technology & Biotechnology, Oct 2001. [En Línea]. Disponible en: <https://doi.org/10.1002/JCTB.479>

[107] L. Zhang et al., “Drying methods, carrier materials, and length of storage affect the quality of xylooligosaccharides” en Food Hydrocolloids, Sep 2019. [En Línea]. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/J.FOODHYD.2019.03.043>

[108] S. R. Decker, R. N. Goldberg, B. E. Lang, and W. Michener,, “Thermodynamics of the hydrolysis reactions of 1,4-β-D-xylobiose, 1,4-β-D-xylotriose, D-cellobiose, and D-maltose” The Journal of Chemical Thermodynamics, vol. 40, no. 10, pp. 1517–1526, Abr. 2010, [En Línea]. Disponible en: <https://doi.org/10.1021/jp911225s>.

[109] R. Ghidossi, J. V. Daurelle, D. Veyret y P. Moulin, “Simplified CFD approach of a hollow fiber ultrafiltration system,” en Chemical Engineering Journal, Oct 2006. [En Línea]. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/j.cej.2006.07.007>

[110] A. Tejada, R.M. Montesinos y R. Guzman. Bioseparaciones, 2a ed, Sonora, Mexico, Pearson, 2011.

[111] P. Penksza, R. Juhász, B. Szabó-Nótin y L. Sipos, “Xylo-oligosaccharides as texture modifier compounds in aqueous media and in combination with food thickeners” en Food Science & Nutrition, Jul 2020. [En Línea]. Disponible en: <https://www.ncbi.nlm.nih.gov/pmc/articles/PMC7382132/>

[112] ChemSpider: Search and share chemistry, «Xylobiose». Accedido: 19 de abril de 2022. [En línea]. Disponible en: <https://www.chemspider.com/Chemical-Structure.141332.html>

[113] “DL-xylose,” National Center for Biotechnology Information. PubChem Compound Database. [En Línea]. Disponible en: <https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/DL-Xylose>.

[114] A. Piry, A. Heino, W. Kühnl, T. Grein, S. Ripperger, and U. Kulozik, “Effect of membrane length, membrane resistance, and filtration conditions on the fractionation of milk proteins by microfiltration” en *Journal of Dairy Science*, Abr 2012, [En Línea]. Disponible en: <https://doi.org/10.3168/jds.2011-4292>

[115] Polymech Engineering, «Xylan 1010 Coating». Accedido: 17 de julio de 2022. [En línea]. Disponible en: <https://www.polymechengg.com/xylan-coating.html#xylan-1010-coating>

[116] Van Aarsen File Camp, «Molino de Martillos GD: Hoja Técnica». Accedido: 28 de octubre de 2022. [En línea]. Disponible en: <https://aarsen.filecamp.com/s/q7WQgVw9zWFESlmW/fo/3BcXZUMkJAtsnpkd/fi/gnuHdVufpUyFf3Bk>

[117] Neue Herbold, «Molinos trituradores». Accedido: 30 de octubre de 2022. [En línea]. Disponible en: <https://neue-herbold.com/wp-content/uploads/2014/10/SM-ES.pdf>

[118] Hong Kong Yaness Industrial «ISO Standard Chemical Centrifugal Pump». Accedido: 16 de agosto de 2024. [En línea]. Disponible en: <https://www.ynspump.com/product/iso-standard-chemical-centrifugal-pump.html>

[119] 911 Metallurgist, «Filtro De Tambor Rotatorio». Accedido: 20 de octubre de 2022. [En línea]. Disponible en: <https://www.911metallurgist.com/metallurgia/filtro-de-tambor-rotatorio/>.

[120] Liaoning Fuyi Machinery Co, «DHC300 High Speed Disc Stack Centrifuge Separator». Accedido: 30 de octubre de 2022. [En línea]. Disponible en: [https://www.alibaba.com/product-detail/DHC300-High-Speed-Disc-Stack-Centrifuge\\_1987670634.html](https://www.alibaba.com/product-detail/DHC300-High-Speed-Disc-Stack-Centrifuge_1987670634.html).

[121] Made-in-China.com, «100m<sup>3</sup>/H Large Scale Industrial Ultrafiltration UF System». Accedido: 27 de julio de 2022. [En línea]. Disponible en: <https://watertreatment2002.en.made-in-china.com/product/VOmFHyoEgQRC/China-100m3-H-Large-Scale-Industrial-Ultrafiltration-UF-System.html>.

[122] Billicomgroups, «Spray Dryer Machine». Accedido: 20 de julio de 2022. [En línea]. Disponible en: [https://www.billicomgroups.com/product/Spray-Dryer--Machine.html?gclid=Cj0KCQjw8amWBhCYARIsADqZJoWzvBPSBIOMTbmECEW951I8l-uS2wrB70ZLqMv\\_jXk6Ftp-2sGNc-8aAh6HEALw\\_wcB](https://www.billicomgroups.com/product/Spray-Dryer--Machine.html?gclid=Cj0KCQjw8amWBhCYARIsADqZJoWzvBPSBIOMTbmECEW951I8l-uS2wrB70ZLqMv_jXk6Ftp-2sGNc-8aAh6HEALw_wcB).

[123] M. Hajar, "OBTENCIÓN DE FIBRA DIETÉTICA A PARTIR DE PIÑA (Ananas comosus) DEL CULTIVAR CAYENA LISA", Tesis para optar por el título profesional,

Universidad Nacional del Centro, Satipo, Perú, 2008, [En Línea]. Disponible en: [https://alicia.concytec.gob.pe/vufind/Record/UNCP\\_e88cb4d3865b2ef2ee2a7d6eff40ac9d](https://alicia.concytec.gob.pe/vufind/Record/UNCP_e88cb4d3865b2ef2ee2a7d6eff40ac9d)

[124] G. V. Barbosa-Cánovas, L. Ma, B. Barletta, y A. I. Ribas, “Manual de laboratorio de ingeniería en alimentos”. M.S. España: Editorial Acribia. 1997. pp. 71 – 78

[125] A. De Michelis y E. Ochoa, "Deshidratación de frutas hortalizas y hongos: Procedimientos hogareños y comerciales de pequeña escala", Inta Ediciones. 2021 [En línea]. Disponible en: [https://inta.gob.ar/sites/default/files/script-tmp-inta\\_cartilla\\_secado.pdf](https://inta.gob.ar/sites/default/files/script-tmp-inta_cartilla_secado.pdf)

[126] Sigma Aldrich, “Glycidol 96 556-52-5,” 2024, Saint Louis, USA. [En Línea]. Disponible en: <https://www.sigmaaldrich.com/PE/es/product/aldrich/g5809>.

[127] Sigma Aldrich, “Polietilenimina ramificada” [En Línea]. Disponible en: <https://www.sigmaaldrich.com/PE/es/product/aldrich/408727>

[128] Dinero en el Tiempo, «Valor del dólar en Perú en 2003». Accedido: 20 de noviembre de 2022. [En línea]. Disponible en: <https://www.dineroeneltiempo.com/divisas/usd-pen/historico/2003>

[129] SUNAT, «Tipo de Cambio Oficial». Accedido: 26 de noviembre de 2022. [En línea]. Disponible en: <https://e-consulta.sunat.gob.pe/cl-at-ittipcam/tcS01Alias>

[130] Wholesalechemicalsource «55 Gallon Drum ACETIC ACID GLACIAL 99% TECH Grade». Accedido: 15 de agosto de 2024. [En línea]. Disponible en: <https://wholesalechemicalsource.com/products/acetic-acid-glacial-80>

[131] Business AnalytIQ, «Caustic Soda price index», 2024, Accedido: 30 de mayo de 2024. [En línea]. Disponible en: <https://businessanalytiq.com/procurementanalytics/index/caustic-soda-price-index/>

[132] Sedapal, «Servicio de agua potable y alcantarillado de lima - Sedapal S.A. Estructura tarifaria», Ene 2024, Accedido: 24 de abril de 2024 [En línea]. Disponible en: <https://cdn.www.gob.pe/uploads/document/file/4242599/3989288-estructura-tarifaria-agua-potable-y-alcantarillado-03-01-2024.pdf?v=1704471278>

[133] GlobalPetrolPrices, «Perú precios de la electricidad», Sep 2023, Accedido: 27 de octubre de 2023, [En línea]. Disponible en: [https://es.globalpetrolprices.com/Peru/electricity\\_prices/](https://es.globalpetrolprices.com/Peru/electricity_prices/)

[134] CHEMAnalyst, «Sodium Citrate Price Trend and Forecast», Mar 2024, Accedido: 15 de marzo de 2024, [En línea]. Disponible en: <https://www.chemanalyst.com/Pricing-data/sodium-citrate-1485>

[135] O. V. Voitkevich, G. J. Kabo, A. V. Blokhin, Y. U. Paulechka, and M. V. Shishonok, «Thermodynamic Properties of Plant Biomass Components. Heat Capacity, Combustion



Energy, and Gasification Equilibria of Lignin» en *Journal of Chemical & Engineering Data*, May 2012, [En Línea]. Disponible en: <https://doi.org/10.1021/je2012814>.

[136] Indeed, «¿Cuánto se gana como uno Operador/a de planta en Perú?». Accedido: 15 de abril de 2023. [En línea]. Disponible en: <https://pe.indeed.com/career/operador-de-planta/salaries>

[137] Manicardi, T.; Baioni e Silva, G.; Longati, A.A.; Paiva, T.D.; Souza, J.P.M.; Pádua, T.F.; Furlan, F.F.; Giordano, R.L.C.; Giordano, R.C.; Milessi, T.S. Xylooligosaccharides: A Bibliometric Analysis and Current Advances of This Bioactive Food Chemical as a Potential Product in Biorefineries' Portfolios. *Foods*, Aug 2023. [En línea]. Disponible en: <https://doi.org/10.3390/foods12163007>

[138] R. A. Sheldon, “Metrics of Green Chemistry and Sustainability: Past, Present, and Future”. *ACS Sustainable Chemistry & Engineering*, 6(1), 32–48, 2017. [En Línea]. Disponible en: <https://doi.org/10.1021/acssuschemeng.7b03505>

[139] Ministerio del Ambiente, “Minam presenta Inventario Nacional de Gases de Efecto Invernadero”, Jun 2021, Accedido: 03 de mayo de 2024, [En línea] Disponible en: <https://www.gob.pe/institucion/minam/noticias/499990-minam-presenta-inventario-nacional-de-gases-de-efecto-invernadero>.

[140] Ministerio del Ambiente, “Factores de emisión nacionales asociados al consumo de electricidad” en NAMAs Energía, 2021, Accedido: 03 de marzo de 2024, [En línea] Disponible en: <https://namasenergia.minem.gob.pe/Content/fileman/Uploads/eficienciaenergetica/menueficiencia/Factores%20de%20emisi%C3%B3n%20nacionales%20por%20consumos%20de%20electricidad.pdf>

[141] A. Sheldon, “The E factor at 30: a passion for pollution prevention”, *Journal Green Chemistry*. [En línea] Disponible en: <https://pubs.rsc.org/en/content/articlelanding/2023/gc/d2gc04747k#>

[142] BioResource International, Inc. 2022. “Xylamax” [En línea]. Disponible en: [https://briworldwide.com/wp-content/uploads/2019/09/XylamaxBrochure\\_Z\\_Singles.pdf](https://briworldwide.com/wp-content/uploads/2019/09/XylamaxBrochure_Z_Singles.pdf)

[143] Congreso de la República del Perú (2016, diciembre 23). Decreto Legislativo N° 1278, Ley de Gestión Integral de Residuos Sólidos. [En línea]. Disponible en: <https://sinia.minam.gob.pe/normas/ley-gestion-integral-residuos-solidos>

[144] Dirección General de Salud Ambiental, Manual de Difusión Técnica N° 01: Gestión de los Residuos Peligrosos en el Perú, Nov 2006, Accedido: 03 de mayo de 2024, [En línea], Disponible en: <http://www.digesa.minsa.gob.pe/publicaciones/descargas/MANUAL%20TECNICO%20RESIDUOS.pdf>

- [145] Ministerio del Ambiente, Decreto Supremo N° 004-2017-MINAM , Estándares de Calidad Ambiental (ECA) para Agua y establecen Disposiciones Complementarias, Jun 2017, Accedido: 03 de mayo de 2024, [En línea], Disponible en: <https://sinia.minam.gob.pe/normas/aprueban-estandares-calidad-ambiental-eca-agua-establecen-disposiciones>
- [146] PROMPERÚ, Perú Retail: Catálogo de productos y directorio de empresas, 2022, Accedido: 13 de agosto de 2023, [En línea] Disponible en: <[https://repositorio.promperu.gob.pe/bitstream/handle/123456789/4222/catalogo\\_retail\\_productos\\_2021espanol\\_keyword\\_principal.pdf?sequence=4&isAllowed=y](https://repositorio.promperu.gob.pe/bitstream/handle/123456789/4222/catalogo_retail_productos_2021espanol_keyword_principal.pdf?sequence=4&isAllowed=y)>
- [147] F. Alejandro, “Mecanización agrícola de la piña en el valle de Satipo, Fundo Santa Teresa” en Uni Nac Agraria, Jun 2014. [En Línea]. Disponible en: <https://doi.org/10.21704/AC.V75I1.940>
- [148] Y. A. Salas, M. C. Colque, A. B. Lazo, R. C. Ccorymanya y C. L. Obregón, “Obtención y caracterización fisicoquímica y funcional de las fibras dietéticas del níspero común (Mespilus germanica)” en Sociedad Química del Perú, Oct 2008. [En Línea]. Disponible en: <https://www.redalyc.org/pdf/3719/371937611007.pdf>
- [149] F. Guo, R. Li, S. Lu, Y. Bi y H. He, “Evaluation of the Effect of Fiber Type, Length, and Content on Asphalt Properties and Asphalt Mixture Performance” en Materials, Mar 2020. [En Línea]. Disponible en: <https://doi.org/10.3390/ma13071556>
- [150] J. Okolie, S. Nanda, A. Dalai, and J. Kozinski, “Chemistry and Specialty Industrial Applications of Lignocellulosic Biomass” en Waste and Biomass Valorization, Jul 2020. [En Línea]. Disponible en: <https://doi.org/10.1007/s12649-020-01123-0>
- [151] P. M. Doran. Principios de ingeniería de los bioprocesos. España. Zaragoza: Acribia, 1998.
- [152] “Dosing Price List Cover-LCIPL008-2023.pdf”. iPaper. Accedido el 4 de octubre de 2024. [En línea]. Disponible: <https://magazines.grundfos.com/grundfos/gpu/gpu-price-lists/2023/dosing-price-list/dosing-price-list-cover-lcipl008-2023pdf/?Page=18&page=22>
- [153] “Turbocalefactor Diesel Ksn-50d KOSNER 50 KW | gskom.cl”. GSCOM. Accedido el 4 de octubre de 2024. [En línea]. Disponible: <https://gskom.cl/p/turbocalefactores/turbocalefactor-diesel-kosner-50-kw/>
- [154] Plastic PVC Powder Turbo Mixer Horizontal Cooler”. Made-in-China.com. Accedido el 4 de octubre de 2024. [En línea]. Disponible: [https://lanhang.en.made-in-china.com/product/gSsnilIDgxrX/China-Plastic-PVC-Powder-Turbo-Mixer-Horizontal-Cooler.html?pv\\_id=1i9cclffp91e&faw\\_id=1i9ccn22k95a](https://lanhang.en.made-in-china.com/product/gSsnilIDgxrX/China-Plastic-PVC-Powder-Turbo-Mixer-Horizontal-Cooler.html?pv_id=1i9cclffp91e&faw_id=1i9ccn22k95a)

[155] “Electric Thermic Fluid Heater”. indiamart.com. Accedido el 4 de octubre de 2024. [En línea]. Disponible: <https://www.indiamart.com/proddetail/electric-thermic-fluid-heater-19285843612.html>

## ANEXOS

### Anexo 1: Partes a utilizar de la piña para el trabajo de investigación

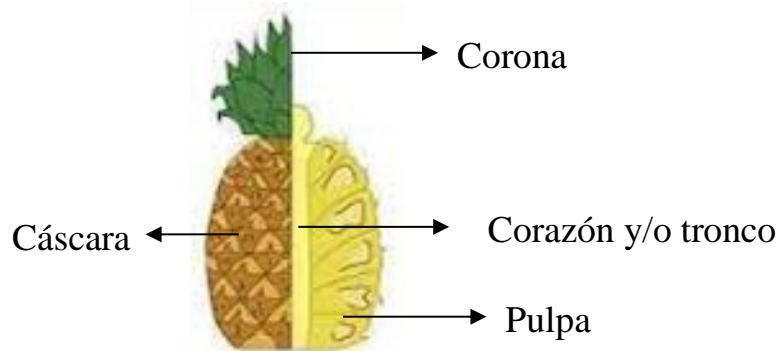


Figura 26. Partes de la piña para el trabajo de investigación.

### Anexo 2: Métodos de pretratamiento y sus resultados

Tabla 99. Métodos para el pretratamiento y sus materias primas [16], [75], [29]

Método	Materia prima	Contenido de hemicelulosa inicial (%)	Temperatura (°C)	Compuestos		Tiempo (min)	Porcentaje de recuperación de hemicelulosa (%)
Alcalino	Piña	31.8	65	NaOH 15 (w/v%)		240	43.5
	Bagazo de caña de azúcar	28.2	121	NaOH 4 (w/v%)		60	13
Hidrotérmico	Piña	31.8	121	Agua	NaOH 15 (w/v%)	90	41.4%
	Afrecho cervecero	20.8	120	Agua	46 mg H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	15	41.9%

### Anexo 3: Estructura química de los xiloglucanos

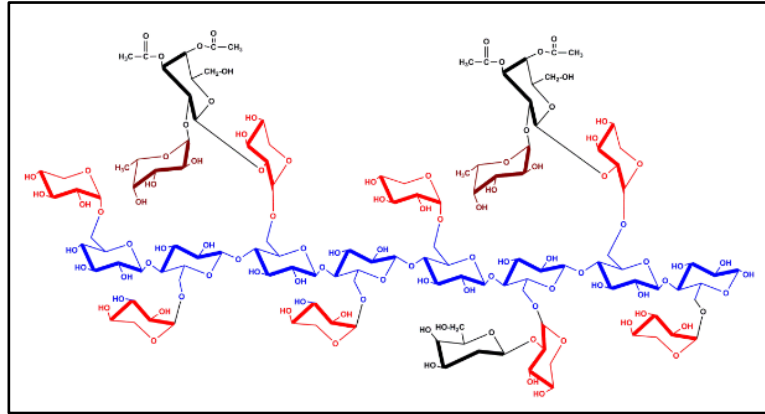


Figura 27. Estructura de los xiloglucanos [80]

### Anexo 4: Estructura química de los xilanos

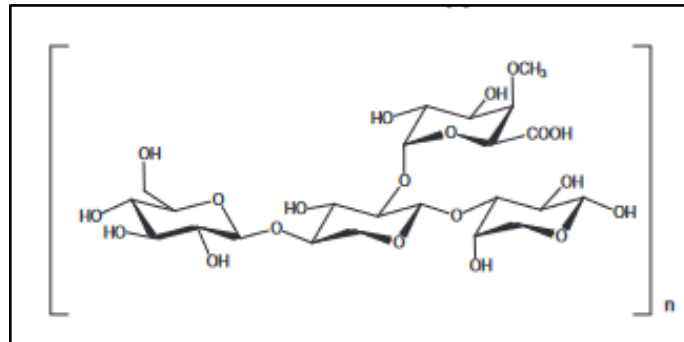


Figura 28. Estructura de los xilanos [75]

### Anexo 5: Mecanismo de acción de las endo 1-4 xilanasas de *Trichoderma reesei*

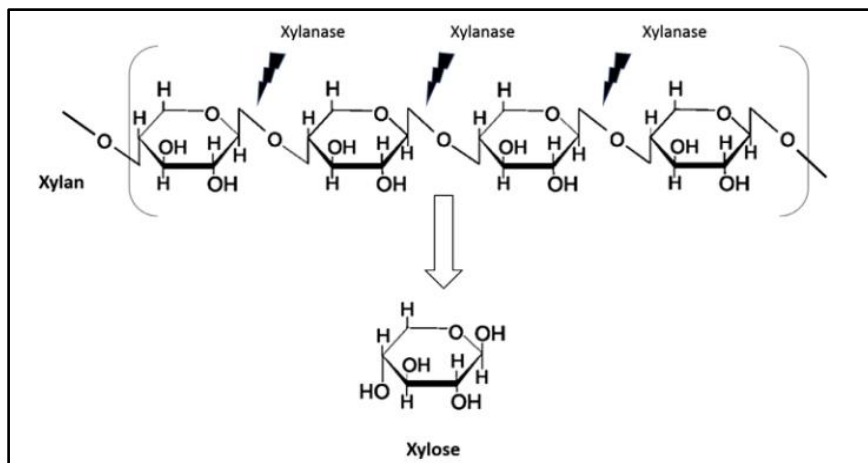


Figura 29. Mecanismo de acción de las enzimas [142].

## **Anexo 6: Marco referencial y geográfico**

En Perú, se cuenta con la Ley de Gestión Integral de Residuos Sólidos, aprobada por el Decreto N°1278 [143], la cual se aplica a las actividades, procesos y operaciones de la gestión y manejo de residuos sólidos, donde se responsabiliza a los productores con la minimización de residuos (tanto el volumen como la peligrosidad) y la promoción de la valorización de la misma. Por otro lado, la DIGESA proporciona un Manual de Difusión Técnica sobre la Gestión de los Residuos Peligrosos en el Perú [144], donde, entre otras cosas, se mencionan las pautas para calificar un residuo y ejemplos específicos de residuos no peligrosos. Los residuos de fenoles, compuestos fenólicos, incluido el clorofenol y los residuos contaminados con soluciones ácidas o básicas con un pH inferior a 2 y superior a 11.5 que muestren características corrosivas fueron clasificados como peligrosos y son corrientes que se obtienen de algunas etapas en nuestro proceso.

Ahora, en cuanto a los efluentes, el Perú no cuenta con una norma específica para los límites máximos permisibles de los efluentes líquidos en la industria alimentaria; sin embargo, se cuenta con Estándares de Calidad Ambiental (ECA) para Agua y Disposiciones Complementarias [145], aprobada por el Decreto N° 004-2017-MINAM, donde se establecen parámetros obligatorios que debe cumplir el agua de acuerdo a su procedencia o destino. Estos parámetros se tomarán en cuenta al momento de decidir qué equipos o parámetro utilizar, ya que diversas etapas del proceso a diseñar generan efluentes como el pretratamiento, etc.

La gran mayoría de empresas de manufactura de productos a base de piña se encuentran en Lima, como se puede observar en la tabla 101 basada en “*Catálogo de productos y empresas*” [146]. Por lo que se recomienda implementar este proyecto entre las zonas del Valle de Satipo, Junín y la zona noreste de Lima (Ate o La Molina), esto dado a que estas áreas son las que presentaron la mayor cantidad de producción de la piña para el año 2018, dadas las condiciones climatológicas favorables para el crecimiento de la piña [131], [147].

*Tabla 100. Empresas peruanas productoras de productos a base de piña.*

<b>Empresa</b>	<b>Producto</b>	<b>Locación</b>
Andes Alimentos	Piña deshidratada	Nuevo Lurín, Lima
Dried foods Perú	Piña deshidratada: fruta entera y en polvo	La Molina, Lima
Fito Perú	Té a base de piña	Ate, Lima
Gandules INC	Conservas dulces	La Molina, Lima
Greenbox SAC	Piña deshidratada: fruta entera y en polvo	Tarma, Junín
Mariposa Andina	Pulpa congelada	La Molina, Lima

### Anexo 7. Balance de masa total del proceso por corrientes.

Tabla 101. Corrientes de masa del proceso de obtención de XOS. [148], [92], [93], [149], [150]

Corrientes																					
Componente	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21
Agua de proceso	0.00	0.00	0.00	0.00	17.49	0.00	17.49	0.00	17.49	17.49	0.00	0.00	17.49	3.56	14.01	3.56	3.56	0.00	0.00	3.56	13.10
Agua de enfriamiento/ calentamiento	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	32.14	0.00	0.00	32.14	32.14	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Cáscara de piña	2.34	2.34	2.06	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	2.06	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Residuo de molienda	0.00	0.00	0.00	0.28	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
NaOH	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	3.09	3.09	0.00	3.09	3.09	0.00	0.00	3.09	0.09	2.99	0.09	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Hemicelulosa	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.59	0.59	0.00	0.00	0.59	0.54	0.05	0.54	0.54	0.00	0.52	0.02	0.00
Celulosa	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.83	0.83	0.00	0.00	0.83	0.09	0.74	0.09	0.09	0.00	0.00	0.09	0.00
Lignina soluble	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.14	0.14	0.00	0.00	0.14	0.14	0.00	0.14	0.14	0.00	0.00	0.14	0.00
Lignina insoluble	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.06	0.06	0.00	0.00	0.06	0.00	0.06	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Extractivos	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.34	0.34	0.00	0.00	0.34	0.00	0.34	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Ceniza	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.03	0.03	0.00	0.00	0.03	0.00	0.03	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Proteína cruda	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.05	0.05	0.00	0.00	0.05	0.00	0.05	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Acido acético glacial	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.22	0.00	0.00	0.00
Acetato de sodio	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.19	0.00	0.00	0.19	0.00



pH	7.00	7.00	7.00	7.00	7.00	14.00	14.00	7.00	14.00	14.00	7.00	7.00	14.00	14.00	14.00	14.00	5.00	2.50	5.00	5.00	7.00
Presión (bar)	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	7.00	1.00	1.00	1.00	2.00	2.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Temperatura (°C)	25.00	25.00	25.00	25.00	25.00	25.00	100.00	20.00	175.00	25.00	20.00	70.00	25.00	25.00	25.00	25.00	35.50	25.00	25.00	25.00	25.00

Tabla 102. Corrientes de masa del proceso de obtención de XOS. [145], [146], [147], [148], [149], [150]

Componente	Corriente																		
	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32	33	34	35	36	37	38	39	
Agua de proceso	13.10	0.00	13.10	0.00	13.10	0.00	0.00	0.00	0.00	13.10	1.44	11.66	0.00	1.44	0.00	1.00	0.00	0.00	
Agua de enfriamiento/ calentamiento	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	12.21	12.21	11.97	11.97	0.00	0.00	0.00	0.24	0.00	0.24	0.00	0.44	0.24	
Hemicelulosa	0.00	0.00	0.03	0.00	0.03	0.00	0.00	0.00	0.00	0.03	0.00	0.03	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
Citrato trisódico	0.04	0.00	0.04	0.00	0.04	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.04	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
Enzima inmovilizada	0.00	13.10	0.00	13.10	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
XOS	0.00	0.00	0.48	0.00	0.48	0.00	0.00	0.00	0.00	0.48	0.45	0.03	0.00	0.45	0.00	0.45	0.00	0.00	
Xilosa	0.00	0.00	0.02	0.00	0.02	0.00	0.00	0.00	0.00	0.02	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
Aire (m³)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
pH	7.00	-	7.00	-	7.00	7.00	7.00	7.00	7.00	7.00	7.00	7.00	7.00	7.00	7.00	7.00	7.00	7.00	
Presión (bar)	1.00	-	1.00	-	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	9.60	9.60	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	
Temperatura (°C)	25.00	-	50.00	-	25.00	20.00	20.00	20.00	45.00	25.00	25.00	25.00	25.00	25.00	25.00	100.00	86.67	86.67	

	Corriente										
Componente	40	41	42	43	44	45	46	47	48	49	50
Agua de proceso	0.56	0.00	0.00	0.12	0.00	0.00	0.00	0.00	0.01	0.11	0.01
Agua de enfriamiento/ calentamiento	0.00	0.44	0.44	0.00	0.44	0.44	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
XOS	0.45	0.00	0.00	0.45	0.00	0.00	0.00	0.00	0.41	0.04	0.41
Aire	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.89	0.89	0.00	0.89	0.00
pH	7.00	7.00	7.00	7.00	7.00	7.00	7.00	7.00	7.00	7.00	7.00
Presión (bar)	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Temperatura (°C)	73.33	73.33	73.33	60.00	60.00	60.00	25.00	150.00	95.40	85.00	25.00

## Anexo 8: Código de MATLAB empleado para la resolución del modelo matemático de reacción de pretratamiento hidrotérmico. Fuente: Elaboración propia.

```
close all;
%Declaración de variables numéricas
xXnr = 0.4573; %porcentaje de xilano no susceptible a reaccionar
xXns = 1- xXnr; %porcentaje de xilano susceptible a reaccionar
xCe = 0.4055;
xLi = 0.1001;
xPe = 0.0249;
xOtr = 0.015 + 0.0075 + 0.16;
alpha = xXnr/xXns;
pxno = 0.2869; %contenido total de xilano del sustrato antes de ingresar al reactor
Ys = pxno * xXnr+ xCe + xLi + xPe + xOtr; % cantidad de cáscara de piña que queda sin reaccionar
yxn0 = Ys;
LSR = 6; %ratio de líquido y sólido alimentado al reactor (kg licor/kg cáscara de piña)
%kg líquido/kg sólido
k1 = 5.544;
k2 = 1.245;
k3 = 9.181;
k4 = 0.453;
C1 = -(alpha * yxn0 * k1) / (k2 - k1);
C2 = -C1;
C3 = (C1 * k2) / (k3 - k2);
C4 = (C2 * k2) / (k3 - k1);
C5 = - C3 - C4;
C6 = (C3 * k3) / (k4 - k2);
C7 = (C4 * k3) / (k4 - k1);
C8 = (C5 * k3) / (k4 - k3);
yxn = @(t) yxn0 * ((1-alpha) + (alpha * exp(-k1 * t)));
xyyeq = @(t) exp(-k4 * t)*(-C6-C7-C8) + C6*exp(-k2 * t) + C7*exp(-k1 * t) + C8 * exp(-k4 * t);
yxoeq = @(t) exp(-k2 * t)*(C1+C3) + (C2+C4)*exp(-k1 * t) + C5*exp(-k3 * t);
t= linspace(0,1,70)
fyxn = yxn(t);
fxyeq = xyyeq(t);
```

```

fxoeq = yxoeq(t);
ffeq = yxn0 -yxn(t)-yxyeq(t)-yxoeq(t);
Cxy = (pxno * yxyeq(t))/(LSR + 1 - Ys) * (15/132);
Cxo = (pxno * yxoeq(t))/(LSR + 1 - Ys) * (15/132);
Cfu = (pxno * (yxno -yxn(t)-yxyeq(t)-yxoeq(t)))/(LSR + 1 - Ys) * (9.6/132);
plot(t, fyxn,t, fxoeq, t, fxyeq, t,ffeq);
title('Rendimientos equivalentes xilano disuelto, xilosa, furfural y conversión de xilano');
xlabel('Tiempo [h]', 'FontSize',9);
ylabel('Rendimiento [kg en licor/kg Xn en t = 0]', 'FontSize',9);
legend('Xilano en sólido', 'Xilano disuelto', 'Xilosa', 'Furfural');
axis([0 0.7 0 1]);
hold on;

```

### **Anexo 9: Código de MATLAB empleado para la resolución del modelo matemático de reacción de hidrólisis enzimática. Fuente: Elaboración propia**

```

clc;
close all;
%TRICHODERMA
Vr=12*1000; %L
RMA = 4; %gS/L agua
S = Vr*RMA/1000; %kgS
Km = 22.3/1000; % kg/L
k1 = 0.0001; %L/
km1=Km*k1;
Eo = 0.001033/1000; % kgE/L
So = S/Vr; %kgS/L
Po=0;
c0=[Eo So Po];%enzima, sustrato, producto
tspan = 0 : 0.001 :450;
[t, v] = ode15s('funcionHE',tspan,c0);
plot(t,v);
grid("minor");
xlabel('Tiempo [min]');
ylabel('Concentracion [kg/L]');

```

```

legend('Enzima','Sustrato','Producto');

function [ f ] = funcionHE(~, x )
s = x(1);
%p = x(2);
e = x(3);
mE0 =10 * 1000; %mgE
%trichoderma
AE= 3.97 * (10^2);%U/mg
mWE = 19 ; % kg/mol o kDa
Vmax = AE*mE0*(mWE/(10^6)); %kg/L.min
Km = 22.3/1000; % kg/L
k1 = 0.0001; %L/
km1 = Km*k1;
E0 = 0.001033/1000; % kgE/L
%aspergillus
dpdt = (Vmax*s)/(s+Km);
dsdt = - k1*s*e + (km1*s*E0)/(Km+s)
dedt = dpdt + dsdt;
f = [dedt;dsdt;dpdt];
end

```

### Anexo 10. Cronograma de puesta en marcha del proyecto [45]

Tabla 103. Cronograma para la puesta en marcha del proyecto.

<b>Año</b>	<b>% FC</b>	<b>% WC</b>	<b>% FCOP</b>	<b>% VCOP</b>
1	30.00%	-	-	-
2	40.00%	0.00%	0.00%	0.00%
3	30.00%	100.00%	100.00%	30.00%
4	-	-	100.00%	90.00%
5	-	-	100.00%	100.00%
6	-	-	100.00%	100.00%
7+	-	-	100.00%	100.00%

## Anexo 11. Análisis de Modal de Fallas y Efectos (AMFE).

Tabla 104. Análisis de modo y efecto de falla (AMFE), basado en [45]

Función del Proceso/Pasos del Proceso	Requerimiento	Modo potencial de falla	Efecto potencial de falla	S E V	Causas potencial de la falla	O C U	Controles actuales de detección?	D E T	N P R	Acciones recomendadas	Responsabilidad y día de culminación	Resultados de las acciones				
												Acciones tomadas	S E V	O C U	D E T	N P R
Pasos del proceso a analizar/describir el propósito de dicho paso	Son las entradas especificadas del proceso para cumplir los requerimientos de los clientes	¿De qué maneras puede fallar potencialmente el proceso para cumplir con los requerimientos?	¿Cual es el efecto o consecuencia del modo de falla en las salidas y/o los requerimientos del cliente?	¿Qué tan severo es el efecto para el cliente?	¿Cómo puede ocurrir la falla? Describir en términos de algo que se pueda corregir o controlar. Sea específico	¿Qué tan frecuente ocurre el modo o causa de la falla?	¿Cuales son los controles y procedimientos existentes (inspección y prueba) que previenen o detectan la ocurrencia?	¿Qué tan bien se puede detectar la causa o el efecto?	SEV x OCU x DET	¿Cuáles son las acciones para reducir la ocurrencia, mejorar la detección o para identificar la causa raíz si es desconocida? Se deben tomar acciones solo en NPR's altos o fáciles de arreglar	¿Quién es responsable de las acciones recomendadas?	Listar las acciones completas que se incluyeron en el nuevo. Cálculo del NPR. Incluir el día de implementación para cualquier cambio	¿Cuál es la nueva severidad?	¿Cuál es la nueva capacidad del proceso?	¿Se mejoraron los límites de detección?	Recalcular NPR después de que se terminen las acciones
Pretratamiento hidrotérmico	Flujo discontinuo o continuo de los reactivos a través del reactor	Podría no reaccionar	Falta de Hemicelulosa	5	Tener menor cantidad de NaOH que actué como catalizador	4	Un check in de control de la concentración de Hemicelulosa	6	120	Colocar un sensor para medir la concentración de la Hemicelulosa	Operarios	Colocar un sensor para medir la concentración de la Hemicelulosa	3	1	5	15
		Subida de temperatura de golpe	Daño del equipo y del personal	10	No tener un sensor correctamente calibrado para visualizar la temperatura en tiempo real	1	Verificar los controladores adecuados y tener un registro de la temperatura	7	70	Colocar un sensor para medir la temperatura en tiempo real	Operarios	Colocar un sensor para medir la temperatura en tiempo real	6	1	5	30
Enfriamiento del licor	Flujo discontinuo o continuo de los reactivos a través del enfriador	Podría no llegar a la temperatura de enfriamiento	Daño en los equipos de la sección de purificación de xilano	8	No tener un sensor correctamente calibrado para visualizar la temperatura en tiempo real	1	Verificar los controladores adecuados y tener un registro de la temperatura	5	40	Colocar un sensor para medir la temperatura en tiempo real	Operarios	Colocar un sensor para medir la temperatura en tiempo real	6	1	2	12
		Podría no tardar más tiempo en llegar a la temperatura de enfriamiento	Mayor tiempo de producción, menor cantidad de lotes	8	No tener un control/validación del proceso	3	Realizar una validación del proceso para comprobar su tiempo en diferentes condiciones de trabajo	7	168	Verificar cada cierto tiempo el tiempo de proceso en diferentes condiciones de trabajo	Calidad	Verificar cada cierto tiempo el tiempo de proceso en diferentes condiciones de trabajo	6	2	3	36
Hidrólisis enzimática	Flujo discontinuo o continuo de los reactivos a través del biorreactor	Podría no reaccionar	Falta de producto principal	6	Menor cantidad de producto	4	Un check in de control de la concentración de XOS	6	144	Colocar un sensor para medir la concentración de los XOS	Operarios	Colocar un sensor para medir la concentración de los XOS	5	1	5	25
		Subida de temperatura de golpe	Daño del equipo y del personal Disminución de la actividad enzimática	10 6	No tener un sensor correctamente calibrado para visualizar la	1	Verificar los controladores adecuados y tener un registro de la temperatura	7	42	Colocar un sensor para medir la temperatura en tiempo real	Operarios	Colocar un sensor para medir la temperatura en tiempo real	5	1	5	25

Enfriamiento del licor de XOS	Flujo discontinuo o continuo de los reactivos a través del enfriador	Podría no llegar a la temperatura de enfriamiento	Daño en los equipos de la sección de purificación de XOS	8	No tener un sensor correctamente calibrado para visualizar la temperatura en tiempo real	1	Verificar los controladores adecuados y tener un registro de la temperatura	5	40	Colocar un sensor para medir la temperatura en tiempo real	Operarios	Colocar un sensor para medir la temperatura en tiempo real	6	1	2	12
		Podría no tardar más tiempo en llegar a la temperatura de enfriamiento	Mayor tiempo de producción, menor cantidad de lotes	8	No tener un control/validación del proceso	3	Realizar una validación del proceso para comprobar su tiempo en diferentes condiciones de trabajo	7	168	Verificar cada cierto tiempo el tiempo de proceso en diferentes condiciones de trabajo	Calidad	Verificar cada cierto tiempo el tiempo de proceso en diferentes condiciones de trabajo	6	2	3	36
Proceso de microfiltración	Flujo discontinuo o continuo de los reactivos a través del microfiltro	Subida de presión de golpe	Daño del equipo y del personal	9	No tener un sensor correctamente calibrado para visualizar la presión en tiempo real	1	Verificar los controladores adecuados y tener un registro de la presión	7	63	Colocar un sensor para medir la presión en tiempo real	Operarios	Colocar un sensor para medir la presión en tiempo real	5	1	5	25
		Disminución de la separación de las macromoléculas	Aumento en la cantidad de celulosa en la solución entrante en la hidrólisis	5	No realizar una correcta limpieza de la membrana	7	Limpieza de la máquina cada cierto tiempo	6	210	Auditoria de limpiezas	Mantenimiento	Auditoria de limpiezas	5	3	1	15
Proceso de ultrafiltración XOS	Flujo discontinuo o continuo de los reactivos a través del ultrafiltro	Subida de presión de golpe	Daño del equipo y del personal	9	No tener un sensor correctamente calibrado para visualizar la presión en tiempo real	1	Verificar los controladores adecuados y tener un registro de la presión	7	63	Colocar un sensor para medir la presión en tiempo real	Operarios	Colocar un sensor para medir la presión en tiempo real	5	1	5	25
		Disminución de la separación de los monómeros	Aumento de la cantidad de xilosa Disminución de la cantidad de XOS	5	No realizar una correcta limpieza de la membrana	7	Limpieza de la máquina cada cierto tiempo	6	210	Auditoria de limpiezas	Mantenimiento	Auditoria de limpiezas	5	3	1	15
Trituración	Flujo discontinuo o continuo de los reactivos a través del triturador	Disminución en el tamaño de corte de la cáscara de piña	Menor tamaño de partícula, por ende menor rendimiento en el proceso de pretratamiento hidrotérmico	7	No realizar un mantenimiento preventivo al equipo	6	Mantenimiento cada cierto tiempo	6	252	Auditoria de mantenimiento	Mantenimiento	Auditoria de mantenimiento	7	2	3	42
			Daño al personal de mantenimiento	9	No tener un cuidado al manipular el equipo	3	Tener operarios capacitados en el manejo de equipos de trituración	7	189	Capacitación en el uso de trituradoras	Mantenimiento	Capacitación en el uso de trituradoras	9	2	5	90

Molienda	Flujo discontinuo o continuo de los reactivos a través del molino	Disminución en el tamaño de molienda y tamizado de la cáscara de piña	Menor tamaño de partícula, por ende menor rendimiento en el proceso de pretratamiento hidrotérmico	7	No realizar un mantenimiento preventivo al equipo	6	Mantenimiento cada cierto tiempo	6	252	Auditoria de mantenimiento	Mantenimiento	Auditoria de mantenimiento	7	2	3	42
			Daño al personal de mantenimiento	9	No tener un cuidado al manipular el equipo	3	Tener operarios capacitados en el manejo de equipos de trituración	7	189	Capacitación en el uso de trituradoras	Mantenimiento	Capacitación en el uso de trituradoras	9	2	5	90
Centrifugación	Flujo discontinuo o continuo de los reactivos a través de la centrifuga	Resbalze de producto Salida del rotor de su encaje	Pérdida de producto Daño al personal y a equipo	10	Aumento en la cantidad de producto	5	Verificación del caudal permitido en el equipo	1	50	Colocar un sensor para medir el caudal en	Operarios	Colocar un sensor para medir el caudal en tiempo	2	3	1	6
			Daño al personal y a equipo	9	Error en el mantenimiento del equipo Error de fábrica	3	Tener operarios capacitados en el manejo de equipos de centrifugación	3	216	Capacitación en el uso de centrifugas	Mantenimiento	Capacitación en el uso de centrifugas	3	2	5	30
Precipitación	Flujo discontinuo o continuo de los reactivos a través de los evaporadores	Incorrecta acidificación	Disminución de Hemicelulosa entrante al pretratamiento	6	Menor cantidad de producto	4	Un check in de control de la concentración de Hemicelulosa	10	240	Colocar un sensor para medir la concentración	Operarios	Colocar un sensor para medir la concentración	5	1	4	20
			Producto menos concentrado y más energía requerida en el secado	6	No tener un sensor correctamente calibrado para visualizar la temperatura en	1	Verificar los controladores adecuados y tener un registro de la temperatura	7	42	Colocar un sensor para medir la temperatura en tiempo real	Operarios	Colocar un sensor para medir la temperatura en tiempo real	5	1	4	20
Secado	Flujo discontinuo o continuo de los reactivos a través del secador	Remoción ineficiente del agua	Daño del equipo y del personal	10	Subida de temperatura de golpe	10	70	42	Colocar un sensor para medir la temperatura en tiempo real	Operarios	Colocar un sensor para medir la temperatura en tiempo real	5	1	4	20	
			Producto menos concentrado	6	Daño del equipo y del personal	10	70	42	Colocar un sensor para medir la temperatura en tiempo real	Operarios	Colocar un sensor para medir la temperatura en tiempo real	5	1	4	20	