



CT-858-551

DOU. 2015



Centro de Investigación y de Estudios Avanzados del I.P.N.  
Unidad Guadalajara

# **Análisis Paramétrico del Costo Total de Etanol 2G Enzimático para Diferentes Esquemas de Producción en el Ámbito Mexicano**

Tesis que presenta:  
**Víctor Sevilla Güitrón**

Para obtener el grado de:  
**Doctor en Ciencias**

En la especialidad de:  
**Ingeniería Eléctrica**

**CINVESTAV  
IPN  
ADQUISICION  
LIBROS**

Director de Tesis  
**Dr. Arturo del Sagrado Corazón Sánchez Carmona**

Guadalajara, Jalisco, Agosto de 2014

CLASIF..	OT00759-
ADQUIS..	CT-858-SS1
FECHA:	01-09-2015
PROCED..	DOU: 2015

# **Análisis Paramétrico del Costo Total de Etanol 2G Enzimático para Diferentes Esquemas de Producción en el Ámbito Mexicano**

**Tesis de Doctorado en Ciencias  
En Ingeniería Eléctrica  
Para Examen de Grado**

Por:

**Víctor Sevilla Güitrón**

Maestro en Ciencias en Ingeniería Química  
Instituto Tecnológico de Celaya 1999-2002

Becario de CONACYT, expediente no. 94387

Director de Tesis

**Dr. Arturo del Sagrado Corazón Sánchez Carmona**

**A Claudia**

# Agradecimientos

A Claudia y Víctor, por acompañarme y ser mi motivación siempre. Gracias por apoyarme aun en mis ausencias.

A mis padres, por enseñarme el gusto por el quehacer y la integridad.

A mis hermanos, por su activa presencia en mi vida. En especial a Noemí por estar siempre aun cuando estoy.

Al Dr. Arturo, por su apoyo y guía en este proyecto. Por su paciencia y respeto a las complejidades de la vida.

A mis compañeros de diferentes instituciones que aportaron tiempo y esfuerzo a la realización de este trabajo: Gabriela Magaña (Cinvestav), Diego Parra y Daniel Siller (Tecnológico de Monterrey), Lucía Gutiérrez y Salvador González (Iteso)... a los que no recuerde ahora, siéntanse incluidos.

A mis amigos del Cinvestav, que hicieron de mi estancia una experiencia más agradable y enriquecedora.

Al CONACYT por el apoyo económico como beca doctoral número 94387.

---

# Resumen

En este trabajo se presenta un análisis tecnoeconómico para la producción de etanol lignocelulósico (bioetanol 2G) en una plataforma bioquímica, aplicables al mercado mexicano. Este análisis se basó en el cálculo del *costo total de producción (CTP)* del bioetanol y su eficiencia energética. Se calculó además la sensibilidad del *CTP* respecto a dos parámetros: la capacidad de la planta (i.e. flujo de materia prima) y contenido de polisacáridos (*% pc*) de la materia prima. Este cálculo de *CTP* se realizó para dos diseños de planta producción de etanol: 1) una planta de etanol como único producto (*PETA*) y una biorrefinería para la coproducción de etanol, biogás e hidrógeno (*BIORREF*).

Para hacer este análisis, se propuso el diseño conceptual de una planta de etanol (*PETA*) compuesto por 5 etapas principales: pretratamiento (ácido diluido), sacarificación y cofermentación (enzimática, SHCF), separación (destilación y mallas moleculares), tratamiento de aguas residuales (aeróbico y anaeróbico) y cogeneración. El diseño de la biorrefinería, *BIORREF*, incluye las 5 etapas de *PETA* y agrega una etapa de fermentación oscura para la producción del hidrógeno.

Los balances de materia y energía, así como el dimensionamiento y costeo de los equipos de la planta, se realizaron utilizando el simulador comercial *SuperPro Designer*. Además, de manera externa al simulador, se realizó el ejercicio de integración de energía utilizando la herramienta de análisis *Punto de Pliegue* para calcular la máxima recuperación de energía (*MER*, por sus siglas en inglés).

La materia prima utilizada está basada en paja de trigo. Para realizar el análisis de sensibilidad por la cantidad de polisacáridos (*% pc*), se utilizó una función que relaciona esta variable con su costo. Esta función se calculó entre la paja de trigo nueva (80 *% pc* - 75 USD/ton) y un desecho agroindustrial de paja de trigo (35 *% pc* - 6 USD/ton). Los flujos de materia prima fueron acotados entre 100 y 2,100 *ton BS/día*.

El análisis económico se realizó utilizando la herramienta financiera de *Valor Presente Neto (VPN)* utilizando parámetros financieros y de costos adecuados a la economía y al

---

agro mexicano. El *CTP* menor de etanol obtenido fue 0.92 USD/L para el diseño *PETA* de 2,100 ton *BS/día* que utiliza paja de trigo nueva (i.e. 80 % *pc*) como materia prima. Se encontró también una región cuasiplana (en el rango de los *CTP*) donde el *CTP* no incrementa más del 20 % del valor mínimo, que puede ser atractiva de explorar en futuros trabajos. Este comportamiento del *CTP* con el tamaño de planta y % *pc*, se replicó para el modelo *BIORREF*, pero se encontró un costo mínimo de 1.28 USD/L. Se calcularon además las principales contribuciones al *CTP* para casos representativos. Se encontró que las principales contribuciones son la materia prima (19 - 33 %), los costos de operación (25 - 33 %) y el costo de las enzimas (15 - 19 %). Se validó que estas contribuciones están en el rango de las reportadas en la literatura.

Se realizó también un estudio del consumo y producción energética en la planta, considerando la electricidad y el vapor. Para tal efecto se utilizó el parámetro *eer* (energía final y utilizada) que relaciona la energía producida como bioetanol (y electricidad excedente si es el caso) y la neta consumida (calor, enfriamiento y electricidad). Los mejores casos fueron de 125 % y 109 % (*PETA* y *BIORREF* respectivamente) para materias primas con 80 % *pc*. El *err* varía 25-30 % máximo (*PETA -BIORREF*) con el tamaño de planta y 300 % máximo con % *pc* (ambos diseños).

También se efectuó un análisis de sensibilidad del *CTP* del etanol con los parámetros financieros: tiempo de vida de planta, TIR, % de préstamo y tasa del préstamo. Se encontró que al variar  $\pm 20$  % estos parámetros (individualmente), tienen un efecto en el *CTP* de  $\pm 5$  %,  $\pm 2$  %,  $< \pm 1$  %,  $\pm 1$  %. El mismo análisis, pero con los parámetros costo de los equipos de proceso, costo de materia prima y enzimas, arrojó que una variación también de  $\pm 20$  %, tienen un efecto de  $\pm 8$  %,  $\pm 6$  %,  $\pm 4$  % en el *CTP*, respectivamente.

El diseño de *BIORREF* se evaluó en cuatro diferentes esquemas de disposición final de coproductos ( $CH_4$  y  $H_2$ ): 1) quemar ambos para cogenerar electricidad y vapor, 2) quemar  $H_2$  y vender  $CH_4$ , 3) vender ambos y 4) quemar  $CH_4$  y vender el  $H_2$ . Se encontró que quemar el  $CH_4$  para la producción de energía y vender el  $H_2$ , es un esquema que mejora el desempeño económico para cualquier tamaño de planta, obteniendo valores de TIR mayores de 4.2 % (5 % más que la TIR base).

Se compararon los resultados obtenidos de *CTP* del etanol contra otros publicados previamente, siendo éstos actualizados por año de publicación, así como normalizados por los costos de materia prima y enzimas. Se encontró que los *CTP* obtenidos se encuentran dentro de un 5 % de la dispersión de los publicados.

Por último se hace referencia a los productos generados en el desarrollo de este estudio y



---

se dan propuestas de posible trabajo subsecuente.

---

# Abstract

The present work shows a technoeconomic analysis for lignocellulosic ethanol (2G bio-ethanol) production in a biochemical platform for the Mexican market. The analysis was based on the bio-ethanol *total production cost* (*CTP*, for its acronym in Spanish) calculation and its energy efficiency. Also, a sensitivity analysis for *CTP* was performed on two parameters: plant capacity (i.e. feedstock flow) and polysaccharides content ( $\% pc$ ) of feedstock. This *CTP* calculation was performed for two different ethanol plants: 1) a plant of ethanol as the only product (*PETA*) and a bio-refinery for the co-production of ethanol, biogas and bio-hydrogen (*BIORREF*).

A conceptual design of a ethanol facility was proposed, and 5 main process stages were included in it: pretreatment (diluted acid), saccharification and co-fermentation (enzymatic, SHCF), separation (distillation and molecular sieves), waste water treatment (aerobic and anaerobic) and co-generation. The bio-refinery design, *BIORREF*, also includes the 5 stages of *PETA* and an extra dark fermentation stage for the hydrogen production.

Mass and energy balances, plant equipment sizing and costing were carried out with the commercial simulator *SuperPro Designer*. Maximum energy recovery (*MER*) was calculated with the energy integration strategy using the *Pinch Analysis*.

The feedstock used was based on wheat straw. In order to perform the sensitivity analysis on  $\% pc$  parameter, a function that relates this parameter with its cost was used. This function was limited between new wheat straw values (80  $\% pc$  - 75 USD/ton) and an industrial agro-waste of wheat straw (35  $\% pc$  - 6 USD/ton). Feedstock flowrates were bounded between 100 and 2,100 *ton DB/day*.

The economic analysis was performed with *Net Present Value* (*NPV*) using financial parameters and costs appropriate to the Mexican economy and its agricultural sector. The lowest ethanol *CTP* obtained was 0.92 USD/L for a 2,100 *ton DB/day* facility processing new wheat straw (i.e. 80  $\% pc$ ) as feedstock. Also a quasi-flat region was calculated (in *CTP* range), where the *CTP* does not exceed more than 20% of the minimum value. This region

---

may be attractive to explore in future work. The behaviour of the *CTP* with the plant capacity and the % *pc* was also shown for *BIORREF* model, but with a lowest cost of 1.28 USD/L.

Main *CTP* contributions were also calculated for representative cases. These contributions were found to be the feedstock cost (15 - 19 %), operation costs (25 - 33 %) and enzymes cost (15 -19 %). These values were validated with those reported in literature.

Additionally, a consumption-production energy study was accomplished, considering electricity and steam. For this purpose the *eer* parameter (*end/use energy ratio*) was used. This parameter relates the energy obtained as bio-ethanol (and electricity surplus, if applicable) and the net energy consumed (heating, cooling and electricity). The best results were 125 % and 109 % (*PETA* and *BIORREF* respectively) for feedstock with 80 % *pc*. The *err* varies 25-30 % maximum (*PETA -BIORREF*) with plant size and 300 % maximum with % *pc* (both designs).

Also a sensitivity analysis was performed for the ethanol *CTP* with the financial parameters: plant time life, IRR, % of loan and the interest rate of the loan. It was found that a  $\pm 20\%$  variation on each parameter (individually) has an effect of  $\pm 5\%$ ,  $\pm 2\%$ ,  $< \pm 1\%$ ,  $\pm 1\%$  in the *CTP*. The same analysis, but with the parameters equipments costs, feedstock and enzymes costs, showed that also a variation of  $\pm 20\%$  on each parameter, has an effect of  $\pm 8\%$ ,  $\pm 6\%$ ,  $\pm 4\%$  in the *CTP*, respectively.

The *BIORREF* design was tested in four different schemes of end-use of the co-products ( $CH_4$  y  $H_2$ ): 1) burning both for electricity and steam cogeneration, 2) burning  $H_2$  and selling the  $CH_4$ , 3) selling both and 4) burning  $CH_4$  and selling the  $H_2$ . It was found that burning the  $CH_4$  for energy production and selling the  $H_2$ , is a scheme that improves the economic performance for any plant size, obtaining IRR values above 4.2 % (5 % larger than base IRR).

The *CTP* results were compared with other values previously published (updated by publication year) and standardized by feedstock and enzymes costs. A 5 % dispersion was found between the 80 % *pc* results and the previously published.

Finally, the work produced in the course of this study is presented, and proposal of possible future work is given.

---

# Índice general

<b>Resumen</b>	<b>1</b>
<b>Abstract</b>	<b>4</b>
<b>1. Introducción</b>	<b>16</b>
1.1. Objetivo	18
<b>2. Antecedentes</b>	<b>21</b>
2.1. Biocombustibles	21
2.1.1. Clasificación	22
2.2. Diseño Conceptual	23
2.2.1. Planta de Etanol	24
2.2.2. Biorrefinería	28
2.2.3. Simulador	29
2.3. Análisis Económico	30
2.3.1. Diferentes Técnicas de Análisis Económico	32
2.3.2. Valor Presente Neto	32
2.4. Evaluación Económica de Producción de Biocombustibles (Revisión Bibliográfica)	33
<b>3. Casos de Estudio</b>	<b>46</b>
3.1. Estrategia de Estudio	46
3.2. Diseño Conceptual de Planta .	47
3.2.1. Planta de Etanol: <i>PETA</i>	48
3.2.2. Biorrefinería: <i>BIORREF</i>	48
3.3. Caracterización de Materia Prima	49
3.4. Evaluación económica con <i>VPN</i>	50

3.4.1. Análisis de sensibilidad	52
<b>4. Resultados</b>	<b>53</b>
4.1. Resultados <i>CTP</i> etanol	53
4.1.1. Planta de Etanol ( <i>PETA</i> )	53
4.1.2. Planta de etanol: <i>BIORREF</i>	57
4.2. Resultados de Energía	60
4.3. Resultados Sensibilidad	65
4.4. Casos de uso final de coproductos en <i>BIORREF</i>	70
4.5. Resultados de Literatura	72
4.6. Conclusiones Preliminares	75
<b>5. Conclusiones, Contribuciones y Perspectivas de Trabajo Futuro</b>	<b>77</b>
5.1. Conclusiones .	77
5.2. Contribuciones	79
5.3. Perspectivas de Trabajo Futuro	79
5.4. Experiencias y Publicaciones	80
<b>A. Detalles de Planta de Etanol: <i>PETA</i></b>	<b>82</b>
A.1. Descripción Detallada del Diagrama de Flujo	82
A.1.1. Pretratamiento	82
A.1.2. Sacarificación y Fermentación (SSF)	83
A.1.3. Separación	85
A.1.4. Tratamiento de Aguas Residuales (TAR)	86
A.1.5. Cogeneración	86
A.2. Parámetros para los Balances de Masa	87
<b>B. Descripción Detallada del caso 2100 ton BS/día <i>PETA</i></b>	<b>92</b>
<b>C. Detalles de Planta de Etanol y caso 2100 ton BS/día: <i>BIORREF</i></b>	<b>96</b>
C.1. Descripción Detallada del Diagrama de Flujo	96
C.1.1. Diferencias en las etapas comunes de <i>PETA</i> y <i>BIORREF</i> .	97
C.1.2. Producción de Hidrógeno	97
C.1.3. Producción de Biogás	98
C.2. Descripción Detallada del Caso 2100 ton BS/día <i>BIORREF</i>	99

---

<b>D. Detalles de Planta de Etanol con Coproductos y caso 2100 ton BS/día:</b>	
<b><i>BIORREF</i></b>	<b>105</b>
D.1. Descripción Detallada del Diagrama de Flujo	106
<b>Bibliografía</b>	<b>108</b>

---

# Índice de figuras

2.1. Diagrama de Proceso	24
2.2. Diagrama de Proceso 2	24
2.3. Diagrama Conceptual de Planta de Etanol	25
2.4. Diagrama Conceptual de Biorrefinería .	29
3.1. Diagrama de Planta de Etanol <i>PETA</i>	48
3.2. Diagrama de Planta de Biorrefinería <i>BIORREF</i>	49
4.1. <i>CTP</i> de etanol sin y con integración de energía para <i>PETA</i>	54
4.2. <i>CTP</i> de etanol con integración de energía <i>PETA</i> .	55
4.3. Contribuciones al <i>CTP</i> de etanol de los casos representativos <i>PETA</i>	56
4.4. <i>CTP</i> de etanol sin y con integración de energía para <i>BIORREF</i>	57
4.5. <i>CTP</i> de etanol con integración de energía <i>BIORREF</i>	58
4.6. Contribuciones al <i>CTP</i> de etanol de los casos representativos <i>BIORREF</i>	59
4.7. <i>CTP</i> de etanol <i>PETA</i> y <i>BIORREF</i> con integración de energía	60
4.8. <i>Relación de Recuperación de Energía (Energy Recovery Ratio) PETA</i>	62
4.9. <i>Relación de Recuperación de Energía (Energy Recovery Ratio) BIORREF</i>	63
4.10. Demanda y producción de electricidad para los casos frontera <i>PETA</i>	65
4.11. Demanda y producción de vapor para los casos frontera <i>PETA</i>	66
4.12. Demanda y producción de electricidad para los casos frontera <i>BIORREF</i>	67
4.13. Demanda y producción de vapor para los casos frontera <i>BIORREF</i>	68
4.14. Análisis de sensibilidad a parámetros financieros.	69
4.15. Análisis de sensibilidad a parámetros de operación	69
4.16. Variación de la TIR en diferentes esquemas de producción	71
4.17. Comparativo del <i>CTP</i> del etanol (80 % <i>pc</i> ) con datos publicados	74

A.1. Diagrama de equipos de la etapa de Pretratamiento (Acondicionamiento y Reacción)	84
A.2. Diagrama de equipos de la etapa de Neutralización	84
A.3. Diagrama de equipos de las Etapas de Pretratamiento (Neutralización) y Sacarificación y Fermentación (SSF)	85
A.4. Diagrama de equipos de las Etapas de Separación y Cogeneración	86
A.5. Diagrama de equipos de la Etapa de Tratamiento de Aguas Residuales (TAR)	87
A.6. Diagrama de equipos de la Etapa de Tratamiento de Aguas Residuales (TAR)	87
B.1. Curva Compuesta para Integración de Energía. Caso de 2,100 <i>ton BS/día</i> PETA	95
C.1. Diagrama de equipos de las etapas de Pretratamiento (Acondicionamiento y Reacción)	97
C.2. Diagrama de equipos de las etapas de Sacarificación y Fermentación	98
C.3. Diagrama de equipos de las etapas de Separación	99
C.4. Diagrama de equipos de las etapas de Cogeneración	100
C.5. Diagrama de equipos de la etapa de Fermentación Oscura .	100
C.6. Diagrama de equipos de las etapas de Tratamiento de Aguas Residuales	100
C.7. Curva Compuesta para Integración de Energía. Caso de 2,100 <i>ton BS/día</i> BIORREF	104
D.1. Diagrama de equipos de las etapas de Fermentación Oscura (Hidrógeno como producto)	106
D.2. Diagrama de equipos de las etapas de Tratamiento de Aguas Residuales (Biogás como producto)	107



---

# Índice de tablas

2.1. Etapas de los Biocombustibles.	22
2.2. Contenidos de celulosa, hemicelulosa y lignina en diversos materiales.	23
2.3. Elementos de la Inversión Total de Capital	31
2.4. Resultados publicados por McAloon et al. [34]	34
2.5. Resultados publicados por Hamelinck et al. [20]	38
2.6. Resultados del Análisis de Sensibilidad. Wingren et al. [64]	41
2.7. Comparacion de diferentes configuraciones de procesos. Cardona y Sanchez [5]	42
2.8. Resultados de diferentes Escenarios de Biorrefinería. Kaparaju et al. [26]	44
2.9. Datos acerca del trigo en México para 2004-2005. Maserá et al. [33]	45
3.1. Composición de la Materia Prima	50
3.2. Costos de los principales insumos y mano de obra	51
4.1. Contribuciones importantes al análisis <i>VPN</i> para <i>PETA</i> .	56
4.2. Contribuciones importantes al análisis <i>VPN</i> para <i>BIORREF</i> .	59
4.3. Cálculo de <i>err</i> .	61
4.4. Análisis de energía, antes y después de la integración, caso 2100 <i>ton BS/día</i> , 80 % <i>pc</i> , <i>PETA</i> .	64
4.5. Análisis de energía, antes y después de la integración, caso 2100 <i>ton BS/día</i> , 80 % <i>pc</i> , <i>BIORREF</i> .	64
4.6. Comparación de resultados del análisis de sensibilidad financiero.	66
4.7. Comparación de resultados del análisis de sensibilidad financiero.	70
4.8. Comparación de resultados del análisis de sensibilidad financiero.	71
4.9. Consumo de Energía por L de etanol	74
A.1. Reacciones y Conversiones de la Etapa de Pretratamiento.	88
A.2. Relaciones de las Corrientes de la Etapa de Pretratamiento.	88

A.3. Reacciones y Conversiones de las Etapas de Sacarificación y Fermentación.	89
A.4. Relaciones de la Corrientes de las Etapas de Sacarificación y Fermentación.	89
A.5. Relaciones de las Corrientes de la Etapa de Separación.	90
A.6. Reacciones y Conversiones de la Etapa de Tratamiento de Aguas Residuales (TAR).	90
A.7. Relaciones de las Corrientes de la Etapa de Tratamiento de Aguas Residuales (TAR).	91
B.1. Equipos de Pretratamiento	92
B.2. Equipos de Neutralización	93
B.3. Equipos de Sacarificación y fermentación	93
B.4. Equipos de Separación	93
B.5. Equipos de Cogeneración	94
B.6. Equipos de Tratamiento de Aguas Residuales	94
B.7. Detalles de las corrientes integradas para 2,100 <i>ton BS/día</i> , 80 % <i>pc PETA</i>	94
C.1. Reacciones y conversiones de la etapa de Fermentación Oscura.	99
C.2. Relaciones de las Corrientes de la Etapa de Pretratamiento y Fermentación Oscura.	101
C.3. Reacciones y Conversiones de la etapa de Tratamiento de Aguas Residuales.	102
C.4. Equipos para Etapa de Pretratamiento.	102
C.5. Equipos Etapa de Fermentación Oscura .	103
C.6. Equipos Etapa de Sacarificación	103
C.7. Equipos Etapa de Fermentación	103
C.8. Equipos Etapa de Separación	103
C.9. Equipos Etapa de Cogeneración	103
C.10. Equipos Etapa de Tratamiento de Aguas Residuales	103
C.11. Corrientes de proceso integradas, 2,100 <i>ton BS/día</i> 80 % <i>pc BIORREF</i>	104
D.1. Flujos y Costos de la purificación del hidrógeno y biogás	106

---

# Nomenclatura

*CTP<sub>i</sub>* Costo Total de Producción de *i* (\$/kg ó \$/L)

*P<sub>i</sub>* Producción de *i* anual (kg/año)

*1G* Primera Generación

*2G* Segunda Generación

*%P* % de préstamo de la inversión inicial

*CBP* BioProceso Consolidado

*CDI* Costos Directos de Inversión

*CII* Costos Indirectos de Inversión

*CT* Capital de trabajo

*D* Depreciación

*err* Relación de Recuperación de Energía (Energy Recovery Ratio)

*FE* Flujo de efectivo

*HHV* High Heat Value

*ITC* Inversión Total de Capital

*I* Inversión inicial

*i* Tasa de interés

*LCV* Lower Calorific Value

*LHW* Agua Caliente Líquida

---

*MER* Maximum Energy Recovery

*NREL* National Renewable Energy Laboratory

*n* Periodo de vida del proyecto

*PBP* *Periodo de Amortización (Payback Period)*

*PPI* Product Price Index

*PV* *Valor de Producto*

*ROI* *Retorno de la Inversión (Return of Investment)*

*SHF* Hidrólisis y Fermentación Separada

*SSCF* Sacarificación and Cofermentación Simultáneas

*SSF* Sacarificación and Fermentación Simultáneas

*Tasa* Tasa de interés del préstamo

*TIR* Tasa Interna de Retorno

*AFEX* Ammonia Fiber Explosion

*BS* Base Seca

*DDG* Dried Distillers Grain

*DQO* Demanda Química de Oxígeno

*E.E.U.U.* Estados Unidos

*etOH* Etanol

*LGE* Litros de Gasolina Equivalentes

*NREL* National Renewable Energy Laboratory

*pm* Precio de Materia Prima

*pn* Paja Nueva

*pu* Paja Usada

---

*UE* Unión Europea

*USD* Dólares Norteamericanos

---

# Capítulo 1

## Introducción

En el último siglo las diversas actividades humanas -económicas, de transporte, lúdicas, etc.- han requerido de manera creciente de energía. Las fuentes más explotadas para obtención de energía son los combustibles fósiles por su abundancia y relativo bajo costo. Se ha observado que su uso extensivo ha tenido efectos ambientales como el aumento de los gases de efecto invernadero (*GEI*: CO<sub>2</sub> particularmente) que afecta al calentamiento global. Este problema que tiene múltiples repercusiones, ha despertado el interés y preocupación de, sobre todo, las potencias económicas mundiales en el sentido de los problemas ambientales, sociales y económicos que pudieran provocarse y de la comunidad científica en cuanto al reto técnico de proponer algún tipo de solución a tal problema.

Se identifica al transporte como el sector que consume un 37 % de la energía proveniente del petróleo [49] y el principal aportador a la generación de los *GEI*. Por tal razón, se vuelve atractiva la producción de combustibles alternativos como los biocombustibles líquidos. Se proyecta que los biocombustibles provean el 9 % del total de la energía para el transporte para el 2030 y el 26 % para el 2050 [13]. En particular, países como Estados Unidos pretende producir 60 billones de litros y la Comunidad Europea (CE) proveer del 10 % de su energía de transporte para el 2020 [58], ambas de biocombustibles de segunda generación. Estas metas se reconocen ambiciosas para la producción de combustibles alternativos para uso de transporte. Otros países como Brasil tienen ya una historia exitosa de producción y consumo de biocombustibles, al bajar los costos de producción de 1.0 USD/L (1975) a 0.35 USD/L (2005) sin la aplicación de subsidios actualmente [58].

Los llamados comúnmente biocombustibles, son combustibles líquidos alternativos para el transporte. Dentro de ellos destaca el etanol por su versatilidad de uso, al mezclarse con la gasolina, en los vehículos de combustión interna sin modificación alguna de su mecánica.

---

Históricamente, la producción de biocombustibles para su consumo masivo comienza en los 70's debido a la crisis energética mundial, cuando los precios de los combustibles fósiles se encarecieron [48]. Se buscó entonces una alternativa en los biocombustibles que cumplieran varios objetivos, entre ellos, tener seguridad en el abastecimiento de energéticos, reducir las importaciones de petróleo, apoyar la industria agrícola y comunidades rurales y potencialmente mitigar la producción de gases de efecto invernadero (*GEI*) [58]. Inicialmente el etanol para transporte se obtuvo de formas convencionales a partir de vegetales que producen azúcares (caña de azúcar) o aquellos que producen almidones (cereales como el maíz) [58]. Este etanol, llamado de primera generación (*1G*), tuvo éxito debido al otorgamiento de incentivos fiscales (subsidios) en toda la cadena productiva. Éstas son políticas propias de economías poderosas (e.g. E.E.U.U.) debido a su gran escala de producción. Uno de sus efectos fue que, al estar producidos de cereales (e.g. maíz), la demanda presionó a los mercados del cereal provocando el alza de precios, lo cual tuvo consecuencias económicas y sociales [17]. Otras consecuencias colaterales de la producción de biocombustibles *1G* es el importante uso de agua para su producción, las grandes cantidades de fertilizantes utilizados y el cambio de uso de suelo para el cultivo masivo de los cereales. Además que no mostraron tener un efecto real sobre la emisión de *GEI* [38, 58].

Ante este controversial escenario por la producción y uso de biocombustibles *1G*, se propone obtener el etanol ya no de vegetales que representen un alimento para el humano, sino de los residuos de la industria agrícola. Estas materias primas tienen la ventaja de que son un coproducto del cultivo de, por ejemplo, los cereales (e.g. forraje de maíz, paja de trigo). Estos biocombustibles obtenidos a partir de materiales lignocelulósicos (por la composición de la materia prima) son llamados de segunda generación (*2G*). Su obtención se lleva a cabo utilizando procesos con tecnologías más complejas que las de *1G*, que todavía se encuentran en procesos de intensa investigación. Los esfuerzos hasta ahora, llegan a la investigación en plantas piloto en busca de obtener resultados que alienten a la construcción de plantas comerciales y estas investigaciones están lideradas por instituciones gubernamentales de E.E.U.U. así como centros de investigación de E.E.U.U. y la UE [38, 48, 58].

El estado del arte para los biocombustibles *2G*, abarca desde caracterizaciones de diferentes materias primas [3, 54, 56] para encontrar su posible utilidad, la comparación de pretratamientos y cocteles enzimáticos más efectivos [52] así como la búsqueda de procesos óptimos de su aplicación y uso [5, 6, 32]. Todas estas investigaciones llegan a confluir en el diseño de plantas de producción de biocombustibles como el etanol [1, 28], o de coproducción de etanol y otros biocombustibles [26, 51]. Estos trabajos que estudian la obtención de

---

coproductos buscan también mejorar el rendimiento económico y el aprovechamiento de las materias primas. A estos diseños de plantas suelen aplicárseles herramientas de optimización (e.g. minimizar el gasto energético) y operar bajo diferentes configuraciones [32]. El objetivo final es encontrar un esquema de producción que sea económicamente viable. Y esta viabilidad económica se evalúa comparando el costo de producción del biocombustible con el combustible fósil sustituible o comparando costos entre diferentes plantas de producción [16, 54].

Por otro lado, países como México no exhiben ni el tamaño económico ni el agrícola como el de E.E.U.U., la UE o Brasil. También la disponibilidad y costo de las materias primas difieren en los diferentes países, así como el uso de sus desechos. Y la composición de las materias primas difieren dependiendo del lugar donde se cultiven. Técnicamente, el diseño de las plantas de producción de biocombustibles dependen de las tecnologías disponibles, y dependiendo del lugar de construcción, habrán costos extras como embarques o patentes. Además, dependiendo del esquema de producción de un biocombustible único (e.g. etanol) o de coproducción (e.g. etanol, biogás) afecta la economía de las plantas (i.e. costos de producción). Los costos de las materias primas e insumos especializados, como las enzimas, indispensables en los procesos involucrados, dependen de costos de traslado e importación. También los costos de los recursos humanos difieren de manera importante entre países como E.E.U.U. y México. Financieramente, el costo del dinero difiere dependiendo del país de donde se obtengan los créditos para financiarse. Por último, la comparación en el desempeño de diferentes plantas de producción, con base en los anteriores aspectos comentados (tecnología, materia prima, costos de insumos, parámetros financieros), es difícil si no se hace con las mismas bases para su evaluación económica. Es importante entonces, establecer estas bases para tener un mismo punto de comparación y poder tomar decisiones sobre que esquema de producción puede ser mejor y cuales son los costos más bajos de producción a los que se puede aspirar.

## 1.1. Objetivo

El objetivo de este trabajo es dar luz sobre la viabilidad económica de una planta de producción de etanol 2G, utilizando una plataforma de producción bioquímica y basada en paja de trigo como materia prima. La viabilidad económica se midió a partir del costo total de producción del etanol. Se propusieron dos casos de estudio (i.e. esquemas de producción): 1) una planta de etanol (*PETA*) y una biorrefinería (produce etanol, biogás e hidrógeno,



---

llamada *BIORREF*), las cuales se evaluaron para diferentes tamaños de planta y diferentes calidades de materia prima (i.e. concentración de polisacáridos y costo asociado). Por último se compararon los costos obtenidos con aquellos publicados para condiciones similares de producción para verificar su consistencia.

Para realizar la evaluación económica, se dividió el trabajo en varias etapas, las cuales son:

1. Diseño conceptual de planta para la producción de etanol desde la recepción de la materia prima hasta la obtención de los productos finales, en dos casos de estudio: *PETA* y *BIORREF*.
2. Programación del diseño en el simulador comercial *SuperPro Designer* para resolver los balances de materia y energía y para costear los equipos involucrados.
3. Implementación de la herramienta de *Punto de Pliegue* para la integración de energía.
4. Evaluación económica de los costos de producción con la herramienta de análisis financiero de *Valor Presente Neto (VPN)* que toma en cuenta el cambio de valor del flujo de efectivo en el tiempo.
5. Comparación de los resultados con valores reportados en la literatura con base en parámetros de rendimiento y energéticos.

El presente documento se organiza de la siguiente manera:

En el capítulo 2 se explica la naturaleza de los biocombustibles, las características de los principales procesos para su obtención, las técnicas para obtener diseños conceptuales de planta y las herramientas financieras para evaluar tales diseños. También se hace una revisión del estado del arte de la evaluación económica de plantas para la producción de biocombustibles.

En el capítulo 3 se expone la estrategia para calcular los costos de producción de etanol. Se describen las características de la materia prima utilizada, las características de los diseños de las plantas de los casos de estudio propuestos (*PETA* y *BIORREF*), el *VPN* y los parámetros financieros utilizados. Además se discuten los criterios de evaluación de los resultados.

En el capítulo 4 se muestran los resultados de la evaluación paramétrica de los casos *PETA* y *BIORREF* y las principales aportaciones al costo de producción del etanol. Se muestran

---

también las diferencias en el consumo energético al aplicar la técnica de integración de energía, detalladas para cada etapa del proceso. Se hace un análisis de sensibilidad del *CTP* con los principales parámetros financieros y de operación de cada caso. Se muestran también resultados de diferentes casos de uso final de coproductos para el esquema *BIORREF* y se comparan los resultados contra algunos resultados significativos de la literatura.

Por último, en el capítulo 5 se discuten los resultados obtenidos, las contribuciones de este trabajo, propuestas de posible trabajo futuro y se mencionan las experiencias académicas y publicaciones que este trabajo ha producido en su desarrollo.

---

# Capítulo 2

## Antecedentes

En este capítulo se describe brevemente qué son los biocombustibles, cómo se clasifican según la materia prima de la cual provienen. También se describen los diseños conceptuales de los casos de estudio a tratar en este trabajo, las características de los procesos que intervienen en la producción de biocombustibles y se explica el procedimiento para hacer el análisis económico. Por último, se hace la revisión bibliográfica de trabajos donde se hacen diferentes evaluaciones tecnoeconómicas que sirven de sustento y contraste al presente trabajo.

### 2.1. Biocombustibles

Los biocombustibles son aquellas sustancias o materiales, obtenidos a partir de biomasa. Su principal uso es como carburante para medios de transporte, ya que puede bajar el consumo de combustibles fósiles y con esto las emisiones de gases de efecto invernadero neto [17]. Este último argumento es tal vez el principal beneficio que estos combustibles ofrecen.

Existen dos diferentes rutas para producir biocombustibles a partir de materiales lignocelulósicos: la bioquímica y la termoquímica. La bioquímica que utiliza enzimas y microorganismos para convertir los polímeros de carbohidratos a azúcares que posteriormente se fermentan a alcohol u otros productos. La ruta termoquímica gasifica la materia prima, por pirólisis, para producir *gas de síntesis* ( $\text{CO} + \text{H}_2$ ) con el cuál se forman las cadenas de moléculas más complejas como la de diesel o etanol [59].

Este trabajo aborda los biocombustibles de segunda generación (*2G*) obtenidos a partir de materiales lignocelulósicos utilizando la ruta bioquímica.

---

### 2.1.1. Clasificación

Los biocombustibles se pueden clasificar de diversas maneras. Dependiendo de su estado físico pueden ser sólidos (e.g. madera, *pellets*), líquidos (e.g. etanol, biodiesel, metanol) o gaseosos (e.g. biogás,  $H_2$ ).

Los biocombustibles líquidos pueden también clasificarse de acuerdo a la manera en que se producen y las materias primas utilizadas, como se muestra en la Tabla 2.1. Los biocombustibles de primera generación son aquellos que utilizan como materia prima biomasa que contiene azúcares simples fermentables (e.g. caña de azúcar) o almidones (e.g. maíz, remolacha) que son fáciles de desdoblar. Los procesos involucrados son métodos tradicionales, por ejemplo de la industria alcoholera, donde los cocimientos, fermentaciones y separaciones son bastante conocidas y estudiadas. Los biocombustibles *2G* utilizan materiales *lignocelulósicos* como materia prima. Estos biocombustibles *2G* requieren procesos más agresivos para poder acceder a la fuente de azúcares fermentables, condiciones extremas tanto químicas como físicas. La tercera y cuarta generación prevén tener sustratos de carbono como algas o productos biológicos genéticamente modificados y procesos adecuados para su procesamiento.

#### Lignocelulosa

La lignocelulosa es la biomasa más abundante producida por fotosíntesis [7, 38, 48]. Este material es la estructura de la pared celular de las plantas. Se compone de celulosa, hemicelulosa y lignina. Dentro de este tipo de materiales y para interés de producción de biocombustibles, están los desechos agrícolas (e.g. paja, rastrojo, bagazos), la madera y sus residuos.

La composición de cada uno de los componentes en las diferentes materias primas varían, aun para la misma especie dependiendo de su edad y etapa de crecimiento. La celulosa es un polímero cristalino de D-glucosa, formada de cadenas lineales resistentes a la hidrólisis y

	Etapas de los Biocombustibles			
	Primera	Segunda	Tercera	Cuarta
Materia Prima	Cultivos: caña de azúcar, maíz, remolacha	Cultivos no comestibles: paja, rastrojo, desechos agroindustriales	Mejorada bajo diseño	Modificada genéticamente
Procesos	Tradicionales	Mejorados	Mejorados	Novedosos

Tabla 2.1: Etapas de los Biocombustibles.

también de regiones que pueden ser susceptibles a la acción enzimática. La hemicelulosa es un polímero complejo de heteropolisacáridos formado por pentosas (D-xilosa y L-arabinosa) y hexosas (D-glucosa, D-manosa y D-galactosa) que forman cadenas ramificadas. La lignina es un heteropolímero amorfo que da soporte estructural, rigidez, impermeabilidad y protección a los polisacáridos estructurales (celulosa y hemicelulosa) [3]. Las composiciones promedio de algunos materiales se muestran en la Tabla 2.2.

Las características estructurales de los materiales lignocelulósicos, como las de cada uno de sus componentes, requieren de procesos termoquímicos agresivos (comparándolos contra los materiales compuestos de almidones) para acondicionarlos y dejarlos expuestos a procesos químicos y bioquímicos posteriores, como la hidrólisis o sacarificación, para obtener moléculas sencillas susceptibles de fermentaciones u algún otro proceso de interés.

Es importante mencionar también que debido a la complejidad de los componentes, por ejemplo, de la lignina, una vez que este compuesto es degradado a sus componentes básicos, éstos pueden servir para obtener múltiples productos como químicos especializados o *commodities*, materiales, alimentos, etc [7].

## 2.2. Diseño Conceptual

El diseño conceptual identifica los principales pasos para llegar de la materia prima al producto final deseado para después seleccionar las principales operaciones unitarias involucradas, en función de la experiencia del diseñador o de experiencias de diseños anteriormente publicados [12]. Una vez propuesto un diseño final, éste puede ser evaluado y obtener los costos de producción, que son función del costos de los equipos, como sugieren Douglas [12] y Seider et al. [57].

El diseño más simple del cual se parte, está representado por la Figura 2.1. El siguiente paso es proponer las principales unidades de procesos necesarias para obtener los productos

Material Lignocelulósico	% Celulosa	% Hemicelulosa	% Lignina	Poder calorífico $GJ_{HHV}/\text{ton BS}$
Eucalipto [20]	42 - 50	13 - 19	26 - 28	19.60
Rastrojo de maíz [34]	37.3	24.1	17.5	N.D.
Pasto varilla [3]	31.98	25.19	18.13	18.60
Paja de Trigo [54]	68.65	12.21	18.26	19.1 (LCV, [26])

Tabla 2.2: Contenidos de celulosa, hemicelulosa y lignina en diversos materiales.



Figura 2.1: Diagrama de Proceso



Figura 2.2: Diagrama de Proceso 2

como en la Figura 2.2.

### 2.2.1. Planta de Etanol

Una planta de bioetanol de segunda generación, parte de un diagrama como el de la Figura 2.2. El diseño general en el cual se basa este trabajo es el propuesto por Aden et al. [1] del Laboratorio Nacional de Energías Renovables (*NREL* por sus siglas en inglés). El diseño considera 5 etapas principales de proceso: pretratamiento, sacarificación-fermentación, separación, tratamiento de aguas residuales y cogeneración. El diagrama de las etapas se muestra en la Figura 2.3.

#### Pretratamiento

El pretratamiento es la etapa donde se somete a la biomasa a la acción de procesos mecánicos, físicos y químicos para limpiar, reducir de tamaño y destruir la estructura celular de la lignocelulosa. Es la etapa clave, ya que las posteriores etapas de hidrólisis y sacarificación dependen de su buen desempeño.

En el acondicionamiento la materia prima se limpia de objetos extraños y se reduce su tamaño según las especificaciones. Después, la materia prima se somete a diferentes técnicas para llevar a cabo el pretratamiento. Este proceso que pueden incluir tratamientos químicos, físicos o biológicos de manera que se altere la estructura interna de las fibras del material

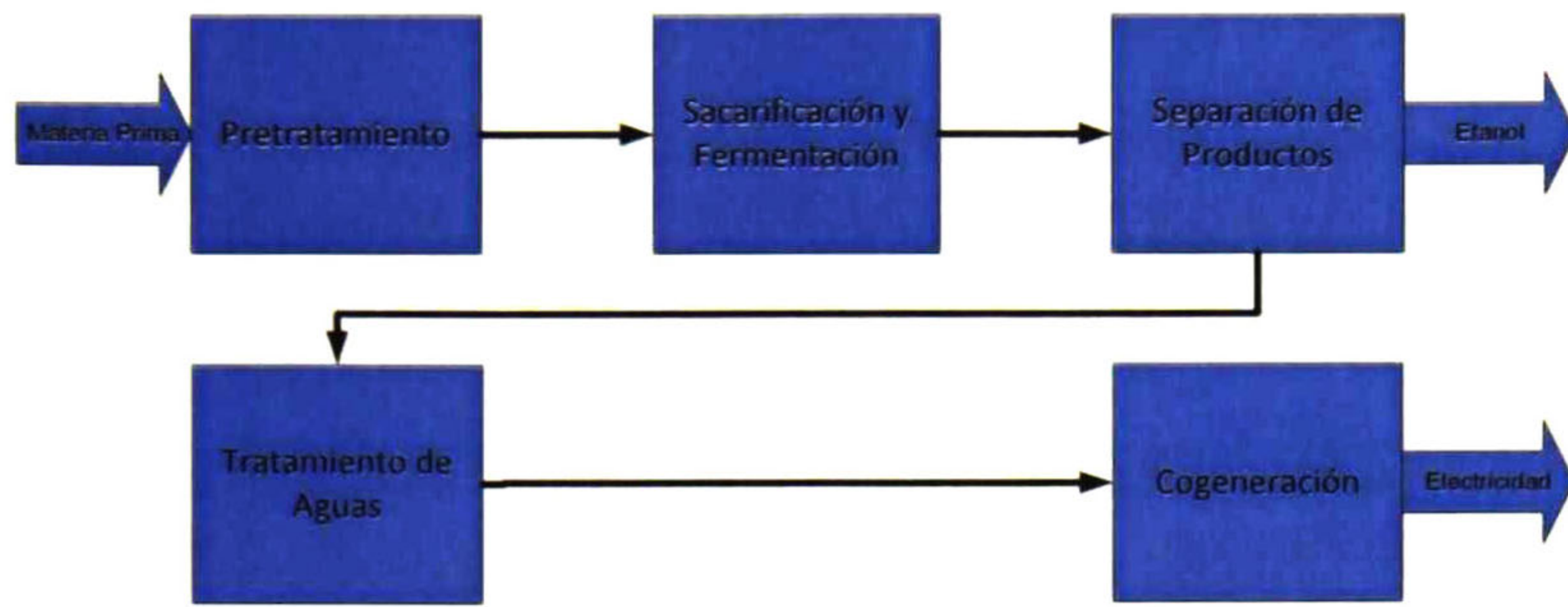


Figura 2.3: Diagrama Conceptual de Planta de Etanol

lignocelulósico y así hacerlo susceptible a las posteriores reacciones enzimáticas. Clark y Deswarte [7], Hendriks y Zeeman [21], Kumar et al. [31], Mosier et al. [37], Mussatto y Roberto [39], Sun y Cheng [60] presentan revisiones de diferentes pretratamiento para diversas materias primas. Tratamientos químicos como la adición de ácido sulfúrico, clorhídrico o nítrico son posibles. Uno de los pretratamientos más utilizados es agregando ácido sulfúrico diluido (0.5 - 1.5 %) y es el que se usa en este trabajo. Éste suele tener mejor rendimiento económico [20] aunque requiere de una etapa de neutralización antes de la fermentación para ajustar el *pH*. Los pretratamientos con ácido concentrado existen pero suelen ser más caros.

Los pretratamientos alcalinos, que usan hidróxido de sodio o calcio, remueven la lignina y parte de la hemicelulosa, aumentando la reactividad de la celulosa. Son procesos más efectivos que los ácidos, pero estas sales suelen ser más caros y tienen problemas de índole ambiental y de manejo de desechos [20].

Dentro de los pretratamientos físicos están el de *Agua Caliente Líquida* (*LHW* por sus siglas en inglés) y la *Explosión de Vapor*. Ésta última con mayor proyección [20], el vapor se calienta a 210-290°C (20-50 bar), se aplica al material por unos minutos y después se despresuriza a presión atmosférica. El *Agua Caliente Líquida* usa agua caliente, arriba de la presión de saturación. Ambas tienen gran recuperación de xylosa (88-98 % y 45-65 % respectivamente) [20]. Los pretratamientos térmicos resultan atractivos económica y ambientalmente por no usar ácidos o bases, tienen buenos rendimientos y no forman inhibidores [1, 20].

En general, en el pretratamiento se logra solubilizar prácticamente toda la hemicelulosa (mayor a 90 %). La celulosa experimenta una despolimerización y la lignina puede o no solubilizarse dependiendo del proceso utilizado en el pretratamiento. En el caso de la hidrólisis ácida la lignina no sufre ningún efecto [1].

---

## Sacarificación y Fermentación

Debido a que la celulosa, principal fuente de azúcares fermentables, prácticamente no sufre ningún cambio en la etapa de pretratamiento, es necesario agregar catalizadores, como son las enzimas, para lograr su despolimerización a glucosa. Ésta es la etapa de sacarificación o hidrólisis.

El preparado enzimático que se adiciona en esta etapa, es un coctel de varias enzimas que consisten en 3 grandes familias: las endoglucanasas, las exoglucanasas y las  $\beta$ -glucosidasas. Estos tres tipos de enzimas trabajan para cortar la macromolécula de celulosa, bajando el nivel de polimerización y luego atacando estas pequeñas cadenas para liberar finalmente glucosa [38].

Los factores que afectan la hidrólisis son: el sustrato del que se obtenga la celulosa, la actividad de las enzimas (i.e. celulasa) y las condiciones en las que la reacción se lleva a cabo (e.g. temperatura, pH). Existen múltiples estudios y revisiones acerca de combinaciones de condiciones de operación para diferentes sustratos y con diferentes cargas enzimáticas así como los efectos con diferentes pretratamientos aplicados a los sustratos (e.g. Saha et al. [52], Sun y Cheng [60], Wingren et al. [65, 66]).

La fermentación depende de manera directa de los azúcares obtenidos previamente en la hidrólisis. La fermentación es el proceso mediante el cual, organismos etanogénicos, consumen azúcar para producir alcohol y  $\text{CO}_2$ . Dependiendo de la fuente de carbón (pentosas o hexosas) se utilizan diferentes organismos como pueden ser bacterias (e.g. *Z. mobilis*, *E.coli* para glucosa o mezclas glucosa-xylosa ) o levaduras (*S. cerevisiae* para glucosa) [19].

La manera en que se dispongan estos los procesos de hidrólisis y fermentación influyen en el rendimiento final de producción de etanol. Existen dos principales esquemas de hidrólisis con fermentación cuando se procesan hexosas: uno es cuando estos se llevan a cabo de manera separada (SHF: Separated Hydrolysis and Fermentation) y cuando se llevan a cabo simultáneamente en el mismo reactor (SSF: Simultaneous Saccharification and Fermentation). Una tercer esquema de proceso es cuando los procesos se llevan a cabo simultáneamente pero además se fermentan la pentosas (SSCF: Simultaneous Saccharification and Co-Fermentation). Trabajos de diferentes esquemas de sacarificación y fermentación se pueden encontrar con Alfani et al. [2], Wingren et al. [64, 65].

## Separación

La etapa de separación es en la cual se purifica la corriente de salida de la fermentación. Esta corriente de salida es una mezcla de compuestos sólidos y líquidos, por lo que la etapa



---

de separación comprende varios procesos que implican primero separar los sólidos y después purificar el etanol.

Las principales estrategias para separar se basan en la destilación, usando una primera columna de rectificación donde se separan también los sólidos (i.e. *beer column*) y una segunda rectificación donde se concentra el etanol hasta cerca de su punto azeotrópico. Finalmente se utilizan mallas moleculares para llevar al etanol a una concentración arriba del 99.5 %. Paralelamente, se suele usar una serie de evaporadores para concentrar los sólidos obtenidos en la *beer column* y aprovechar el agua que se recupera.

Ya que la destilación requiere calor para operar, esta etapa es la más demandante energéticamente hablando, por lo cual se suelen implementar técnicas de integración de energía para aprovechar los calores residuales de las diferentes corrientes. Aden et al. [1], Cardona y Sanchez [6], Karuppiah et al. [27], Mariano y Grossmann [32], Sanchez y Cardona [56] incluyen estudios de procesos para la separación del etanol, así como estrategias para encontrar configuraciones de procesos que optimicen el uso de la energía.

## Tratamiento de Aguas

Debido al uso intensivo del agua para la producción de etanol y a que se producen desechos solubles en ella, muchos de los diseños de plantas de biocombustibles suelen incluir una etapa de tratamiento de aguas residuales. En ésta se tratan las corrientes de desecho líquidas que tienen gran contenido de carga orgánica, obteniendo como subproductos agua (en condiciones de verter a un cuerpo de agua o, con algún proceso extra, agua de recirculación al proceso) además de biogás.

Un diseño típico de planta de tratamiento de aguas puede encontrarse en Aden et al. [1]. Éste se compone básicamente de un reactor anaeróbico y un reactor aeróbico. El reactor anaeróbico (i.e. digestor) consume arriba del 90 % de la materia orgánica presente como DQO, produciendo biogás (una mezcla de metano y CO<sub>2</sub> al 75 %-25 % aprox.). El reactor aeróbico son realmente lagunas a cielo abierto donde se consume el 90 % del DQO remanente del primer proceso.

El biogás y los lodos producidos en estos procesos pueden ser utilizados para generar energía, quemándolos, en la etapa de cogeneración.

## Cogeneración

La etapa de cogeneración aprovecha corrientes de desecho y coproductos como combustibles para generar energía eléctrica y calorífica, como vapor, que pueden utilizarse dentro de

---

la planta.

Las corrientes que se pueden quemar son los sólidos (ricos en lignina) obtenidos en la *beer column* de la etapa de separación y los lodos de la planta de tratamiento de aguas. Además del biogás producido en el tratamiento de aguas. Un diseño típico de planta de cogeneración es mostrada por Aden et al. [1]. Éste incluye un horno para quemar el combustible y generar vapor y una turbina-generador eléctrico, donde se produce corriente eléctrica y como subproductos se obtiene vapor de baja y alta presión.

### 2.2.2. Biorrefinería

El concepto de biorrefinería se acuña a partir de las refinerías petroleras, donde utilizando una materia prima (i.e. petróleo crudo) se obtienen diferentes productos según los componentes del recurso (e.g. combustibles, químicos especializados, materiales). En otros ámbitos químicos estas plantas también son conocidas como plantas multiproducto [50]. Las biorrefinerías se diseñan para obtener diferentes combustibles o materiales a partir de una o varias materias primas orgánicas. Ejemplos de diferentes diseños de biorrefinerías para diferentes productos son mostrados por Kaparaju et al. [26], Menon y Rao [35], Sadhukhan et al. [51].

Para el presente trabajo se amplió el diseño base de la planta de producción de etanol, descrita previamente, para coproducir hidrógeno y biogás, mostrado en la Figura 2.4. La modificación incluye separar las corrientes sólida (rica en celulosa y lignina) y líquida (rica en xilosa soluble) que salen de la etapa de pretratamiento. La corriente sólida sigue el flujo de proceso para producir etanol. La corriente líquida se manda a una etapa de fermentación oscura para producir hidrógeno y subproductos que son materia prima para la producción de biogás en la planta de tratamiento de aguas. En el digestor de la planta de tratamiento de aguas se seguiría produciendo el biogás que puede usarse *in situ* para producir energía o como producto final.

### Producción de Hidrógeno

En esta etapa se pueden utilizar parte o el total de las corriente de hidrolizado líquido del pretratamiento que contiene principalmente xilosa y arabinosa. El desvío de esa corriente a esta etapa supone una disminución en la producción de etanol, sin embargo, se puede evaluar si el efecto neto económico es positivo.

El proceso incluye un ajuste de pH de la corriente líquida proveniente del pretamiento a 6.5 utilizando hidróxido de sodio. Después se precipitan y se separan las sales inorgánicas

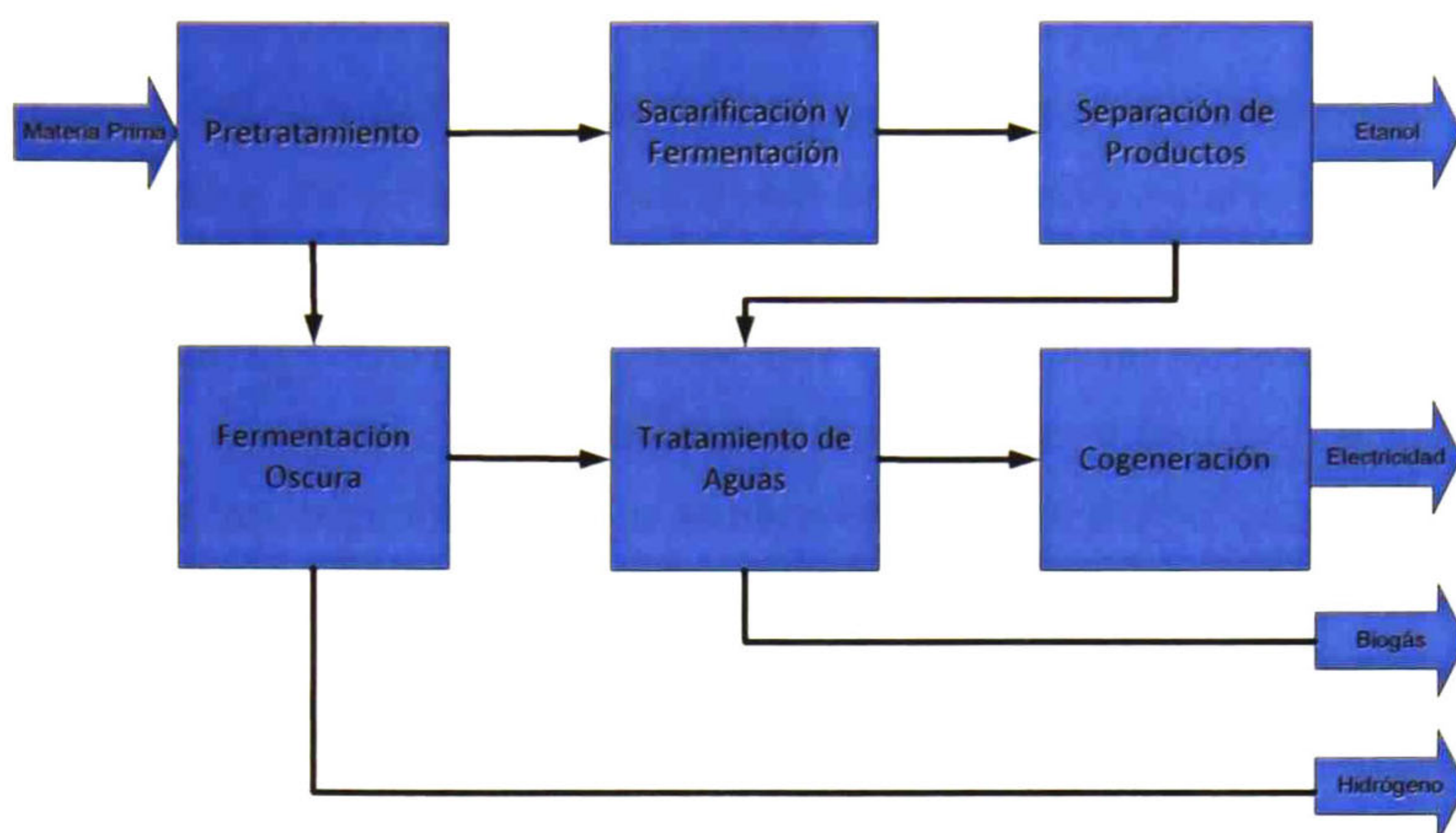


Figura 2.4: Diagrama Conceptual de Biorrefinería

formadas. Después esta corriente acondicionada se alimenta a un reactor de fermentación oscura, que se lleva a cabo por bacterias termofílicas a 60 °C, por 25 horas. El rendimiento teórico obtenido es de 2.23 mol H<sub>2</sub>/mol sustrato [25, 29, 30]. Las reacciones se describen en el apéndice C así como el diagrama de flujo de la etapa. Las corrientes de salida son una gaseosa que es una mezcla de H<sub>2</sub> (63 % vol) y CO<sub>2</sub>. Esta corriente es susceptible de ser quemada en la etapa de cogeneración o ser purificada para vender el H<sub>2</sub> como producto final. La otra corriente de salida es líquida y es rica en ácidos grasos volátiles (ácido acético y butírico). Ésta es enviada a la etapa de tratamiento de aguas, ya que estos compuestos son materia prima esencial para la producción de biogás.

### 2.2.3. Simulador

Un simulador es una plataforma computacional que puede resolver modelos matemáticos de algún proceso. En procesos químico-industriales es común el uso de simuladores de procesos que utilizan módulos gráficos que contienen los modelos de cada operación unitaria (proceso particular) que describen. Los modelos consisten en ecuaciones que describen balances de materia, balances de energía y reacciones (transformaciones de las especies presentes). La interconexión de módulos gráficos permiten la descripción de procesos más complejos o plantas completas, sin necesidad de escribir y resolver todas las ecuaciones presentes. Para escoger un simulador se toma en cuenta dos cuestiones: que éste tenga las operaciones unitarias que se desea utilizar y que tenga una base de datos con los compuestos a utilizar en

---

la simulación.

Basados en las anteriores razones se decidió utilizar el simulador *SuperPro Designer*. Este cumple con las características antes descritas, ya que es un software cuyo desarrollo está orientado principalmente a la industria biotecnológica [22]. Además permite la interacción de procesos que operan en continuo y por lotes, característica primordial en los modelos de plantas continuas que incluyen procesos como las fermentaciones.

Existe además varias publicaciones referentes a la producción de biocombustibles utilizando este software (e.g. Tech [61]).

### Cálculo de Costos

El cálculo de los costos de los equipos que se utilizan en una planta es la base para el análisis económico de la misma, ya que constituye la principal aportación del inversión de capital del proyecto. Además, muchos de otros costos accesorios (equipo de instrumentación y control, tuberías, instalaciones eléctricas) se calculan como función del costo total de los equipos. Existen varios métodos para calcular el costo de los equipos, como ecuaciones que relacionan el costo con un volumen base y un factor exponencial, proporcional el excedente de tamaño [12, 57]. Además de que el costo obtenido debe corregirse por el año en que se hace el análisis a partir de los índices del *Chemical Engineering Journal*, por ejemplo, para tomar en cuenta factores como la inflación o alza de precios de materiales. Para este trabajo, el cálculo de los costos de los equipos se hizo con el propio simulador *SuperPro Designer*, así como los costos de accesorios antes mencionados. Este utiliza sus propias correlaciones para este fin y para traer los resultados a valor presente.

## 2.3. Análisis Económico

El análisis económico de cualquier proyecto industrial involucra básicamente dos conceptos: la inversión total de capital y el flujo de efectivo. Estos dos parámetros se pueden relacionar de diferentes maneras para obtener medidas de viabilidad económica como se abundará en la sección 2.3.1.

La inversión total de capital (*ITC*) es la suma de la inversión de capital fijo (*ICF*) más el capital de trabajo (*CT*). El *ICF* es la suma de los costos directos de inversión (*CDI*) y los costos indirectos (*CII*) como se muestra en la Tabla 2.3. Debido a que el *ITC* puede financiarse de diferentes fuentes, como puede ser por socios o préstamos, se considera la inversión inicial (*I*) como la diferencia entre el *ITC* y el préstamo (ecuación 2.1). Además

de estas dos aportaciones se considera un *costo de arranque (Start-up costs)* que incluye recursos para ajuste del proceso, extrapersonal o pérdidas en la producción por motivos del arranque de la planta.

Contribuciones al <i>ITC</i>			
<i>ICF</i>	<i>CDI</i>	<i>Costos de equipo</i>	Equipos e instalación Instrumentación y control. Tuberías y accesorios. Material y equipo eléctrico.
		<i>Costos de instalaciones</i>	Edificios de procesos, auxiliares y de servicios. Talleres de mantenimiento. Terrenos y acondicionamiento.
	<i>CII</i>	Ingeniería y Supervisión. Gastos de Construcción. Contingencias (económicas/ambientales).	
<i>CT</i>	Materia Prima. Cuentas por pagar/ impuestos. Caja chica.		

Tabla 2.3: Elementos de la Inversión Total de Capital

El flujo de efectivo (*FE*) refiere a la diferencia entra los *Ingresos de Efectivo* (ventas de productos) y los *Egresos de Efectivo* (costos de producción e impuestos) como se muestra en las ecuaciones 2.3, 2.4 y 2.5, donde  $P_i$  es cada producto  $i$  y  $(CTP)_i$  es el costo total de producción de cada producto  $i$ .

$$I = ITC - \text{Préstamo} \quad (2.1)$$

$$CT = f(\text{Costos Directos de Producción}) \quad (2.2)$$

$$FE = \text{Ingresos de Efectivo} - \text{Egresos de Efectivo} \quad (2.3)$$

$$\text{Ingresos de Efectivo} = \sum_{i=1}^n P_i(CTP)_i \quad (2.4)$$

$$\begin{aligned} \text{Egresos de Efectivo} = & \text{Costos Directos de Producción} \\ & + \text{Impuestos} + \text{Costos Financieros} \end{aligned} \quad (2.5)$$

---

### 2.3.1. Diferentes Técnicas de Análisis Económico

La viabilidad económica de una planta química se determina evaluando si las ganancias, por la venta de los productos, son mayores a la inversión hecha inicialmente en un periodo de tiempo (i.e. *periodo de vida* del proyecto) con una tasa de interés (i.e. ganancia deseada).

Existen diferentes maneras de relacionar estos dos parámetros ( $FE$  e  $I$ ). De manera aproximada están algunas medidas como el *Retorno de la Inversión* ( $ROI$  por sus siglas en inglés) y el *Periodo de Amortización* ( $PBP$  por sus siglas en inglés).

El  $ROI$  es el cociente de  $FE$  e  $I$ , y significa el interés anual de las ganancias sobre la inversión original. El  $PBP$  es la relación entre el capital depreciable y el  $FE$  más la depreciación ( $D$ ), y representa el tiempo que las ganancias anuales igualan la inversión original. Las ecuaciones que representan estos conceptos son las 2.6 y 2.7 [57].

$$ROI = \frac{FE}{I} \quad (2.6)$$

$$PBP = \frac{I_{Depreciable}}{FE + D} \quad (2.7)$$

La debilidad de estas técnicas para la evaluación económica de un proyecto es que no consideran el valor del dinero en el tiempo, por lo que resultan útiles solamente en los primeros años del proyecto. Para tomar en cuenta este factor es necesario otro tipo de técnicas o herramientas como es el *valor presente neto*.

### 2.3.2. Valor Presente Neto

La herramienta para análisis financiero Valor Presente Neto ( $VPN$ ) es la que se se utilizará para calcular la viabilidad económica del proyecto en este trabajo. El  $VPN$  relaciona los valores presentes del flujo de efectivo  $FE$  con la inversión inicial de un proyecto  $I$ . El valor presente del flujo de efectivo se calcula utilizando una tasa de interés  $i$  y seleccionando un periodo de vida del proyecto  $n$ , generalmente incluido como anualidades. Cuando el  $VPN$  es positivo se dice que el proyecto es viable económicamente y para compararlo con algún otro proyecto, se compara cual  $VPN$  es mayor.

La ecuación que representa el  $VPN$  es la ecuación 2.8.

$$VPN = \frac{FE((1+i)^n - 1)}{i(1+i)^n} + \frac{CT}{(1+i)^n} - I \quad (2.8)$$

Cuando el  $VPN$  se hace igual a cero, la tasa de interés  $i$  se entiende como la Tasa Interna

---

de Retorno (*TIR*). Este valor implica que el flujo de efectivo calculado a valor presente con una *TIR* en un periodo  $n$ , paga la inversión hecha inicialmente.

En este trabajo se definió el periodo de vida del proyecto y la *TIR*, se hizo el cálculo de  $VPN = 0$  poniendo como variable independiente el *CTP* del etanol producido. El cual está implícito en *FE*. Este cálculo quiere decir que con ese *valor de producto* (*PV* por sus siglas en inglés) y la producción esperada se pagarán los gastos y costos para tal producción así como la inversión hecha inicialmente.

## 2.4. Evaluación Económica de Producción de Biocombustibles (Revisión Bibliográfica)

La producción de biocombustibles a nivel piloto y comercial, depende de múltiples factores. El aspecto técnico de la conversión de materias primas a productos finales es uno de ellos, al buscar las mejores tecnologías para obtener los mayores rendimientos. Sin embargo, para llevar una tecnología a la siguiente escala de producción, ya sea piloto o comercial, es necesario evaluar aspectos como el económico. Es en este análisis donde se evalúa una tecnología para que muestre su viabilidad comercial y su proyección social.

Existen numerosos trabajos que hacen análisis económico o que recopilan diversos resultados en función de encontrar patrones de comportamiento del costo de producción del etanol en función de diferentes tecnologías utilizadas, materias primas y parámetros financieros entre otros. A continuación se muestra una revisión de una selección de trabajos que presentan resultados que apoyan los objetivos de esta tesis.

El trabajo de McAloon et al. [34] es uno de los primeros estudios *NREL*, donde se compara dos procesos para obtener 25 millones de galones de etanol, el tradicional de almidón (*1G*) obtenido del grano de maíz y el de material lignocelulósico (*2G*) basado en el rastrojo de la misma planta. Los principales resultados se muestran en la Tabla 2.4. Las principales etapas, para el proceso lignocelulósico, son pretratamiento ácido diluido, sacarificación enzimática, fermentación (*Z. mobilis*), producción de celulasa, manejo de coproductos (*DDG*), tratamiento de aguas residuales y cogeneración. Sus cálculos fueron hechos para 1999 y es uno de los primeros estudios comparativos hechos por el *NREL* para el Departamento de Energía de EU (*DOE*, por sus siglas en inglés). En él muestra como la planta de almidón genera alcohol con un *CTP* más barato (-47%), aun cuando la materia prima es más cara, esto debido al gran rendimiento que este proceso tiene, el bajo consumo de enzimas y el costo de inversión menor (-80%). En este trabajo incluyen la venta de coproductos (que en el caso

(1G) puede ser de 20 % del CTP) y la generación de energía, por combustión de la lignina, como créditos al CTP. En cuanto al consumo energético, una planta tradicional también presenta un consumo 78 % menor. También hacen un estudio de factibilidad del CTP del etanol en función del precio de la materia prima, en el cual se observa que el etanol (1G) se ve más afectado por esta variable, mientras que el CTP del (2G) se ve más afectado por la inversión de capital al requerir plantas más grandes para obtener la misma producción.

Tipo de Proceso	Almidón -Maíz-	Lignocelulósico -Rastrojo de maíz-
Composición BS	72.0 % almidón 10.5 % celulosa-hemicelulosa 15 % de humedad	37.3 % celulosa, 24.1 % hemicelulosa 17.5 % lignina 15 % de humedad
Tamaño Planta ( <i>ton BS/día</i> )	633	1050
Rendimiento (kg etOH/kg mat prim)	0.442	0.267
ITC (millones USD)	27.9	136.1
Costo Materia Prima (USD/ton)	76	35
Consumo Energético (MW)	2.1	9.6
CTPetOH (USD/L)	0.23	0.39
<b>Contribuciones al CTP del etOH</b>		
Materia Prima (%)	77	33
Enzima (USD/L, %)	0.01, 4	0.16 <sup>1</sup> , 11

<sup>1</sup> Corresponde a la enzima, nutrientes y otros químicos

Tabla 2.4: Resultados publicados por McAloon et al. [34]

El reporte técnico de Aden et al. [1], también fue propuesto por el *NREL*, para lograr el objetivo del CTP del Departamento de Energía de EU (*DOE* por sus siglas en inglés) para el 2010, que es de 1.07 USD/gal (0.28 USD/L). Propone una planta de producción de etanol a partir de rastrojo de maíz (con la composición de McAloon et al. [34]). Las etapas básicas de proceso que proponen son: pretratamiento (ácido débil, 1.1 %), *SHCF* (enzimática - *Z. mobilis*), separación (destilación y mallas moleculares), tratamiento de aguas residuales y cogeneración. Los detalles de las etapas se describirán a lo largo del presente trabajo, ya que en este diseño se basa. El tamaño de planta es de 2000 ton/día, basados en estudios de disponibilidad de tierras de cultivo y de distancia de recolección de residuos. El costo de la materia prima fue fijado en 33 USD/*ton<sub>BS</sub>* (i.e. 0.33 USD/L-etanol, 31 %). La enzima es comprada a un costo estimado de 0.10 USD/gal (0.03 USD/L-enzima), representa el 11 % del  $CTP_{etanol}$ , o sea que se compra a 0.12 USD/L-enzima. Ésta se dosifica con una carga



---

de 12 FPU/g-celulosa (La concentración de la enzima es 50 FPU/mL). El rendimiento de la planta es de 89.7 gal/ton BS (0.275 kg-etanol/kg-materia prima a 25°C) y produce 69.3 Mgal/año. El análisis financiero se hizo con *VPN* usando una *TIR* de 10% y periodo de vida de planta de 20 años. La inversión total inicial reportada es de 197.4 millones USD con 100% de financiamiento propio. Hacen también un análisis de sensibilidad con varios parámetros de diseño. Encuentran que subiendo a 55 USD/ton<sub>BS</sub> el costo del etanol sube 0.06 USD/L y si suben la dosis de la enzima de 12 a 17 FPU/g-celulosa el *CTP* sube 0.01 USD/L. Energéticamente hablando, el caso de diseño es autosuficiente, ya que produce 30.4 MW, mientras que el proceso consume 11.7MW, dejando 18.7 MW para vender a la red eléctrica (0.04 USD/kWh).

En uno de los últimos trabajos del NREL, Kazi et al. [28] hacen una comparación tecnoeconómica de diferentes tecnologías de pretratamiento (ácido diluido, ácido diluido en 2 etapas, agua caliente y AFEX) y explorando diferentes tecnologías de separación (pervaporación-destilación), fermentación (separación de C5 y C6) y producción local de enzimas. Para el caso base (pretratamiento ácido diluido), la enzima se compró (0.19 USD/L-etanol) excepto en el caso de estudio donde ésta se producía. La materia prima base es rastrojo de maíz (83 USD/ton<sub>BS</sub>) con las características de las publicadas por Aden et al. [1] así como su diseño de planta base. Utilizan análisis de *Punto de Pliegue* para optimizar los requerimientos energéticos. Calculan la inversión total de capital para cada escenario y el *CTP* para cada uno usando una *TIR* de 10% y 20 años de vida de planta para el 2007. El menor *CTP* fue para el caso base, pretratamiento ácido diluido, de 1.36 USD/LGE (0.91 USD/L-etanol), con una inversión total de capital de 376 millones USD (20 años de periodo de vida de planta, 10% de *TIR*, 100% autofinanciada). El rendimiento para esta planta fue de 289 L/ton (0.228 kg-etanol/ kg-materia prima). La carga de enzima utilizada fue de 19 FPU/g-celulosa a un precio de 0.39 USD/L-enzima, que equivale a una aportación de 0.19 USD/L-etanol (21%). En su comparativo de diferentes pretratamientos, si bien el pretratamiento con agua caliente requiere 13% menos de inversión inicial, el rendimiento global baja 17%, lo que aumenta el costo final en un 30%. El resto de los pretratamientos no mostraron ventajas al mantenerse prácticamente constante el costo de inversión inicial y bajar el rendimiento global con respecto al caso base. En el diseño de planta, para el caso base, encontraron que las etapas más caras eran la cogeneración (34%), el pretratamiento (22%), la separación (16%) y la sacarificación-fermentación (13%). En cuanto a las aportaciones al mejor *CTP*, las principales fueron 35.3% de la materia prima y 37.8% los costos de operación variables.

Nguyen y Saddler [40] proponen un modelo para la evaluación económica de una planta

---

de 500 *ton BS/día* de madera *Aspen* (60 USD/*ton<sub>BS</sub>*), que consiste en pretratamiento con explosión de vapor, hidrólisis enzimática (con producción *in situ* y carga de sustrato del 10 % m/v), cofermentación, separación y tratamiento de desechos. Encuentran que el costo de la materia prima, de la producción de enzimas (*Trichoderma harzianum E58*), el rendimiento (200 FPU/L-h para el caso base) y el precio de venta de la lignina (0.10 USD/kg para el caso base) como coproducto son los factores que más afectan al *CTP*. Su valor fue de 0.78 USD/L-etanol, para el caso base, y fue calculado para un periodo de vida de la planta de 20 años, financiado 30/70 (préstamo/capital), un rendimiento global de 0.23 kg-etanol/kg-materia prima, con una inversión inicial de capital de 80 millones USD. El precio de venta de la lignina como coproducto fue de 0.08 USD/kg. Los equipos de producción de enzimas, hidrólisis y fermentación representan el 58 % del capital fijo. El costo de la materia prima representa el 14 % del *CTP*. La producción de la enzima, que se dosifica a 18 FPU/g-enzima, representa el 16 % del *CTP*. Nguyen y Saddler [40] realizan también un análisis de sensibilidad con varios parámetros, por ejemplo, encuentran un decremento exponencial del *CTP* con el aumento del tamaño de planta (100 *ton BS/día*- 1.07 USD/L, 1000 *ton BS/día*- 0.70 USD/L) así como con el aumento la carga de celulosa en el pretratamiento (2 % m/v 1.15 USD/L, 18 % m/v 73 USD/L) y el aumento en la productividad de la enzima (50 FPU/L-h - 0.86 USD/L, 400 FPU/L-h - 0.73 USD/L). Respecto al costo de la materia prima, el *CTP* aumenta linealmente (*sin costo* 0.59 USD/L, 100 USD/*ton BS* 0.91 USD/L), y con el aumento de precio de venta de la lignina, como coproducto, decrece linealmente (0.05 USD/kg - 80 USD/L, 0.30 USD/kg - 64 USD/L).

Reconocen que no es económicamente viable la producción de etanol bajo las condiciones del caso base y, para competir en el mercado local (canadiense), se tendría que producir a 0.25 USD/L (c. 1989). Para lograr el objetivo de 0.25 USD/L, requerirían un precio de venta de lignina de 0.60 USD/kg (750 % más que el precio base), aumentar la productividad de la enzima de 104 FPU L/h a 150 FPU/L-h (44 % más) y que el precio de la materia prima fuera 25 USD/*ton<sub>BS</sub>* (52 % menos que el precio base).

vonSivers y Zacchi [63] hacen una revisión de diferentes datos económicos publicados y relacionan el costo de producción del etanol lignocelulósico con el tamaño de planta y el rendimiento global. Otros parámetros como el precio de la materia prima y la inversión inicial son abordados. La diferencia que toman en cuenta entre los diferentes diseños de planta estudiados es la etapa de hidrólisis, donde consideran tres tipos: enzimático, ácido diluido y ácido concentrado. El estudio de las referencias, entre 1982 y 1992, arroja costos de materia prima de 22 a 61 USD/*ton<sub>BS</sub>*, los tamaños de planta de 39,560 a 580,480 ton

---

BS/año (120 - 1800 *ton BS/día*). En todos los datos recopilados la materia prima es madera (*Aspen*, pino, roble, *madera dura*). Reportan que el costo de la materia prima es la principal aportación al *CTP* y el rendimiento del etanol (entre 47 y 85 %) la variable que más afecta al *CTP*. Al analizar el *CTP* contra el tamaño de planta encuentran que para hidrólisis enzimática, al aumentar el tamaño de planta el *CTP* disminuye, de manera general, aunque encuentran dificultad para comparar los resultados brutos ya que diferentes autores manejan diferentes rendimiento en la producción de enzimas y su dosificación al proceso y diferentes costos de materias primas. En su análisis de *CTP* contra rendimiento, encuentran también una tendencia para pretratamientos enzimático y ácido diluido; a mayor rendimiento menor *CTP*

También hacen una normalización a los valores de *CTP* en función de los rendimientos en la hidrólisis, ya que éstos como los costos, tienen una gran dispersión. Recalculan los costos utilizando valores estándar de rendimiento (65 %, 59 % y 81 % para el enzimático, ácido diluido y ácido concentrado, respectivamente) obteniendo costos entre 0.40 y 0.80 USD/L y mostrando un decremento en ellos con el aumento de tamaño de planta para el proceso enzimático y ácido diluido. Hacen un estudio de sensibilidad con su colección de datos bajando 25 % el costo de la materia prima, esto se reflejó en una reducción del 5-10 % del *CTP*. El mismo ejercicio, pero duplicando el tamaño de planta, resultó en una reducción del 10-25 % del *CTP*. Para hidrólisis enzimática reporta valores de *CTP* desde 0.36 USD/L (1590 *ton BS/día*, 46 USD/*ton<sub>BS</sub>*, 68 % de rendimiento, 37 % inversión/*CTP*, 36 % materia prima/*CTP*) hasta 1.51 USD/L (370 *ton BS/día*, 33 USD/*ton BS*, 65 % de rendimiento, 35 % inversión/*CTP*, 25 % materia prima/*CTP*), ambos datos para 1994. En ningún caso reporta otros parámetros financieros en el cálculo de los costos.

Hamelinck et al. [20] hacen una evaluación técnica y económica de la producción de etanol a corto, mediano y largo plazo. Toman en cuenta en cada escenario el desarrollo de las tecnologías utilizadas y la disponibilidad de materia prima (tamaño de planta). La materia prima base del estudio es *madera dura* (*Poplar Híbrido*: 44.7 % celulosa, 18.55 % hemicelulosa, 26.44 % lignina, todos en base seca). Los parámetros económicos utilizados para todos los casos con un periodo de vida de planta de 15 años, una tasa de interés de 15 % y 8000 h/año. Los principales resultados (c. 2004) utilizados en esta discusión se presentan en la Tabla 2.5. En los tres panoramas de producción se utilizan tecnologías que estarían disponibles en cada caso. De igual manera, consideran que la materia prima puede bajar su costo en el tiempo, sin embargo, al subir los rendimientos de producción de etanol y las eficiencias energéticas, la contribución de la materia prima al *CTP* en el tiempo, aumenta.

Los rendimientos y las eficiencias energéticas se consideran que pueden mejorar de acuerdo a las perspectivas de las nuevas tecnologías. El mejor caso, a largo plazo, utiliza una tecnología de *Bioproceso Consolidado*, donde en un mismo recinto se produce la enzima y se lleva a cabo la hidrólisis y la fermentación. Eso baja el costo de la enzima y aumenta el rendimiento y la eficiencia energética. El panorama general es que, en el tiempo, el costo de la producción de etanol 2G, puede bajar (62 %) debido al decremento en los costos de materia prima (-44 %), en el uso de enzimas (-90 %), así como en el aumento del rendimiento global (+40 %) y la eficiencia en la recuperación de la energía (+37 %).

Plazo	Corto 5 años	Mediano 10 15 años	Largo 20 años
Tamaño Planta (ton BS/día)	1763	4408	8816
Proceso	SSF	SSCF	BPC
Pretratamiento	Ácido diluido	Explosión de vapor	Agua Caliente Líquida
Costo Materia Prima (USD/ton)	89	74	59
Contibución al CTP	37 %	41 %	46 %
Enzimas	Preparada <i>in situ</i>	Comprada	BPC
Contibución al CTP	(0.13 USD/L-etOH) 25 %	(0.044 USD/L-etOH) 14 %	(0.013 USD/L-etOH) 7 %
Rendimiento (kg etOH/kg mat-prim <sup>1</sup> )	0.23	0.26	0.32
Eficiencia Energética (producto/mat-prim <sup>1</sup> )	38 %	50 %	52 %
ITC (millones USD)	294	468	864
Contibución al CTP	44 %	36 %	46 %
CTPetOH (USD/L)	0.52	0.31	0.20

<sup>1</sup> mat-prim: materia prima

Tabla 2.5: Resultados publicados por Hamelinck et al. [20]

Piccolo y Bezzo [45] hacen una comparación tecnoeconómica de dos rutas para obtener etanol 2G: hidrólisis enzimática y gasificación, ambas seguidas del proceso de fermentación. Evalúan el rendimiento del etanol, la generación de energía y el aspecto financiero. La materia prima utilizada son virutas de madera dura (22.1 % celulosa, 9.9 % hemicelulosa, 20.4 % lignina, 47.7 % humedad) con un tamaño de planta base de 2100 ton BS/día. El proceso de hidrólisis enzimática incluye una etapa de pretratamiento por explosión de vapor con una

---

solución de ácido débil (75 % conversión de hemicelulosas). La hidrólisis de la celulosa se lleva a cabo con *SSCF* usando celulosa y *Z. mobilis* recombinante. Se obtiene una conversión de 92 % de C6 y 80 % de C5 a etanol, y una corriente de salida de la fermentación de 5.0 % *m/m*. Después del proceso de separación obtienen 20.9 ton/h de etanol y reportan un rendimiento de 312 L/*ton<sub>BS</sub>* (0.25 kg-etanol/kg-materia prima). Realizan un análisis de *Punto de Pliegue* para la integración de energía y comparando sus resultados con otros de la literatura encuentran valores similares (4.69, 3.50 y 4.34 MJ/L-etanol para pretratamiento, separación y evaporación respectivamente). En cuanto a energía eléctrica el modelo es autosuficiente para este caso base, al quemar todos los desechos sólidos de lignina y el biogás obtenidos. Utilizando un tasa de interés del 10 %, realizan un análisis económico basado en el *PBP* para 10 y 5 años para calcular el *CTP* y encuentran valores de 0.91 y 1.06 USD/L. Al calcular la *TIR* para ambos casos (i.e. *VPN* igual a cero) obtienen valores de 8.16 y 11 % respectivamente. También calculan la *TIR* para el valor de mercado del etanol que ellos reportan (c. 2007) de 0.77 USD/L y para un periodo de vida de planta de 15 años obtienen 1.7 %. Para todos los casos el precio de la materia prima es 71.87 USD/*ton<sub>BS</sub>* y la inversión inicial de capital es de 352.02 millones USD. La aportación de la materia prima al *CTP* es 31 %, de los insumos (incluyendo enzimas) 48 % y de los servicios 2 %.

El proceso de gasificación de biomasa produce una mezcla de H<sub>2</sub>, CO (*syngas*), CO<sub>2</sub> y otros subproductos. Este proceso lo realizan en gasificadores de lecho fluidizado alimentados por oxígeno puro. El gas producido se fermenta directamente (bacteria *Clostridium ljungdahlii*, 39 °C) para producir etanol y ácido acético en un reactor empacado. El etanol producido (2.4 % *m/m*) se recupera por destilación y el gas residual es quemado para producir electricidad y vapor. El rendimiento de este proceso es de 203.5 L-etanol/*ton<sub>BS</sub>* (0.16 kg-etanol/kg-materia prima). El análisis financiero (bajo los mismo parámetros y métodos utilizados para hidrólisis enzimática) arroja un *CTP* de 1.18 y 1.60 USD/L para un *PBP* de 10 y 5 años respectivamente, con una *TIR* de 7.7 y 10.4 %. La inversión inicial de capital fue de 673.31 millones USD. Las diferencias principales que los autores encuentran entre las dos tecnologías es que la hidrólisis es más madura que la de gasificación lo cual lleva a mayores inversiones de capital y menores rendimientos (64 % menos) en la segunda y esto repercute directamente al *CTP*. Por otra parte, está el aspecto de la eficiencia energética, lo cual evalúan utilizando un parámetro llamado *Retorno de la Inversión Energética* (*EROI* por sus siglas en inglés) que es el cociente de la energía producida (etanol más electricidad) entre la energía requerida para la producción, obteniendo valores de 3.8 y 2.6 para hidrólisis enzimática y gasificación respectivamente.

---

Wingren et al. [64] llevan a cabo una evaluación tecnoeconómica de los procesos enzimáticos, *SSF* y *SHF*, para madera blanda utilizando el simulador *Aspen Plus*. El tamaño de planta es de 587 ton *BS/día*, el costo de la materia prima y las enzimas son 51.76 USD/*ton<sub>BS</sub>* y 2.24 USD/millón-FPU, respectivamente. La materia prima tiene una humedad del 50 %, 45 % de glucanos, 13 % de mananos, 2 % de galactanos, 7 % de pentosas y 28 % de lignina (base seca). El pretratamiento es por impregnación de SO<sub>2</sub> seguida de vapor a alta presión (3 min., 215°C) con una conversión de 70 % de pentosas, manosas y galactosas. Sólo 14 % de la celulosa se convierte a glucosa. Se obtienen colateralmente furfural y *HMF*. El 10 % de la lignina se degrada. Después de este proceso se alimenta agua fresca para tener una concentración de sólidos insolubles del 5 % *m/m*. Para *SHF* las condiciones son 38°C y 96 horas de tiempo de residencia con actividad enzimática de 19 FPU/g-celulosa (conversión de 88 % de hexosas a etanol). La fermentación fue de 24 horas y solamente para las hexosas. Para la *SSF* se consideraron 48 horas de tiempo de residencia y se usó una actividad enzimática de 32 FPU/g-celulosa (conversión de 86 % de hexosas a etanol). La solución que sale de los fermentadores, para ambos casos, se concentra utilizando destilación. Los sólidos insolubles obtenidos de destilación son concentrados (al 50 % de humedad) con evaporadores antes de ser quemados o vendidos. Para el análisis económico se consideró un periodo de vida de la planta de 15 años y una *TIR* de 5 %. La inversión inicial de capital fue de 139.3 y 107.1 millones USD para *SHF* y *SSF*. La producción de etanol es de 6,900 (*SHF*) y 7,900 L/h (*SSF*). Los requerimientos de vapor-electricidad son 72.3-6.28 MW (*SHF*) y 72.8-5.24 MW (*SSF*). El *CTP* para *SHF* es de 0.63 USD/L, la contribución de la materia prima, enzimas e insumos con servicios es de 30, 9 y 8 %. El *CTP* para *SSF* es de 0.57 USD/L, contribución de la materia prima, enzimas e insumos con servicios es de 28, 15 y 7 %. Además agrega en este caso el costo de las levaduras, siendo un 15 % del *CTP*. Para ambos casos exploran la posibilidad de vender como coproductos los residuos sólidos y el CO<sub>2</sub> de la fermentación, pero no mejora ni en 0.01 USD/L el *CTP*. Realizan también un análisis de sensibilidad respecto al costo de las enzimas, la carga de sustrato en la etapa de hidrólisis y el *SSF* (i.e. aumentar la concentración de etanol en la corriente de salida) y al tiempo de residencia en la misma etapa. Un concentrado de los resultados se muestran en la Tabla 2.6. Por último, Wingren et al. [64] sugiere que si se implementan una serie de mejoras, resultado del análisis de sensibilidad, se pueden obtener costos tan bajos como 0.42 USD/L para *SSF*.

Cardona y Sanchez [5] exploran diferentes configuraciones de producción de etanol *2G* y las evalúan en función de la energía requerida por litro de etanol producido. Los autores

Parámetro	Modificación	Efecto al <i>CTP</i>	
		<i>SHF</i>	<i>SSF</i>
Costo Enzimas	Disminuye 50 %	disminuye 7 %	disminuye 5 %
Carga de sustrato en Hidrólisis	Aumenta 60 %	disminuye 18 %	disminuye 18 %
Tiempo de residencia en Hidrólisis	Reduce 50 %	disminuye 7 %	disminuye 3 %
Capacidad de la Planta	Aumenta 73 %	disminuye 9 %	disminuye 7 %

Tabla 2.6: Resultados del Análisis de Sensibilidad. Wingren et al. [64]

proponen un caso base (separando el hidrolizado líquido con C5 y fermentándolo separado de los C6, en el cual usan destilación azeotrópica y no reciclan ningún tipo de corriente) y seis diferentes configuraciones con base en tres modificaciones de proceso posibles: 1) diferentes configuraciones de sacarificación-fermentación (C5-C6 separados, *SSF*, *SSCF*), 2) diferentes tipos de purificación del etanol (destilación azeotrópica, pervaporación) y 3) diferentes esquemas de reciclado de corrientes líquidas (para pretratamiento y para lavado de sólidos postpretratamiento). En todos los casos se utiliza pretratamiento ácido sulfúrico diluido. La materia prima utilizada es *viruta de madera dura* (22.2 % celulosa, 9.9 % hemicelulosa, 20.4 % lignina, 47.4 % agua) y se alimenta a razón de 2000 *ton BS/día*. Los modelos propuestos se simularon en *Aspen Plus*. Para el caso base obtienen un rendimiento de 246.67 L/*ton<sub>BS</sub>*, un requerimiento energético de 52.5 MJ/L-etanol (299.77 MW) donde el 57 % se usa en la destilación y 22 % en la evaporación para concentrar la lignina. La concentración de etanol antes de la destilación es 3.1 % *m/m*. Comparando con el primer criterio descrito, encontraron que usando *SSF* el rendimiento de etanol aumentaba a 262.68 L/*ton<sub>BS</sub>* y el costo energético disminuía a 49.91 MJ/L-etanol (303.48 MW), y usando *SSCF* el rendimiento aumenta a 297.70 L/*ton<sub>BS</sub>* y el costo energético baja a 43.04 MJ/L-etanol (296.60 MW). Bajo el segundo criterio, compararon el caso base donde la corriente que entra a la primera destilación contiene 3.1 % *m/m* de etanol y se consumen 30.10 MJ/L-etanol (171.87 MW) en destilación y 11.60 MJ/L-etanol (66.23 MW) en evaporación. Usando la misma separación para el caso *SSF*, la corriente a destilar tiene 3.3 % *m/m* y se consumen 28.64 MJ/L-etanol (174.15 MW) en destilación y 11.14 MJ/L-etanol (67.74 MW) en evaporación. Para el caso *SSCF*, la corriente a destilar tiene 6.4 % *m/m* y se consumen 27.89 MJ/L-etanol (192.20 MW) en destilación y 4.35 MJ/L-etanol (29.98 MW) en evaporación. En un tercer caso que utiliza *SSCF* con pervaporación después de la primera destilación, en vez de rectificación, la corriente a destilar tiene 6.4 % *m/m* y se consumen 26.42 MJ/L-etanol (182.07 MW) en destilación y 4.35 MJ/L-etanol (29.98 MW) en evaporación. En la comparación bajo el criterio 3), el caso base arrojó el rendimiento y el costo energético unitario ya mencionado. Otras tres configuracio-

nes se propusieron. La primera, *SSCF* con destilación azeotrópica y recirculando la corriente de destilación al lavado de sólidos del pretratamiento, obtuvieron un rendimiento de 302.14 L/ton<sub>BS</sub> y 42.75 MJ/L-etanol de costo energético (298.99 MW). La segunda, *SSCF* con destilación azeotrópica, recirculación a pretratamiento y lavado, obtuvieron un rendimiento de 305.34 L/ton<sub>BS</sub> y 41.96 MJ/L-etanol de costo energético (296.58 MW). La tercera, *SSCF* con pervaporación y haciendo las dos recirculaciones anteriores obtuvieron un rendimiento de 308.03 L/ton<sub>BS</sub> y 40.45 MJ/L-etanol de costo energético (288.42 MW). Un resumen del trabajo se muestra en la Tabla 2.7. Por último, calculan el *valor energético neto* (*NEV* por sus siglas en inglés), que es la diferencia entre el contenido energético del etanol (utilizan el *LHV*, 26.8 MJ/kg) y la energía requerida para producir 1 L de etanol (vapor, electricidad y agua de enfriamiento). Considerando el resultado del caso 5, su consumo energético (incluyendo transporte y maniobras) es de 42.87-44.15 MJ/L-etanol, la energía recuperada por biogás liberado, poder calorífico de la lignina y créditos por electricidad generada es de 40.6 MJ/L-etanol; entonces el etanol requiere 2.27-3.55 MJ/L-etanol de energía neta para producirse. Al restar estos valores al *LHV* obtienen un *NEV* de 17.65-18.93 MJ/L-etanol, un valor alto respecto al del etanol de maíz (5.57 - 6.69) y del de caña de azúcar (11.39), valores que los mismos autores refieren.

Caso	Pret/Ferm	Separación	Recirc. <sup>3</sup>	R. Global g-etanol g-mat.prima	Consumo		Diferencia % MW TOTAL BASE
					Unitario y Total (MJ/L <sub>etanol</sub> )	(MW)	
BASE	<i>SHF</i>	D.A. <sup>1</sup>	NO	0.195	52.50	299.77	0
1	<i>SSF</i>	D.A.	NO	0.208	49.91	303.48	1.2
2	<i>SSCF</i>	D.A.	NO	0.235	43.04	296.60	-1.1
3	<i>SSCF</i>	Perv. <sup>2</sup>	NO	ND	ND	ND	ND
4	<i>SSCF</i>	D.A.	L <sup>4</sup>	0.239	42.75	298.99	-0.3
5	<i>SSCF</i>	D.A.	P <sup>5</sup>	0.241	41.96	296.58	-1.1
6	<i>SSCF</i>	Perv.	P	0.243	40.45	288.42	-3.8

<sup>1</sup> Destilación Azeotrópica

<sup>2</sup> Pervaporación

<sup>3</sup> Recirculación

<sup>4</sup> Lavado hidrolizado

<sup>5</sup> Pretratamiento y Lavado hidrolizado

Tabla 2.7: Comparacion de diferentes configuraciones de procesos. Cardona y Sanchez [5]

Mariano y Grossmann [32] compararon las tecnologías de *AFEX* y ácido sulfúrico diluido para la producción de etanol a partir de *pasto varilla* (composición no reportada, costo de 30 USD/ton). El diseño base propuesto comprende las etapas de pretratamiento (ácido sulfúrico diluido y *AFEX*), hidrólisis enzimática, cofermentación y separación. El problema



---

se planteó como una función de optimización del costo de producción, minimizando los consumos energéticos. Para esto se propusieron diferentes diseños (superestructuras) donde se varió la tecnología del pretratamiento y de la deshidratación del etanol (adsorción, mallas moleculares o pervaporación). Los autores utilizaron la herramienta de programación mixta entera no lineal (*MINLP*) para resolver el problema de optimización. En la evaluación de todas las superestructuras realizan integración de energía. El costo de producción más bajo que calcularon fue de 0.8 USD/gal (0.21 USD/L) para el diseño que incluye pretratamiento ácido sulfúrico diluido y deshidratación por mallas moleculares. El tamaño de planta es de 1800 *ton BS/día* con una producción de 60 millones de galones por año. El rendimiento global reportado es de 0.276 *m/m*. La inversión total inicial calculada para este punto fue de 169 millones de dólares (38.4 fueron de equipo) y la contribución de materia prima y servicios al *CTP* fueron de 41 % y 7 % respectivamente. En cuanto al análisis energético, reportan que para el caso de ácido sulfúrico diluido, después de hacer la integración de energía requieren casi 60 MW de calentamiento, de los cuales se pueden recuperar 20 MW obtenidos de quemar la lignina y generar vapor con ella. El enfriamiento requerido, después de la integración de energía fue de 30 MW. Otros datos interesantes acerca del proceso que presentan es que el sólido en la hidrólisis tiene un 50 % de agua y la corriente de salida de la fermentación tiene un 8 % de etanol.

Kaparaju et al. [26] abordan el problema de producción de biocombustibles (etanol, hidrógeno y biogás) comparando la energía posible de obtener en 6 diferentes escenarios a partir de sus propias corridas experimentales. La materia prima base es paja de trigo (39.3 % celulosa, 26.1 % hemicelulosa, 21.1 % lignina, base seca con 9.4 % de humedad). Los escenarios propuestos son: 1) quemar paja sin pretatamiento, 2) obtener biogás de paja sin pretratamiento, 3) obtener biogás de paja pretratada, 4) obtener etanol de paja pretratada, 5) obtener etanol y biogás de paja pretratada y 6) obtener etanol, hidrógeno y biogás de paja pretratada. Proponen un diseño de biorrefinería que consiste en un pretratamiento en tres etapas con vapor de agua (planta piloto 100 kg/h, 3-4 kg agua/*kg<sub>BS</sub>*, 3 reactores: 80°C-20min, 180°C-15min, 195°C-3min), separan los hidrolizados (28.6 % hemicelulosa, 7 % celulosa) los cuales se pueden mandar a producción de hidrógeno (reactor 1 L, 72 horas, 70°C, 178.0 ml- $H_2$ /*g<sub>azucar</sub>*) o de biogás (rendimiento de hidrolizado a metano: 0.384  $m^3/kg_{sol.volatil}$ ). El efluente, resultado de la producción de hidrógeno, también se puede mandar a producir biogás (0.381  $m^3/kg_{sol.volatil}$ ). Los experimentos para biogás (realizados a una escala de 40 ml y 55°C) se llevaron a cabo en atmósferas anaerobias y con una proporción 3:1 de inóculo:sustrato. Por otro lado, los sólidos salientes del pretratamiento (50 % celulosa,

9 % hemicelulosa, 26 % lignina) son sometidos a hidrólisis enzimática (enzima *Cellubrix L.*, reactor 200 ml, 2 etapas: 1) 24 h, 50°C, 15 FPU/ $g_{BS}$ , 2) 6-8 h, 32°C, 20 FPU/ $g_{BS}$ ) donde se convierte el 90 % de celulosa a glucosa. La fermentación (*S. cerevisiae*) se comenzó inmediatamente después de la sacarificación para simular un *SSF*. Obtuvieron rendimientos de 0.31 g-etanol/g-glucosa a 50 horas y 0.41 a 6 días. El producto de la fermentación se destiló y las colas pueden mandarse también a producción de biogás (potencial de conversión a metano: 0.324 - 0.485  $m^3/kg_{sol.volatil}$ ). Los resultados que se obtuvieron se muestran en la Tabla 2.8.

Escenario	Ruta Proceso	Energía obtenida MJ	Diferencia
1	Incineración Paja	16,503	0
2	Paja NO tratada → Biogás	9,407	- 43 %
3	Paja Pretratada → Biogás	10,452	37 %
4	Paja Pretratada → etOH	3,572	78 %
5	Paja Pretratada → etOH → Biogás	9,100	45 %
6	Paja Pretratada → etOH → H <sub>2</sub> → Biogás	9,364	43 %

Tabla 2.8: Resultados de diferentes Escenarios de Biorrefinería. Kaparaju et al. [26]

En el reporte de la SENER del 2006 (Maserá et al. [33]) se presenta un amplio estudio, orientado a la viabilidad de implementar el uso de biocombustibles en México. Los factores que estudian en cuanto a la materia prima son capacidad agrícola para producirla, costos de producción, subsidios, impacto en el empleo de mano de obra. Estudian diferentes materias primas para la producción de etanol y biodiesel. Para la producción de etanol se enfocan principalmente a materias primas *1G*, como caña de azúcar, remolacha, maíz, trigo. En cuanto al etanol *2G*, estudian el rastrojo de caña de azúcar y paja de trigo. En particular, el trigo, se cultiva principalmene en la región del Mar de Cortés. Estadísticas para el ciclo 2004/2005 se muestran en la Tabla 2.9. En el Valle de Mexicali, por cada 6 toneladas de grano se producen 7.3 toneladas de paja. Calculan además un *costo primo* de litro de bioetanol (costo de la materia prima) para trigo en grano de \$2.96 (pesos/litro, tecnología de molienda seca) y para la paja de trigo \$0.87 (pesos/litro, pretratamiento e hidrólisis ácida). Consideran una composición de paja con 62.9 % de celulosas, 24.7 % de lignina y 12.4 % de lignina (todas en base seca con 15 % de humedad) y le asignan un costo de 299 \$/ton (pesos/tonelada).

	<b>Producción nacional</b>	<b>Importaciones</b>	<b>Consumo Humano</b>
<b>Miles ton</b>	2,321 ( en 535 mil ha)	3,562	5,400
	<b>Principales Regiones de Cultivo</b>		
<b>Indicador (trigo en grano)</b>	Valle el Yaqui (SO)	Valle de Mexicali (BC)	
<b>Prod. Anual (Miles ton)</b>	566	489	
<b>% nacional</b>	24.4	21.1	
<b>Rendimiento (ton/ha)</b>	5.7	6.0	
<b>Precio Compra (Pesos/ton)</b>	1,800	2,150	
<b>Subsidio (%)</b>	ND	16	

Tabla 2.9: Datos acerca del trigo en México para 2004-2005. Masera et al. [33]

---

# Capítulo 3

## Casos de Estudio

En este capítulo se describe la estrategia de estudio de los casos de estudio para la producción de etanol. Se muestra la disposición de los procesos en la planta, se describe el cálculo del costo de la materia prima y se establece la herramienta financiera para el análisis económico.

También se describe el análisis de sensibilidad del *CTP* del etanol calculado con base en las diferentes características de la materia prima y diferentes tamaños de planta. Los parámetros económicos utilizados son adecuados al ámbito de la economía mexicana.

### 3.1. Estrategia de Estudio

La estrategia propuesta para evaluar procesos de producción de biocombustibles a partir de materiales lignocelulósicos seguirá los siguientes pasos:

#### 1. Diseño de Planta

- a) Planta de etanol (*PETA*)
- b) Biorrefinería (*BIORREF*)
  - 1) Coproducción de Energía
  - 2) Venta de Coproductos

#### 2. Caracterización de materia prima

- a) Determinar su cantidad de polisacáridos
- b) Calcular el costo de la materia prima

---

c) Determinar el flujo de materia prima (i.e. capacidad de la planta)

### 3. Evaluación de la materia prima en el diseño conceptual del caso de estudio

#### a) Balances de Materia

- 1) Calcular la cantidad de productos
- 2) Calcular la cantidad de insumos
- 3) Calcular los costos de los equipos

#### b) Balances de energía

- 1) Calcular la cantidad de servicios brutos
- 2) Calcular la integración de energía (*MER*)
- 3) Calcular la cantidad de servicios netos y su costo

### 4. Evaluación económica con VPN

#### a) Calcular *CTP* del etanol

#### b) Calcular contribuciones al *CTP* del etanol

#### c) Analizar la sensibilidad del *CTP* a sus principales contribuciones

#### d) Analizar la sensibilidad del *CTP* a los parámetros financieros del *VPN*

El objetivo es obtener el *CTP* del etanol para el caso de estudio propuestos, hacer un análisis de sensibilidad respecto a las variables de % *Polisacáridos* (i.e. costo) y tamaño de planta. También establecer la susceptibilidad del *CTP* a los costos energéticos así como a los cambios en las principales variables del costo y financieras.

## 3.2. Diseño Conceptual de Planta

Se establecieron dos diseños base de planta de producción de etanol, una con el etanol como único producto (*PETA*) y otra donde se coproducen biogás (i.e.  $CH_4$ ) e hidrógeno. Este último diseño llamado *BIORREF*, se evaluó en varios esquemas: 1) quemando ambos coproductos para coproducir electricidad y vapor (energía par a la misma planta), 2) vendiendo los dos coproductos, 3) vendiendo el  $CH_4$  y quemando el  $H_2$  y 4) vendiendo el  $H_2$  y quemando el  $CH_4$ . Los detalles de ambos diseños se discuten a continuación.

### 3.2.1. Planta de Etanol: *PETA*

Se propuso un primer diseño conceptual basado en el multicitado trabajo de Aden et al. [1], el cual consiste en 5 principales etapas de proceso cuyo diagrama se muestra en la Figura 3.1 y las características de cada etapa se establecieron en la sección 2.2.1. El diseño, al cual se referirá en adelante como *PETA*, fue implementado en *SuperPro Designer* para resolver los balances de materia y energía, así como para el dimensionamiento de los equipos y su costeo. Detalles del modelo en *SuperPro Designer* como equipos utilizados, reacciones propuestas y factores de diseño se muestran en los Apéndices A y B.



Figura 3.1: Diagrama de Planta de Etanol *PETA*

### 3.2.2. Biorrefinería: *BIORREF*

El diseño de la biorrefinería se puede bosquejar como en la Figura 3.2. Este diseño sirve para la coproducción de bioetanol, biohidrógeno y biogás. En adelante nos referiremos a este diseño como *BIORREF*.

Se utiliza como base el diseño *PETA* antes presentado, al cual se le agregó una etapa de fermentación oscura (reactor anaeróbico) para la producción de biohidrógeno (i.e. hidrógeno). De esta última etapa se tienen como coproductos líquidos, ácido acético y ácido butírico, que son materia prima esencial para la producción de biogás [26]. La Figura 3.2 muestra las corrientes del biogás e hidrógeno como productos finales (disponibles a la venta), sin embargo también se evaluará la posibilidad de incorporar ambas corrientes a la etapa de Cogeneración para aprovecharlas para la producción de vapor y electricidad.

Los detalles del modelo en *SuperPro Designer* como los equipos utilizados, reacciones propuestas y factores de diseño se muestran en los Apéndices C y D.

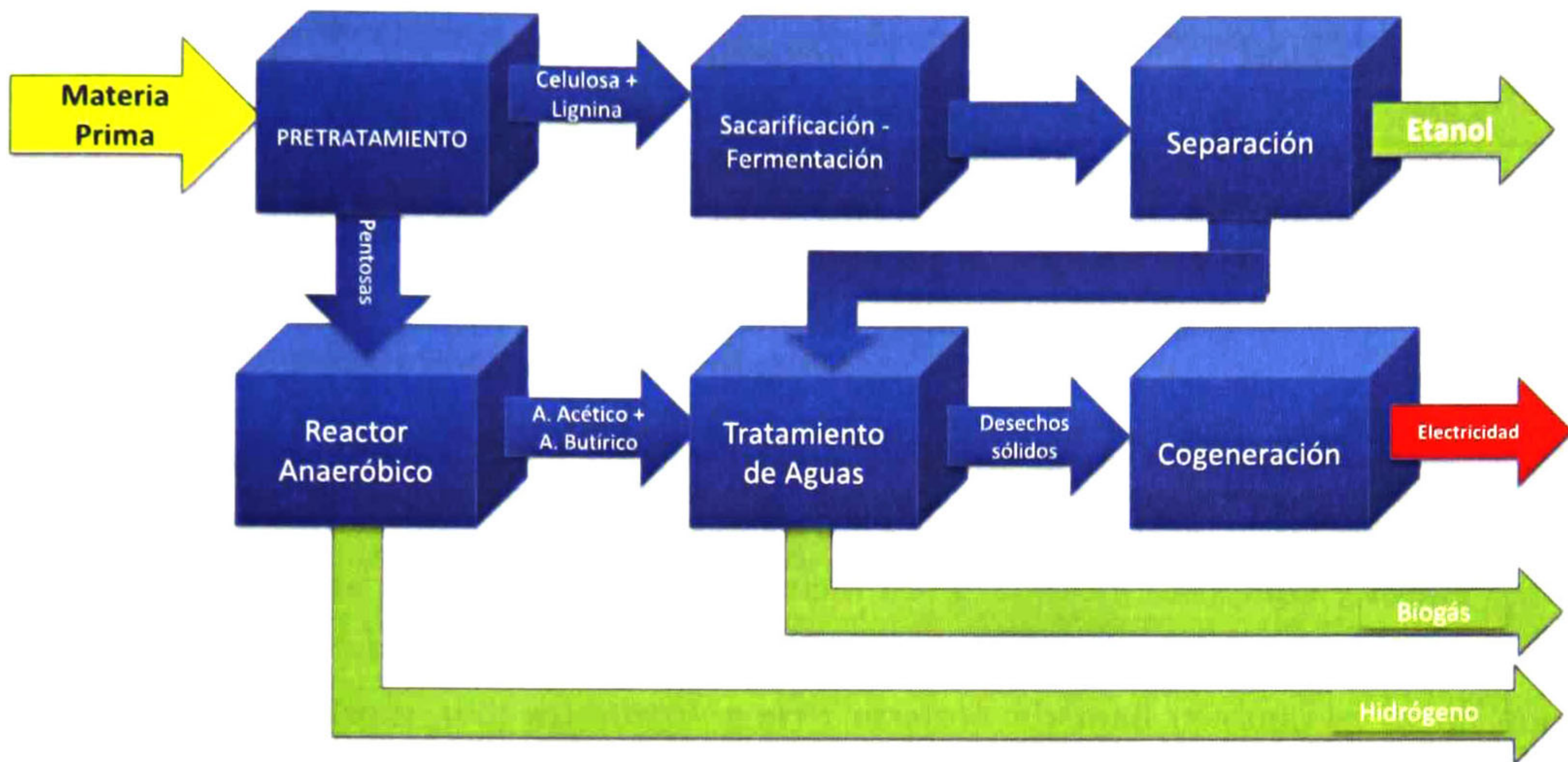


Figura 3.2: Diagrama de Planta de Biorrefinería *BIORREF*

### 3.3. Caracterización de Materia Prima

La materia prima base, utilizada en el modelo fue paja de trigo obtenida de la región de los Altos de Jalisco. Sin embargo, como parte del proyecto es la evaluación del modelo para diferentes calidades de materia prima (i.e. diferentes concentraciones de azúcares fermentables), se caracterizó también un sustrato generado a partir de paja de trigo pero con diferentes cantidades de estos azúcares. El material propuesto fue el sustrato desecho de la producción de champiñones (composta gastada); también localizado en la región de los Altos de Jalisco. Este desecho agroindustrial es fabricado originalmente de paja de trigo, el cual se somete a un proceso de composteo para el cultivo de champiñones. Una vez que el sustrato termina su periodo útil, es desecho para esa industria. Sin embargo, análisis bromatológicos indican que contienen todavía una cantidad de azúcares que pueden ser atractivas para un proceso de obtención de biocombustibles. La caracterización tanto de la paja de trigo como del desecho agroindustrial se muestran en la Tabla 3.1. Los análisis bromatológicos fueron realizados por dos laboratorios independientes de la UNAM [47] y el INIFAP [53]. Los costos

de ambos materiales fueron proporcionados por la compañía Grupo Monteblanco S. de R.L. (para el 2012).

Descripción	Composición (%BS)			Precio $p_i$ ; $i = pn, pu$ USD/kg BS
	Lignina	Glucanos	Pentosas	
Paja de Trigo Nueva, $pn$	18.26 ± 0.28	68.65 ± 3.86	12.21 ± 0.27	0.075
Desecho Agroindustrial, $pu$	19.91 ± 0.66	30.01 ± 1.51	5.37 ± 0.22	0.006

Tabla 3.1: Composición de la Materia Prima

Para medir el impacto en el costo de producción de los biocombustibles, tanto de la cantidad de azúcares como del costo de ella, se propuso evaluar diferentes mezclas de paja de trigo nueva y composta gastada. Para incluir esas variantes entre ambos parámetros, se relacionaron de manera lineal el costo de la materia prima a su cantidad de polisacáridos. Esta función lineal es también llamada *Materia Prima Hipotética* [55], mostrada en la ecuación 3.2.

$$\text{Fracción en la Materia Prima } x_i; \quad i = pn, pu \quad (3.1)$$

$$pm = p_{pn} * x_{pu} + p_{pu} * (1 - x_{pn}), \text{ USD/kg BS} \quad (3.2)$$

$$\text{Concentración de Celulosa} = 560 * pm + 26,65, \%BS \quad (3.3)$$

$$\text{Concentración de Hemicelulosa} = 99,13 * pm + 4,78, \%BS \quad (3.4)$$

### 3.4. Evaluación económica con VPN

La evaluación económica y el análisis financiero se realizó utilizando la herramienta financiera VPN. Se consideró un tiempo de construcción de planta de 3 años, comenzando la producción al 100% de su capacidad al finalizar ésta y con una vida útil de 15 años. La TIR se consideró del 4% (conservadora pero consistente con lo que pagan los Certificados del Tesoro en México). Para la inversión inicial se tomó en cuenta un préstamo del 30% de banca de desarrollo con una tasa del 6% [4]. El total de la inversión inicial se gastó equitativamente durante los 3 primeros años de construcción y el monto del préstamo se pagó como anualidades uniformes durante el periodo útil de vida de la planta.



El dimensionamiento y costeo de los equipos se realizó con base en los balances de materia con el *SuperPro Designer*. Los *CDI* y *CII*, así como los costos de producción, se calcularon utilizando correlaciones estándar de diseño conceptual [12, 57].

La cantidad de operadores de la planta se calculó en función del flujo de producto principal final (etanol) según Perry y Green [44]. El salario promedio utilizado fue tomado del promedio reportado, para 2012, por el *Instituto Nacional de Geografía y Estadística* [23].

Los costos de la materia prima fueron obtenidos de la empresa productora de champiñones Grupo Monteblanco S. de R.L.. El costo de las enzimas fue obtenido de la empresa *Genencor-DuPont* que es quien produce el coctel enzimático.

Para calcular el costo energético de los servicios (i.e. electricidad, vapor de baja y alta presión y agua de enfriamiento) se resolvieron los balances de energía con el *SuperPro Designer*. Ahí se determinaron los requerimientos de servicios de cada equipo y los producidos en la etapa de cogeneración. Después, se realizó un ejercicio de integración de energía utilizando la herramienta de *Punto de Pliegue* para calcular la cantidad máxima de recuperación de energía (*MER*). Una vez hecho esto, a la energía no integrable, se le restó la energía producida en la etapa de Cogeneración y el resto es lo que se considera gasto de servicios, utilizando costos típicos proporcionados por *SuperPro Designer*.

Los costos de los insumos, servicios y mano de obra utilizados se muestran en la Tabla 3.2.

Insumo	Costo	Referencia
Paja	Ecuación 3.2	[55]
Agua	0.20 USD/ton	[8]
Ácido sulfúrico	27 USD/ton	[46]
Hidróxido de Calcio	76 USD/ton	[46]
Enzimas	300 USD/ton	<i>Genencor-DuPont</i>
Nutrientes	166 USD/ton	[46]
Levaduras	Donadas	–
Bacterias	Donadas	–
Electricidad	0.10 USD/kWh	[9]
Vapor (baja presión)	12 USD/ton	<i>SuperPro Designer</i>
Vapor (alta presión)	20 USD/ton	<i>SuperPro Designer</i>
Agua Enfriamiento	0.05 USD/ton	<i>SuperPro Designer</i>
Mano de Obra	2.01 USD/hr	[23]

Tabla 3.2: Costos de los principales insumos y mano de obra

---

### 3.4.1. Análisis de sensibilidad

Se realizó un análisis de sensibilidad basado en las diferentes concentraciones de polisacáridos que puede tener la materia prima y diferentes tamaño de planta, obteniendo para cada punto estudiado un valor de *CTP* del etanol.

Se dividió el parámetro de la concentración de polisacáridos en cinco puntos entre la concentraciones máxima y mínima (incluyéndolos) obtenidas de los análisis bromatológicos (80 %, 70 %, 55 %, 45 % y 35 %).

El parámetro del tamaño de planta, se dividió en 6 puntos entre los límites máximo y mínimo (2,100, 1,600, 1,100, 600, 300 y 100 *ton BS/día*). El límite máximo se estableció en 2100 *ton BS/día*, para coincidir con los tamaños de diversos trabajos reportados (para tener un punto de comparación). Además se verificó que este valor tuviera sentido en la realidad del sector agrícola mexicano. Este valor representa un 20 % (aproximadamente) de la producción mexicana de trigo [11] (entre 2006 y 2010). El límite mínimo del tamaño de planta se estableció en 100 *ton BS/día*, el cual se hizo coincidir con el tamaño de la planta piloto de etanol *Kalundborg* en Dinamarca de la empresa *Inbicon* [14]. Los puntos intermedios, para concentración y tamaño de planta, fueron establecidos arbitrariamente de manera que se *barriera* el intervalo establecido.

Además, se realizaron otros dos estudios de sensibilidad del *CTP* del etanol, con base en:

1. los principales parámetros financieros:  $n$ ,  $i$  (i.e. *TIR*), % de préstamo y la tasa de ese préstamo, y
2. las principales contribuciones al *CTP* : costo de equipos, costo de materia prima y costo de enzimas.

---

# Capítulo 4

## Resultados

En este capítulo se presentan los resultados obtenidos, organizados en diferentes secciones, los referidos al *CTP* del etanol (4.1), los relacionados con el consumo energético (4.2), los obtenidos después de realizar un análisis de sensibilidad con parámetros financieros y de operación (4.3). Se realizó también una evaluación acerca del uso final de los coproductos bajo el esquema *BIORREF* (4.4). Y por último se comparan algunos resultados con valores de *CTP* de etanol obtenidos de la literatura (4.5). Todos los resultados se obtuvieron para *PETA* y *BIORREF* y se evaluaron para diferentes tamaños de planta (i.e. flujos de materia prima) y diferentes precios de materia prima (i.e. concentración de polisacáridos), según lo descrito en el capítulo 3.

### 4.1. Resultados *CTP* etanol

#### 4.1.1. Planta de Etanol (*PETA*)

Los resultados obtenidos para el *CTP* del etanol se muestran en la Figura 4.1 para dos casos: uno sin integración de energía (en azul claro) y otro con integración de energía (en azul oscuro).

Se puede observar que al aprovechar la energía residual de las corrientes es posible disminuir los costos de producción que se ven reflejados en el *CTP* del etanol. Y ambos tipos de resultados siguen la misma tendencia a decrecer con un aumento en el tamaño de planta y utilizando materia prima con mayor cantidad de azúcares.

La tendencia del *CTP*, en cuanto al tamaño de planta es decrecer monótonamente conforme el tamaño aumenta. De igual manera, al aumentar la cantidad de polisacáridos, el *CTP*

disminuye aunque de una manera más lineal. Estas tendencias coinciden con lo publicado (Nguyen y Saddler [40], Wingren et al. [64]). También es evidente que cuando se aplican estrategias de integración de energía, los costos para cada escenario son menores.

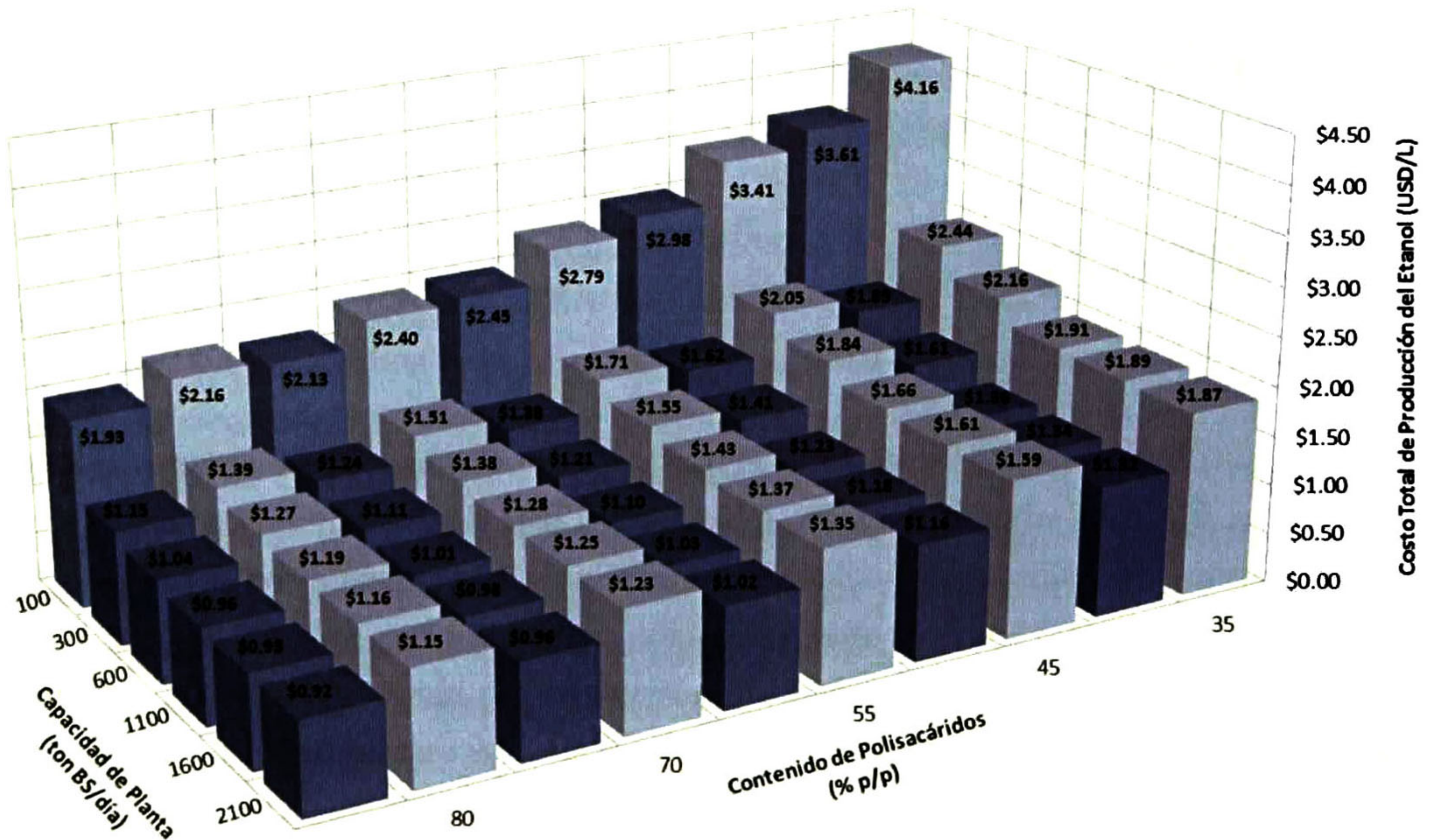


Figura 4.1: CTP de etanol sin y con integración de energía para PETA

La Figura 4.2 muestra los resultados para el caso de integración de energía (costos menores). En ella se observa que el mejor resultado es de 0.92 USD/L de etanol para un tamaño de planta de 2,100 ton BS/día y utilizando paja nueva como materia prima (i.e. 80% de polisacáridos). Sin embargo, una planta de estas dimensiones puede resultar muy grande. Por lo cual se limitó una zona cuasiplana, que tiene CTP dentro de un 20% arriba del valor mínimo y cuyos tamaños de plantas son menores (limitada por las columnas en color claro), para su análisis.

En la Figura 4.3 se muestran las principales contribuciones al CTP del etanol para los casos que limitan la zona cuasiplana, incluyendo el mejor resultado. Se puede observar como mientras más cantidad de azúcares (i.e. costo) tiene la materia prima es mayor su contribución al costo de producción, siendo en los casos que utilizan paja nueva de hasta 33%. También se puede observar que para el mismo tipo de materia prima, su contribución al CTP en USD/L es el mismo. Los costos de operación (sin servicios) pueden ser tan grandes como un 30% y

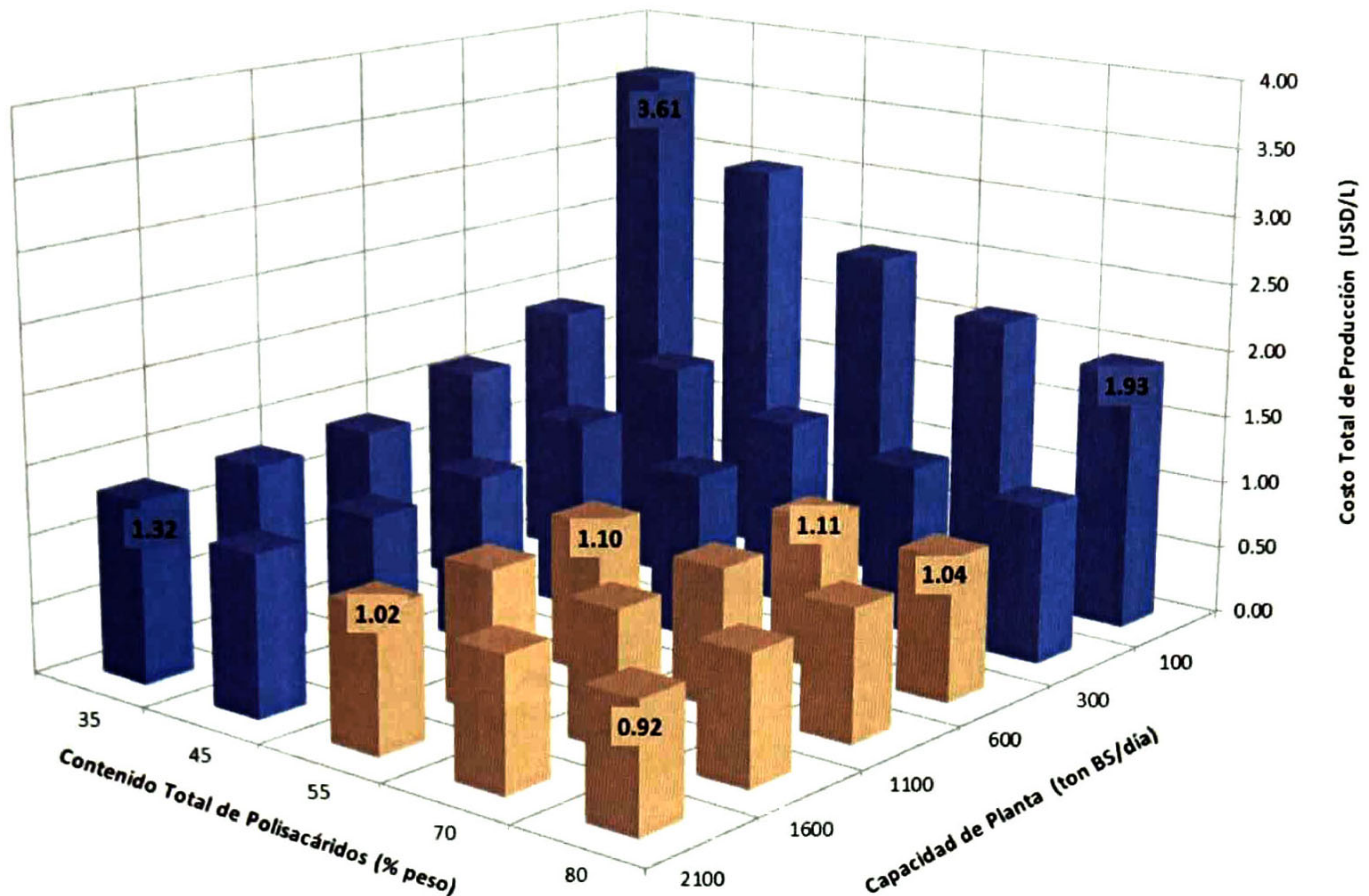


Figura 4.2: *CTP* de etanol con integración de energía *PETA*

estos dependen del tamaño de planta. Mientras más chica la planta, mayores los costos de operación por litro de producto. Es importante mencionar, que en las herramientas de diseño conceptual ([12, 57]) los costos de operación son función de la inversión de capital, por lo tanto del costo de los equipos (i.e. tamaño de planta). En cuanto a las enzimas, se observa que su costo por litro de etanol producido es independiente del tamaño de planta o del tipo de materia prima, esto se debe a que la enzima se administra por kilogramo de polisacárido, no por kilogramo de materia prima total. Sin embargo, vemos que puede alcanzar hasta un 19% del *CTP*, siendo alto para un insumo y esto es debido a que se debe de importar y el costo utilizado es el del insumo puesto en planta. El costo energético de los *servicios* llega a ser de hasta 9% del *CTP* (24% del costo de operación). La electricidad figura, en los casos estudiados, como una contribución negativa, debido a que al haber excedentes de producción (en la etapa de cogeneración) se considera un coproducto vendible y se considera un crédito al *CTP* del etanol. Por último, el 15% del *CTP* del etanol se va a pagar la inversión inicial y el 10% al pago del préstamo.

La Tabla 4.1 muestra las principales contribuciones al cálculo del *VPN* para los casos extremos del estudio así como de los puntos que limitan la zona cuasiplana mencionada

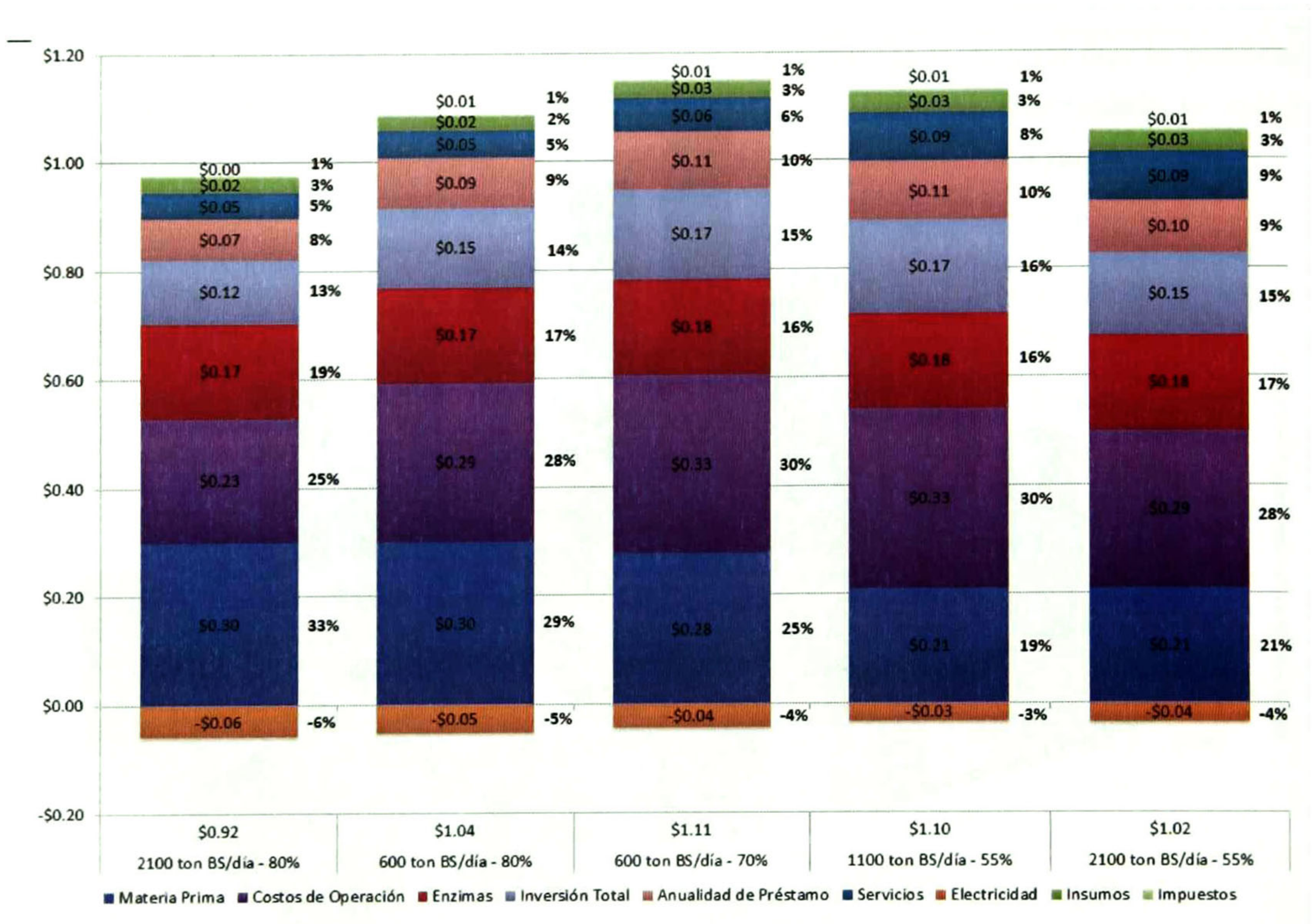


Figura 4.3: Contribuciones al CTP de etanol de los casos representativos PETA

anteriormente.

	Condiciones de Operación de la Planta							
	Valores Finales				Valores Limite de la Región			
Contenido de Polisacáridos %(p/p)	35		80		80	70	55	55
Flujo de Materia Prima (ton BS/día)	2,100	100	2,100	100	600	600	1,100	2,100
Operadores	22	19	27	19	21	21	22	25
Costo de Equipos (Millones USD)	93.6	14.1	107.6	14.7	38.2	37.7	58.0	97.8
Costo de Materia Prima (Miles USD/año)	4,158.0	198.0	51,975.0	2,475.0	14,850.0	11,880.0	13,430.9	25,641.0
Costo de Enzima (Miles USD/año)	13,208.9	628.9	30,211.6	1,438.6	8,631.9	7,579.4	11,301.8	21,576.3
Inversión Total (Millones USD)	293.2	44.3	337.0	46.1	119.6	118.0	181.7	306.5
Derechos de Patente (Miles USD/año)	5,804.2	861.5	6,530.4	892.2	2,315.5	2,290.0	3,549.4	6,002.7
Costo de Operación (Miles USD/año)	33,447.1	5,803.0	39,471.8	6,059.1	14,478.3	14,236.6	21,331.6	35,506.1
Ingreso Anual (Miles USD/año)	99,953.1	13,047.2	158,313.2	15,889.0	51,149.7	47,670.9	70,472.4	124,739.9
Prod. Anual de Etanol (Miles L/año)	75,953.7	3,617.1	172,816.7	8,229.8	49,376.5	43,081.7	64,250.9	122,660.7
Costo Tot. de Prod. del Etanol (USD/L)	1.32	3.61	0.92	1.93	1.04	1.11	1.10	1.02

Tabla 4.1: Contribuciones importantes al análisis VPN para PETA.

Si se compara el valor más alto (esquema alto) y el más bajo (esquema bajo) (80%-2,100 ton BS/día y 35%-100 ton BS/día) de la tabla, podemos ver que aunque el esquema alto tiene una inversión y costo de operación 7 veces mayor (por lo menos) y costos de materia

prima y enzimas, 263 y 48 veces mayor, la producción que logra este esquema de producción es 48 veces mayor, por lo cual, en el tiempo de vida del proyecto logra tener costos menores. El resto de los puntos son combinaciones de todos los factores comentados.

#### 4.1.2. Planta de etanol: *BIORREF*

Para este esquema de producción se generaron el mismo tipo de resultados que para *PETA*, los cuales se muestran en las Figuras 4.4, 4.5 y 4.6 así como en la Tabla 4.2.

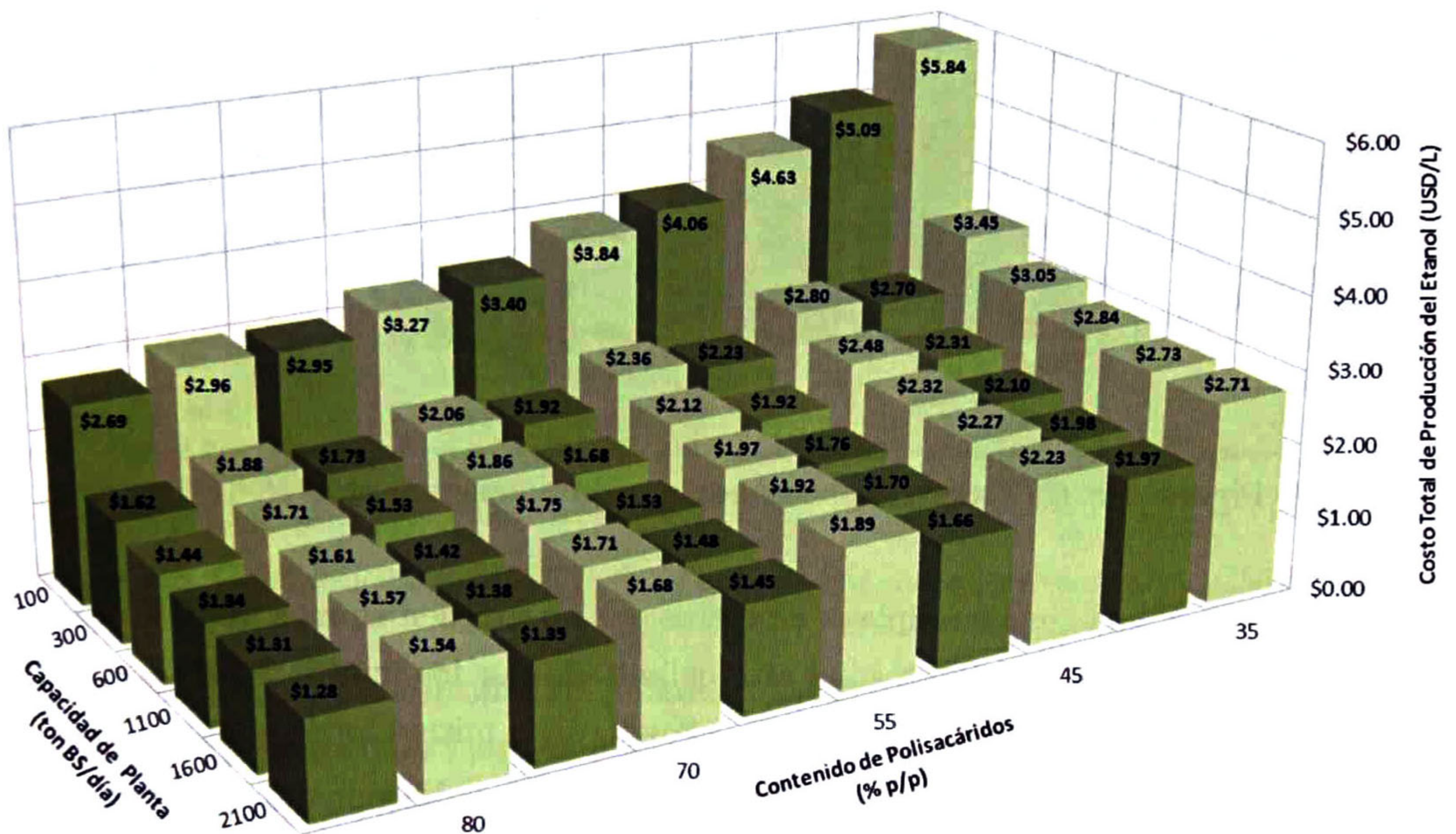


Figura 4.4: *CTP* de etanol sin y con integración de energía para *BIORREF*

En la Figura 4.4 se muestran los resultados del *CTP* del etanol usando el diseño de *BIORREF* cuando los coproductos ( $CH_4$  y  $H_2$ ) son quemados para la producción de electricidad y vapor. Las barras en verde oscuro son los costos obtenidos después de aplicar la integración de energía y las barras claras son sin integrar la energía. Se puede observar que, en todos los casos, aprovechar la energía residual de las corrientes mejora en la economía de la planta. Al igual que en *PETA*, las tendencias de los *CTP* es a disminuir cuando el tamaño de planta y el % *pc* aumentan. El menor costo obtenido en este esquema de producción fue de 1.28 USD/L.

La Figura 4.5 muestra los resultados con integración de energía y, al igual que en *PETA*,

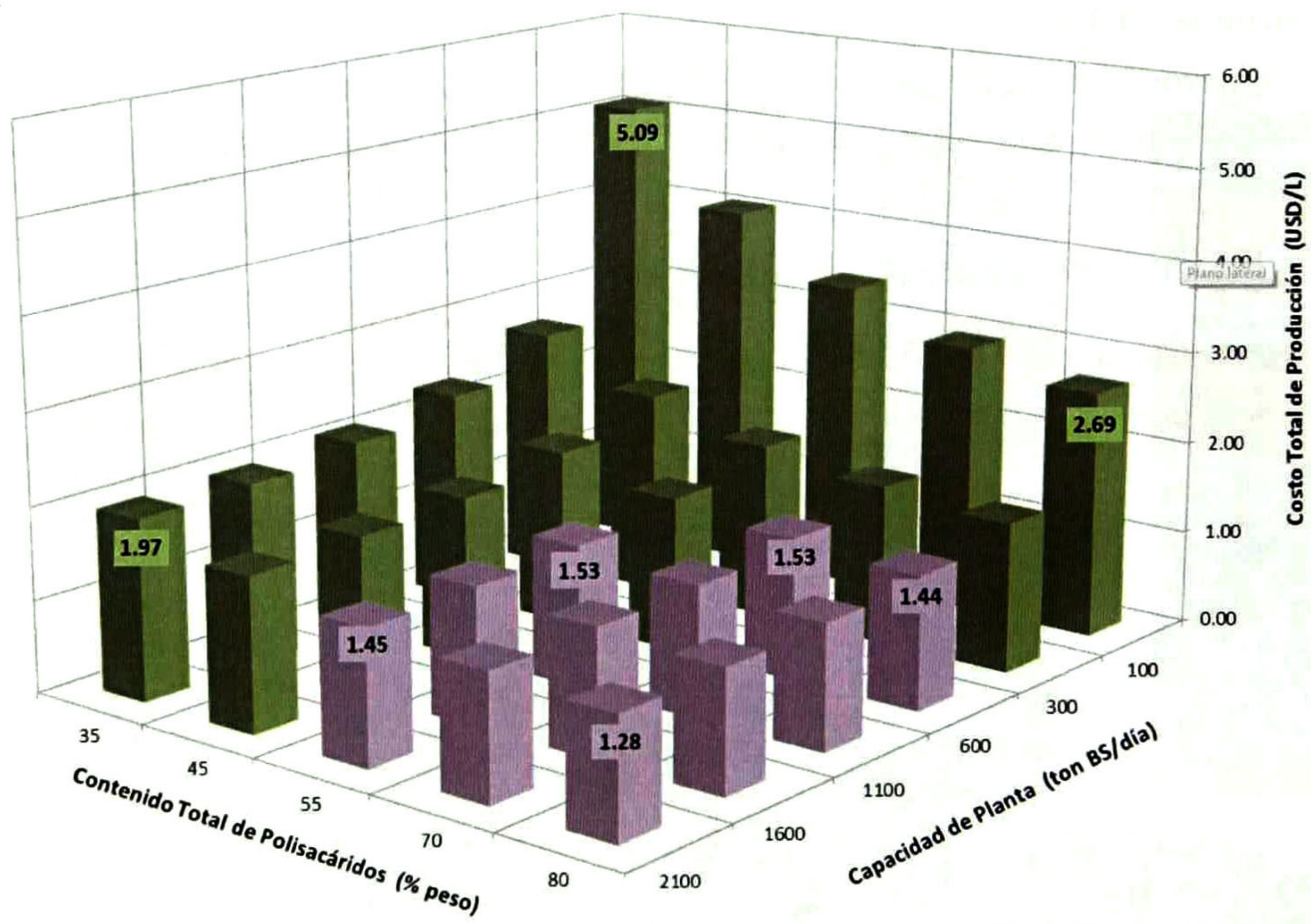


Figura 4.5: CTP de etanol con integración de energía *BIORREF*

podemos identificar una zona cuasiplana de costos que no exceden en más de 20% el menor CTP (zona en color morado). Esta zona está delimitada por los puntos 2,100-55%, 1,100-55%, 600-70% y 600-80% (tamaño de planta - % *pc*), de la misma forma que en *PETA*.

Los puntos que delimitan la zona antes descrita son analizados por sus contribuciones al costo de producción en la Figura 4.6. Para todos los casos, las cuatro principales contribuciones (más del 80%) son la materia prima, los costos de operación, las enzimas y la inversión total. Se puede observar que la contribución de la materia prima es igual para plantas que utilizan la misma materia prima (i.e. % *pc*) ya que el etanol que se produce, entre el cual el costo se divide, es proporcionalmente el mismo. Para plantas del mismo tamaño, pero que utilizan una materia prima de menor % *pc*, su contribución baja debido a que su costo es menor (el costo de la materia prima es proporcional al % *pc*). En cuanto al costo de operación, para plantas del mismo tamaño pero que utilizan materias primas de menor % *pc*, su contribución aumenta cuando baja el % *pc* ya que los mismos costos se dividen entre menos etanol producido. Para plantas que utilizan la misma materia prima, pero el tamaño es mayor, el costo por litro de etanol producido, baja. Hablando de la enzima, se puede observar que la contribución es la misma para cualquier caso. Esto es debido a que este insumo se



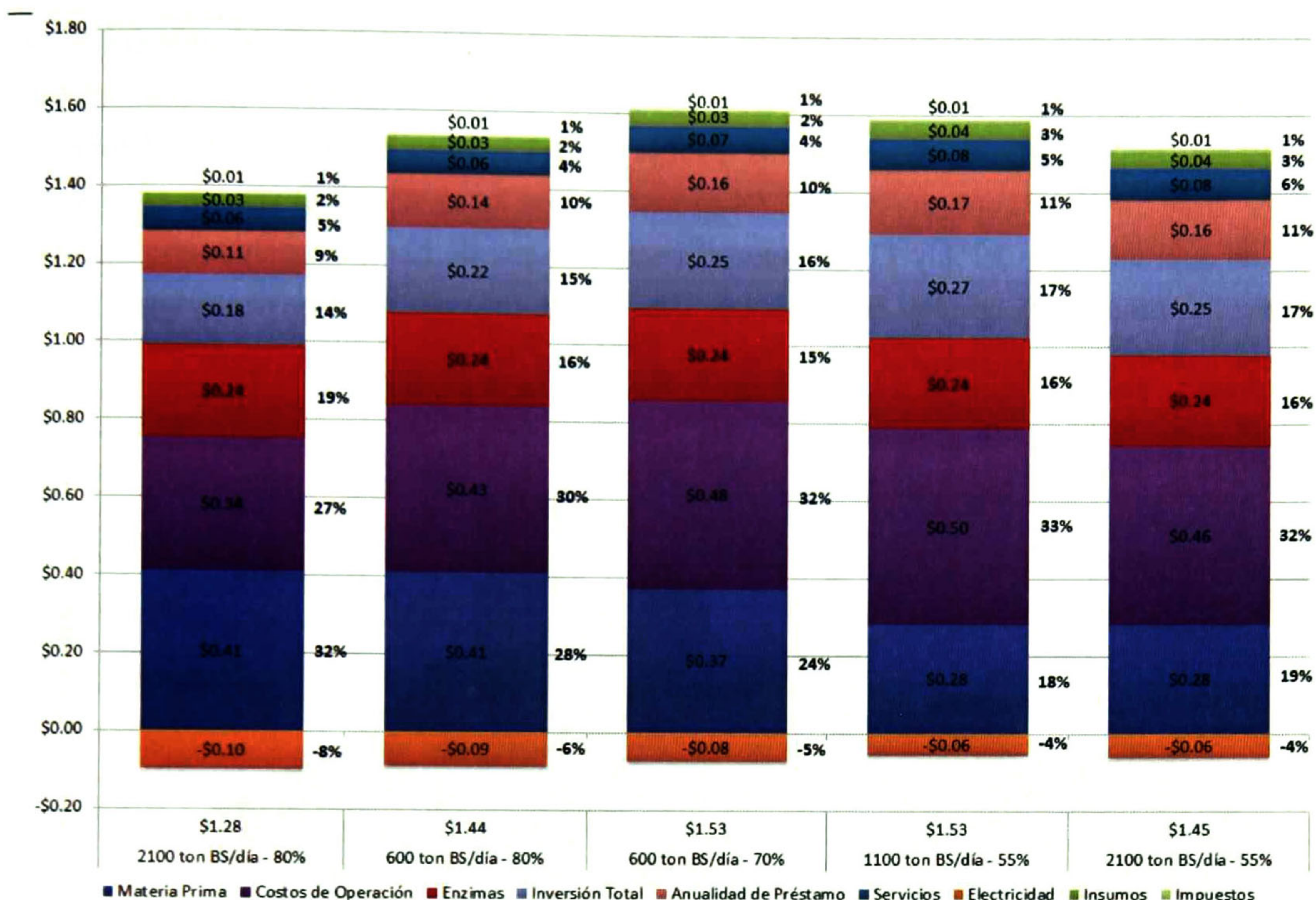


Figura 4.6: Contribuciones al CTP de etanol de los casos representativos *BIORREF*

administra al proceso por cantidad de polisacáridos presentes en la materia prima y la cantidad de etanol producido es también proporcional a este parámetro. Los detalles numéricos para obtener la Figura 4.6, se muestran en la Tabla 4.2.

-	Condiciones de Operación de la Planta							
	Valores Finales				Valores Limite de la Región			
Contenido de Polisacáridos %(p/p)	35		80		80	70	55	55
Flujo de Materia Prima (ton BS/día)	2,100	100	2,100	100	600	600	1,100	2,100
Operadores	22	19	25	19	19	19	21	23
Costo de Equipos (Millones USD)	115.1	15.2	120.8	16.6	42.1	41.8	66.6	118.1
Costo de Materia Prima (Miles USD/año)	4,158.0	198.0	51,975.0	2,475.0	14,850.0	11,880.0	13,430.9	25,641.0
Costo de Enzima (Miles USD/año)	13,208.9	628.9	30,211.6	1,438.6	8,631.9	7,576.4	11,301.8	21,576.3
Inversión Total (Millones USD)	360.6	47.6	378.6	48.9	131.9	130.9	208.8	370.1
Derechos de Patente (Miles USD/año)	6,997.5	920.9	7,282.7	944.3	2,536.8	2,517.0	4,009.5	7,101.7
Costo de Operación (Miles USD/año)	40,399.5	6,149.4	43,634.2	6,354.3	15,634.7	15,450.6	24,017.0	41,878.3
Ingreso Anual (Miles USD/año)	109,957.6	13,565.3	162,791.1	16,310.6	52,463.7	48,966.9	72,901.5	131,792.1
Prod. Anual de Etanol (Miles L/año)	55,949.6	2,664.3	127,265.4	6,060.3	36,361.5	31,929.4	47,663.4	90,993.8
Costo Tot. de Prod. del Etanol (USD/L)	1.97	5.09	1.28	2.69	1.44	1.53	1.53	1.45

Tabla 4.2: Contribuciones importantes al análisis VPN para *BIORREF*.

La Tabla 4.2 muestra las principales contribuciones al cálculo del VPN para los casos

límite de la zona cuasiplana, incluyendo los casos extremos del estudio. Éstos muestran una tendencia similar a los obtenidos para *PETA*. Comparando los costos más bajos para ambos casos (2,100 ton BS/día, 80 % pc), en las Tablas 4.2 y 4.1, bajo el esquema *BIORREF* se produce 26 % menos etanol que con *PETA*, mientras que los costos de inversión total y los costos de operación son 12 % y 11 % mayores, respectivamente. Los costos de materia prima y enzimas se mantienen iguales. Es por esta razón que es más costoso producir etanol por el esquema *BIORREF* que por *PETA*.

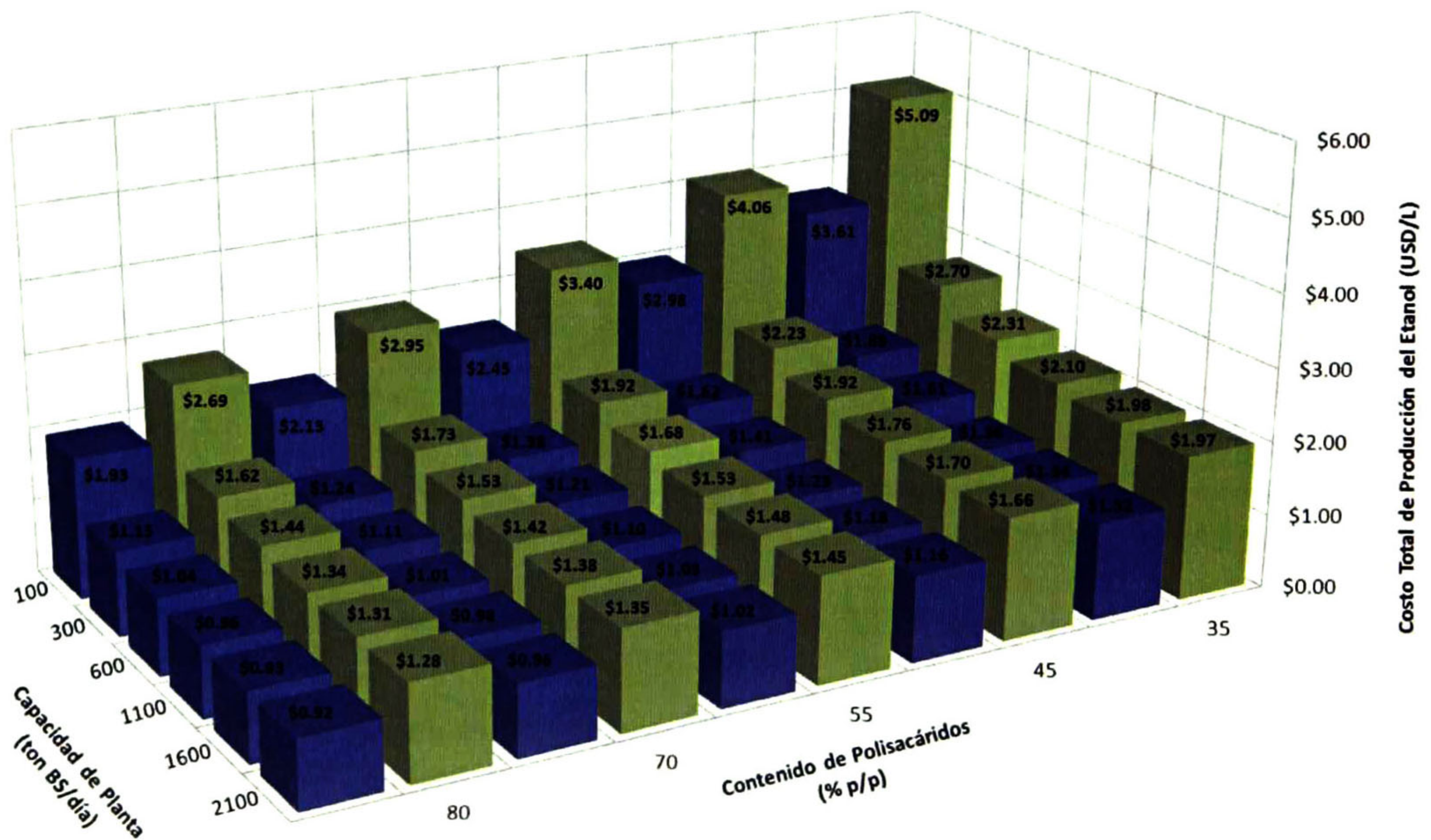


Figura 4.7: CTP de etanol *PETA* y *BIORREF* con integración de energía

En la Figura 4.7 se muestran los resultados de *PETA* (barras azules) y *BIORREF* (barras verdes) con integración de energía. Para todos los casos el esquema *PETA* arroja CTP más bajos. La combinación de factores, menor producción de etanol y mayores costos de inversión y operación, tiene el mismo efecto para todos los casos estudiados.

## 4.2. Resultados de Energía

Para hacer un análisis de la energía involucrada en el proceso, se calculó una medida de eficiencia conocida como *err* [43] (por sus siglas en inglés, *energy recovery ratio*) y se muestra

en las Figuras 4.8 y 4.9. El *err* es el cociente de la energía que se produce (de salida) y la energía requerida para producirla (de entrada y considerando la integración de energía).

Tamaño (ton BS/día) % pc	PETA				BIORREF			
	100		2100		100		2100	
	35	80	35	80	35	80	35	80
Requerimientos Energéticos de la Planta (MW)								
Electricidad	1.71	1.74	13.85	14.49	1.77	1.80	15.07	15.82
Vapor LP	7.04	7.43	147.17	155.31	6.61	6.47	138.81	135.85
Vapor HP	3.37	3.40	70.78	71.46	3.37	3.40	70.78	71.46
Agua Enf.	11.60	12.45	242.31	259.40	11.27	11.74	235.57	244.70
Energía Integrada (MW)								
Vapor	6.29	6.43	131.97	134.95	6.32	6.37	132.71	133.71
Agua Enf.	6.29	6.43	131.97	134.95	6.32	6.37	132.71	133.71
Energía Producida en Planta (MW)								
Electricidad	0.39	0.96	12.44	27.47	0.45	1.13	14.14	31.66
Vapor LP	1.55	3.28	32.44	68.91	1.74	3.76	36.59	79.06
Vapor HP	0.57	1.21	12.01	25.51	0.64	1.39	13.55	29.27
Agua Enf.	0	0	0	0	0	0	0	0
Energía Neta Consumida (MW/año)								
Electricidad	1.32	0.78	1.41	-12.98	1.32	0.67	0.93	-16.08
Vapor	2.00	-0.10	41.52	-2.60	1.27	-1.66	26.74	-34.74
Agua Enf.	5.31	6.02	110.33	124.45	4.95	5.37	102.86	110.98
<b>TOTAL</b>	<b>8.64</b>	<b>6.81</b>	<b>153.27</b>	<b>124.45</b>	<b>7.54</b>	<b>6.03</b>	<b>130.53</b>	<b>110.98</b>
Energía Neta Producida: etanol (29.29 MJ/kg) y electricidad (MW/año)								
Electricidad	-1.41	-0.78	-1.33	12.98	-1.32	-0.67	-0.93	16.08
Etanol (kg/h)	361	821	7,576	17,238	265.75	605	5,581	12,694
Etanol (MW/año)	2.98	6.77	62.48	142.17	2.19	4.99	46.03	104.69
<b>TOTAL</b>	<b>2.98</b>	<b>6.77</b>	<b>62.48</b>	<b>155.15</b>	<b>2.19</b>	<b>4.99</b>	<b>46.03</b>	<b>120.78</b>
Eficiencia Final								
<i>err</i> (%)	<b>34.5</b>	<b>99.45</b>	<b>40.8</b>	<b>124.7</b>	<b>29.1</b>	<b>82.6</b>	<b>35.3</b>	<b>108.8</b>

Tabla 4.3: Cálculo de *err*.

El cálculo de la energía de salida se hace en función del etanol producido (multiplicado por su calor de combustión) y la electricidad producida en la etapa de cogeneración (si la energía producida es menor a la consumida por la planta, no se considera como producida). La energía consumida es la suma de la energía de calentamiento (vapor de baja presión -LP- y de alta presión -HP-), del enfriamiento (agua de enfriamiento), menos la energía integrada, menos la energía producida como vapor en la etapa de cogeneración. La electricidad también

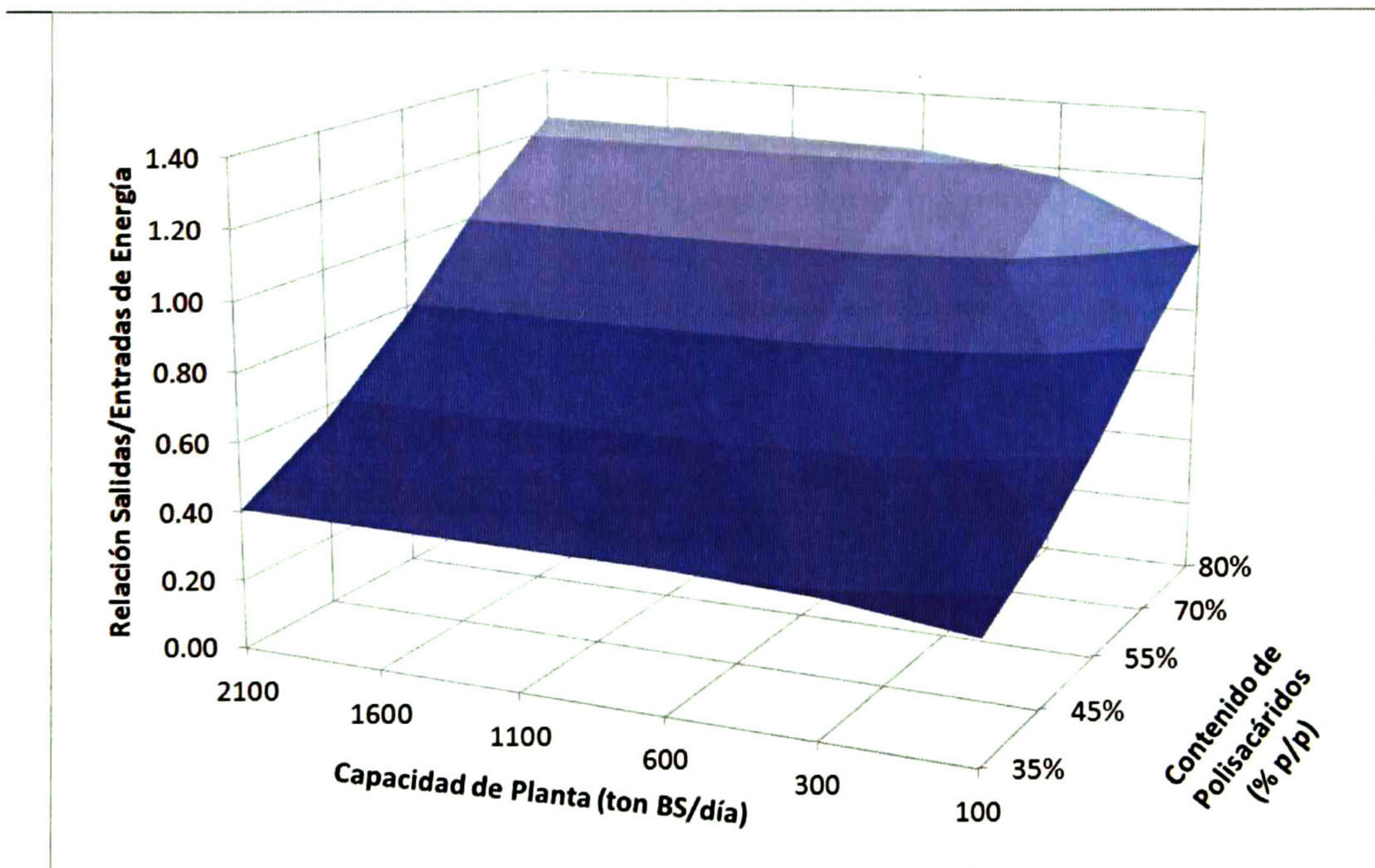


Figura 4.8: *Relación de Recuperación de Energía (Energy Recovery Ratio) PETA*

se suma al consumo en caso de que el requerimiento sea mayor a la producción. Algunos detalles de los cálculos de *err*, para *PETA* y *BIORREF*, se muestran en la Tabla 4.3. Con cálculos similares para todos los puntos se construyeron las Figuras 4.8 y 4.9.

Para ambos casos, el *err* se mantiene prácticamente constante con el tamaño de la planta y aumenta con la cantidad de polisacáridos en la materia prima (i.e. etanol producido). Mientras más etanol se produce, esta medida de eficiencia del proceso aumenta. Los mejores casos se dan cuando se utiliza paja nueva y el *err* alcanza 125 % para *PETA* y 108 % para *BIORREF*. Para casos de tamaño de planta de 100 *ton BS/día*, los *err* bajan hasta 99 % para *PETA* y 83 % para *BIORREF*. Esto quiere decir que energéticamente son más eficientes las plantas de tamaño más grande.

Se analizaron también los requerimientos energéticos por etapa en cada esquema de producción. La Tabla 4.4 muestra las etapas para *PETA* para el caso 2,100 *ton BS/día* con 80 % *pc*. Las dos etapas energéticamente más demandantes son el pretratamiento y la separación. La primera consume el 77 % de la electricidad de la planta, el 37 % del vapor (antes de integración, después es el 49 %) y el 33 % del enfriamiento (antes de integración, después el consumo es cero, ya que todo su requerimiento de enfriamiento se integra). La etapa de

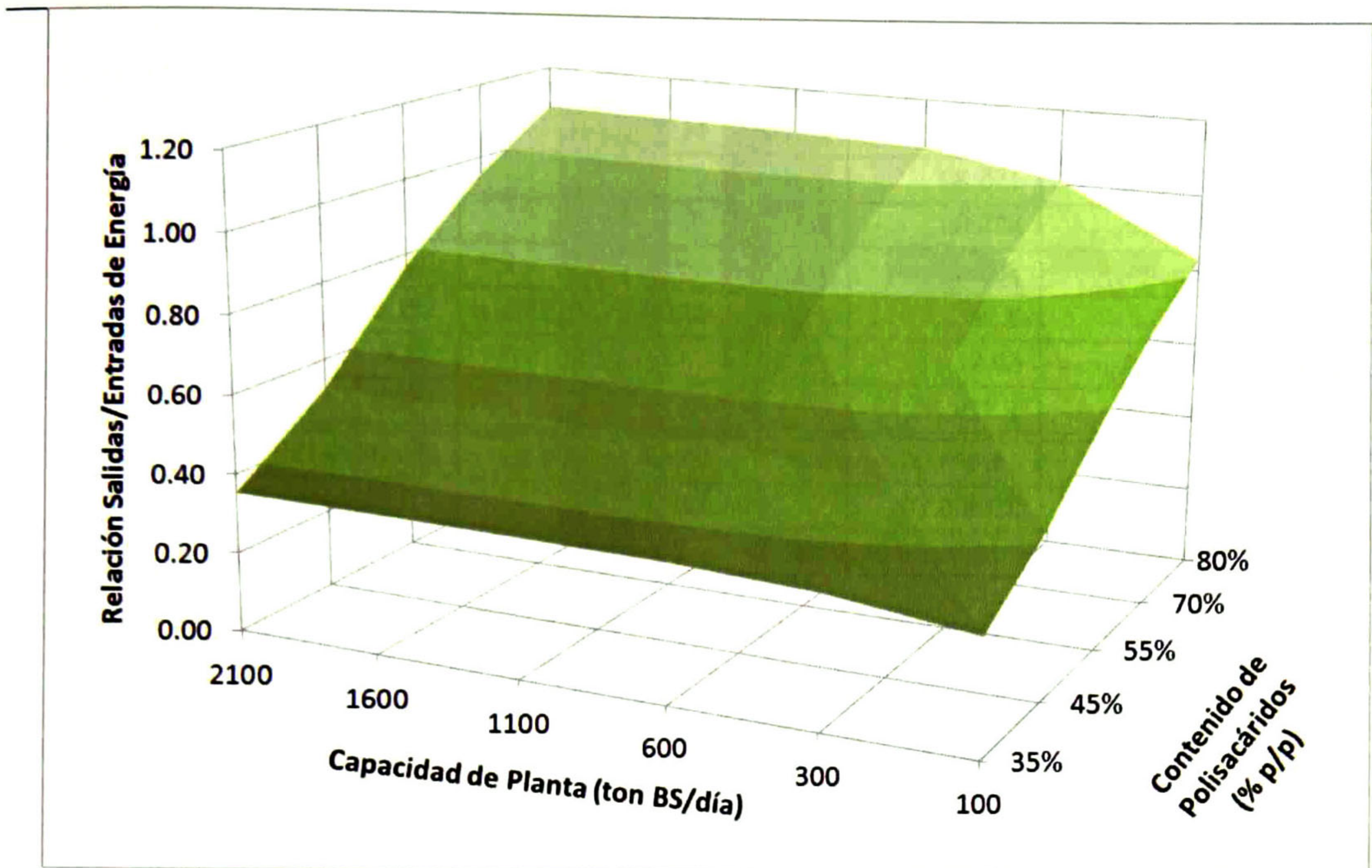


Figura 4.9: Relación de Recuperación de Energía (Energy Recovery Ratio) BIORREF

separación consume el 63 % del calentamiento (antes de integración, después es el 51 %) y el 47 % del enfriamiento (64 % después de la integración). En esta tabla se puede observar también como la integración de energía puede ahorrar el 60 % en los requerimientos de calentamiento neto y 53 % en los de enfriamiento neto. También se ve que, para este caso, se tiene un superávit de calentamiento ya que se produce más vapor del neto requerido. En la Tabla 4.5 se muestran los resultados por etapa para *BIORREF*. Los resultados son similares a los de *PETA*. Las etapas de Pretratamiento y Separación son las más demandantes y se obtienen grandes ahorros energéticos al aplicar la herramienta de integración de energía.

Se generaron otros resultados importantes como la cantidad de energía neta (demandada producida) que requiere el sistema en cuanto a electricidad y vapor. Se eligieron estas dos (y no el agua de enfriamiento) ya que ambas son coproducidas en la etapa de cogeneración.

Etapa	Electricidad kW	Calentamiento (MW)			Enfriamiento (MW)		
		Antes	Después	Ahorro	Antes	Después	Ahorro
Pretratamiento	11,209.37	83.80	44.74	47 %	85.39		100 %
Neutralización	155.80				22.11	16.21	27 %
Sacarificación	875.84				3.16	2.77	12 %
Fermentación	895.62				10.28	7.15	30 %
Separación	3.14	142.97	47.08	67 %	121.25	78.66	35 %
Tratamiento de Aguas	69.91				2.83	2.83	
Cogeneración	1,279.38				14.39	14.39	
<b>Total</b>	<b>14,489.06</b>	<b>226.77</b>	<b>91.82</b>	<b>60 %</b>	<b>259.39</b>	<b>122.00</b>	<b>53 %</b>
<b>Producido</b>	<b>27,466.70</b>	<b>94.42</b>					
<b>Diferencia</b>	<b>12,997.64</b>	<b>132.35</b>	<b>- 2.69</b>		<b>259.39</b>	<b>122.00</b>	

Tabla 4.4: Análisis de energía, antes y después de la integración, caso 2100 ton BS/día, 80 % pc, PETA.

Etapa	Electricidad kW	Calentamiento (MW)			Enfriamiento (MW)		
		Antes	Después	Ahorro	Antes	Después	Ahorro
Pretratamiento	11,209.37	83.80	44.25	47 %	85.39		100 %
Hidrógeno	616.19				14.78	6.07	59 %
Sacarificación	884.36				2.62	2.23	15 %
Fermentación	904.51				9.76	7.27	26 %
Separación	4.46	123.52	29.35	76 %	104.11	64.81	38 %
Tratamiento de Aguas	247.33				11.28	11.28	
Cogeneración	1,716.02				14.39	14.39	
<b>Total</b>	<b>15,582.24</b>	<b>207.31</b>	<b>73.60</b>	<b>64 %</b>	<b>242.32</b>	<b>106.03</b>	<b>56 %</b>
<b>Producido</b>	<b>31,664.17</b>	<b>108.34</b>					
<b>Diferencia</b>	<b>16,081.93</b>	<b>98.97</b>	<b>- 34.74</b>		<b>242.32</b>	<b>106.03</b>	

Tabla 4.5: Análisis de energía, antes y después de la integración, caso 2100 ton BS/día, 80 % pc, BIORREF.

Las Figuras 4.10 y 4.11 muestran estos resultados para el caso PETA. Los resultados de los datos límite del estudio muestran que no en todos los casos la planta es autosuficiente en electricidad y vapor (calentamiento). Además en el desglose de la producción de energía por el combustible que llega a la etapa de Cogeneración, se evidencia que la mayor parte se obtiene de la celulosa que no se transformó en etanol (52 - 35 %) y de la lignina (26 - 44 %).

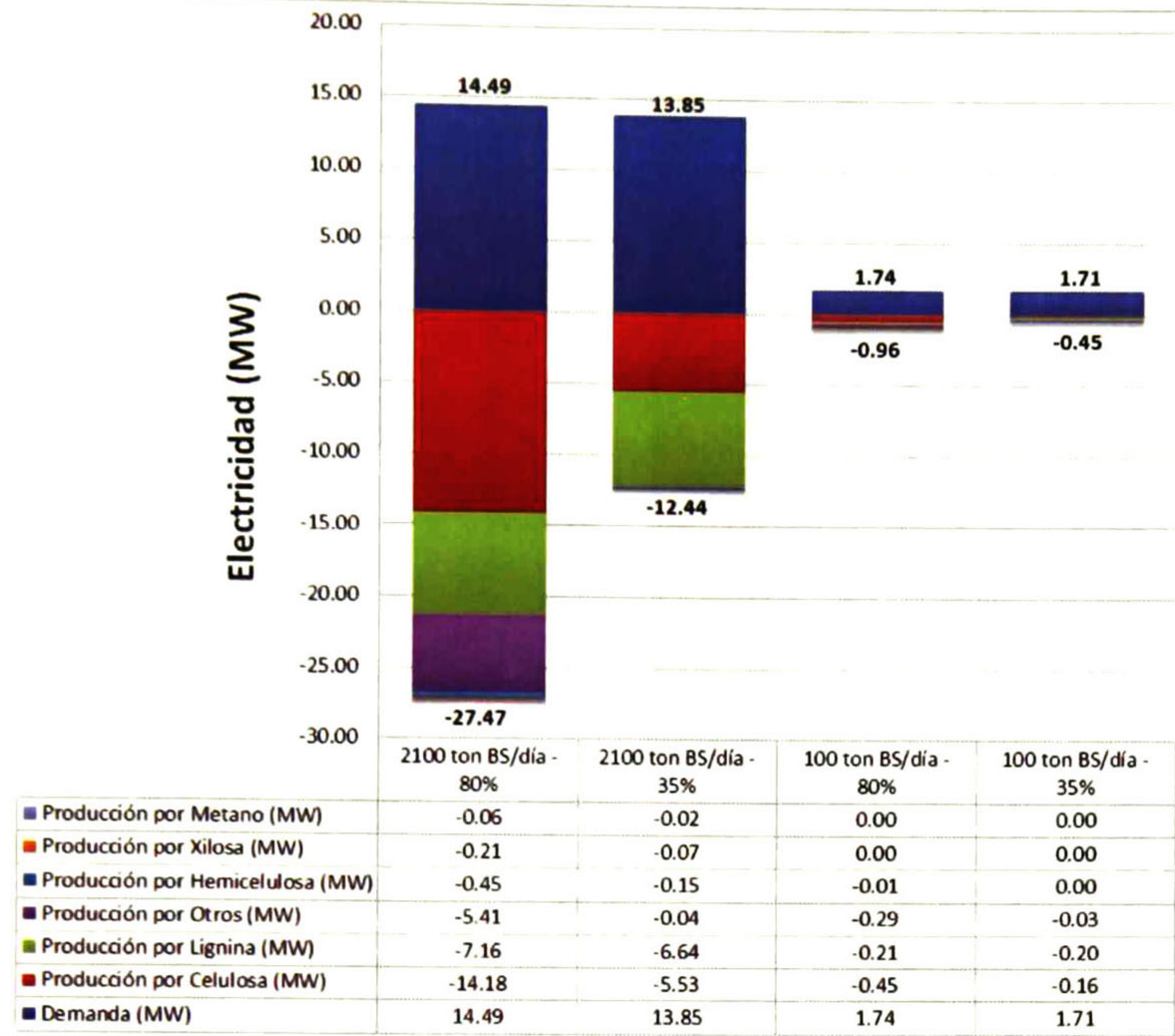


Figura 4.10: Demanda y producción de electricidad para los casos frontera *PETA*

Las Figuras 4.12 y 4.13 muestran los resultados para el caso *BIORREF*. En este esquema de producción tampoco todos los casos son autosuficientes en vapor y electricidad. Y se puede ver también que los principales contribuyentes a la generación de energía son la celulosa y la lignina. La diferencia entre los esquemas *PETA* y *BIORREF* es que éste último se alimenta del biogás e hidrógeno producido y esto hace que aumente su producción, por ejemplo, 15 % de electricidad y vapor para el caso 2,100 *ton BS/día* y 80 % *pc*.

### 4.3. Resultados Sensibilidad

Además del análisis de sensibilidad del *CTP* del etanol con el tamaño de planta y el % *pc*, se analizó la sensibilidad del costo con los parámetros financieros utilizados en este trabajo y con las principales contribuciones al *CTP*. También se analizó diferentes posibilidades de uso de los coproductos ( $CH_4$  y  $H_2$ ) en el esquema de *BIORREF*.

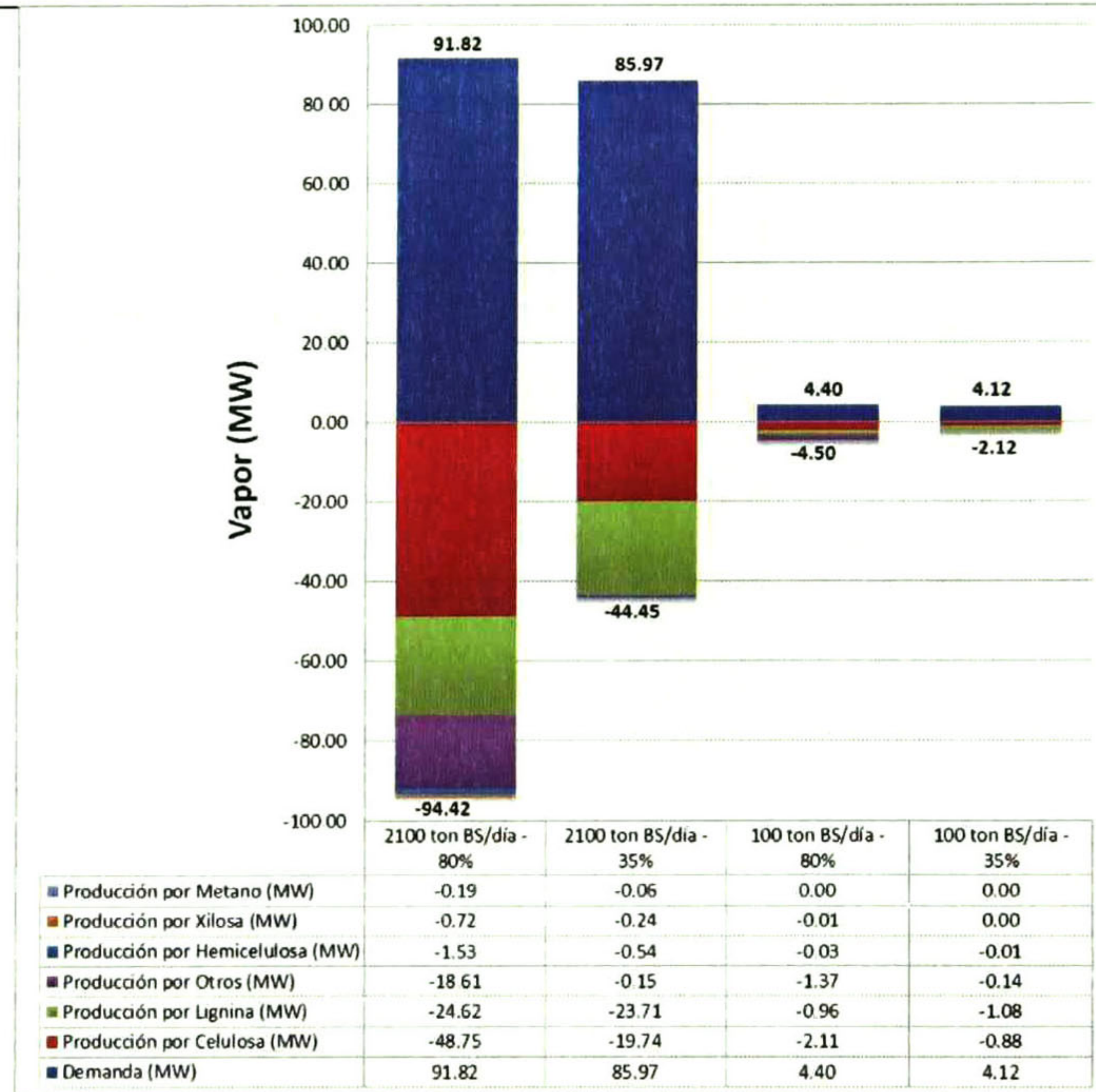


Figura 4.11: Demanda y producción de vapor para los casos frontera *PETA*

Variación % en parámetro	Parámetro	Variación % en <i>CTP</i>
+20	<i>n PETA</i>	-2.99
	<i>n BIORREF</i>	-3.26
	<i>i PETA</i>	1.49
	<i>i BIORREF</i>	1.63
	% <i>P PETA</i>	-0.08
	% <i>P BIORREF</i>	-0.08
	Tasa <i>PETA</i>	0.99
	Tasa <i>BIORREF</i>	1.08
-20	<i>n PETA</i>	4.61
	<i>n BIORREF</i>	5.04
	<i>i PETA</i>	-1.44
	<i>i BIORREF</i>	-1.58
	% <i>P PETA</i>	0.08
	% <i>P BIORREF</i>	0.08
	Tasa <i>PETA</i>	-0.92
	Tasa <i>BIORREF</i>	-1.00

Tabla 4.6: Comparación de resultados del análisis de sensibilidad financiero.



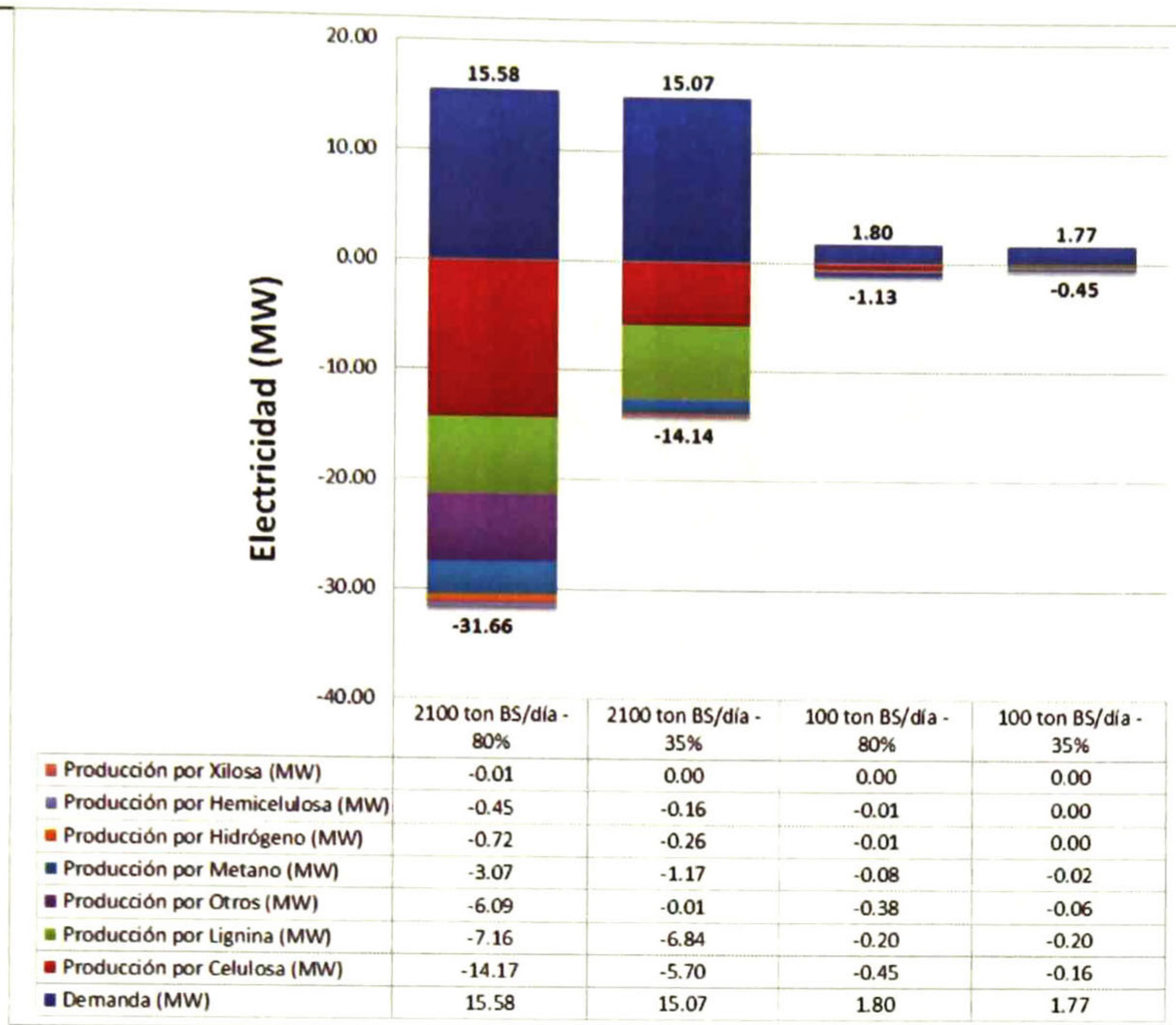


Figura 4.12: Demanda y producción de electricidad para los casos frontera *BIORREF*

La Figura 4.14 muestra la sensibilidad del *CTP* a los parámetros financieros periodo de vida de la planta ( $n$ ), la tasa interna de retorno ( $i$ ), % de préstamo ( $\%P$ ) y tasa de interés del préstamo ( $Tasa$ ). Anteriormente se establecieron los valores para el estudio base ( $n = 15$ ,  $i = 4\%$ ,  $\%P = 30\%$  y  $Tasa = 6\%$ ) y éstos se variaron de la siguiente manera:  $5 < n < 25$ ,  $1 < i < 7$ ,  $10\% < \%P < 50\%$  y  $2\% < Tasa < 10\%$ . Los parámetros y los resultados de los *CTP* obtenidos fueron normalizados para poder visualizarlos en el mismo gráfico. El caso con los parámetros base es el punto 0 – 0. Se puede observar que con variaciones positivas en los parámetros el *CTP* sube con  $i$  y  $Tasa$ , y baja con  $n$  y  $\%P$ . El parámetro más influyente es el periodo de vida de la planta (el cual se comporta de manera no lineal) ya que pequeñas variaciones en éste impactan más al *CTP*. Después los parámetros que más afectan son  $i$ ,  $Tasa$  y  $\%P$  en ese orden. En la Tabla 4.6 se muestran algunos resultados de cuánto se afecta el *CTP*, cuando cada parámetro es modificado  $\pm 20\%$ . Se puede observar que con esta variación, el *CTP* está dentro del 5% (excepto para  $n$  *BIORREF*) y que la sensibilidad de *CTP* a  $n$  puede ser hasta 62 veces más grande que la que presenta a  $\%P$  (en el esquema *BIORREF*).

La Figura 4.15 muestra la sensibilidad del *CTP* a los parámetros de diseño y operación

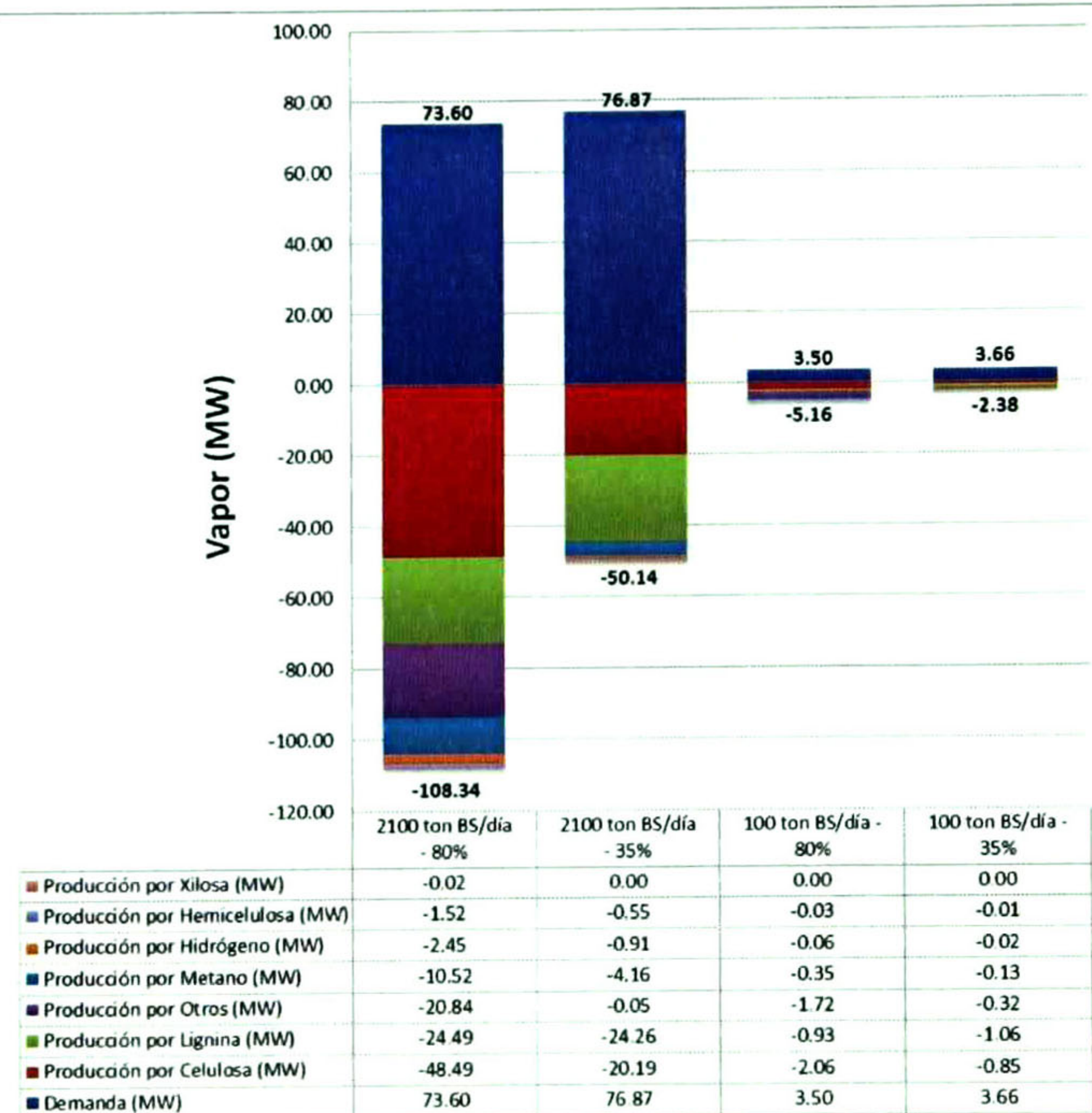


Figura 4.13: Demanda y producción de vapor para los casos frontera *BIORREF*

más influyentes (según los resultados de contribuciones al *CTP*): el costo de los equipos (*Equipos*), el precio de la materia prima (*Paja*) y el precio de la enzima (*Enzimas*). Los valores de *Equipos* se variaron  $\pm 20\%$  y los valores de *Paja* y *Enzimas* en  $\pm 40\%$ . De la misma manera que en la Figura 4.14 los resultados de *CTP* fueron normalizados, y el caso base es el punto 0 – 0. El parámetro que predomina en el análisis es *Equipos*. Ésto se debe a que los costos de capital y gran parte de los costos de operación (por como se calculan con las herramientas de diseño conceptual) dependen de los costos de los equipos. La materia prima es la que sigue en influencia y por último el costo de la enzima. La Tabla 4.7 muestra resultados de la sensibilidad del *CTP* a variaciones de  $\pm 20\%$  en los parámetros de diseño y operación. Con esta variación el parámetro *Equipos*, la sensibilidad del *CTP* puede ser hasta 47.02% más grande que la que muestra para el parámetro *Paja* (en el esquema *BIORREF*). De las Tablas 4.6 y 4.7 se puede concluir que los parámetros de diseño y operación influyen más que los financieros en el *CTP*, ya que para cambios de  $\pm 30\%$ , los cambios no son menores al 6%.

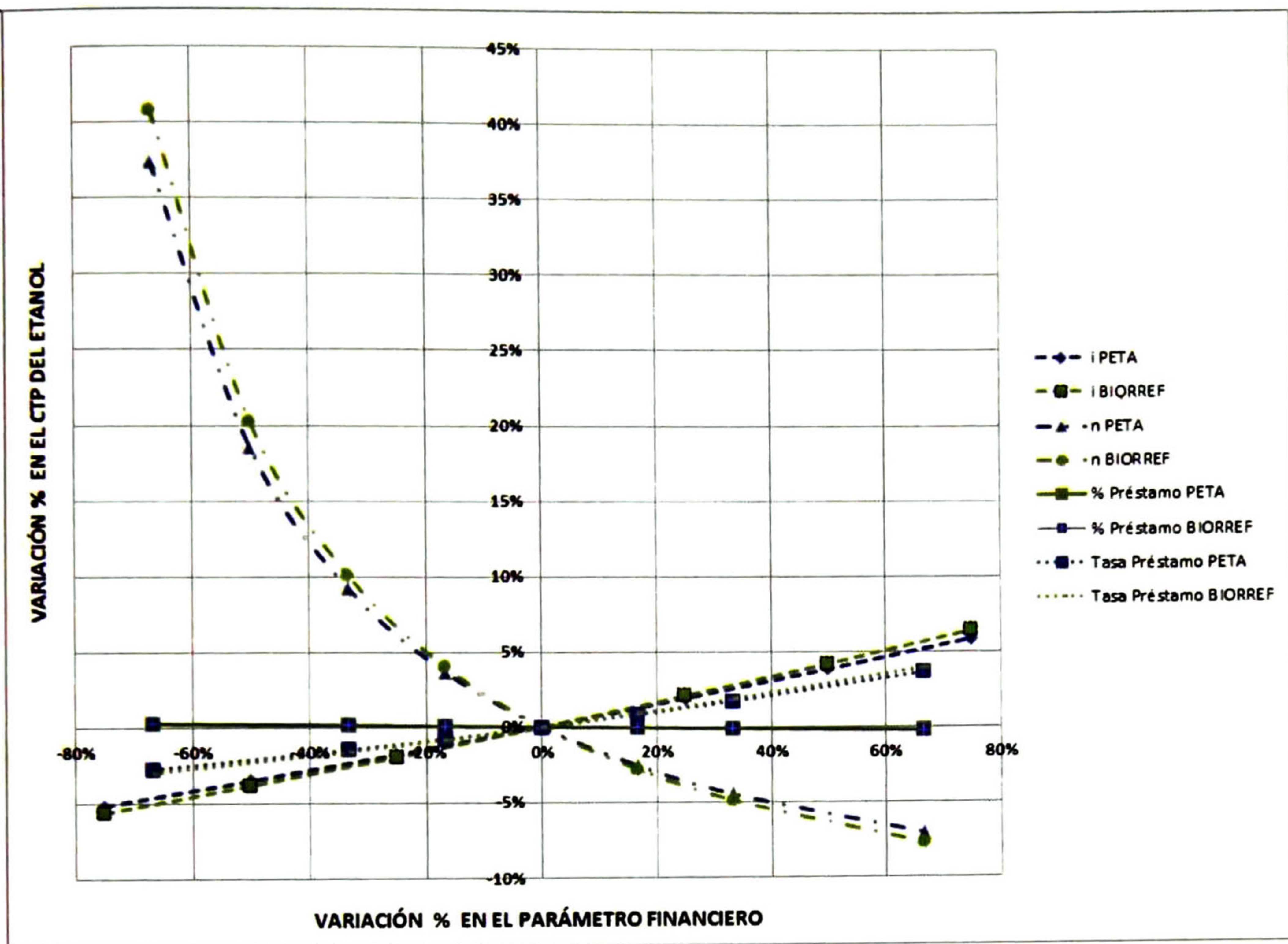


Figura 4.14: Análisis de sensibilidad a parámetros financieros.

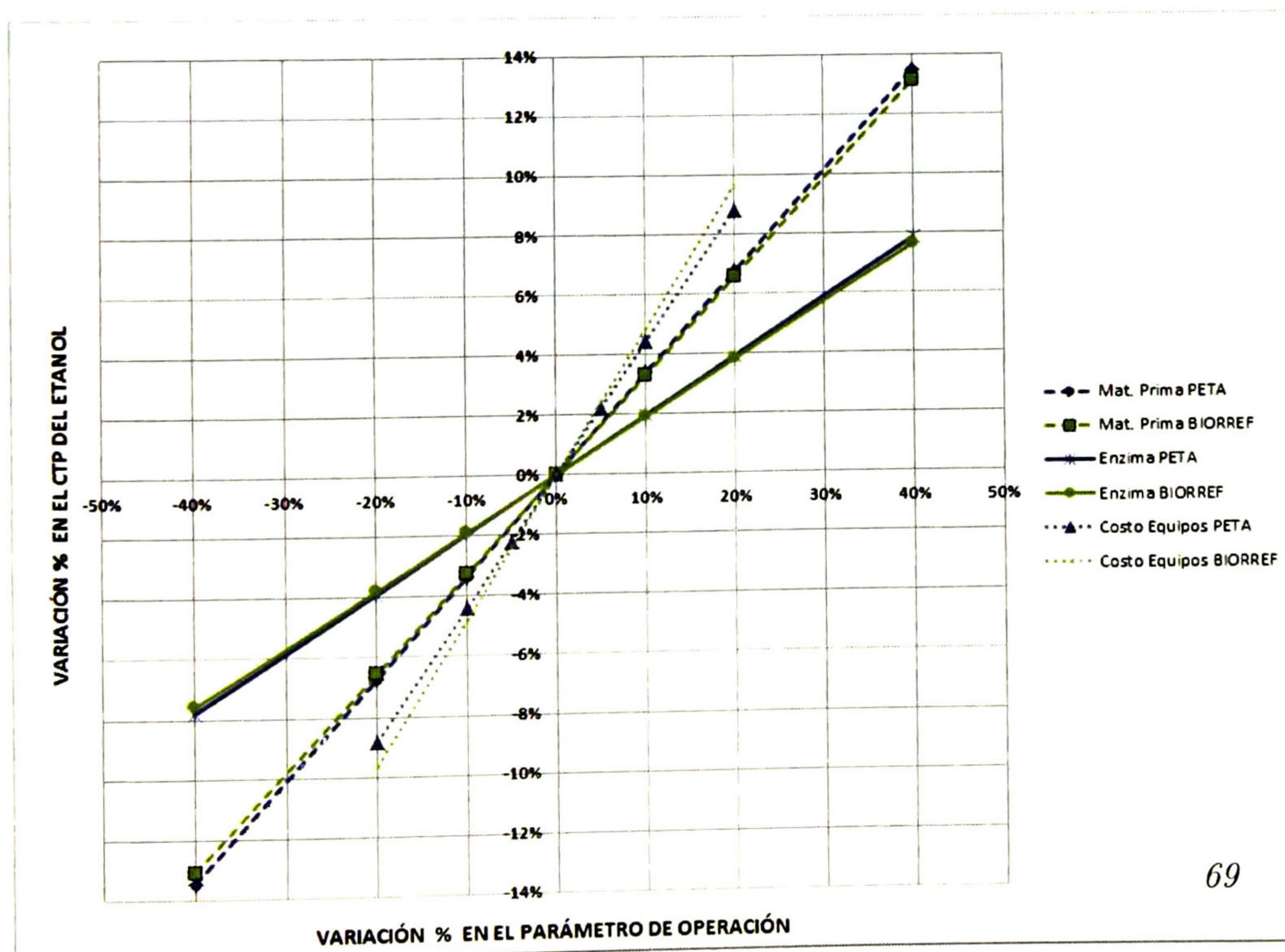


Figura 4.15: Análisis de sensibilidad a parámetros de operación

Variación % en parámetro	Parámetro	Variación % en <i>CTP</i>
±20	<i>Equipos PETA</i>	8.82
	<i>Paja PETA</i>	6.74
	<i>Enzimas PETA</i>	3.92
	<i>Equipos BIORREF</i>	9.63
	<i>Paja BIORREF</i>	6.55
	<i>Enzimas BIORREF</i>	3.81

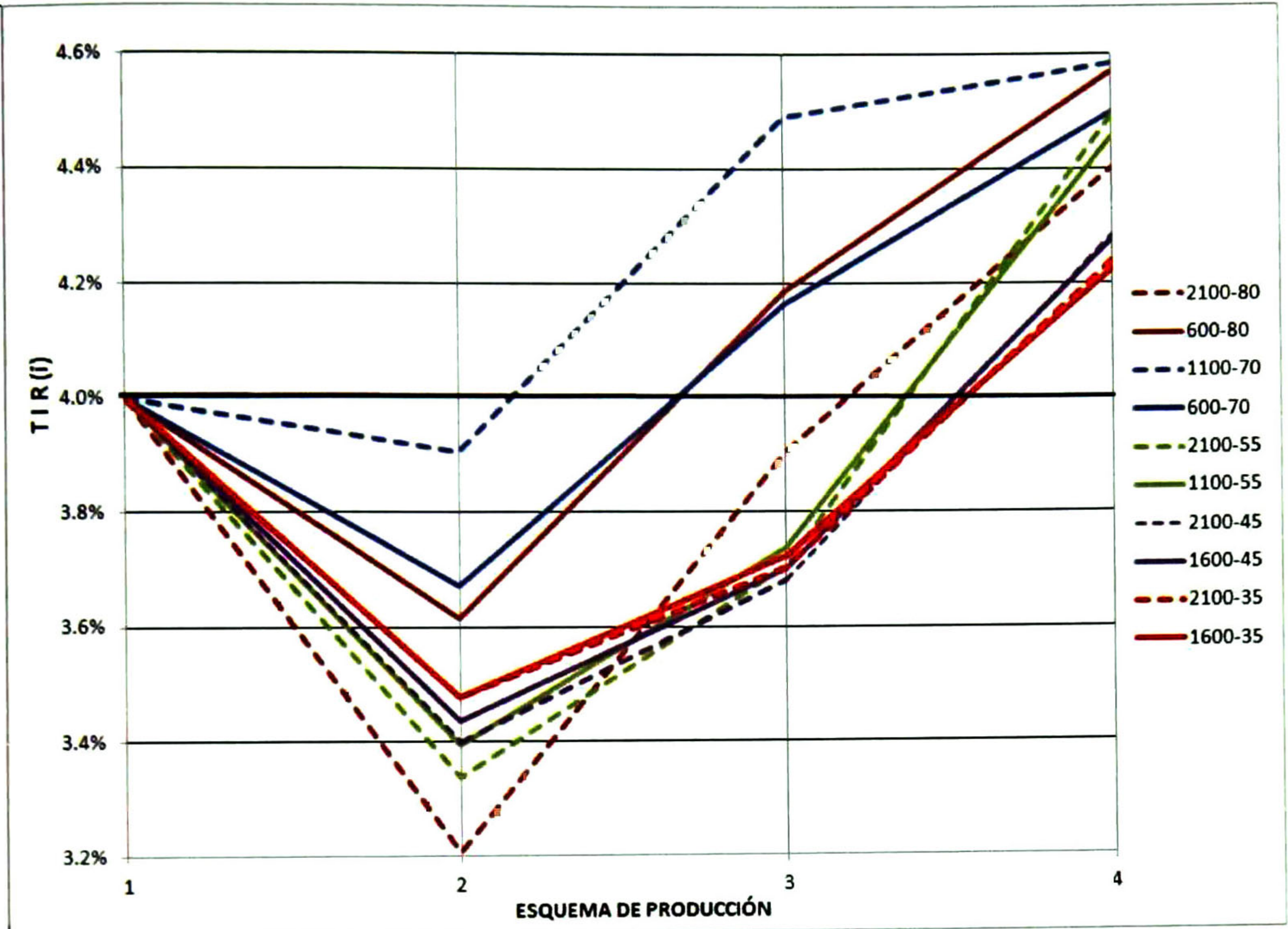
Tabla 4.7: Comparación de resultados del análisis de sensibilidad financiero.

#### 4.4. Casos de uso final de coproductos en *BIORREF*

En esta sección se muestran tres alternativas de uso final de coproductos del esquema de producción *BIORREF* y se comparan entre sí para determinar si alguno de ellos representa alguna ventaja adicional al caso base.

En la Figura 4.16 se muestran tres alternativas (casos) de operación para el diseño *BIORREF* (la notación de la leyenda es *tamaño de planta- % pc*). El caso 1 es el caso base en el cual se queman el  $CH_4$  y  $H_2$  en la etapa de cogeneración para obtener energía. El caso 2, considera quemar el  $H_2$  y vender el  $CH_4$ . El caso 3 valora vender ambos coproductos y el caso 4 evalúa quemar el  $CH_4$  y vender el  $H_2$ . Estos esquemas se muestran en la abscisa y en la ordenada se encuentran valores de la TIR. La venta de cualquier coproducto, implica desconectar la corriente de salida de cualquiera de ellos a la etapa de cogeneración y la implementación de un procesos de purificación (de Hullu et al. [10]) basado en la tecnología de absorción con agua a alta presión. Esta modificación implica que se producirá menos electricidad y vapor en la etapa de cogeneración y se consumirá más energía para la separación. Los detalles técnicos de los diseños y procesos para la purificación del  $CH_4$  y  $H_2$ , así como los aspectos económicos se encuentran en el Apéndice D.

Debido a que la venta de estos productos afecta el rendimiento económico de la planta, pero no el *CTP* del etanol, se optó por ver en la Figura 4.16 el efecto de cada caso a partir del cambio en la TIR, para cada caso.



- 1 Se quema el  $CH_4$  y el  $H_2$  en la etapa de cogeneración.  
 2 Se quema el  $H_2$  y se vende el  $CH_4$ .  
 3 Se vende el  $CH_4$  y el  $H_2$ .  
 4 Se quema el  $CH_4$  y se vende el  $H_2$ .

Figura 4.16: Variación de la TIR en diferentes esquemas de producción

Planta <i>ton BS/día - % pc</i>	Caso 4 TIR	Var. % Caso 1	Caso 4 CTP	Var % Caso 1
2100-80	4.40	9.98	1.27	- 0.81
600-80	4.57	14.28	1.42	- 1.25
1100-70	4.58	14.60	1.40	1.30
600-70	4.50	12.45	1.52	- 1.16
2100-55	4.49	12.25	1.43	- 1.20
1100-55	4.45	11.33	1.51	- 1.13
2100-45	4.28	7.08	1.65	- 0.75
1600-45	4.28	6.88	1.69	- 0.73
2100-35	4.24	5.95	1.95	- 0.68
1600-35	4.22	5.60	1.97	- 0.64

Tabla 4.8: Comparación de resultados del análisis de sensibilidad financiero.

---

Para todos los casos, el esquema 2 tiene valores de TIR menores que el base (4 %) por lo que no se considera una opción viable para aumentar el rendimiento económico de la planta. El esquema 3, muestra para algunos casos valores de TIR mayores al base. En este caso habría que evaluar el caso particular de producción para ver si favorece el rendimiento de la inversión. Para el esquema 4, en todos los casos estudiados, se presenta un aumento de la TIR. Este fenómeno es debido a que el flujo de  $H_2$  es pequeño (por lo que no requiere gran inversión para su purificación y tampoco gastos de operación) pero su valor de venta es varias veces mayor que el  $CH_4$ , lo que lo hace atractivo para aumentar el rendimiento de la inversión.

Además se calculó la mejora en el *CTP* para el mejor caso (4: venta de  $H_2$ ) respecto al caso base, tomando la venta del  $H_2$  como crédito al *CTP* del etanol. Las comparaciones puntuales del cambio de TIR y *CTP*, se muestran en la Tabla 4.8. De las plantas seleccionadas, el mejor caso fue el 2100-70 que mejoró 14.60 % el valor de la TIR del caso base (4 %), cuando se mantiene inalterado el *CTP*. Si se mantiene la TIR en 4 % y se toma el excedente del *VPN* como crédito al *CTP*, su valor disminuye 1.30 % respecto al caso base (1.42 USD/L).

## 4.5. Resultados de Literatura

En la Figura 4.17 se grafican los resultados obtenidos para paja de trigo nueva (i.e. 80 % *pc*) con resultados publicados previamente, en función del tamaño de planta para los casos *PETA* (línea roja) y *BIORREF* base (línea verde). Los resultados de la literatura fueron corregidos por año de cálculo utilizando el índice de precios  $\dot{P}PI$  (por sus siglas en inglés, *Product Price Index*) para el 2012 [41]. También se corrigieron por costo de materia prima y costo de enzimas (las principales contribuciones en cuanto a insumos). El *CTP* corregido es igual al costo de producción debido a la materia prima más el costo de producción debido a las enzimas más el resto de los costos de producción (Ecuación 4.1, todos en USD/L). Los costos de producción de la materia prima y las enzimas (Ecuaciones 4.2 y 4.3) se corrigen por la relación del costo del insumo propio entre el insumo del autor (en  $USD/kg_{insumo}$ ). El resto de los costos de producción (i.e. *OC*, otros costos) se calculan como el resto de los costos, que no son materia prima ni enzimas (Ecuación 4.4), del costo total de producción corregido por el año de cálculo reportado por el autor (Ecuación 4.5).

$$CTP_{\text{corregido}} = CP'_{MP} + CP'_E + OC' \quad (4.1)$$

$$CP'_{MP} = \left( \frac{\text{CostoMateriaPrima}_{\text{propio}}}{\text{CostoMateriaPrima}_{\text{autor}}} \right) CP_{MP} \quad (4.2)$$

$$CP'_E = \left( \frac{\text{CostoEnzima}_{\text{propio}}}{\text{CostoEnzima}_{\text{autor}}} \right) CP_E \quad (4.3)$$

$$OC' = \left( 1 - \frac{CP_{MP}}{CTP} - \frac{CP_E}{CTP} \right) CTP' \quad (4.4)$$

$$CTP' = CTP \left( \frac{PPI_{2012}}{PPI} \right) \quad (4.5)$$

Se puede observar que los resultados de este trabajo siguen la tendencia de los resultados publicados. Sin embargo existen puntos que se separan más como los de Nguyen y Saddler [40], vonSivers y Zacchi [63] que son los más antiguos. El dato de Aden et al. [1] resulta el más bajo, con la salvedad que este resultado fue mandado a hacer por el gobierno de los Estados Unidos al Laboratorio Nacional de Energías Renovables (*NREL*, por sus siglas en inglés). El mismo *NREL* corrige en 2010 (por costo de materia prima principalmente) y publican el resultado de Kazi et al. [28], el cual es bastante cercano a los resultados que se presentan en este trabajo. El resto de los resultados se encuentran en un rango de un  $\pm 5\%$ . En cuanto a los resultados de este trabajo, la producción bajo el esquema *PETA* resulta siempre en *CTP* más bajos que el esquema *BIORREF*. La Tabla 4.9 muestra los principales elementos que influyen en el consumo energético de la etapa de separación, una de las que más consumen en la planta (como anteriormente se discutió). Es interesante observar como, en general, entran los mismos flujos de mezcla etanol-agua a destilar, sin embargo, para lograr el mismo producto (etanol al 99.5%) hay dos tendencias: usar alrededor de 40 MJ/L-etanol o 7 MJ/L-etanol. El dato más acorde al de este trabajo es el de Cardona y Sanchez [5], aunque su flujo parece poco para la cantidad de materia prima neta que utiliza.

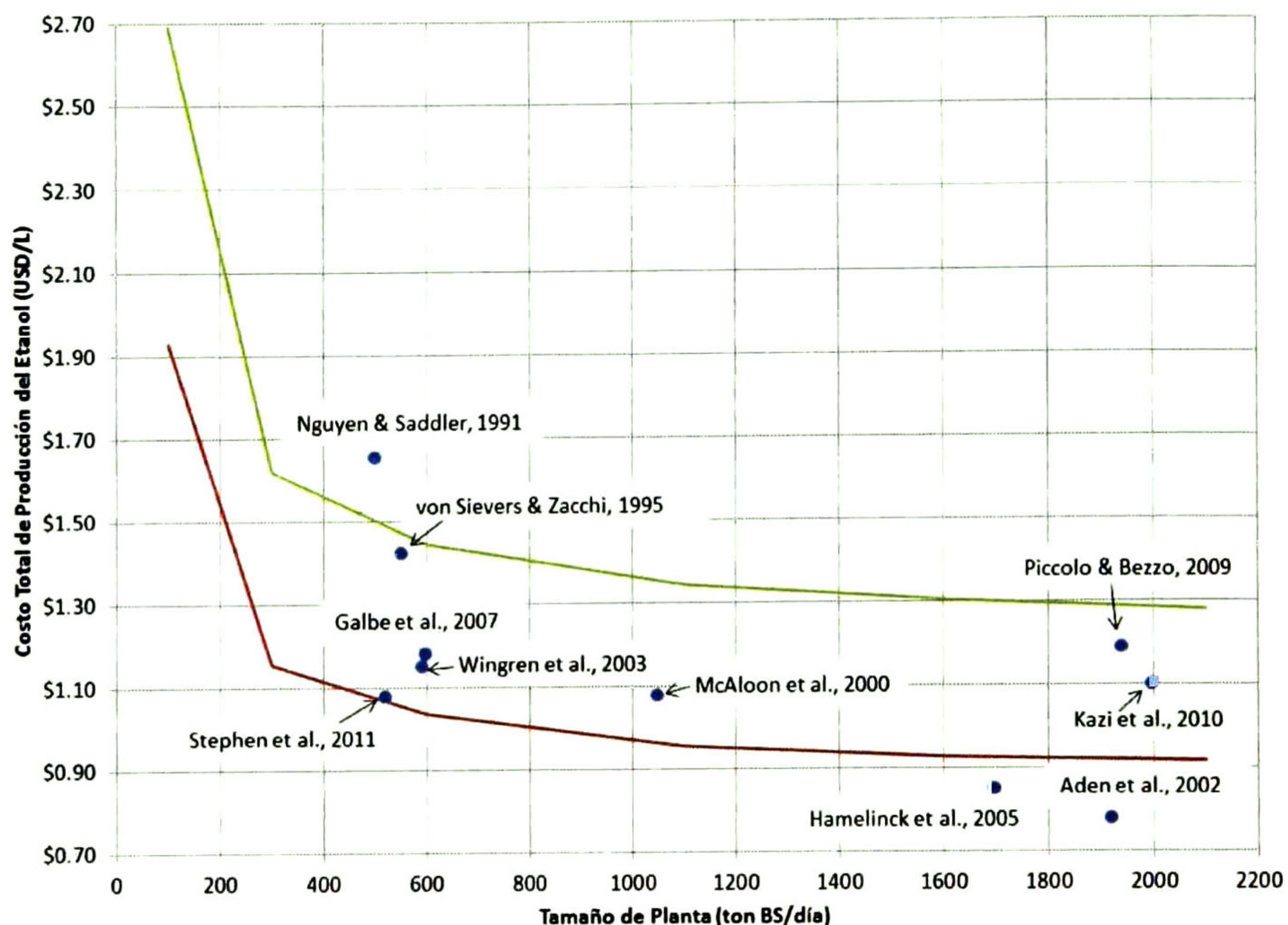


Figura 4.17: Comparativo del *CTP* del etanol (80 % *pc*) con datos publicados

Autor	<i>PETA</i>	<i>BIORREF</i>	[5]	[45]	[1]	[32]	[20]
Materia Prima		trigo	madera dura	madera	rastrojo de maíz	pasto	madera dura
Tamaño Planta (ton BS/día)	2,100	2,100	3,863	3,863	2,353	1,814	2,000
Humedad M.P.		7	47.4	47.4	13	n.d.	n.d.
Flujo dirigido a separación (kg/hr)	467,053	474,753	341,811	425,329	449,353	n.d.	n.d.
% etOH a separación	3.76	2.72	5.91	5.0	5.52	8.00	5.0
Rendimiento (L etOH/kg pol)	0.31	0.23	0.50	0.51	0.47	n.d.	0.42
Consumo Energético (MJ/L etOH)	20.53	24.86	41.96	7.84	n.d.	7.35	5.96

Tabla 4.9: Consumo de Energía por L de etanol



## 4.6. Conclusiones Preliminares

---

El *CTP* del etanol es sensible al tamaño de planta y precio de materia prima (i.e. concentración de polisacáridos). El *CTP* disminuye con tamaños de planta más grandes y concentraciones mayores de azúcares. Sin embargo se puede distinguir un rango de operación de planta en la cual el *CTP* aumenta dentro de un 20 % que puede ser atractiva para operar sobre todo para tamaño de planta más pequeños, como puede ser una planta de 300 *ton BS/día*, que utilice paja de trigo como materia prima. Otra opción es que, para un tamaño de planta más grande, por ejemplo de 2,100 *ton BS/día*, se utilice materia prima con menos concentración de azúcares pero que sí tengas disponible. La materia prima contribuye hasta con más del 30 % del *CTP* del etanol (para *PETA* y *BIORREF*), lo cual es consistente con procesos de producción que emplean tecnología madura, donde la materia prima llega a ser una parte importante del costo de producción. Los insumos de alto valor agregado, como son las enzimas, tienen un papel muy importante en el *CTP* (> 15 %) debido al costo de compra. Los costos de operación (sin incluir los *servicios*) aumentan al ser más pequeños los tamaños de planta, siendo cerca del 30 % del *CTP*. Los *servicios*, que son los diferentes tipos de energías suministradas en el proceso, dependen de la concentración de azúcares y no del tamaño de planta y a mayor concentración de éstos es menor la cantidad de energía externa que se tiene que suministrar, ya que parte de esos azúcares (i.e. celulosa) no se pueden convertir a etanol pero si se queman en la etapa de cogeneración y aportan energía para el propio proceso. Además es indispensable el ejercicio de integración de energía para bajar costos en este apartado, para cualquier caso de producción que se estudie. Se logran reducciones de más del 60 % en el consumo de vapor de la planta en *PETA* o *BIORREF*. La eficiencia energética calculada a partir del *err*, resulta ser mayor del 100 % para algunos casos, sobre todo cuando el % *pc* es mayor a 70 % y los tamaños de planta son grandes (sobre todo de 2,100 *ton BS/día*). La producción de energía en la etapa de cogeneración, tanto en *PETA* como en *BIORREF*, se debe principalmente a la presencia de celulosa en la corriente residual del proceso, así como a la lignina. La coproducción de biogás e hidrógeno en el esquema *BIORREF* base, puede aumentar en un 15 % la producción de electricidad y vapor en la planta, aunque disminuye la producción de etanol y con esto aumenta su *CTP* y baja su *err*. El *CTP* del etanol (en *PETA* y *BIORREF*) es más sensible a los parámetros de diseño y operación que a los parámetros financieros. El *CTP* aumenta con el aumento de la TIR, el % de préstamo y con la tasa de este préstamo, pero baja (y es más sensible) con el periodo de vida de la planta. También aumenta con los costos de los equipos y el precio de la materia prima y las enzimas. El diseño *BIORREF*, se evaluó bajo cuatro esquemas de producción,

---

resultando una mejora en el desempeño económico (a partir de la TIR) cuando se vende el  $H_2$  y se quema el  $CH_4$ . Los resultados obtenidos siguen la tendencia de los recolectado en la literatura al compararlos por tamaño de planta. La mayoría se encuentra en un rango de  $\pm 5\%$  de los obtenidos en este trabajo, excepto aquellos calculados hace más tiempo (que por las tecnologías disponibles y sus costos eran más altos) y los que diseñaron un tipo de planta para un *CTP ex profeso*.

---

## Capítulo 5

# Conclusiones, Contribuciones y Perspectivas de Trabajo Futuro

### 5.1. Conclusiones

Se propusieron dos diseños conceptuales de plantas de producción de etanol a partir de materiales lignocelulósicos (de segunda generación) usando las tecnologías adecuadas para un tipo de materia prima disponible en la región de Jalisco, México (en forma de paja nueva y como desecho de un proceso agroindustrial).

Los diseños propuestos fueron dos: una planta de etanol como producto único (*PETA*) y una biorrefinería que produce etanol y biogás e hidrógeno como coproductos (*BIORREF*).

Las tecnologías propuestas para pretratamiento (ácido débil) e hidrólisis (enzimática), han sido estudiadas por diversos autores ([1, 5, 20, 26, 28, 32–34, 40, 45, 63, 64]). Su viabilidad económica ha sido comparada, respecto a otras tecnologías como el pretratamiento ácido concentrado, agua caliente y AFEX, mostrando mejor desempeño. La contribución de la materia prima, enzimas y costos de inversión también son comparables con los publicados por estos autores.

Haciendo un análisis de sensibilidad del *CTP* del etanol, para ambos esquemas de producción, con el tamaño de planta y el costo de la materia prima (i.e. concentración de azúcares) se encontró que a mayores tamaños de planta y mayores concentraciones de azúcares el *CTP* disminuye, lo que coincide con estudios como el de Hamelinck et al. [20], Nguyen y Saddler [40], vonSivers y Zacchi [63], Wingren et al. [64].

Se hizo un escrupuloso análisis energético de cada diseño, *PETA* y *BIORREF*, etapa por etapa de proceso, consumos, producción e integración de energía. Se encontró que para

---

ciertos tamaños de planta (los más grandes) se puede ser autosuficiente energéticamente (calentamiento por vapor y electricidad) lo cual conlleva una baja en los costos operativos además del impacto ambiental por no requerir fuentes de energía adicionales. De igual manera la eficiencia energética, medida como *err*, fue mayor al 100 % para algunos casos (para materias primas con más de 70 % *pc* en *PETA* y con 80 % *pc* para *BIORREF*) lo que habla de que se produce más energía de la requerida para producirla. Se encontró también que aplicando las herramientas de integración de energía se puede ahorrar hasta el 60 % de los servicios de calentamiento y enfriamiento, lo que la vuelve una herramienta imprescindible para aplicarse a procesos con uso extensivo de energía.

También se hizo un análisis de sensibilidad del *CTP* de etanol, para ambos diseños propuestos, respecto a parámetros financieros y de diseño y operación. Se encontró que los más influyentes son el periodo de vida de la planta (al aumentar éste el *CTP* disminuye) y el costo de los equipos (de los cuales depende el cálculo del costo de capital y algunos costos operativos). En cuanto a insumos se encontró que un aumento en la materia prima afecta más que la misma variación en la enzima. Respecto a la *TIR*, el % de préstamo y la tasa de este préstamo, su influencia es menor respecto a los otros parámetros siendo de menos del 5 % para variaciones de hasta 60 % en esas variables.

Se estudiaron también diferentes maneras de operar una biorrefinería de acuerdo con el manejo de los coproductos ( $CH_4$  y  $H_2$  en nuestro caso). Se encontró que la venta del  $H_2$  como coproducto de mayor valor agregado (el precio de venta del  $H_2$  es 8.6 veces el del  $CH_4$  en el 2012) puede mejorar el rendimiento económico del diseño propuesto. Aunque este resultado depende de la tendencia de los precios de los coproductos.

Los resultados obtenidos muestran una tendencia comparable con aquellos publicados previamente por otros investigadores. Además que este trabajo presenta un análisis de sensibilidad (para tamaño de planta y concentraciones de polisacáridos) y no solamente un resultado puntual para una sola condición de operación. Estos resultados fueron obtenidos para las mismas condiciones económicas (costos de materia prima, insumos, servicios y tecnología) y para los mismos parámetros financieros (*TIR*, periodo de vida, % de préstamo de la inversión,  $VPN = 0$ ) lo cual los hace comparables entre sí.

Este trabajo presenta un panorama técnicamente adecuado con la tecnología disponible para producir etanol lignocelulósico en México, con materia prima asequible en el país. Los resultados obtenidos dan luz de las perspectivas económicas de producir etanol en México bajo diferentes esquemas de producción. Muestra el impacto de las principales variables financieras y de operación al costo de producción del etanol, lo que da perspectiva de diferentes

---

escenarios bajo los cuales se podría dar la producción. Además es consistente con diferentes autores que realizan estudios similares, en los principales parámetros estudiados, que dan confianza en el modelo propuesto y los resultados obtenidos.

Aunque el mejor resultado, 0.92 USD/L con el diseño *PETA*, se obtuvo para el mayor valor de capacidad de planta propuesto, se encontró una colección de esquemas de producción (combinaciones de tamaño de planta - materia prima) que puede ser atractiva para operar, en cuanto a costo y eficiencia energética.

## 5.2. Contribuciones

1. Dos modelos conceptuales, uno para la producción de etanol, y otro para la coproducción de etanol, biogás e hidrógeno. Ambos a partir de paja de trigo.
2. Evaluación económica del costo de producción de etanol en función del tamaño de planta y de la cantidad de azúcares (i.e. % *pc*) de la materia prima.
3. Evaluación del modelo con un desecho agroindustrial (composta de trigo).
4. Evaluación de las principales contribuciones al costo de producción del etanol y su uso para el análisis de sensibilidad del costo con esos parámetros.
5. Evaluación de la eficiencia energética para diferentes esquemas de producción en el mismo trabajo (i.e. tamaño de planta y % *pc*).
6. Evaluación económica de diferentes casos de uso final de coproductos para una biorrefinería.
7. Una perspectiva completa para la producción de biocombustibles lignocelulósicos, principalmente etanol, en el ámbito mexicano.

## 5.3. Perspectivas de Trabajo Futuro

Si bien este trabajo se dedicó al diseño, simulación y evaluación de plantas productoras de etanol lignocelulósico y algunos coproductos, los resultados pueden servir para orientar otros trabajos aún de diferentes áreas o disciplinas.

Algunos aspectos que pueden ser abordados en un futuro:

- 
1. Seguir afinando el diseño de *BIORREF* en los procesos de purificación del hidrógeno y biogás, para tener un panorama más exacto de los costos de inversión, operativos, energéticos, etc., de la obtención de estos coproductos.
  2. Implementar las etapas de recuperación y compresión del CO<sub>2</sub> producido en las etapas de producción de hidrógeno, biogás, fermentación y cogeneración. Además de evaluar su viabilidad técnica y económica.
  3. Implementar la coproducción de otros materiales de alto valor agregado que, en principio, prometen mejorar el rendimiento económico de una biorrefinería.
  4. Analizar las variaciones de costos de materia prima y rendimientos de enzimas para encontrar las cotas dentro de las cuales la producción de etanol podría igualar los costos con las tecnologías actuales (de primera generación).
  5. Seguir mejorando la etapa de pretatamiento, sobre todo en el aspecto energético, ya que representa una de las etapas más demandantes energéticamente y por lo tanto, cara. Avances en este sentido pueden mejorar la economía de plantas de materiales lignocelulósicos.
  6. Buscar y evaluar otro portafolio de productos de mayor valor agregado que aumente la rentabilidad de una planta de biocombustibles diseñada como biorrefinería.

## 5.4. Experiencias y Publicaciones

### Congresos

1. *Diseño conceptual de una bio-refinería de segunda generación para la producción integrada de bio-etanol, bio-hidrógeno y bio-gás en una economía de tamaño mediano*, REMBIO 2010 Cuernavaca, Morelos, 2010.
2. *Diseño conceptual de una bio-refinería de segunda generación para la producción integrada de bioetanol, biohidrógeno y biogás*, VII Encuentro Latinoamericano y del Caribe sobre Biotecnología Agropecuaria, REDBIO, Noviembre 2010, Guadalajara, Jalisco, México.
3. *Conceptual design of a plant for co-production of lignocellulosic ethanol, hydrogen and biogas. Parametric cost analysis for mid-size economies.*, XXXII Encuentro Nacional y

---

1° Congreso Internacional de la AMIDIQ Riviera Maya, Quintana Roo, México, Mayo 2011

4. *Co-production of ethanol, hydrogen and biogas using agro-wastes. Conceptual plant design and NPV analysis for mid-size agriculture sectors*, 21st European Symposium on Computer-Aided Process Engineering, Porto Carras, Grecia, Mayo 2011.
5. *Diseño conceptual y análisis económico de una planta para la co-producción de biocombustibles de segunda generación sin emisiones de aguas residuales y CO<sub>2</sub>. Evaluación para el caso mexicano.*, XXXIII Encuentro Nacional y II Congreso Internacional de la AMIDIQ, San José del Cabo, Baja California Sur, México, Mayo 2012
6. *Total Costs and Energy Efficiency of 2G Enzymatic Ethanol Production in Medium-Scale Agriculture Sectors*, 2-CIAB 2 Congreso Iberoamericano sobre Biorrefinerías, Abril 2013.
7. *Coproducción de Biocombustibles y Electricidad: Una Solución alternativa al Tratamiento de los Desechos Agroindustriales*, XXXV Encuentro Nacional de la AMIDIQ, Puerto Vallarta, Jalisco, México, Mayo 2014
8. *Análisis Bidimensional de Sustentabilidad para Procesos de Producción de Bioenergía*, XXXV Encuentro Nacional de la AMIDIQ, Puerto Vallarta, Jalisco, México, Mayo 2014

## Publicaciones

1. *Co-production of ethanol, hydrogen and biogas using agro-wastes. Conceptual plant design and NPV analysis for mid-size agriculture sectors*, Arturo Sanchez, Victor Sevilla-Guitron, Gabriela Magaña, Paulina Melgoza, Hector Hernandez, *Computer Aided Chemical Engineering* 29, 2011, 1884-1888.
2. *Parametric Analysis of Total Costs and Energy Efficiency of 2G Enzymatic Ethanol Production in Medium-Scale Agriculture Sectors*, A. Sanchez, V. Sevilla Güitrón, L. Gutierrez, G. Magaña, *FUEL* 113, November 2013, 165-179.

---

# Apéndice A

## Detalles de Planta de Etanol: *PETA*

### A.1. Descripción Detallada del Diagrama de Flujo

En esta sección se presenta una descripción detallada, por equipo y corrientes, que intervienen en las etapas de la producción de etanol con el esquema *PETA*. Los diagramas de proceso que se presentan son impresiones de las pantallas que se pueden observar en el simulador *SuperPro Designer*. Los equipos son identificados con la notación *XX-YYY*. Los dos primeros dígitos refieren al tipo de equipo utilizado y los siguientes tres son un número consecutivo. Las corrientes son identificadas con tres dígitos. Los intercambiadores de calor se identifican con una flecha hacia arriba cuando son enfriadores y para abajo cuando son calentadores. El rendimiento global de etanol se consideró 0.25 kg-etanol/kg-polisacáridos.

Los nombres de los equipos se muestran en inglés ya que la notación del *SuperPro Designer* así la despliega. El nombre de las etapas y de las corrientes de entrada y salida de éstas se nombraron en inglés, ya que fueron las figuras utilizadas para el trabajo de Sanchez et al. [55].

#### A.1.1. Pretratamiento

Las figuras A.1 y A.2 muestran el diagrama de bloques de esta etapa. Los reactores de pretratamiento (sometidos ya a pruebas piloto [62]) se combinan con un tanque de sobre-neutralización para eliminar inhibidores que podrían afectar la fermentación. La corriente de alimentación (111) es desgarrada en una desfibradora *SR-101*, se limpia en una malla vibratoria *VS-102* y se manda al reductor de tamaño, que es un molino de martillos *GR-104* y otra malla vibratoria que selecciona por tamaños *VS-105*. La paja es reducida a partículas



---

de 5 cm. aproximadamente [62]. Una corriente de reciclado (0.15 % w/w) es transportada neumáticamente y colectada por un ciclón *CY* – 107 y colector de polvos *FB* – 109. Las partículas de mayor tamaño no se reciclan al molino de martillos *GR* – 104.

La corriente de proceso 211 (85 % p/p) alimenta el tanque *BV* – 202 y una corriente de ácido sulfúrico diluido (0.75 % v.v.) 90°C remoja los sólidos por 20 minutos. La relación de líquido a sólidos es 5:1 y se asume que aquí no ocurre ninguna reacción. Entonces, el reactor continuo *RX* – 205 es alimentado a contracorriente por la corriente 204C con una solución diluida de ácido sulfúrico (0.75 % v.v.) para cocer la corriente 212C por un término de 20 min. a 190°C. El reactor *RX* – 205 utiliza válvulas de alimentación/descarga patentadas [62]. Los sólidos húmedos son separados del hidrolizado líquido usando el filtro al vacío *RF* – 206. La corriente 221B contiene sólidos húmedos (62 % p/p) con una alta concentración de celulosa que se manda al tanque de presacarificación *SV* – 309 (mostrado en la fig. A.3). La corriente 311, principalmente hidrolizado líquido (xilose, arabinosa e inhibidores), se mezcla con hidróxido de calcio en el reactor *RX* – 302 por 30 min., con una temperatura de 90 °C) manteniendo las condiciones de cristalización para remover los inhibidores. después se ajusta el pH del hidrolizado a 4.5 en el tanque *RX* – 306 y mandado al sistema de separación *CY* – 308 que consiste en una batería de hidrociclones. La corriente líquida 314 es alimentada al tanque de presacarificación *SV* – 309. Los sólidos se descargan por la corriente 321. el producto final de la etapa es la corriente 411. La conversión de la hemicelulosa disponible a xilosa y arabinosa, con este pretratamiento ácido, es de 80 % y 12 % respectivamente. Solo el 3 % de la celulosa se convierte a glucosa. Así, la conversión global de este proceso es 25 % de todos los azúcares alimentados [52]. Estas conversiones, obtenidas en la literatura, han sido corroboradas experimentalmente a escala de 250 ml [36].

### **A.1.2. Sacarificación y Fermentación (SSF)**

La figura A.3 muestra el diagrama de esta etapa. La primera parte corresponde a la sacarificación enzimática donde los polisacáridos que no se desdoblaron a monómeros en el pretratamiento (en su mayoría celulosa) son transformados a glucosa, xilosa o arabinosa. La corriente 411 del pretratamiento, alimenta una batería de tanques de coosacarificación *RX* – 404 ( $t=24$  h,  $T=45$  °C) al mismo tiempo que un coctel enzimático preparado fuera de planta (Accellerase 1500 de Genencor). Este coctel está especialmente formulado para tener un buen rendimiento al tratar celulosas cristalinas. La dosis adecuada es determinada por el contenido de celulosa de la materia prima como sugiere el proveedor. al final de la coosacarificación se obtiene un 92 % de conversión en hemicelulosas y 47 % en celulosa a

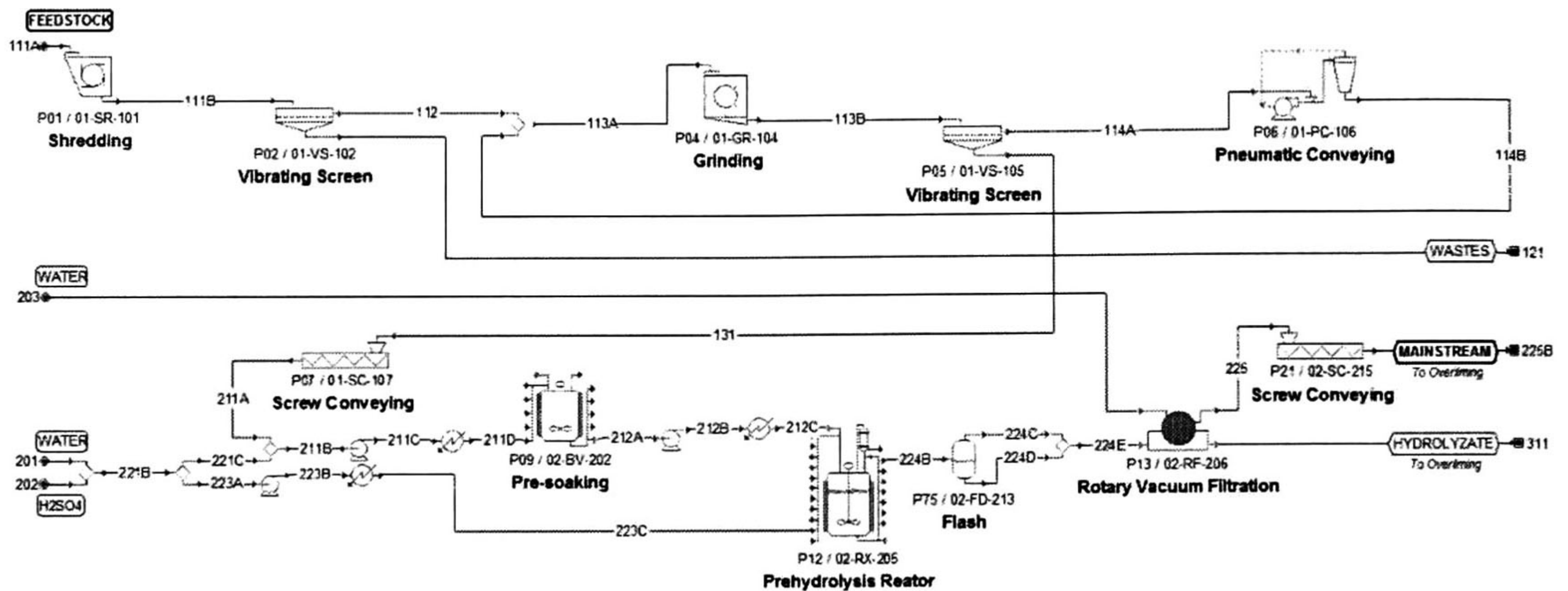


Figura A.1: Diagrama de equipos de la etapa de Pretratamiento (Acondicionamiento y Reacción)

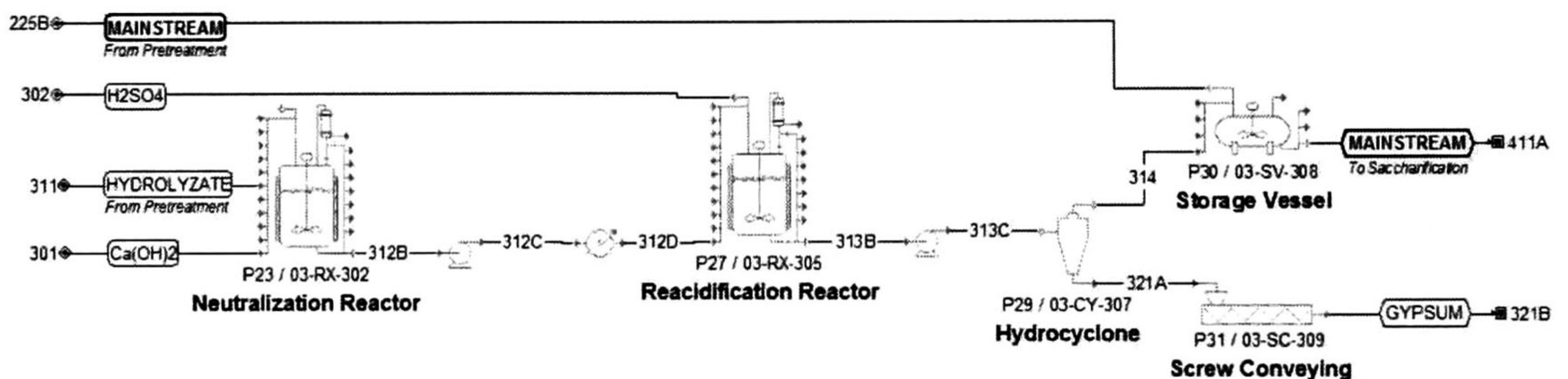


Figura A.2: Diagrama de equipos de la etapa de Neutralización

glucosa con una conversión global de azúcares del 65% [52]. Estas conversiones también fueron corroboradas por Mojica [36] a nivel laboratorio 250 ml.

La mezcla de monosacáridos (413C) se alimenta a una batería de reactores batch (RX – 407) ( $t=24$  h,  $T=30$  °C) donde se utiliza un coctel bacteriano basado en *Z. mobilis* para la fermentación de glucosa y xilosa a etanol. La corriente gaseosa 421A contiene principalmente  $CO_2$ ,  $H_2O$ , etanol y ácido acético y se manda al *scrubber* de gas CA – 613 en la etapa de tratamiento de aguas residuales (Fig. A.5) para recuperar el etanol. La corriente líquida 511A (con un 1.5 - 3.6% p/p concentración de etanol, dependiendo de la cantidad de polisacáridos en la materia prima) se manda a la etapa de separación.

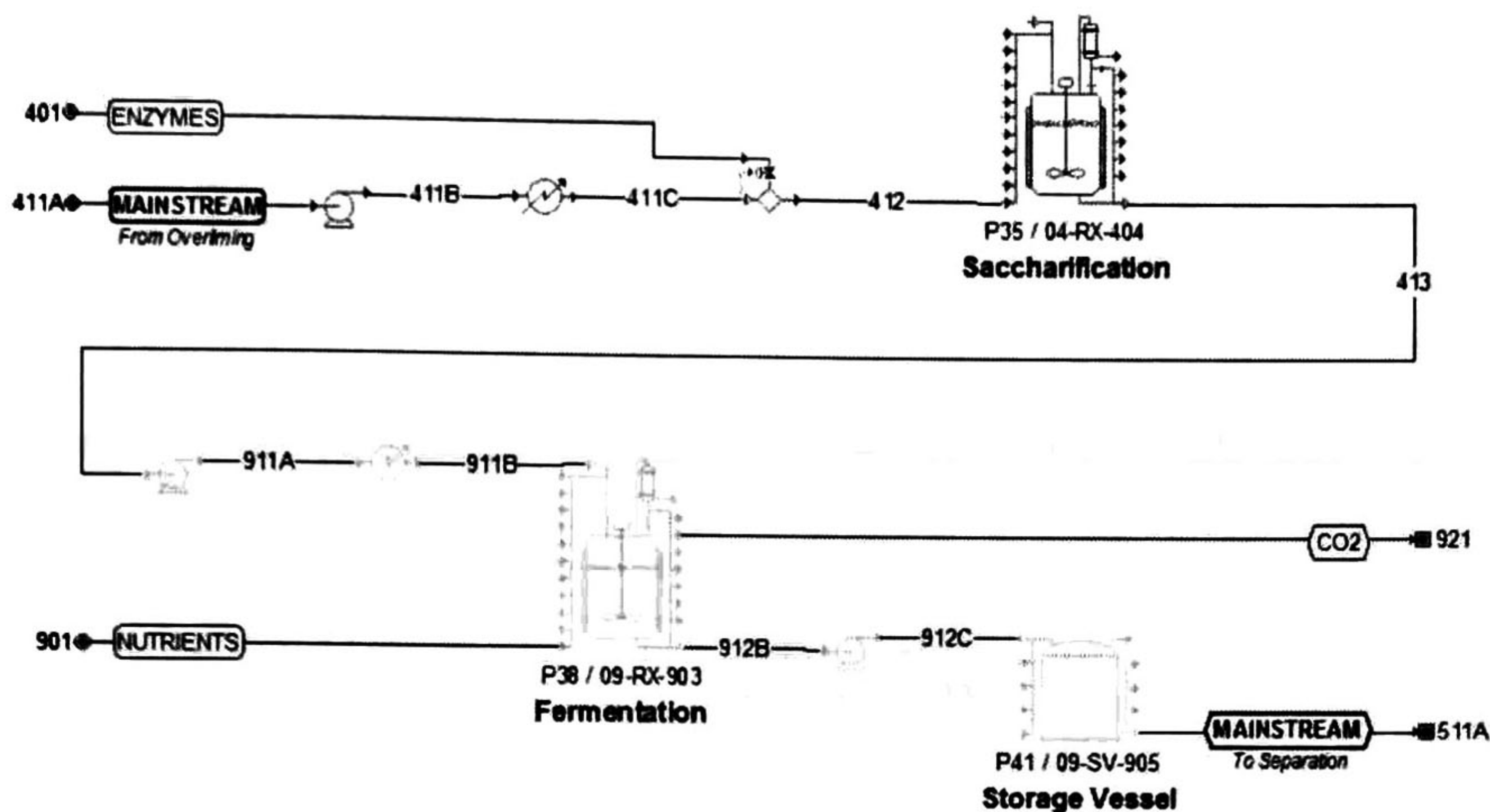


Figura A.3: Diagrama de equipos de las Etapas de Pretratamiento (Neutralización) y Sacarificación y Fermentación (SSF)

### A.1.3. Separación

En esta etapa de proceso se obtiene etanol con una concentración de 99.5 % p/p. Los sólidos solubles e insolubles son recuperados para combustión en la etapa de cogeneración así como el vapor de agua es recuperado para recirculación. La figura A.4 muestra el correspondiente diagrama de bloques. La estrategia de separación se basa en la propuesta por Aden et al. [1], considerando sus parámetros de diseño de equipos (columnas de destilación y evaporadores). Las columnas de destilación se calcularon basados en volatilidades relativas promedio (para la mezcla etanol-agua) a las condiciones de operación y los reflujos externos fueron ajustados para lograr las separaciones referidas. La corriente 511 de la etapa de sacarificación-fermentación alimenta una columna de rectificación (*beer column*) *CD* – 503 ( $P=2$  atm,  $T=114.3$  °C). Los sólidos insolubles y colas son recuperadas en la corriente 521 con un poco de alcohol (0.04-0.01 % p/p ,para una capacidad de 2,100 -100 *ton BS/día*). La corriente de cabezas 512 con 29-16 % (para 2,100 -100 *ton BS/día*) de etanol pasa por el condensador y la corriente líquida 513 entra a la columna de rectificación *CD* – 505 ( $P=2$  atm,  $T= 97$  °C), para obtener un mínimo de 89-75 % en etanol (para 2,100 -100 *ton BS/día*). Un último paso de purificación se lleva a cabo con la malla molecular *CA* – 508. La corriente 521 de la primera rectificación se manda a un evaporador de triple efecto, *EV* – 509, para reducir la cantidad de agua de la corriente 522, antes de mandar como lodo a la etapa de cogeneración para combustión (60 % p/p). Las corrientes de vapor de agua son condensadas

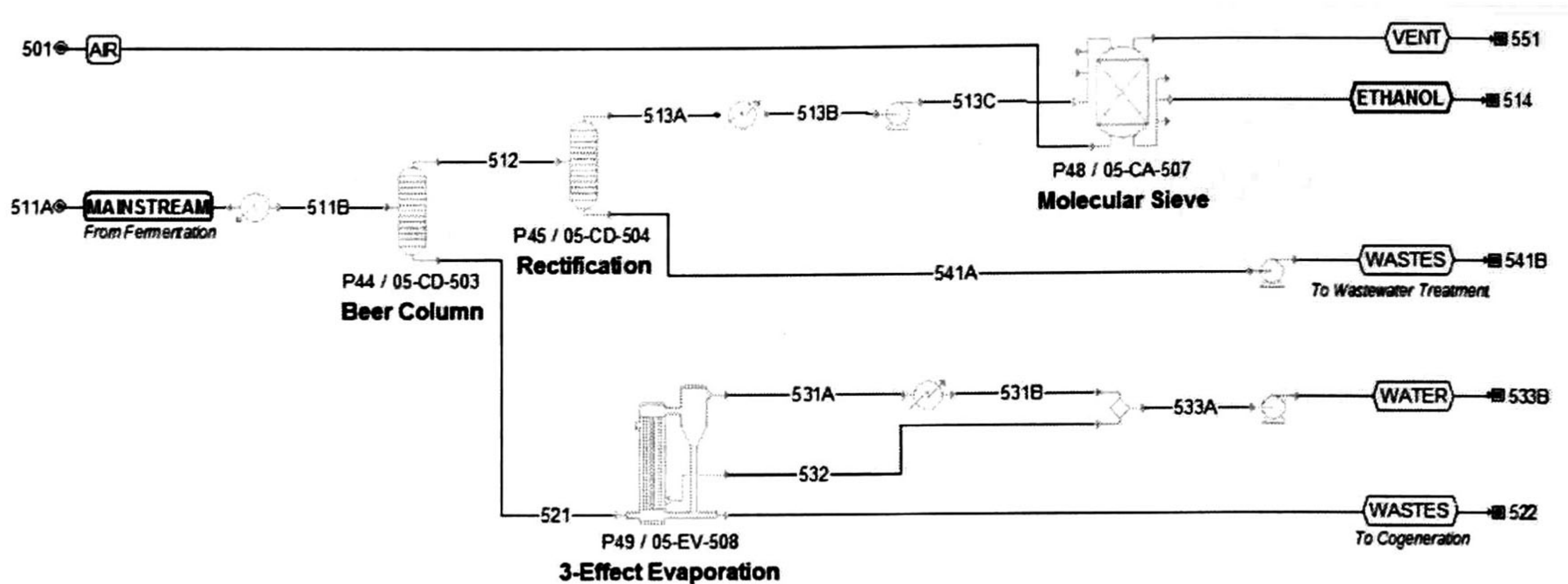


Figura A.4: Diagrama de equipos de las Etapas de Separación y Cogeneración

y mandadas a tratamiento en la corriente 611.

#### A.1.4. Tratamiento de Aguas Residuales (TAR)

La producción de etanol a partir de residuos agroindustriales requiere de una cantidad muy grande de agua por lo que se convierte también en un problema ambiental. El diseño presentado incluye una planta de tratamiento de aguas residuales que puede proveer hasta un 85 % del agua de proceso [18]. La figura A.5 muestra el diagrama de bloques de esta etapa. El agua proveniente de la etapa de separación, corriente 611, es tratada secuencialmente en un reactor anaeróbico (*RX* – 601) y un reactor aeróbico (*RX* – 603). El reactor anaeróbico el etanol, ácido acético y otros compuestos orgánicos solubles reaccionan para producir metano y  $\text{CO}_2$  como productos principales. La corriente 621 contiene 52 % v/v de metano y 47 % de dióxido de carbono v/v. La corriente 613 alimenta el clarificador *CL* – 605 para separar los sólidos de los líquidos. Los primeros son mandados en la corriente 641 a un filtro de vacío *FR* – 611 de donde se conducen a la etapa de cogeneración. Los líquidos, corriente 615B puede considerarse agua de proceso para su reuso.

#### A.1.5. Cogeneración

La figura A.6 es el diagrama de flujo de esta etapa. Las corrientes de subproductos 522, 621 y 661 (lignina, CSL, metano y materia celular) son quemadas en el generador de vapor *SG* – 903 y los gases se mandan a la turbina *SE* – 904. Ésta provee de corrientes de vapor

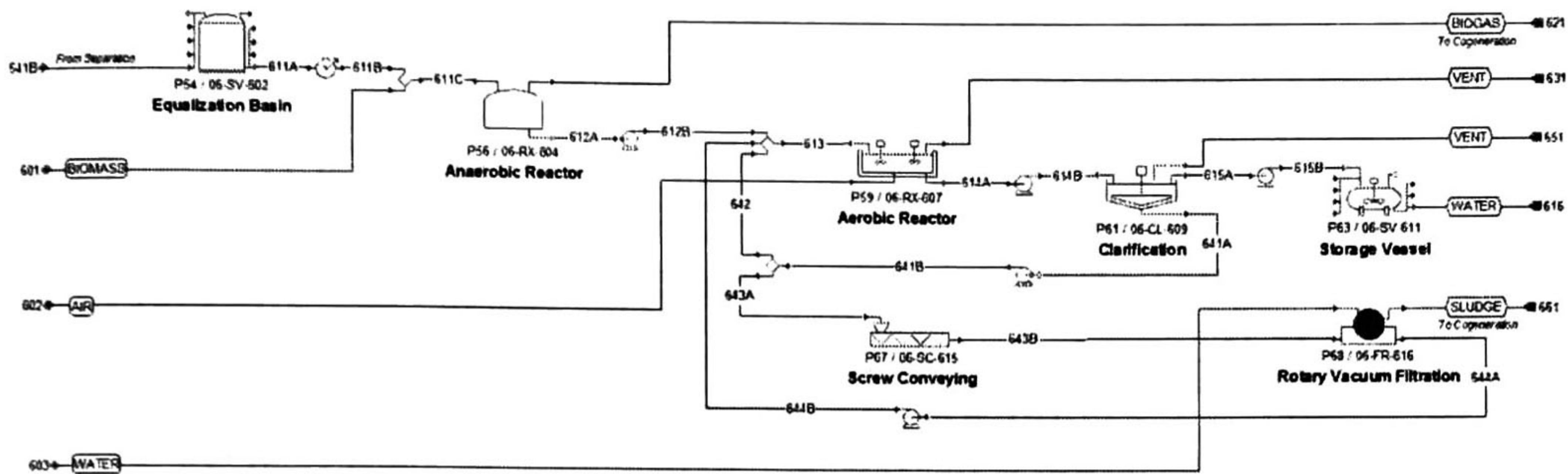


Figura A.5: Diagrama de equipos de la Etapa de Tratamiento de Aguas Residuales (TAR)

de alta presión (13 bar) 941, de baja presión (4.5 bar) 951, al proceso. La corriente 912 son los condensados de la turbina. Otro producto de la turbina *SE* – 904 es la electricidad. La cantidad de electricidad producida depende del tamaño de planta y el contenido de azúcares de la materia prima, variando entre 27,467 kW para un flujo de 2,100 *ton BS/día* de capacidad, usando paja de trigo nueva, y 389kW para 100 *ton BS/día* usando paja gastada.

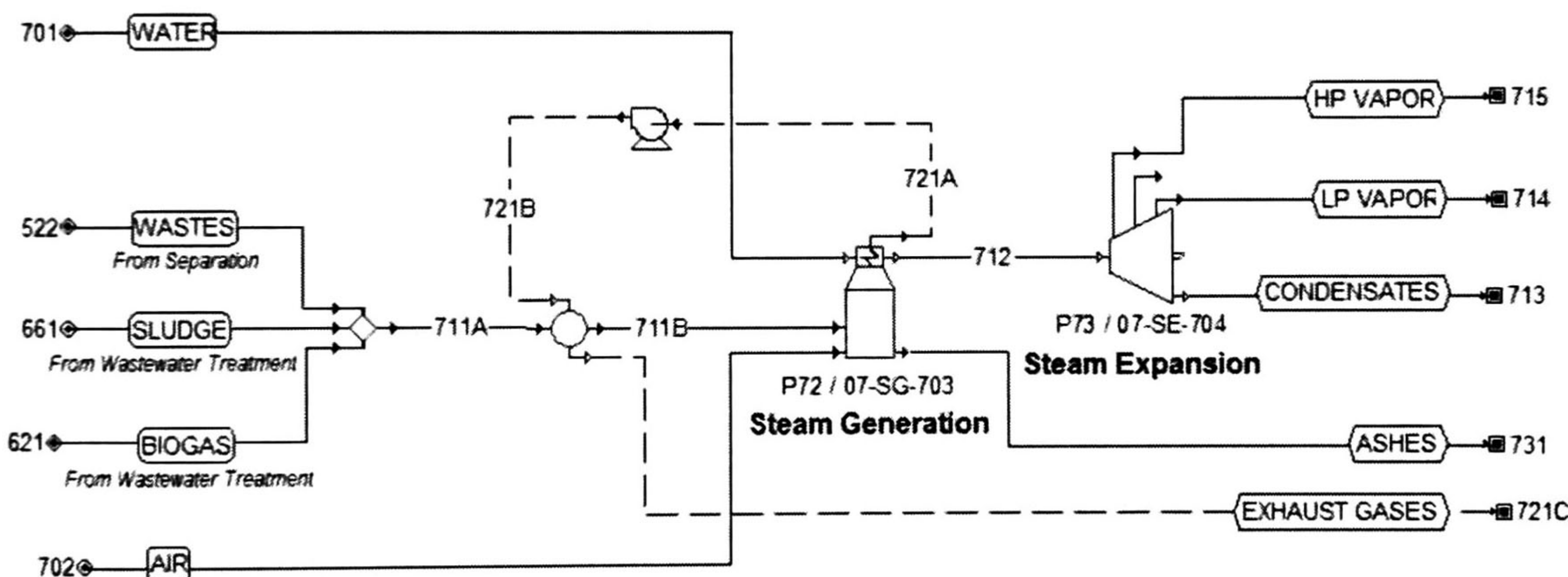


Figura A.6: Diagrama de equipos de la Etapa de Tratamiento de Aguas Residuales (TAR)

## A.2. Parámetros para los Balances de Masa

Las fracciones y conversiones para los balances de masa se desglosan por etapa en las Tablas A.1, A.2, A.3, A.4, A.5, A.6, A.7.

Rxn	Conv, %	Ref
<b>Reactor RX-205</b>		
Celulosa (Sólido) + Agua → Glucosa	0.05	[52]
Hemicelulosa (Sólido) + Agua → Xilosa	71.0	[52]
Hemicelulosa (Sólido) + Agua → Arabinosa	35.0	[52]
<b>Tanque de neutralización RX-302</b>		
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> + CaH <sub>2</sub> O <sub>2</sub> (Sólido) → Yeso (Sólido)	100.0	[1]
<b>pH Adjustment Tank RX-306</b>		
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> + CaH <sub>2</sub> O <sub>2</sub> (Sólido) → Yeso (Sólido)	100.0	[1]

Tabla A.1: Reacciones y Conversiones de la Etapa de Pretratamiento.

<b>Acondicionamiento: limpieza y reducción de tamaño</b>				
Eq	Relación	Componentes	Valor	Ref
VS-102	112/111B	Otros sólidos	1.00	[1]
		Agua	0.99	[1]
		Celulosa	0.99	[1]
		Hemicelulosa	0.99	[1]
		Lignina	1.00	[1]
		Polvo	0.01	[1]
MX-103	112/113A	Flujo total	0.85	[1]
VS-105	131A/113B	Flujo total	0.15	[1]
CY-107	132/131B	Flujo total	0.9985	[1]
<b>Pretratamiento</b>				
Eq	Relación	Componentes	Valor	Ref
FS-211	203/202C	Flujo total	0.30	[62]
RF-206	221A/213	Arabinosa	0.067	[1]
		Cenizas	1.00	[1]
		Celulosa	1.00	[1]
		Glucosa	0.067	[1]
		Lignina	1.00	[1]
		Otros sólidos	1.00	[1]
		Ácido sulfúrico	0.067	[1]
		Agua	0.27	[1]
		Hemicelulosa	1.00	[1]
		Xilosa	0.067	[1]
<b>Neutralización</b>				
Eq	Relación	Componentes	Valor	Ref.
CY-308	321A/313B	Flujo de sólidos disueltos	0.003	[1]
		Flujo de sólidos	0.997	[1]

Tabla A.2: Relaciones de las Corrientes de la Etapa de Pretratamiento.

Rxn	Conv, %	Ref
<b>Reactor de Sacarificación RX-404</b>		
Celulosa (Sólido) + Agua → Glucosa	42.0	[52]
<b>Reactor de Fermentación RX-407</b>		
Glucosa → 2 Etanol + 2 CO <sub>2</sub>	95.0	[62]
Glucosa + .04696 CSL + .018 DAP → 6 Z.mobilis (Sólido) + 2.4 Agua	2.0	[62]
Glucosa → 3 Ácido Acético	1.5	[62]
3 Xilosa → 5 Etanol + 5 CO <sub>2</sub>	90.0	[62]
Xilosa + .03913 CSL + .015 DAP → 5 Z.mobilis (Sólido) + 2 Agua	2.0	[62]
2 Xilosa → 5 Ácido acético	1.4	[62]
3 Arabinosa → 5 Etanol + 5 CO <sub>2</sub>	90.0	[62]
Arabinosa + .03913 CSL + .015 DAP → 5 Z.mobilis(Sólido) + 2 Agua	2.0	[62]
2 Arabinosa → 5 Ácido Acético	1.4	[62]

CLS: Licor de maíz

DAP: Fosfato Diamónico

Tabla A.3: Reacciones y Conversiones de las Etapas de Sacarificación y Fermentación.

<b>Sacarificación-Fermentación</b>				
Equipo	Relación	Componentes	Fracción de Separación	Ref.
RX-407	421A/414A	Etanol	0.026	[62]
		Agua	0.0021	[62]
		CO <sub>2</sub>	0.995	[62]

Tabla A.4: Relaciones de la Corrientes de las Etapas de Sacarificación y Fermentación.

Separación				
Eq	Relación	Componente	Relación de Sep.	Ref.
CD-503	512/511C	Etanol	0.99	[1]
		Agua	0.10	[1]
		Ácido Acético	0.05	[1]
		Fosfato Diamónico (DAP)	0.10	[1]
		Licor de Maíz (CSL)	0.10	[1]
		CO <sub>2</sub>	1.00	[1]
		Oxígeno	1.00	[1]
CD-505	514A/512	Etanol	0.99	[1]
		Agua	0.05	[1]
		Ácido Acético	0	[1]
		Fosfato Diamónico (DAP)	0	[1]
		Licor de Maíz (CSL)	0	[1]
CA-508	515/514C	Etanol	1.00	[1]
		Agua	0.02	[1]
EV-509	531A/521	Ácido Acético	0.14	[1]
		Licor de Maíz (CSL)	0.09	[1]
		Etanol	0.35	[1]
		Agua	0.26	[1]
	541/521	Ácido Acético	0.22	[1]
		Licor de Maíz (CSL)	0.15	[1]
		Etanol	0.58	[1]
		Agua	0.43	[1]

Tabla A.5: Relaciones de las Corrientes de la Etapa de Separación.

Reactor Anaeróbico RX-601		
Rxn	Conv, %	Ref
2 Etanol → 3 CH <sub>4</sub> + CO <sub>2</sub>	90.0	[1]
1.12 Ácido Acético → 2.2 CH <sub>4</sub> + 0.73 CO <sub>2</sub>	90.0	[1]
Ácido Acético → 2.4381 Biomasa (Sólido)	3.0	[1]
Etanol → 1.8704 Biomasa (Sólido)	3.0	[1]
Reactor Aeróbico RX-603		
Rxn	Conv, %	Ref
3 O <sub>2</sub> + Etanol → 3 Agua + 2 CO <sub>2</sub>	61.0	[1]
2 O <sub>2</sub> + Ácido Acético → 2 Agua + 2 CO <sub>2</sub>	68.0	[1]
Ácido Acético → 2.4381 Biomasa (Sólido)	22.0	[1]
Etanol → 1.8704 Biomasa (Sólido)	22.0	[1]

Tabla A.6: Reacciones y Conversiones de la Etapa de Tratamiento de Aguas Residuales (TAR).



Tratamiento de aguas residuales				
Equipo	Relación	Componentes	Fracción de Separación	Ref.
CL-605	641A/613B	Biomasa (Sólido)	1.00	[1]
		Licor de Maíz (CSL)	0.01	[1]
		Agua	0.01	[1]
		Ácido Acético	0	[1]
		Etanol	0	[1]
		Fosfato Diamónico (DAP)	0	[1]
FR-611	642/(641B+604)	Agua	0.999	[1]
		Licor de Maíz (CSL)	1.00	[1]
CA-613	681A/(421B+605)	Etanol	0.999	[1]
		Agua	1.00	[1]
		CO <sub>2</sub>	0.001	[1]
		Oxígeno	1.00	[1]
		Ácido Acético	1.00	[1]
FS-612	603/602	Flujo Total	0.38	[1]
	604/602	Flujo Total	0.14	[1]

Tabla A.7: Relaciones de las Corrientes de la Etapa de Tratamiento de Aguas Residuales (TAR).

# Apéndice B

## Descripción Detallada del caso 2100 *ton BS/día PETA*

En este apéndice se presentan los detalles del equipo de cada etapa para el esquema de producción de 2,100 *ton BS/día* y 80 % de polisacáridos como ejemplo de los cálculos que se realizan en el simulador para obtener los resultados de la Figuras 4.1, 4.2, 4.3, 4.10 y 4.11 así como las Tablas 4.1 y 4.9. Se incluyen el número de unidades de equipos, material de construcción, capacidad, energía requerida y costos. La Tabla B.7 presentan los datos con los que se realizó el análisis de *Punto de Pliegue* para la integración de energía. La gráfica compuesta generada en el análisis se muestra en la Figura B.1.

Los nombres de los equipos y la Figura B.1 se muestran en inglés ya que la notación del *SuperPro Designery* fueron figuras utilizadas para el trabajo de Sanchez et al. [55].

Equipo	Nombre	Unidades	Material	Unidad Capacidad		Capacidad (kW/Unidad)	Costo Equipo (MUSD\$/Unidad)
Shredder	SR-101	4	CS	21.9	ton/h	997.50	154
Separation Screen	VS-102	1	CS	87.5	ton/h	4.86	10
Grinder	GR-104	4	CS	25.3	ton/h	1,152.06	167
Separation Screen	VS-105	1	CS	101.1	ton/h	8.98	13
Pneumatic conveyor	PC-106	1	CS	15.2	ton/h	7.58	56
Cyclone	CY-107	1	CS	12.5	m <sup>3</sup> /h	6.74	2
Baghouse filter	FB-109	1	CS	-	-	0.36	23
Heat Exchanger	HX-201	1	CS	-	-	-	51
Blending Vessel	BV-202	1	SS316	76.8	m <sup>3</sup>	-	410
Centrifugal Pump	PM-203	1	SS316	207.3	m <sup>3</sup> /h	106.96	126
Heat Exchanger	HX-204	2	SS316	-	-	-	256
Stirred Tank Reactor	RX-205	6	Hastelloy	33.4	m <sup>3</sup>	-	4,603
Rotatory Vacuum Filter	RF-206	6	SS316	1.9	m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> h	-	156
Centrifugal Pump	PM-209	1	SS316	435.4	m <sup>3</sup> /h	34.56	80
Heat Exchanger	HX-210	3	SS316	-	-	-	271
Centrifugal Pump	PM-212	1	SS316	312.2	m <sup>3</sup> /h	161.07	148
Heat Exchanger	HX-213	3	SS316	-	-	-	279
Screw Conveyor	SC-214	3	SS316	37.0	m <sup>3</sup> /h	11.11	227

Tabla B.1: Equipos de Pretratamiento

Equipo	Nombre	Unidades	Material	Unidad Capacidad		Capacidad (kW/Unidad)	Costo Equipo (MUSD\$/Unidad)
Heat Exchanger	HX-301	3	SS316	-		-	270
Neutralizing Tank	RX-302	1	SS316	188.6	m <sup>3</sup>	-	1,596
Centrifugal Pump	PM-304	1	SS304	3,339.3	m <sup>3</sup> /h	13.49	49
Heat Exchanger	HX-305	7	SS304	-		-	272
Stirred Tank Reactor	RX-306	2	SS304	741.4	m <sup>3</sup>	-	2,747
Centrifugal Pump	PM-307	1	SS304	333.6	m <sup>3</sup> /h	13.27	49
Hydrocyclone	CY-308	1	SS304	333.6	m <sup>3</sup> /h	12.28	4
Storage Vessel	SV-309	1	SS304	126.0	m <sup>3</sup>	-	321
Screw Conveyor	SC-310	1	CS	8.9	m <sup>3</sup> /h	1.07	10

Tabla B.2: Equipos de Neutralización

Equipo	Nombre	Unidades	Material	Unidad Capacidad		Capacidad (kW/Unidad)	Costo Equipo (MUSD\$/Unidad)
Centrifugal Pump	PM-401	1	SS304	453.6	m <sup>3</sup> /h	18.00	55
Heat Exchanger	HX-402	4	SS304	-		-	271
Saccharificator	RX-404	4	SS304	2,978.8	m <sup>3</sup>	-	5,796
Centrifugal Pump	PM-405	1	SS304	446.5	m <sup>3</sup> /h	17.72	55
Heat Exchanger	HX-406	6	SS304	-		-	255
Fermentation Tank	RX-407	4	SS304	2,963.5	m <sup>3</sup>	-	5,779
Centrifugal Pump	PM-409	1	SS304	436.5	m <sup>3</sup> /h	17.32	55
Storage Vessel	SV-410	1	SS304	523.2	m <sup>3</sup>	-	392

Tabla B.3: Equipos de Sacarificación y fermentación

Equipo	Nombre	Unidades	Material	Unidad Capacidad		Capacidad (kW/Unidad)	Costo Equipo (MUSD\$/Unidad)
Centrifugal Pump	PM-501	1	SS304	469.6	m <sup>3</sup> /h	38.15	75
Heat Exchanger	HX-502	9	SS304	-		-	266
Distillation Column	CD-503	1	SS304	246.0	m <sup>3</sup>	-	799
Rectification Column	CD-505	1	SS304	47.8	m <sup>3</sup>	-	350
Heat Exchanger	HX-506	1	SS304	-		-	181
Centrifugal Pump	PM-507	1	SS304	24.4	m <sup>3</sup> /h	0.97	15
GAC Adsorber	CA-508	7	SS304	217.5	m <sup>3</sup>	-	1,298
3-Effect Evaporator	EV-509	1	SS304	253.0	ton/h	-	5,367
Heat Exchanger	HX-510	12	SS304	-		-	275
Centrifugal Pump	PM-512	1	SS304	0.4	m <sup>3</sup> /h	0.03	8
Heat Exchanger	HX-514	3	SS304	-		-	171

Tabla B.4: Equipos de Separación

Equipo	Nombre	Unidades	Material	Unidad Capacidad		Capacidad (kW/Unidad)	Costo Equipo (MUSD\$/Unidad)
Heat Exchanger	HX-902	18	CS	-		-	112
Steam Generator	SG-903	2	CS	59.1	ton/h	-	621
Multi-Stage Steam Turbine	SE-904	1	CS	118.2	ton/h	18,910.65	3,021
Centrifugal Fan	GF-905	3	CS	496,733.2	m <sup>3</sup> /h	391.27	90

Tabla B.5: Equipos de Cogeneración

Equipo	Nombre	Unidades	Material	Unidad capacidad		Capacidad (kW/Unidad)	Costo Equipo (MUSD\$/Uniad)
Anaerobic Digestor	RX-601	1	CS	327.0	m <sup>3</sup>	-	817
Centrifugal Pump	PM-602	1	CS	293.9	m <sup>3</sup> /h	11.66	19
Aerobic Digestor	RX-603	1	CS	326.6	m <sup>3</sup>	-	817
Centrifugal Pump	PM-604	1	CS	293.9	m <sup>3</sup> /h	11.66	19
Clarifier	CL-605	1	Concrete	1.7	m <sup>3</sup>	-	7
Centrifugal Pump	PM-606	1	CS	291.0	m <sup>3</sup> /h	11.55	19
Storage Vessel	SV-607	1	CS	353.0	m <sup>3</sup>	-	412
Gas Compressor	GC-608	1	CS	319.4	m <sup>3</sup> /h	28.29	69
Screw Conveyor	SC-610	1	CS	0.4	m <sup>3</sup> /h	0.13	1
Rotatory Vacuum Filter	FR-611	1	SS304	-		-	178
Absorber	CA-613	1	CS	14.2	m <sup>3</sup>	-	21
Centrifugal Fan	GF-615	1	CS	10,155.0	m <sup>3</sup> /h	8.00	7
Centrifugal Pump	PM-616	1	CS	34.3	m <sup>3</sup> /h	1.36	8

Tabla B.6: Equipos de Tratamiento de Aguas Residuales

Corriente	Etapa	Flujo Másico (kg/h)	Temp. Temp. (°C)	Temp. Temp. (°C)	Equipo	Agente Enfriamiento/ Calentamiento	Carga (kW)	Carga Total por Etapa (kW)
211C	Pretratamiento	204,160	25.0	90.0	HX-201	Vapor	12,337.27	<b>169,090.34</b>
212B	Pretratamiento	204,160	90.0	190.0	HX-204	Vapor AP	18,956.68	
223B	Pretratamiento	275,890	25.0	190.0	HX-212	Vapor AP	52,410.40	
224B (Flash)	Pretratamiento	480,051	190.0	90.0	FD-213	Agua Enf.	85,385.99	
312C	Neutralización	305,291	90.0	31.0	HX-805	Agua Enf.	20,358.39	<b>20,358.39</b>
411B	Sacarificación	470,655	50.0	45.0	HX-402	Agua Enf.	2,774.03	<b>2,774.03</b>
911A	Fermentación	483,371	45.0	31.0	HX-902	Agua Enf.	7,145.15	<b>7,145.15</b>
511A	Separación	467,053	31.0	95.0	HX-502	Vapor	36,785.99	<b>264,226.01</b>
521'	Separación	-	100.0	100.0	Reboiler (CD-503)	Vapor	48,381.06	
541A'	Separación	-	100.0	100.0	Reboiler (CD-504)	Vapor	6,227.53	
521	Separación	410,926	100.0	122.6	EV-508	Vapor	51,579.56	
512'	Separación	-	78.0	78.0	Condensador (CD-503)	Agua Enf.	47,426.09	
513A'	Separación	-	80.0	80.0	Condensador (CD-504)	Agua Enf.	5,880.23	
513A	Separación	19,133	80.0	26.0	HX-505	Agua Enf.	4,787.88	
531A	Separación	92,095	64.0	64.0	HX-509	Agua Enf.	63,157.67	
611A	Tratamiento de Aguas	36,994	100.0	35.0	HX-603	Agua Enf.	2,826.25	<b>2,826.25</b>

Tabla B.7: Detalles de las corrientes integradas para 2,100 ton BS/día . 80 % pc PETA

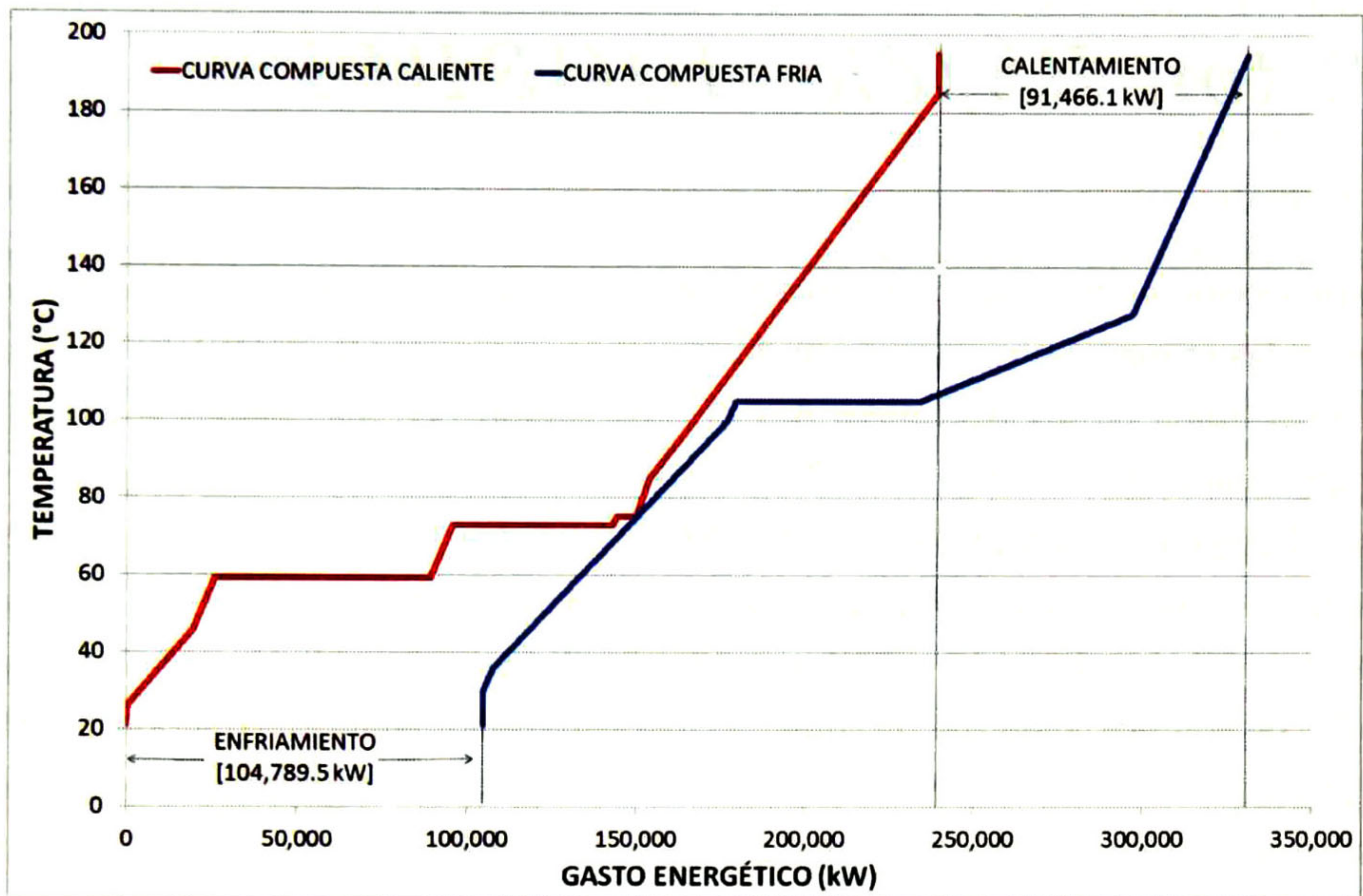


Figura B.1: Curva Compuesta para Integración de Energía. Caso de 2,100 ton BS/día PETA

---

## Apéndice C

# Detalles de Planta de Etanol y caso 2100 ton BS/día: *BIORREF*

En esta sección se presenta una descripción detallada, por equipo y corrientes, que intervienen en las etapas de la producción de etanol con el esquema *BIORREF*, siguiendo la notación presentada en los Apéndices A y B. Los nombres de los equipos se muestran en inglés ya que la notación del *SuperPro Designer* así la despliega. Se presentan también los detalles para el esquema de producción *BIORREF* de 2,100 ton BS/día y 80 % de polisacáridos, como ejemplo de los cálculos que se realizan en el simulador para obtener los resultados de la Figuras 4.4, 4.7, 4.6, 4.9, 4.12 y 4.13, así como las Tablas 4.2 y 4.9. Se incluyen el número de unidades de equipos, material de construcción, capacidad, energía requerida y costos. La Tabla C.11 presenta los datos con los que se realizó el análisis de *Punto de Pliegue* para la integración de energía. La *curva compuesta* generada en el análisis se muestra en la Figura C.7.

### C.1. Descripción Detallada del Diagrama de Flujo

En las Figuras C.1, C.5, C.2, C.3, C.6, C.4 se muestran los diagramas de flujo de las seis etapas que componen la planta de etanol bajo el esquema *BIORREF*, que se bosquejó en la Figura 2.4. Las etapas de Pretratamiento, Sacarificación-Fermentación, Separación, Tratamiento de Aguas y Cogeneración, funcionan de la misma manera que en el esquema *PETA* (descrito en el Apéndice A), por lo que no se detallan en este capítulo. Se describirán algunas diferencias en las etapas mencionadas, necesarias para hacer la conexión con la nueva etapa de producción de Hidrógeno. La etapa de Fermentación Oscura, es la etapa que diferencia al

esquema *BIORREF* y se detallará en este apartado.

### C.1.1. Diferencias en las etapas comunes de *PETA* y *BIORREF*.

El esquema de producción *BIORREF* difiere con el de *PETA*, en que el primero tiene una etapa de producción de Hidrógeno, para lo cual requiere una modificación en la etapa de Pretratamiento (Figura C.1). En ésta, la corriente pretratada 224E es separada con el Filtro Rotatorio 02 – *RF* – 206 en una corriente sólida (411A, rica en celulosa y lignina) que se manda a la etapa de Sacarificación, y una corriente líquida (811, el hidrolizado rico en pentosas) que se manda a la Fermentación Oscura. La corriente sólida 411A recibe una corriente de agua (404) para recuperar la proporción 5:1 (agua:sólidos) que se utiliza en la etapa de Sacarificación (Figura C.2). Esta mezcla se neutraliza con Hidróxido de Calcio (corriente 403). Los detalles de la separaciones de las corrientes en el Pretratamiento para el esquema *BIORREF* se muestran en la Tabla C.2. Los parámetros del resto de las etapas se pueden consultar en el Apéndice B.

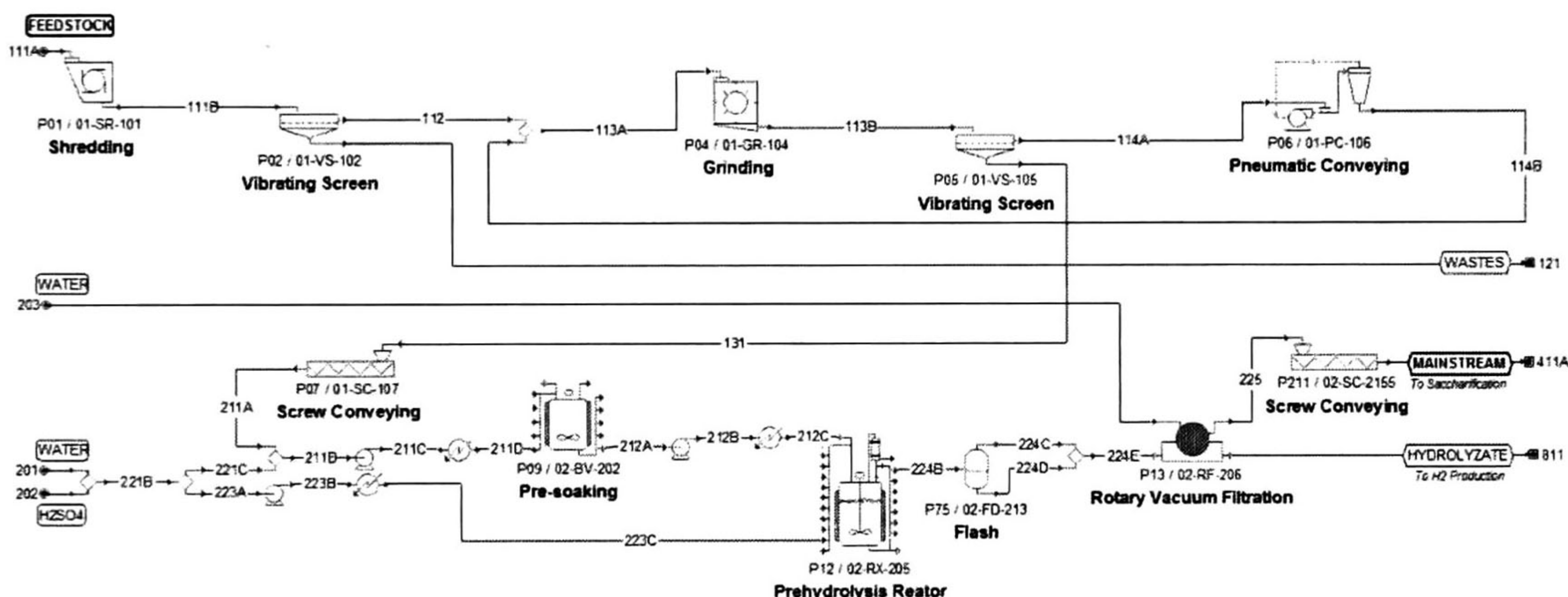


Figura C.1: Diagrama de equipos de las etapas de Pretratamiento (Acondicionamiento y Reacción)

### C.1.2. Producción de Hidrógeno

La Figura C.5 muestra el diagrama de la etapa de Fermentación Oscura para la producción del Hidrógeno. Esta etapa recibe la corriente de hidrolizados 801 la cual es neutralizada con Hidróxido de Calcio en el reactor 06 – *RX* – 802, para después separar los sólidos sus-

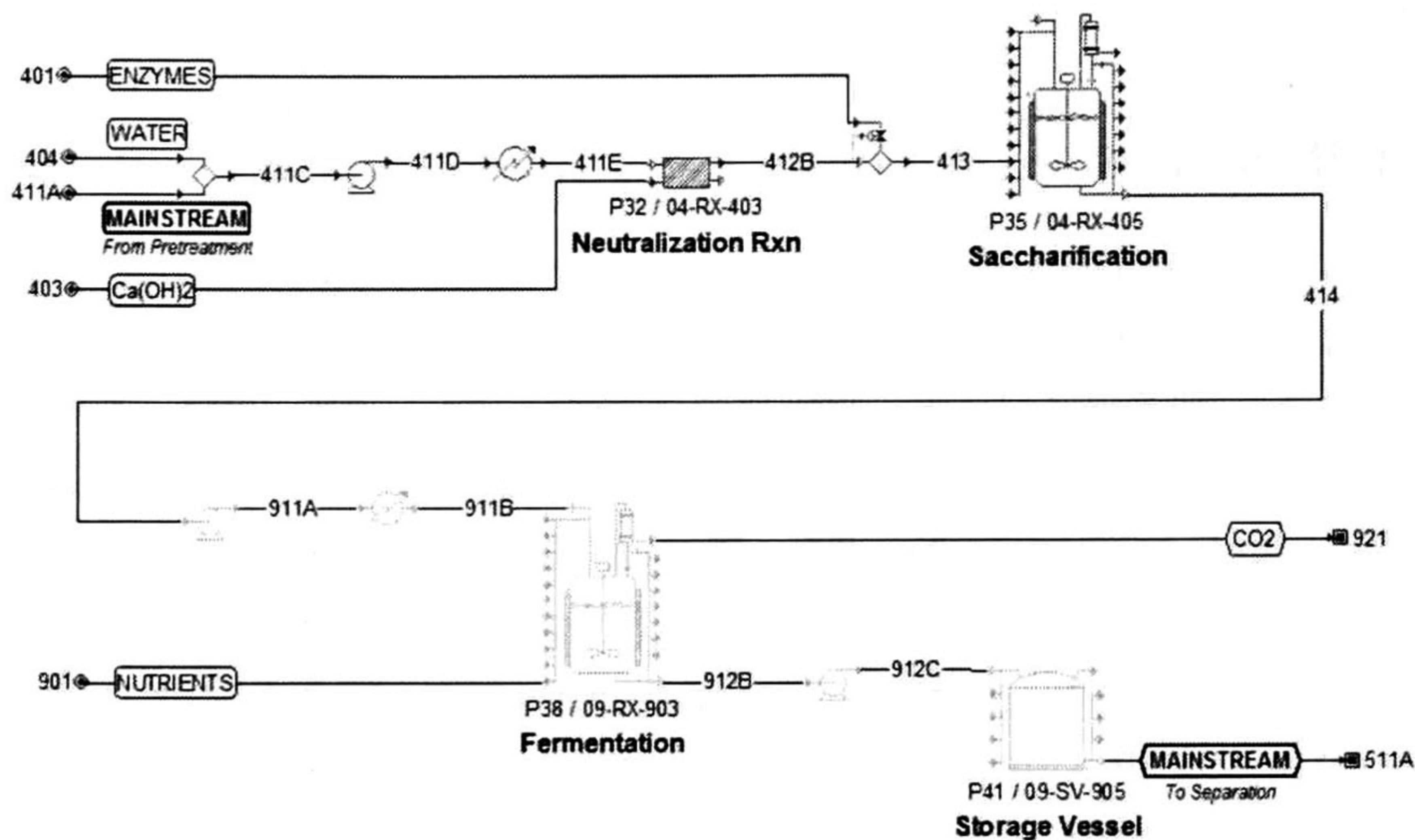


Figura C.2: Diagrama de equipos de las etapas de Sacarificación y Fermentación

pendidos (yeso) en el hidrociclón 08 – *CY* – 804. Después la corriente que se considera que está a temperatura de salida ( $90^{\circ}\text{C}$ ) del Pretratamiento, se enfría a  $60^{\circ}\text{C}$  en el intercambiador 08 – *HX* – 805, que son las condiciones requeridas por las bacterias termofílicas en el reactor 08 – *RX* – 807. El tiempo de residencia de este reactor son 25 horas. Como salida de este reactor se tienen dos corrientes, la 831, gaseosa con un 64 % molar de  $\text{H}_2$  y el resto de  $\text{CO}_2$ ; y la 814*B*, que contiene agua (99.72 % molar), ácido acético (0.17 % molar) y ácido butírico (0.02 % molar). La corriente gaseosa se puede mandar a cogeneración para la producción de energía eléctrica y vapor o a un proceso de separación, descrito en el Apéndice D, para su venta. La corriente líquida se manda a la etapa de Tratamiento de Aguas Residuales, la cual aprovecha los ácidos acético y butírico generados, para la producción de biogás. Los parámetros de la separación de las corrientes sólida y líquida en el Pretratamiento se muestran en la Tabla C.2. Las reacciones para la producción de Hidrógeno se muestran en la Tabla C.1.

### C.1.3. Producción de Biogás

La figura C.6 muestra el diagrama de la etapa de Tratamiento de Aguas Residuales. Difiere este diseño del presentado para *PETA*, en que se incluye la corriente 814*B* proveniente de la Fermentación Oscura, rica en ácidos acético y butírico y que son materia prima para producir biogás (i.e.  $\text{CH}_4$ ). Las reacciones correspondientes a esta etapa se muestran en la Tabla C.1.



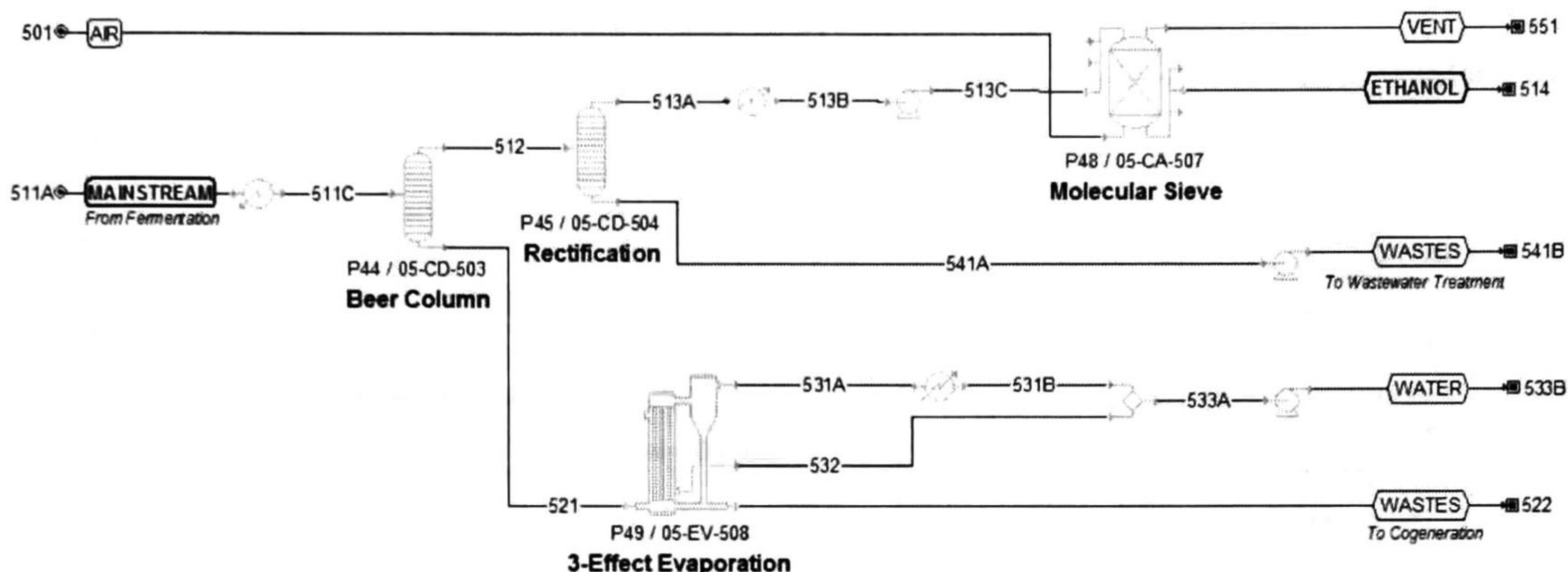


Figura C.3: Diagrama de equipos de las etapas de Separación

Rxn	Conv (%)	Ref
<b>Reactor RX-802</b>		
$\text{CaH}_2\text{O}_2 + \text{H}_2\text{SO}_4 \rightarrow \text{CaSO}_4 + 2 \text{H}_2\text{O}$	100	[1]
<b>Reactor RX-807</b>		
Glucosa + 2 H <sub>2</sub> O → 2 Ácido Acético + 2 CO <sub>2</sub> + 4 H <sub>2</sub>	49	[30]
5 H <sub>2</sub> O + 3 Xilosa → 5 Ácido Acético + 5 CO <sub>2</sub> + 10 H <sub>2</sub>	45	[25]
3 Arabinosa + 5 H <sub>2</sub> O → 5 Ácido Acético + 5 CO <sub>2</sub> + 10 H <sub>2</sub>	45	[25]
Glucosa → Ácido Butírico + 2 CO <sub>2</sub> + 2 H <sub>2</sub>	25	[30]
Xilosa → 0.83 Ácido Butírico + 1.67 CO <sub>2</sub> + 1.67 H <sub>2</sub>	23	[29]
Arabinosa → 0.83 Ácido Butírico + 1.67 CO <sub>2</sub> + 1.67 H <sub>2</sub>	23	[29]

Tabla C.1: Reacciones y conversiones de la etapa de Fermentación Oscura.

## C.2. Descripción Detallada del Caso 2100 ton BS/día BIORREF

En esta sección se presentan los detalles de los equipos de cada etapa, con un tamaño de planta de 2100 ton BS/día y 80 % pc. Se incluyen el número de unidades de equipos, material de construcción, capacidad, energía requerida y costos. Los nombres de los equipos y la Figura C.7 se muestran en inglés ya que la notación del *SuperPro Designer* y fueron figuras utilizadas para el trabajo de Sanchez et al. [54].

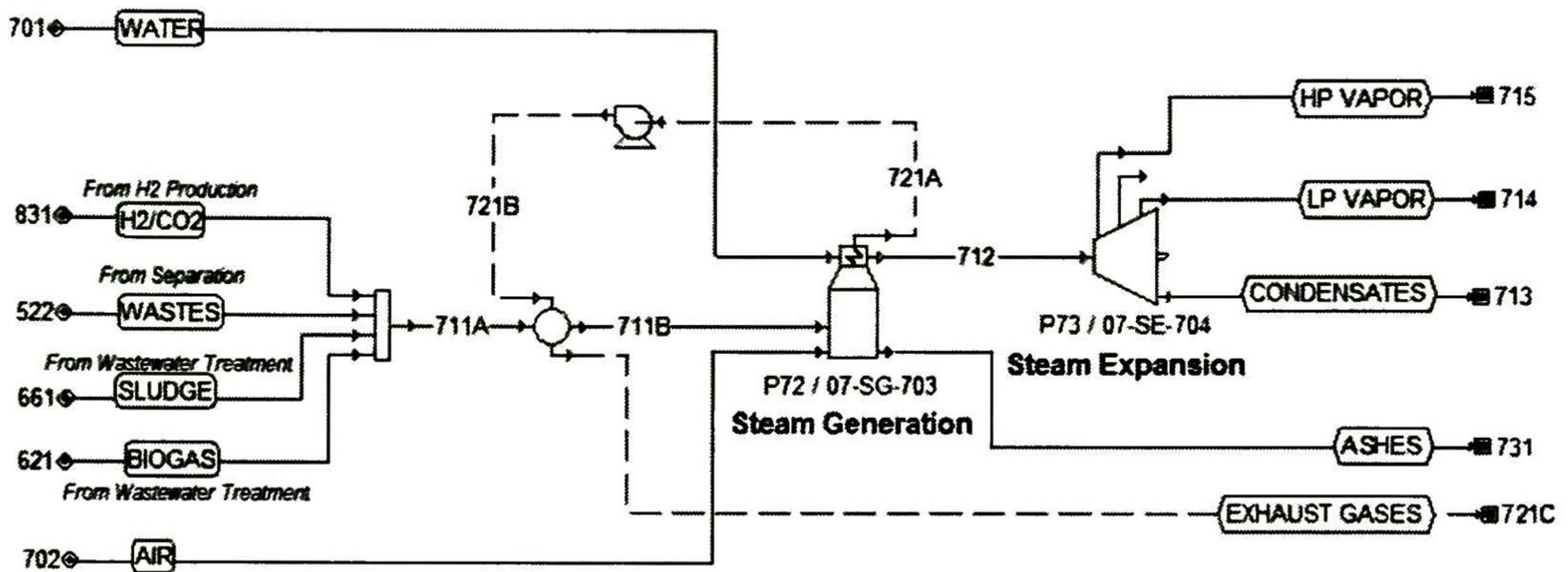


Figura C.4: Diagrama de equipos de las etapas de Cogeneración

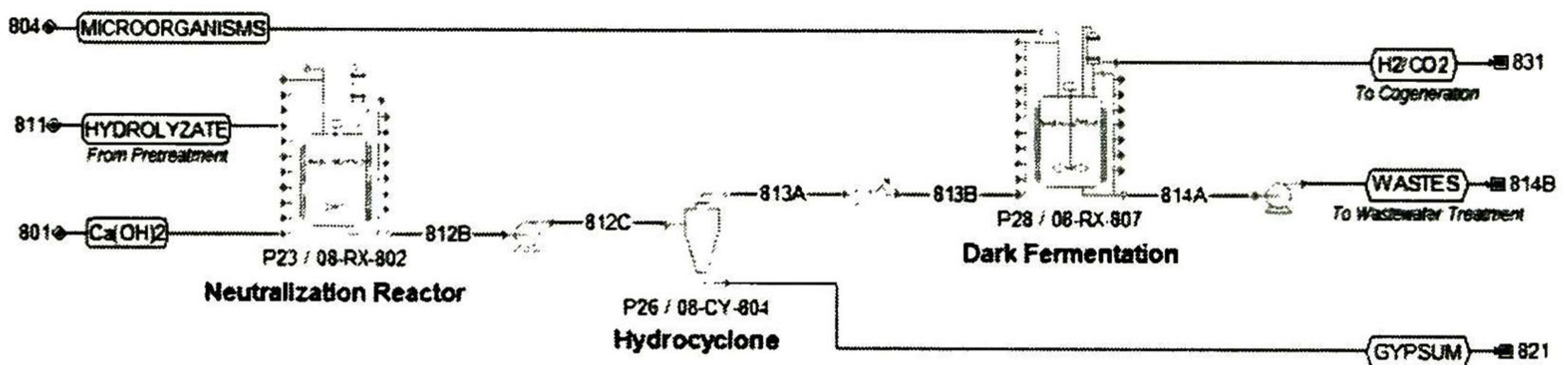


Figura C.5: Diagrama de equipos de la etapa de Fermentación Oscura

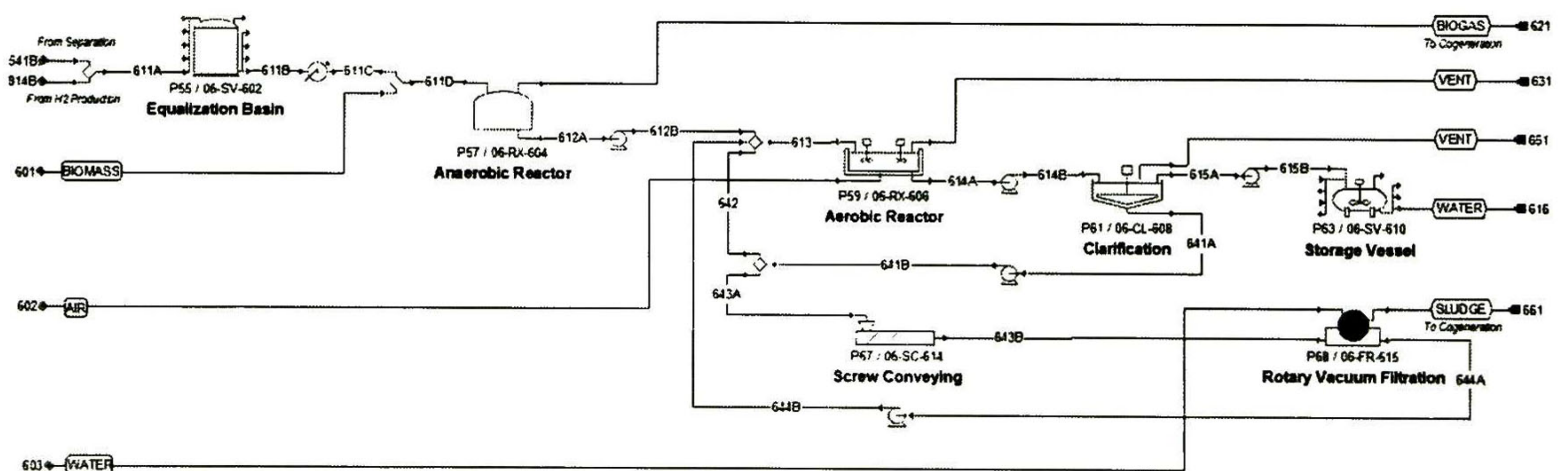


Figura C.6: Diagrama de equipos de las etapas de Tratamiento de Aguas Residuales

Equipment	Ratio	Components	Value	Ref.
<b><i>Limpieza y Acondicionamiento</i></b>				
VS-102	112/111B	Otros Sólidos	1.00	[1]
		Agua	0.99	[1]
		Celulosa	0.99	[1]
		Xilan	0.99	[1]
		Lignina	1.00	[1]
MX-103	112/113A	Flujo Total	0.85	[1]
VS-105	114A/113B	Flujo Total	0.15	[1]
<b><i>Pretratamiento</i></b>				
FS-210	221C/221B	Flujo Total	0.30	[1]
RF-206	225/224E	Arabinosa	0.067	[1]
		Cenizas	1.00	[1]
		Celulosa	1.00	[1]
		Glucosa	0.067	[1]
		Lignina	1.00	[1]
		Otros Sólidos	1.00	[1]
		Ácido Sulfúrico	0.067	[1]
		Agua	0.27	[1]
		Xilan	1.00	[1]
		Xilosa	0.067	[1]
<b><i>Fermentación Oscura</i></b>				
CY-804	821/812C	Flujo de Sólidos Disueltos	0.018	[1]
		Flujo Sólido	1.000	[1]

Tabla C.2: Relaciones de las Corrientes de la Etapa de Pretratamiento y Fermentación Oscura.

Rxn	Conv (%)	Ref
<b>Reactor Anaeróbico RX-604</b>		
Ácido Acético → CO <sub>2</sub> + CH <sub>4</sub>	95	[42]
Arabinosa → 2.50 CO <sub>2</sub> + 2.50 CH <sub>4</sub>	90	[42]
Ácido Butírico + H <sub>2</sub> O → 1.50 CO <sub>2</sub> + 2.50 CH <sub>4</sub>	90	[42]
2 Etanol → 3 CH <sub>4</sub> + CO <sub>2</sub>	95	[1]
Glucosa → 3 CO <sub>2</sub> + 3 CH <sub>4</sub>	90	[42]
Xilose → 2.50 CO <sub>2</sub> + 2.50 CH <sub>4</sub>	90	[42]
Ácido Acético → 2.44 Biomasa (Sólido)	3	[1]
Arabinosa → 6.10 Biomasa	30	[1]
Ácido Butírico → 3.58 Biomasa	30	[1]
Etanol → 1.87 Biomasa (Sólido)	3	[1]
Glucosa → 7.32 Biomasa	30	[1]
Xilosa → 6.10 Biomasa	30	[1]
<b>Reactor Aeróbico RX-606</b>		
3 O <sub>2</sub> + Etanol → 3 Agua + 2 CO <sub>2</sub>	60	[1]
2 O <sub>2</sub> + Ácido Acético → 2 Agua + 2 CO <sub>2</sub>	60	[1]
Arabinosa + 5 O <sub>2</sub> → 5 CO <sub>2</sub> + 5 H <sub>2</sub> O	60	[1]
Ácido Butírico + 5 O <sub>2</sub> → 4 CO <sub>2</sub> + 4 H <sub>2</sub> O	60	[42]
Glucosa + 6 O <sub>2</sub> → 6 CO <sub>2</sub> + 6 H <sub>2</sub> O	60	[1]
5 O <sub>2</sub> + Xilose → 5 CO <sub>2</sub> + 5 H <sub>2</sub> O	60	[1]
Ácido Acético → 2.44 Biomasa (Sólido)	30	[1]
Arabinosa → 6.89 Biomasa	30	[1]
Ácido Butírico → 3.58 Biomasa	30	[42]
Etanol → 1.87 Biomasa (Sólido)	30	[1]
Glucosa → 7.32 Biomasa	30	[1]
Xilosa → 6.09 Biomasa	30	[1]

Tabla C.3: Reacciones y Conversiones de la etapa de Tratamiento de Aguas Residuales.

Equipment	Name	Units	Material	Unit capacity	Power (kW/Unit)	Equipment cost
Shredder	SR-101	3	CS	27.8 ton/h	997.5	163
Separation screen	VS-102	1	CS	83.3 ton/h	4.63	9
Grinder	GR-104	4	CS	24.1 ton/h	1098.53	150
Separation screen	VS-105	1	CS	96.4 ton/h	8.56	12
Pneumatic conveyor	PC-106	1	CS	14.5 ton/h	7.22	50
Heat exchanger	HX-201	1	CS	-	-	26
Blending vessel	BV-202	1	SS316	66.38 m <sub>3</sub>	-	360
Centrifugal pump	PM-203	1	SS316	179.2 m <sub>3</sub> /h	92.45	110
Heat exchanger	HX-204	1	SS316	-	-	92
Stirred tank reactor	RX-205	5	Hastelloy	34.6 m <sub>3</sub>	-	4298
Flash drum	FD-213	1	SS304	43.1 m <sub>3</sub>	-	78
Rotatory vacuum filter	RF-206	5	SS316	1.9 m <sub>3</sub> /m <sup>2</sup> h	-	144
Centrifugal pump	PM-211	1	SS316	262.8 m <sub>3</sub> /h	145.99	132
Heat exchanger	HX-212	1	SS316	-	-	191
Screw conveyor	SC-215	3	SS316	33.5 m <sub>3</sub> /h	10	186

Tabla C.4: Equipos para Etapa de Pretratamiento.

Equipment	Name	Units	Material	Unit capacity	Power (kW/Unit)	Equipment cost
Neutralizing tank	RX-802	1	SS316	170.9 m <sub>3</sub>	-	1387
Centrifugal pump	PM-803	1	SS304	293 m <sub>3</sub> /h	11.64	43
Hydrocyclone	CY-804	1	CS	293 m <sub>3</sub> /h	10.51	2
Heat exchanger	HX-805	1	SS304	-	-	109
Stirred tank reactor	RX-807	3	SS304	2621.6 m <sub>3</sub>	-	4991
Centrifugal pump	PM-808	1	SS304	281.2 m <sub>3</sub> /h	11.16	42

Tabla C.5: Equipos Etapa de Fermentación Oscura

Equipment	Name	Units	Material	Unit capacity	Power (kW/Unit)	Equipment cost
Centrifugal pump	PM-401	1	SS304	446.7 m <sub>3</sub> /h	17.73	51
Heat exchanger	HX-402	1	SS304	-	-	54
Neutralization box	RX-403	1	CS	460 ton/h	-	1
Saccharificator	RX-405	4	SS304	3044.81 m <sub>3</sub>	-	5424

Tabla C.6: Equipos Etapa de Sacarificación

Equipment	Name	Units	Material	Unit capacity	Power (kW/Unit)	Equipment cost (MUS\$/Unit)
Centrifugal pump	PM-901	1	SS304	456.5 m <sub>3</sub> /h	18.11	51
Heat exchanger	HX-902	1	SS304	-	-	193
Fermentation tank	RX-903	4	SS304	3031.7 m <sub>3</sub>	-	5411
Centrifugal pump	PM-904	1	SS304	450.35 m <sub>3</sub> /h	17.87	51
Storage vessel	SV-905	1	SS304	500.4 m <sub>3</sub>	-	2772

Tabla C.7: Equipos Etapa de Fermentación

Equipment	Name	Units	Material	Unit capacity	Power (kW/Unit)	Equipment cost
Heat exchanger	HX-502	1	SS304	-	-	134
Distillation column	CD-503	1	SS304	246 m <sub>3</sub>	-	739
Rectification column	CD-504	1	SS304	47.8 m <sub>3</sub>	-	323
Heat exchanger	HX-505	1	SS304	-	-	119
Centrifugal pump	PM-506	1	SS304	15.4 m <sub>3</sub> /h	0.61	12
GAC absorber	CA-507	5	SS304	202 m <sub>3</sub>	-	1169
3-Effect evaporator	EV-508	1	SS304	159.7 ton/h	-	2903
Heat exchanger	HX-509	1	SS304	-	-	325
Centrifugal pump	PM-511	1	SS304	0.3 m <sub>3</sub> /h	0.02	7.5
Centrifugal pump	PM-512	1	SS304	38.4 m <sub>3</sub> /h	2.74	22

Tabla C.8: Equipos Etapa de Separación

Equipment	Name	Units	Material	Unit capacity	Power (kW/Unit)	Equipment cost
Heat exchanger	HX-702	4	CS	-	-	213
Steam generator	SG-703	1	CS	179.5 ton/h	-	1337
Multi-stage steam turbine	SE-704	1	CS	179.5 ? ton/h	29270.68	3893
Centrifugal fan	GF-705	3	CS	517731.6 m <sub>3</sub> /h	1223.44	86

Tabla C.9: Equipos Etapa de Cogeneración

Equipment	Name	Units	Material	Unit capacity	Power (kW/Unit)	Equipment cost
Equalization basin	SV-602	1	SS304	355.1 m <sub>3</sub>	-	1000
Heat exchanger	HX-603	1	SS304	-	-	194
Anaerobic digester	RX-604	1	Concrete	2528.233 m <sub>3</sub>	-	2158
Centrifugal pump	PM-605	1	CS	310.36 m <sub>3</sub> /h	12.32	18
Aerobic digester	RX-606	1	Concrete	2091.3 m <sub>3</sub>	-	2730
Centrifugal pump	PM-607	1	CS	313.61 m <sub>3</sub> /h	12.44	18
Clarifier	CL-608	1	Concrete	1237.94 m <sub>3</sub>	-	315
Centrifugal pump	PM-609	1	CS	310 m <sub>3</sub> /h	12.3	18
Storage vessel	SV-610	1	CS	344.4 m <sub>3</sub>	-	380
Centrifugal pump	PM-611	1	CS	3.67 m <sub>3</sub> /h	0.15	8
Screw conveyor	SC-614	1	CS	0.164 m <sub>3</sub> /h	0.025	1
Rotatory vacuum filter	FR-615	1	SS304	-	-	91
Centrifugal pump	PM-616	1	SS316	0.76 m <sub>3</sub> /h	0.03	8

Tabla C.10: Equipos Etapa de Tratamiento de Aguas Residuales

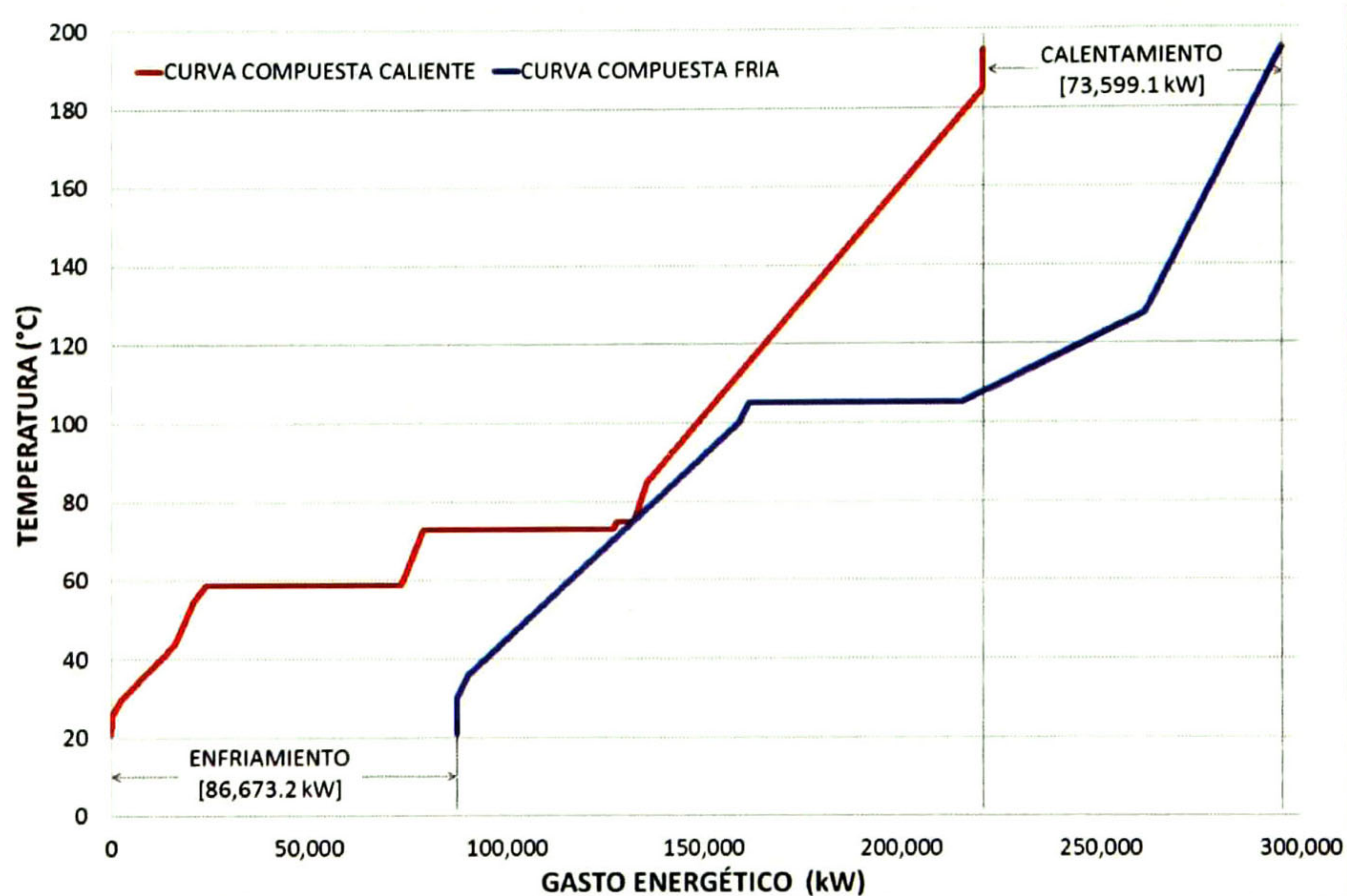


Figura C.7: Curva Compuesta para Integración de Energía. Caso de 2,100 ton BS/día BIORREF

Stream	Stage	Mass Flow (kg/h)	Input Temp. (°C)	Output Temp. (°C)	Equipment	Cooling/ Heating Agent	Duty (kW)	Total Duty per Stage (kW)
211C	Pretratamiento	204,032.1	25.0	90.0	HX-201	Vapor	12,279.7	<b>168,731.6</b>
212B	Pretratamiento	204,032.1	90.0	190.0	HX-204	Vapor AP	18,869.5	
223B	Pretratamiento	275,399.9	25.0	190.0	HX-212	Vapor AP	52,410.4	
224B (Flash)	Pretratamiento	479,432.1	190.0	90.0	FD-213	Agua Enf.	85,172.0	
813A	Producción de Hidrógeno	293,165.6	90.0	60.0	HX-805	Agua Enf.	10,072.6	<b>10,072.6</b>
411D	Sacarificación	482,809.2	49.0	45.0	HX-402	Agua Enf.	2,098.6	<b>2,098.6</b>
911A	Fermentación	494,120.5	45.0	31.0	HX-902	Agua Enf.	7,378.7	<b>7,378.7</b>
511A	Separación	483,890.7	31.0	95.0	HX-502	Vapor	38,446.7	<b>229,332.4</b>
521'	Separación	-	100.0	100.0	Reboiler (CD-503)	Vapor	49,047.6	
541A'	Separación	-	100.0	100.0	Reboiler (CD-504)	Vapor	4,590.8	
521	Separación	431,790.4	100.0	122.6	EV-508	Vapor	34,432.7	
512'	Separación	-	78.0	78.0	Condensador (CD-503)	Agua Enf.	48,329.5	
513A'	Separación	-	80.0	80.0	Condensador (CD-504)	Agua Enf.	4,383.2	
513A	Separación	13,146.3	80.0	26.0	HX-505	Agua Enf.	3,141.3	
531A	Separación	71,403.5	64.0	64.0	HX-509	Agua Enf.	48,960.6	
611B	Tratamiento de Aguas	329,447.2	64.8	35.0	HX-603	Agua Enf.	11,305.4	<b>11,305.4</b>

Tabla C.11: Corrientes de proceso integradas, 2,100 ton BS/día , 80 % pc BIORREF

---

## Apéndice D

# Detalles de Planta de Etanol con Coproductos y caso 2100 *ton BS/día*: ***BIORREF***

En esta sección se muestran los diseños modificados de las etapas de Fermentación Oscura (i.e. producción de hidrógeno) y Tratamiento de Aguas Residuales (i.e. producción de biogás). Estas modificaciones hechas, respecto a los diseños presentados en el Apéndice C, fueron para aprovechar el biogás o hidrógeno producido como coproductos.

Debido a la complejidad de los procesos de separación para obtener productos vendibles puros, se tomó los datos de costo de purificación del biogás de de Hullu et al. [10], donde se comparan diferentes tecnologías para la purificación del biogás. Los autores concluyen que el proceso más eficiente en costo-beneficio es la *absorción con agua a alta presión*. Los autores encuentran que el costo de inversión es de 265,000 euros (i.e. compresor 10 bars, columnas, intercambiadores de calor, bombas y sopladores) y los costos energéticos de 60,000 euros/año (i.e. capacidad 144 Nm<sup>3</sup>/año de biogás). Para su uso en este trabajo, los costos de producción se asignaron únicamente a costos de electricidad. También se consideró una paridad cambiaria de 1-1, euro-dolar. Debido a que el componente a remover en los procesos de purificación de biogás e Hidrógeno es el  $CO_2$ , se consideraron los mismos costos para ambos procesos y se ajustaron proporcionalmente para cada tamaño de planta (i.e. flujos de  $CH_4$  y  $H_2$ ).

En la Tabla D.1 se muestra el caso propuesto por de Hullu et al. [10] y los flujos de una planta de 2100 *ton BS/día* y con una materia prima de 80 % *pc*. Además, se incluyen los costos de inversión y de operación obtenidos para los flujos de  $CH_4$  y  $H_2$  según su flujo en ese caso de estudio. Los costos de operación fueron convertidos a consumo eléctrico con el

costo utilizado en este trabajo de 0.1 USD/kW-h.

Caso	Biogás (kg/h)	Hidrógeno (kg/h)	Inversión Total (USD)	Costo de Operación (USD/año)	Electricidad (kW-h)
[10]	233.86	-	265,000	60,000	-
2100 ton BS/día	2,112	-	2'393,619	541,951	684
80 % pc	-	235	266,296	60,294	76

Tabla D.1: Flujos y Costos de la purificación del hidrógeno y biogás

El precio de venta del biogás se estableció en 0.21 USD/kg, que fue el precio promedio del gas natural industrial, en el 2012 según la Administración de Información de Energía de Estados Unidos [15]. El precio de venta del  $H_2$ , 1.81 USD/kg, se obtuvo de un estudio de la Agencia Internacional de Energía [24].

## D.1. Descripción Detallada del Diagrama de Flujo

En las figuras D.1 y D.2 se muestran los diagramas de flujo para la purificación del  $CH_4$  y  $H_2$ , respectivamente. En estos diseños se agregó un separador genérico (06 – GS – 616 y 08 – GS – 809, respectivamente) que separa 98 % del producto, como sugiere de Hullu et al. [10] en sus resultados.

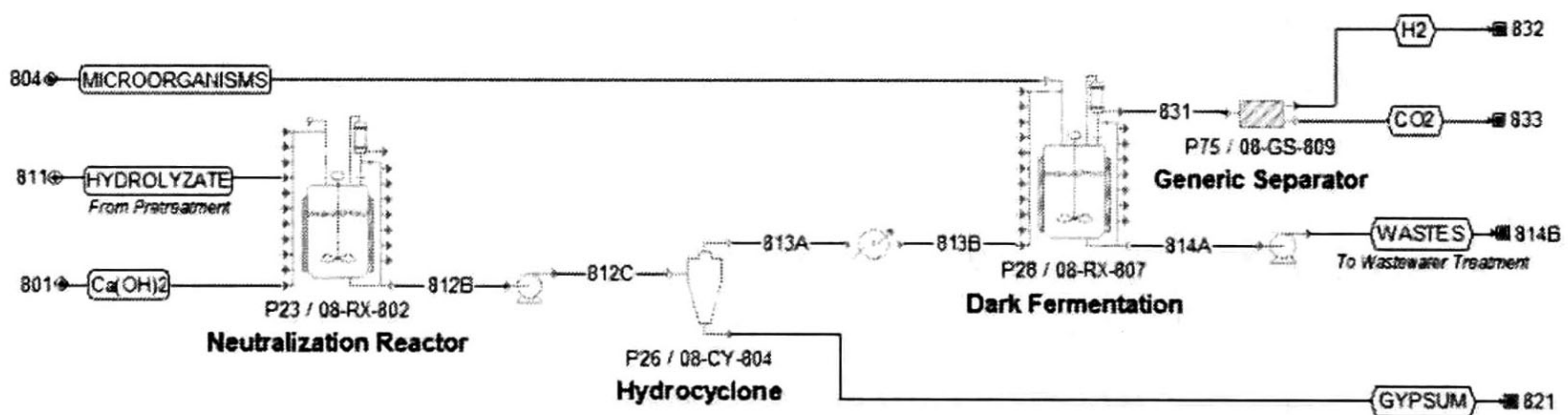


Figura D.1: Diagrama de equipos de las etapas de Fermentación Oscura (Hidrógeno como producto)



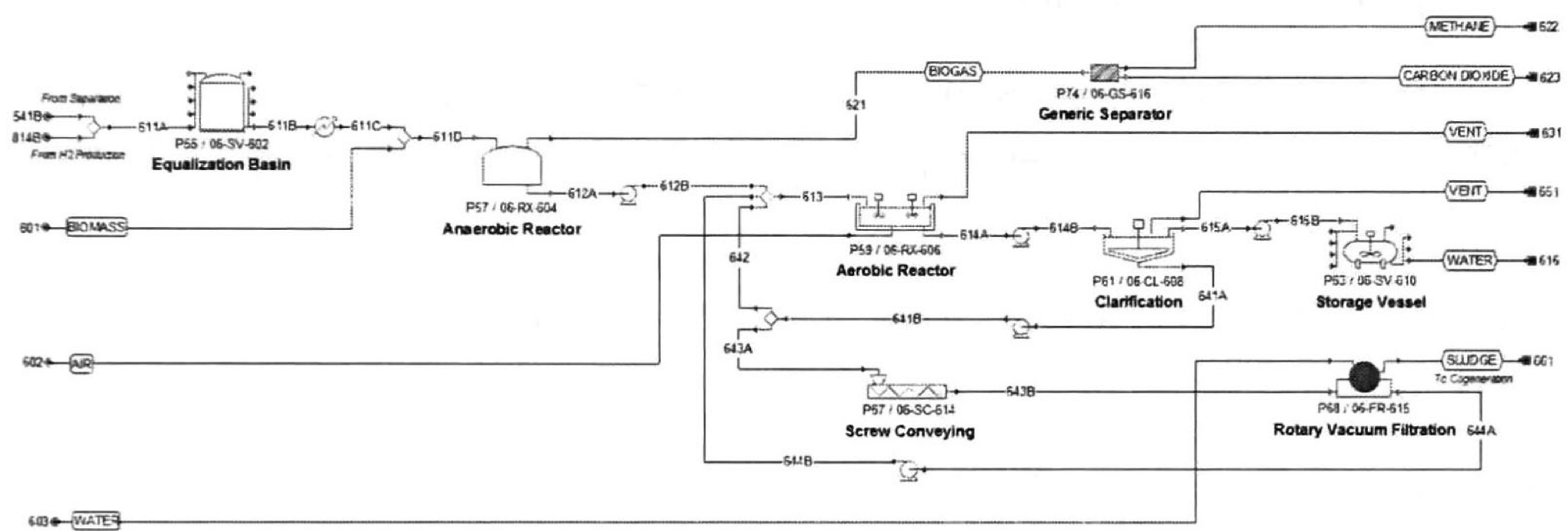


Figura D.2: Diagrama de equipos de las etapas de Tratamiento de Aguas Residuales (Biogás como producto)

---

# Bibliografía

- [1] A. Aden, M. Ruth, K. Ibsen, J. Jechura, K. Neeves, J. Sheehan, y B. Wallace. Ligno-cellulosic biomass to ethanol process design and economics utilizing co current dilute acid prehydrolysis and enzymatic hydrolysis for corn stover. Technical Report. National Renewable Energy Laboratory, 2002.
- [2] F. Alfani, A. Gallifuoco, A. Spera, y M. Cantarella. Comparison of shf and ssf processes for the bioconversion of steam-exploded wheat straw. *Journal of Industrial Microbiology & Biotechnology*, 25(25):184–192, 2000.
- [3] M. Balat y H. Balat. Recent trends in global production and utilization of bio-ethanol fuel. *Applied Energy*, 86:2273–2282, 2009.
- [4] Bancomext. Bancomext. 2012. URL <http://www.bancomext/>
- [5] C. A. Cardona y O. Sanchez. Energy consumption analysis of integrated flowsheets for production of fuel ethanol from lignocellulosic biomass. *Energy*, 31(13):2447–2459, 2006. ISSN 03605442. doi:10.1016/j.energy.2005.10.020. URL <http://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0360544205002240>.
- [6] C. A. Cardona y O. J. Sanchez. Fuel ethanol production: Process design trends and integration opportunities. *Bioresource Technology*, 98(12):2415–2457, 2007.
- [7] J. Clark y F. Deswarte. *Introduction to Chemicals from Biomass*. Wiley, 2008.
- [8] Cámara de Diputados H. Congreso de la Unión. Ley federal de derechos, capítulo viii. 2013. URL <http://www.diputados.gob.mx/LeyesBiblio/pdf/107.pdf>.
- [9] Comisión Federal de Electricidad. Cfe. 2012. URL <http://www.cfe.gob.mx>.
- [10] J. de Hullu, J.I.W. Maassen, P.A. van Meel, S. Shazad, y J.M.P. Vaessen. Comparing different biogas upgrading techniques. Technical Report. Dirkse Milieutechniek; 2008.

- 
- [11] Servicio de Información Agroalimentaria y Pesquera. Siap. 2012. URL <http://www.siap.gob.mx/>
- [12] J. M. Douglas. *Conceptual Design of Chemical Processes*. McGraw Hill, 1988.
- [13] A. Eisentraut. Sustainable production of second generation biofuels: Potential and perspectives in major economies and developing countries. International Energy Agency, 2010.
- [14] DONG Energy. Inbicon home page. 2012. URL <http://www.inbicon.com/>.
- [15] Energy Information Administration. United states natural gas industrial price (dollars per thousand cubic feet). <http://tonto.eia.gov/dnav/ng/hist/n3035us3a.htm>, 2014.
- [16] M. Galbe, P. Sassner, A. Wingren, y G. Zacchi. Process engineering economics of bioethanol production. En T. Scheper y L. Olsson, eds., *Biofuels*. Springer, 2007.
- [17] E. Gallagher. The Gallagher Review of the indirect effects of biofuels production. Renewable Fuels Agency, 2008.
- [18] H. Gutierrez-Murillo, G. Magana, y A. Sanchez. Production costs of wheat straw-based ethanol in Mexico. A parametric analysis. Proc. of the 10th International Chemical and Biological Engineering Conference CHEMPOR. Braga, Portugal. E.C. Ferreira and M. Mota Eds., 2008.
- [19] B. Hahn-Hagerdal, M. Galbe, M. F. Gorwa-Grauslund, G. Lidn, y G. Zacchi. Bioethanol-the fuel of tomorrow from the residues of today. *Trends in Biotechnology*, 24(12):549–556, 2006.
- [20] C. Hamelinck, G. Van Hooijdonk, y A. PC. Faaij. Ethanol from lignocellulosic biomass: techno-economic performance in short-, middle- and long-term. *Biomass and Bioenergy*, 4(28):384–410, 2005.
- [21] A.T.W.M. Hendriks y G. Zeeman. Pretreatments to enhance the digestibility of lignocellulosic biomass. *Bioresource Technology*, 100(1):10–18, 2008.
- [22] Intelligen Inc. Intelligen inc. homepage. 2012. URL [http://www.intelligen.com/superpro\\_overview.html](http://www.intelligen.com/superpro_overview.html).

- 
- [23] Instituto Nacional de Geografía y Estadística. Promedio diario del salario base de cotizacin al instituto mexicano del seguro social por regin. <http://www.inegi.org.mx/sistemas/bie/default.aspx?idserPadre=10100390#D10100390>, 2012.
- [24] International Energy Agency. Hydrogen production and distribution). <http://www.iea.org/techno/essentials5.pdf>, 2007.
- [25] A. Kádár, T. De Vrije, G.E. Van Noorden, M.A. Budde, Z. Szengyel, K. Réczey, y P.A. Claassen. Yields from glucose, xylose, and paper sludge hydrolysate during hydrogen production by the extreme thermophile caldicellulosiruptor saccharolyticus. *Applied Biochemistry And Biotechnology*, 114:497–508, 2004.
- [26] P. Kaparaju, M. Serrano, A. B. Thomsen, P. Kongjan, y I. Angelidaki. Bioethanol, biohydrogen and biogas production from wheat straw in a biorefinery concept. *Biore-source Technology*, 100(9):2562–2568, 2009.
- [27] R. Karuppiah, A. Peschel, I. E. Grossmann, M. Martin, W. Martinson, y L. Zullo. Energy optimization for the design of corn-based ethanol plants. *AIChEJ Journal*, 54(6):1499–1525, 2008.
- [28] F. K. Kazi, J. A. Fortman, R. P. Anex, D. D. Hsu, A. Aden, A. Dutta, y G. Kothandaraman. Techno-economic comparison of process technologies for biochemical ethanol production from corn stover. *Fuel*, 89:S20–S28, 2010.
- [29] P. Kongjan, B. Min, y I. Angelidaki. Biohydrogen production from xylose at extreme thermophilic temperatures (70 °c) by mixed culture fermentation. *Water Research*, 43:1414–1424, 2009.
- [30] M. Kruup y R. Widmann. Biohydrogen production by dark fermentation: Experiences of continuous operation in large lab scale. *International Journal of Hydrogen Energy*, 34:4509–4516, 2009.
- [31] P. Kumar, D.M. Barret, M.J. Delwiche, y P. Stroeve. Methods for pretreatment of lignocellulosic biomass for efficient hydrolysis and biofuel production. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 48(8):3713–3729, 2009.

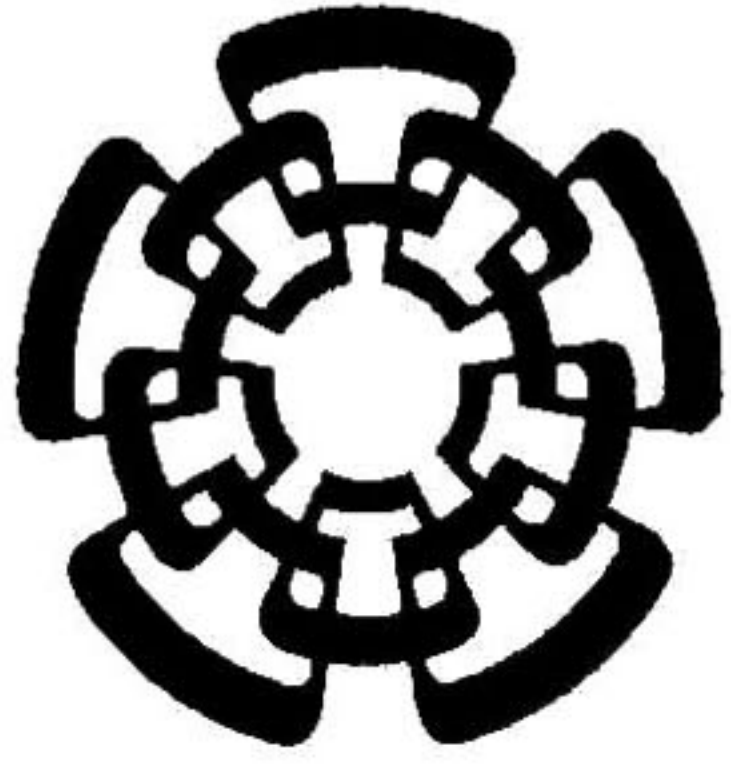
- 
- [32] M. Mariano y I. E. Grossmann. Energy optimization of bioethanol production via hydrolysis of switchgrass. *AIChE Journal*, 58(5):1538–1549, 2012. ISSN 00011541. doi: 10.1002/aic.12735. URL <http://doi.wiley.com/10.1002/aic.12735>.
- [33] O. Masera, N. Rodríguez, I. Lazcano, L. Horta, I. Macedo, S. Trinidad, D. Thrn, O. Probst, M. Weber, y F. Mller-Langer. Potenciales y viabilidad del uso de bioetanol y biodiesel para el transporte en México. SENER-Secretaría de Energía / Inter-American Development Bank / Deutsche Gesellschaft für Technische Zusammenarbeit (GTZ) GmbH, 2006.
- [34] A. McAloon, F. Taylor, W. Yee, K. Ibsen, y R. Wooley. Determining the cost of producing ethanol from corn starch and lignocellulosic feedstocks determining the cost of producing ethanol from corn starch and lignocellulosic. Technical Report. National Renewable Energy Laboratory, 2000.
- [35] Vishnu Menon y Mala Rao. Trends in bioconversion of lignocellulose: Biofuels, platform chemicals & biorefinery concept. *Progress in Energy and Combustion Science*, 38(4):522–550, 2012.
- [36] E. Mojica. Acid Pretreatment and Enzymatic Hydrolysis of Agro-wastes (in Spanish), M. Sc. Thesis. Facultad de Ciencias Químicas e Ingeniería. Universidad Autónoma del Estado de Morelos. Mexico. 2010.
- [37] N. Mosier, C. Wyman, B. Dale, R. Elander, Y.Y. Lee, M. Holtzapfle, y M. Ladisch. Features of promising technologies for pretreatment of lignocellulosic biomass. *Bioresource Technology*, 96(6):673–686, 2005.
- [38] David. M. Mousdale. *Biofuels: Biotechnology, Chemistry, and Sustainable Development*. CRC Press, 2008.
- [39] S. I. Mussatto y I. C. Roberto. Alternatives for detoxification of diluted-acid lignocellulosic hydrolyzates for use in fermentative processes: A review. *Bioresource Technology*, 93(1):1–10, 2004.
- [40] Q. Nguyen y J. N. Saddler. An integrated model for the technical and economic evaluation of an enzymatic biomass conversion process. *Bioresource Technology*, 35(3):275–282, 1991. ISSN 09608524. doi:10.1016/0960-8524(91)90125-4. URL <http://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/0960852491901254>.

- 
- [41] Bureau of Labor Statics. Producer price index. 2012. URL <http://www.bls.gov/ppi/>.
- [42] M. Ozturk. Conversion of acetate, propionate and butyrate to methane under thermophilic conditions in batch reactors. *Water Research*, 25:1509–1513, 1991.
- [43] M.G. Patterson. What is energy efficiency? concepts, indicators and methodological issues. *Energy Policy*, 24(5):377–390, 1996.
- [44] R.H. Perry y D.W. Green. *Perry's Chemical Engineering Handbook*. McGrawHill, 1999.
- [45] C. Piccolo y F. Bezzo. A techno-economic comparison between two technologies for bioethanol production from lignocellulose. *Biomass and Bioenergy*, 33:478–491, 2009.
- [46] QuimiNet.com. Quiminet. 2012. URL <http://www.quiminet.com>.
- [47] R. Ramirez. Proximal chemical analysis of agro-waste (in Spanish). Dep. de Alimentos y Biotecnología. Facultad de Química. Universidad Nacional Autónoma de México. 2009.
- [48] Lucas Reijnders y Mark A.J. Huijbregts. *Biofuels for Road Transport*. Springer, 2009.
- [49] BP Review. Bp statistical review of world energy. BP, 2012.
- [50] David W. T. Rippin. Simulation of single- and multiproduct batch chemical plants for optimal design and operation. *Computer and Chemical Engineering*, 7(3):137–156, 1983.
- [51] J. Sadhukhan, M.A. Mustafa, N. Misailidis, F. Mateos-Salvadora, C. Dub, y G.M. Campbell. Value analysis tool for feasibility studies of biorefineries integrated with value added production. *Chemical Engineering Science*, 2(63):503–519, 2008.
- [52] B. C. Saha, L. B. Iden, M. A. Cotta, y Y. V. Wu. Dilute acid pretreatment enzymatic saccharification and fermentation of wheat straw to ethanol. *Process Biochemistry*, 40:3693–3700, 2005.
- [53] E. Sanabria. Proximal analysis of substrate samples (in Spanish). Instituto Nacional de Investigaciones Forestales, Agrícolas y Pecuarias. México. 2009.
- [54] A. Sanchez, V. Sevilla-Guitrón, G. Magaña, y L. Gutierrez. Parametric analysis of total costs and energy efficiency of 2g enzymatic ethanol production. *FUEL*, 113:165–179, 2013.

- 
- [55] Arturo Sanchez, Victor Sevilla-Guitrón, Gabriela Magaña, Paulina Melgoza, y Hector Hernandez. Co-production of ethanol, hydrogen and biogas using agro-wastes. conceptual plant design and npv analysis for mid-size agriculture sectors. *Computer Aided Chemical Engineering*, 29:1884–1888, 2011.
- [56] O. J. Sanchez y C. A. Cardona. Trends in biotechnological production of fuel ethanol from different feedstocks. *Bioresource Technology*, 99(13):5270–5295, 2008.
- [57] W. D. Seider, J. D. Seader, y D. R. Lewin. *Product and Process Design Principles*. Wiley, 2004.
- [58] R. Sims, M. Taylor, J., y W. Mabee. From first to second generation biofuel technologies. An overview of current industry and RD and D activities. International Energy Agency, 2008.
- [59] Ralph E.H. Sims, Warren Mabee, Jack N. Saddler, y Michael Taylor. An overview of second generation biofuel technologies. *Bioresource Technology*, 101:1570–1580, 2011.
- [60] Y. Sun y J. Cheng. Hydrolysis of lignocellulosic materials for ethanol production: a review. *Bioresource technology*, 83(1):1–11, 2002.
- [61] Aspen Tech. Aspen tech. 2012. URL <http://www.ASPEN.com/>.
- [62] M. H. Thomsen, A. Thygesen, H. Jorgensen, J. Larsen, B. H. Christensen, y A. B. Thomsen. Preliminary results on optimization of pilot scale pretreatment of wheat straw used in coproduction of bioethanol and electricity. *Applied Biochemistry and Biotechnology*, 129(132):448–460, 2006.
- [63] M. vonSivers y G. Zacchi. Ethanol from lignocellulosics: a review of the economy. *Bioresources Technology*, 2–3(56):131–140, 1996.
- [64] A. Wingren, M. Galbe, y G. Zacchi. Techno-economic evaluation of producing ethanol from softwood: comparison of SSF and SHF and identification of bottlenecks. *Biotechnology Progress*, 1(19):1109–1117, 2003.
- [65] Anders Wingren, Mats Galbe, Christian Roslander, Andreas Rudolf, y Guido Zacchi. Effect of Reduction in Yeast and Enzyme Concentrations in a Simultaneous- Bioethanol Process Technical and Economic Evaluation. *Applied Biochemistry And Biotechnology*, 727:485–499, 2005.

- 
- [66] Anders Wingren, Mats Galbe, y Guido Zacchi. Techno-economic evaluation of producing ethanol from softwood: comparison of SSF and SHF and identification of bottlenecks. *Biotechnology progress*, 19(4):1109–17, 2003. ISSN 8756-7938. doi:10.1021/bp0340180. URL <http://www.ncbi.nlm.nih.gov/pubmed/12892470>.





# CENTRO DE INVESTIGACIÓN Y DE ESTUDIOS AVANZADOS DEL I.P.N. UNIDAD GUADALAJARA

El Jurado designado por la Unidad Guadalajara del Centro de Investigación y de Estudios Avanzados del Instituto Politécnico Nacional aprobó la tesis


Análisis paramétrico del costo total de etanol 2G enzimático para diferentes esquemas de producción en el ámbito mexicano


del (la) C.

Víctor SEVILLA GÜITRÓN


el día 05 de Septiembre de 2014.

  
Dr. Juan Manuel Ramírez Arredondo  
Investigador CINVESTAV 3C  
CINVESTAV Unidad Guadalajara

  
Dr. Juan Luis Del Valle Padilla  
Investigador CINVESTAV 3C  
CINVESTAV Unidad Guadalajara

  
Dra. Ofelia Begovich Mendoza  
Investigador CINVESTAV 3B  
CINVESTAV Unidad Guadalajara

  
Dr. Arturo del Sagrado Corazón  
Sánchez Carmona  
Investigador CINVESTAV 3B  
CINVESTAV Unidad Guadalajara

  
Dr. Efrén Aguilar Garnica  
Profesor-investigador  
Universidad Autónoma de Guadalajara



CINVESTAV - IPN  
Biblioteca Central



SSIT0012746