

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA

**FACULTAD DE INGENIERÍA DE PETROLEO,
GAS NATURAL Y PETROQUÍMICA**



**“ESTUDIO TECNICO-ECONOMICO PARA LA PRODUCCION DEL
2,5 DIMETILFURANO COMO ALTERNATIVA DE BIOCOMBUSTIBLE
O ADITIVO”**

TESIS

**PARA OPTAR EL TÍTULO DE PROFESIONAL DE:
INGENIERO PETROQUIMICO**

**ELABORADO POR:
ARTURO JAVIER PAJARES ROJAS**

PROMOCION: 2011-2

LIMA – PERÚ

2013

Dedicatoria

A mis padres Marino y Clara por su
ejemplo de perseverancia.

A mis hermanos Carlos, Pedro y Jorge
por su apoyo y comprensión.

**“ESTUDIO TECNICO-ECONOMICO PARA LA PRODUCCION DEL
2,5 DIMETILFURANO COMO ALTERNATIVA DE BIOCOMBUSTIBLE
O ADITIVO”**

INDICE

CAPITULO I: PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	1
1.1. Problemática	
1.2. Formulación del problema	
1.3. Justificación	
1.4. Objetivos	
1.5. Hipótesis	
CAPITULO II: MARCO TEORICO	4
2.1. Biocombustibles	
2.2. Definición y propiedades	
2.2.1. Fructosa	
2.2.2. 5-Hidroximetilfurfural (HMF)	
2.2.3. 2,5 Dimetilfurano (DMF)	
CAPITULO III: CARACTERISTICAS COMPETITIVAS DEL DMF	18
3.1. Materia prima	
3.2. Impacto ambiental	
3.1.1. Ciclo del Carbono	
3.1.2. Toxicidad del DMF	
CAPITULO IV: SINTESIS DEL DMF	21
4.1. Propiedades del DMF	
4.2. Comportamiento del DMF en el motor	

CAPITULO V: DESCRIPCION DEL PROCESO	28
5.1. Reacciones involucradas	
5.1.1. Deshidratación de la Fructosa	
5.1.2. Hidrogenólisis del HMF	
5.2. Fases presentes en la reacción de deshidratación	
5.3. Catálisis ácida	
CAPITULO VI: ESTUDIO TECNICO.....	35
6.1. Descripción de las etapas del proyecto	
6.1.1. Etapa de producción de HMF	
6.1.2. Etapa de producción de DMF	
6.1.3. Etapa de purificación del Ácido Levulínico	
6.2. Descripción de los equipos utilizados	
6.3. Gastos energéticos	
CAPITULO VII: EVALUACION ECONOMICA.....	46
7.1. Estimación de la inversión inicial	
7.2. Estimación del costo de producción	
7.2.1. Gastos de fabricación y manufactura	
7.2.2. Costos generales	
7.3. Calculo del flujo neto de caja	
7.4. Estimación del precio de venta del DMF	
7.5. Análisis de sensibilidad	
CAPITULO IX: ANALISIS DE RESULTADOS.....	74
CAPITULO IX: CONCLUSIONES	75
CAPITULO X: RECOMENDACIONES.....	76
CAPITULO XI: BIBLIOGRAFIA.....	77
CAPITULO XII: ANEXOS.....	79

Lista de Figuras

Figura 2.1: Clasificación de los diferentes tipos de biocombustibles	6
Figura 2.2: Rendimiento mundial de Caña de Azúcar	11
Figura 2.3: Producción de Caña de Azúcar para biocombustibles (por escenarios)	13
Figura 2.4: Ciclo del Carbono del DMF	16
Figura 4.1: Ruta de obtención del DMF	21
Figura 4.2: Esquemización detallada de la obtención del DMF	22
Figura 4.3: Reactor bifásico	25
Figura 4.4: Catálisis acida específica.....	26
Figura 4.5: Catálisis acida general	27
Figura 5.1: Esquema del proceso de obtención del DMF	28
Figura 5.2: Efecto de salado (Salting-out) en la selectividad del HMF	30
Figura 6.1: Esquema PFD de la planta de producción de DMF.....	35
Figura 6.2: Simulación del proceso de producción de DMF	42
Figura 7.1: Gráfico de PAY-BACK de la planta	66
Figura 7.2: Gráfico de PAY-BACK para N=20.....	71
Figura 7.3: Gráfico de PAY-BACK para N=50.....	71
Figura 7.4: Contenido en Hidratos de Carbono en algunas frutas.....	74
Figura A.1: Consumo específico de combustible (a) Gravimétrico y (b) Volumétrico.....	79
Figura A.2: (a) Eficiencia indicada/equivalencia de Gasolina ISFC y (b) Eficiencia de combustión	80
Figura A.3: (a) Máxima presión en el cilindro y (b) Temperatura alcanzada.....	80
Figura A.4: Eficiencia volumétrica y pérdidas de presión	81
Figura A.5: Duraciones de combustión inicial (Gasolina MBT/KL-MBT).....	81
Figura A.6: Duración de combustión (CAD) para (10-90% MFB)	82
Figura A.7: Duración de combustión CAD a P=8.5 bar en IMEP.....	82
Figura A.8: Emisiones específicas (a) NO _x , (b) THC, (c) CO y (d) CO ₂	83
Figura A.9: (a) Distribución de los tamaños de partículas emitidas a 3.5 bar y (b) a 8.5 bar IMEP usando Gasolina MBT/KL-MBT timing.....	83
Figura D.1: Alimentación al reactor bifásico CRV-100	86
Figura D.2: Reactor de producción de HMF	88
Figura D.3: Separador de fase acuosa y orgánica	89
Figura D.4: Columna de agotamiento T-100	90
Figura D.5: Alimentación al reactor CRV-101	91

Figura D.6: Alimentación corriente H ₂ para el reactor CRV-101	92
Figura D.7: Figura reactor CRV-101 y sistema de reciclo	93
Figura D.8: Etapa de purificación del DMF.....	94
Figura D.9: Figura de reciclo de la alimentación de T-102	95
Figura D.10: Columna de destilación T-102.....	96
Figura D.11: Sistema de reciclo para el MIX-101 previo a la alimentación del reactor CRV-100	97
Figura D.12: Evaporador V-102	98
Figura D.13: Columna de separación de Ácido Levulínico	99

Lista de Tablas

Tabla 2.1: Propiedades físico-químicas de la Fructosa	8
Tabla 2.2: Propiedades físico-químicas del HMF	9
Tabla 2.3: Propiedades físico-químicas del DMF	10
Tabla 2.4: Potencial de diferentes tipos de biomasa	11
Tabla 2.5: Composición de la Caña de Azúcar	12
Tabla 2.6: Costos de producción de Caña de Azúcar	13
Tabla 2.7: Precio de Caña de Azúcar puesta en planta	14
Tabla 3.1: Diferencia de propiedades entre el DMF, Etanol y Gasolina	18
Tabla 5.1: Resultados de la deshidratación de 30% de Fructosa en solución	31
Tabla 5.2: Propiedades de los diferentes tipos de Fructosa	33
Tabla 6.1: Lista de propiedades de los pseudocomponentes.....	36
Tabla 6.2: Gastos energéticos de las bombas	40
Tabla 6.3: Gastos energéticos de los intercambiadores de calor	41
Tabla 6.4: Gasto energético del compresor	41
Tabla 6.5: Balance de masa y energía del proceso de producción de DMF	43
Tabla 7.1: Índices CEPCI de cada año.	47
Tabla 7.2: Lista de precios de los diferentes equipos utilizados en el proceso	49
Tabla 7.3: Lista de los diferentes costos del capital inmovilizado (CI)	50
Tabla 7.4: Costo del catalizador para N=20 y N=50	52
Tabla 7.5: Costo del capital inicial.....	53
Tabla 7.6: Lista de precios de la materia prima.....	54
Tabla 7.7: Lista del número de unidades presentes en la planta (cálculo del número de operarios)	55
Tabla 7.8: Costo de mano de obra directa (número de operarios)	56
Tabla 7.9: Lista de la cantidad de energía utilizada por cada equipo	57
Tabla 7.10: Lista de la cantidad de agua de enfriamiento utilizada por los intercambiadores	57
Tabla 7.11: Costo de los servicios generales de la planta.....	58
Tabla 7.12: Costo de alquiler (tanque de Nitrógeno)	60
Tabla 7.13: Costo de fabricación anual de la planta.....	61
Tabla 7.14: Tabla de los costos generales.....	62
Tabla 7.15: Costo producción anual de la planta	62
Tabla 7.16: Flujo de caja (NCF) (expresados en MMUS\$).....	65
Tabla 7.17: Lista de venta de la planta	66

Tabla 7.18: Costo capital inmovilizado (sin catalizador) para N=1, N=20 y N=50....	67
Tabla 7.19: Capital total para tamaños de plantas N=1, N=20 y N=50.....	68
Tabla 7.20: Flujo de caja NCF para N=20 (expresados en MMUS\$).....	69
Tabla 7.21: Flujo de caja NCF para N=50 (expresados en MMUS\$).....	70
Tabla 7.22: Lista de venta de la planta N=20.....	72
Tabla 7.23: Lista de venta de la planta N=50.....	72
Tabla 7.24: Precio de venta de DMF para cada tamaño de planta N=1, N=20 y N=50	73
Tabla 8.1: Precio de venta (US\$/bbl) de la Gasolina, Etanol y DMF	74
Tabla A.1: Abreviaturas y notación de expresiones utilizadas.....	79
Tabla B.1: Síntesis de HMF a partir de Fructosa con diferentes catalizadores ácidos.....	84
Tabla C.1: Síntesis de HMF a partir de Fructosa con diferentes aditivos	85
Tabla D.1: Propiedades de las corrientes de entrada del proceso	86
Tabla D.2: Propiedades de las corrientes antes de entrar al reactor (CRV-100)	87
Tabla D.3: Propiedades de las corrientes después del reactor	88
Tabla D.4: Propiedades de las corrientes al salir del separador bifásico V-100	89
Tabla D.5: Propiedades de las corrientes de entrada a la salida de la columna de agotamiento T-100	90
Tabla D.6: Propiedades de la corriente de alimentación para el reactor CRV-101	91
Tabla D.7: Propiedades de la corriente de Hidrogeno como alimentación para el reactor CRV-101.....	92
Tabla D.8: Propiedades de las corrientes en el sistema de reciclo de la etapa de Hidrogenólisis	93
Tabla D.9: Propiedades de las corrientes en el sistema de purificación del DMF	94
Tabla D.10: Propiedades de la corriente de 1-butanol del fondo de la columna T-101 y su reciclo	95
Tabla D.11: Propiedades de las corrientes de la columna T-102 (Etapa de purificación del Acid. Levulínico)	96
Tabla D.12: Propiedades de la corriente de reciclo al reactor CRV-100.....	97
Tabla D.13: Propiedades de las corrientes en el vaporizador V-102.....	98
Tabla D.14: Propiedades de las corrientes en la columna T-103, separación del Acid. Levulínico	99
Tabla E.1: Costo de la materia prima N=20	100
Tabla E.2: Costo de la fabricación N=20.....	100

Tabla E.3: Costos generales N=20	101
Tabla E.4: Costos de producción N=20.....	101
Tabla F.1: Costo de materia prima N=50	102
Tabla F.2: Costo de fabricación N=50.....	102
Tabla F.3: Costos generales N=50	103
Tabla F.4: Costo de producción N=50	103
Tabla G.1: Costo de bombas establecidas (Año 1970)	104
Tabla G.2: Costos de las bombas utilizados en el proceso	105
Tabla G.3: Costos de los intercambiadores utilizados en el proceso.....	106
Tabla G.4: Costo del compresor utilizado en el proceso	106

SUMARIO

En los últimos años la producción y utilización de biocombustibles ha generado un renovado interés a nivel mundial, destacándose su contribución en la diversificación de la oferta energética, en un intento por reducir la dependencia hacia los combustibles derivados del petróleo, reducir las emisiones de gases de efecto invernadero, promover el desarrollo de la agricultura y generar mayores niveles de empleo.

Existe un número de factores que deben ser considerados cuando se habla de biocombustibles, por ejemplo, factores técnicos (materia prima, suministro, conversión y motores), factores económicos (costo de modificación de motores, infraestructura) y ecológicos/políticos (uso eficiente de tierras, reducción de la dependencia del petróleo y gases contaminantes al medio ambiente).

El etanol es el único combustible líquido renovable producido en larga escala para automóviles, pero sufre algunas limitaciones como baja densidad energética, alta volatilidad y contaminación por absorción de agua de la atmósfera.

Es por ello que se está investigando en un producto nuevo que posee mejores propiedades que el etanol, que se trata del 2,5 dimetilfurano (DMF) que es un combustible obtenido por un proceso catalítico a partir de la glucosa o de la fructosa. La primera es obtenida a partir de la biomasa, y la segunda por la isomerización de la glucosa a través de la sacarosa, que es un disacárido compuesto de glucosa y fructosa.

El 2,5 dimetilfurano posee una densidad energética de 30 MJ/L, 40% mayor al etanol 21.3 MJ/L, sin embargo el poder calorífico de la gasolina 32.2 MJ/L es ligeramente superior, también cuenta con un punto de ebullición de 20°C superior al etanol, y no es soluble en agua (más fácil de separar). Otra

característica importante es su alto poder antidetonante (RON) de 119, superior al del etanol y la gasolina.

Actualmente la demanda energética en el Perú es de 1.8 MMBI/A de etanol que se destina para la elaboración del gasohol y la demanda de gasolina de todos los tipos es de 10.95 MMBI/A.

Aunque el etanol se está considerando hoy en día como combustible sustituto de la gasolina, el DMF presenta peculiaridades importantes que merecen ser exploradas.

A partir de un estudio realizado en laboratorio fue desarrollado un proceso para la producción del DMF en el simulador de procesos químicos HYSYS y estudios económicos a diferentes tamaños de planta para poder determinar su óptima capacidad. Para capacidades de producción de DMF de 1172 TM/A, 23520 TM/A y 58800 TM/A se obtuvo el precio de venta más favorable de DMF a 1.547 US\$/kg o 218 US\$/bbl, tomando como referencia que se tomó una tasa de retorno de 15%/año y tiempo de retorno de 4 años. No obstante ese precio es un poco elevado comparado con el etanol y la gasolina de 112 US\$/bbl y 126 US\$/bbl respectivamente.

CAPITULO I: PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

1.1) Problemática

La creciente preocupación por el medio ambiente y la necesidad imperiosa de reducir las emisiones de dióxido de carbono para disminuir sus consecuencias sobre el clima global han redundado en numerosos acuerdos y compromisos entre los países tendientes a fomentar el desarrollo de energías alternativas renovables de menor impacto ambiental. Es así que desde 1973 hay investigaciones para encontrar combustibles alternos que puedan sustituir al petróleo al tratar de ser menos contaminantes, económicos y que busquen generar empleos.

1.2) Formulación del problema

Problema general

- ¿Es posible industrializar el 2,5 dimetilfurano como alternativa de combustible o aditivo?

Problemas específicos

- ¿Podemos contar con la materia prima necesaria para la producción a escala del 2,5 dimetilfurano?
- ¿Se puede desarrollar un proceso innovador para la producción a escala industrial del 2,5 dimetilfurano?
- ¿Cuánto costaría implementar una planta de producción de 2,5 dimetilfurano en el Perú?

1.3) Justificación

Este trabajo de investigación debido a la presencia de estos grandes problemas ve la necesidad de proyectarse a diferentes regiones de nuestro país para así menguar estos dos aspectos que son la

contaminación del medio ambiente y el poco abastecimiento de los combustibles. Los biocombustibles forman parte de un grupo de fuentes de energía renovables de las cuales tenemos el etanol, el biodiesel, el metano (biogás), celdas solares, el viento, el agua, etc. Este trabajo beneficiara al sector público, ya que no se invertiría tanto en la importación de combustibles y además se beneficiaría toda la población por la no contaminación del medio ambiente y por la cantidad de empleo que se generaría en el sector agrícola.

1.4) Objetivos

- Objetivo general
 - El objetivo de este estudio es la Evaluación técnica-económica de la producción de 2,5 dimetilfurano como alternativa de una fuente de energía, específicamente en el sector automovilístico.

- Objetivo específico
 - Evaluar las diferentes materias primas que se pueden disponer en nuestro país para la producción del 2,5 dimetilfurano.
 - Evaluar el posible impacto socio/ambiental que podría producir.
 - Establecer mayor variedad en la matriz energética, y no monopolizando el mercado con los combustibles fósiles.
 - Simulación del proceso en el simulador comercial de procesos químicos HYSYS para la determinación de los balances de materia y energía.

1.5) Hipótesis

Debido a que el Perú tiene un gran potencial en el sector agricultura, y a que en los últimos años este se ha ido desarrollando con más auge, en especial en la siembra y cosecha de la caña de azúcar, podríamos

aprovechar esta materia prima para producir biocombustibles, uno de ellos el DMF presenta propiedades superiores al etanol sería una alternativa. El estudio Técnico-económico que se desarrollará para la producción del DMF permitiría conocer la factibilidad del proyecto, conocer los beneficios de producir a gran escala este producto y posibilitaría ampliar la matriz energética en el Perú, darle mayor variedad y no depender solo de los combustibles fósiles que en este caso vendría a ser la gasolina.

CAPITULO II: MARCO TEORICO

2.1) Biocombustibles

Se entiende por biocombustible a aquellos combustibles que se obtienen de labiomasa, es decir, de organismos recientemente vivos o de sus desechos metabólicos

Recientemente ha surgido un gran interés por los biocombustibles, principalmente debido a que los gobiernos pretenden disminuir su dependencia de los combustibles fósiles y así lograr mayor seguridad energética. Además, se mencionan diversas ventajas de los biocombustibles con respecto a otras energías, como la menor contaminación ambiental, la sustentabilidad de los mismos y las oportunidades para sectores rurales.

Los biocombustibles pueden reemplazar parcialmente a los combustibles fósiles. En comparación con otras energías alternativas, como la proporcionada por el hidrógeno, el reemplazo de los combustibles fósiles por biocombustibles en el sector de automovilístico puede ser realizado con menores costos, debido a que no requieren grandes cambios en la tecnología actualmente utilizada, ni tampoco en el sistema de distribución. Utilizar otro tipo de energía, como la obtenida a través del hidrógeno, que se basa en una tecnología totalmente distinta, requeriría grandes cambios en el stock de capital. Esto no implica que se deban descartar nuevas fuentes de energía, sino que los biocombustibles serán los que tendrán más crecimiento en el corto plazo.

El rango de los biocombustibles que pueden ser producidos es nombrado a continuación e incluye biocombustibles que están siendo usados actualmente y otros que están aún en etapa de desarrollo. Los biocombustibles puede ser sólidos, líquidos o gaseosos, y el estado físico del combustible influye grandemente en la manera en que vaser usado. Así las etapas de desarrollo han sido usadas para clasificar los

biocombustibles en primera, segunda y tercera generación. Los biocombustibles actualmente usados y producidos en grandes cantidades son de la primera generación de biocombustibles que usan como materia prima directamente la biomasa como el maíz, la caña de azúcar, remolacha, etc. Los biocombustibles que han sido producidos pero con dificultades tecnológicas y alto costo que han paralizado su aplicación en gran escala son los de segunda generación. La tercera generación de biocombustibles está siendo tema de investigación y se encuentran en la etapa de desarrollo. [1]

a) Combustibles sólidos

- Biomasa.
- Desechos.

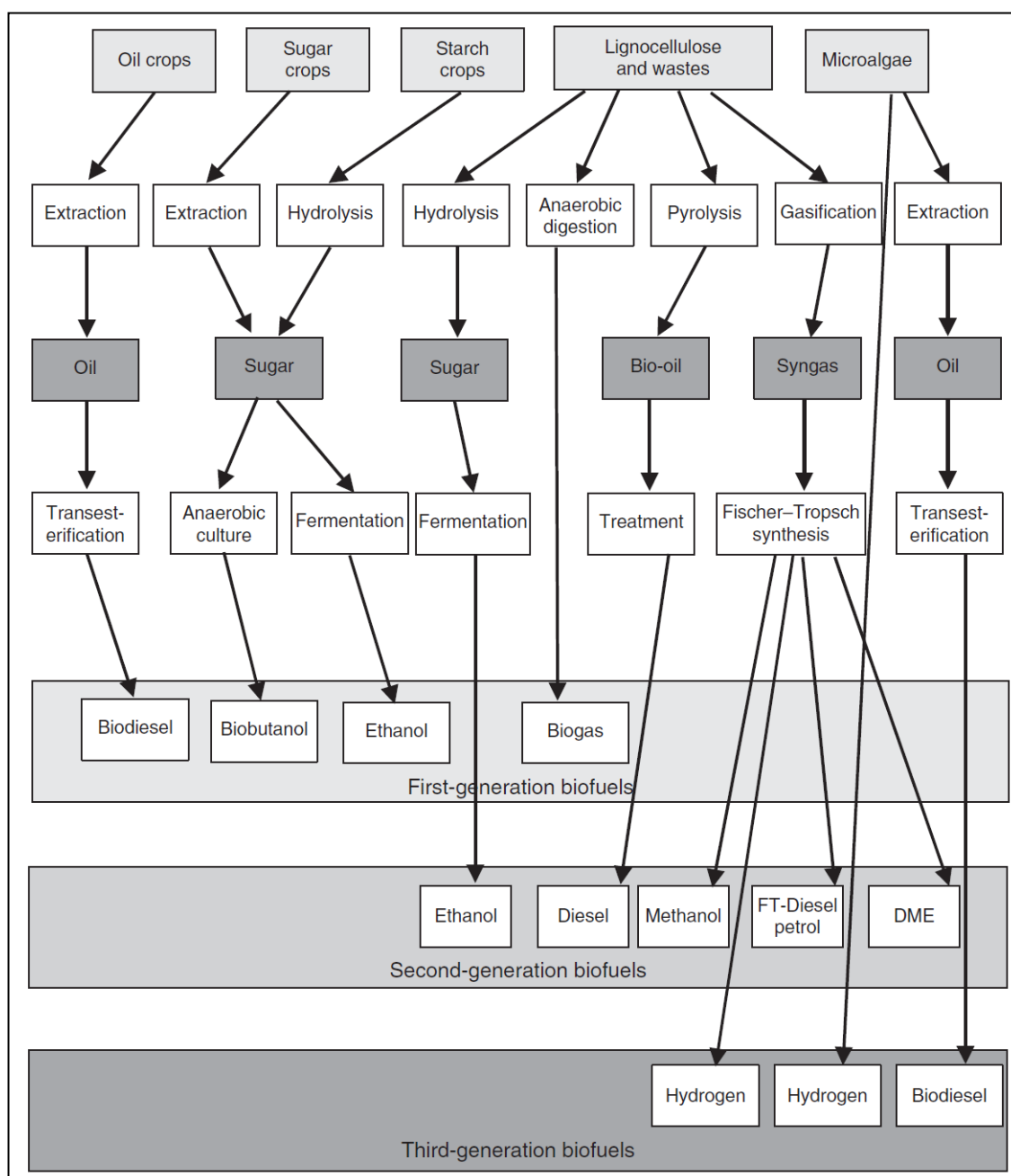
b) Combustibles gaseosos

- Metano (biogás).
- Hidrogeno.
- Dimetil éter (DME).

c) Combustibles líquidos

- Metanol (FT).
- Etanol.
- Biobutanol
- Petróleo sintético (FT).
- Diesel sintético (FT).
- Biodiesel (ésteres).
- Biodiesel (bio-oil).
- Biodiesel (hidrocarburos de planta y microalga)
- Biodiesel (aceite de microalgas)

Figura 2.1: Clasificación de los diferentes tipos de biocombustibles



Fuente: Biofuels production, application and development

La primera generación de biocombustibles son representados por: El biogás, biodiesel, biobutanol y etanol, los cuales son producidos a partir de la biomasa del maíz, remolacha y caña de azúcar, entre otros. Sin embargo para reemplazar los combustibles fósiles, grandes áreas de tierras serian requeridas, más aun esta materia prima tendría una competencia directa con el sector de alimentos. Por esta razón los biocombustibles de segunda y tercera generación están bajo investigación y desarrollo. Los

biocombustibles de segunda generación son producidos por biomasa lignocelulósica y desechos, los cuales tienen mucho mejor rendimiento por hectárea ya que toda la planta cosechada sería usada. Los altos rendimientos serían la principal característica de la producción de este tipo de biocombustible el cual competiría menos con la cosecha que se destina para el sector alimentario.

La producción directa de hidrógeno y la extracción del aceite para el biodiésel de las microalgas son los biocombustibles de tercera generación los cuales no competirían con la industria alimentaria.

El producto que está siendo tema de estudio en esta tesis, el DMF, se obtendrá directamente de la fructosa la cual es extraída de la caña de azúcar es por eso que se trataría de un biocombustible de primera generación, no obstante se están desarrollando procesos nuevos para que se llegue a obtener a partir de biomasa lignocelulósica y así tener un menor impacto contra el sector de alimentos y también de tener una materia prima más barata. [2]

2.2) Definición y propiedades

Se definirán los productos más importantes que están presentes en nuestro proceso.

2.2.1) Fructosa

La fructosa, o levulosa, es una forma de azúcar encontrada en las frutas y en la miel. Es un monosacárido con la misma fórmula empírica de la glucosa pero con diferente estructura. Es una hexosa (6 átomos de carbono). Su poder energético es de 4 kilocalorías por gramo. Las principales propiedades físico-químicas se detallan a continuación

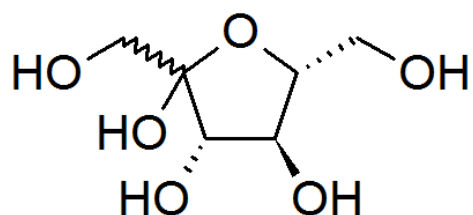


Tabla 2.1: Propiedades físico-químicas de la Fructosa

PROPIEDADES	
Formula Molecular	$C_6H_{12}O_6$
Masa Molar	180.16 g/mol
Densidad	1.694 g/cm ³
Punto de fusión	103°C, 376 K, 217°F
Punto de ebullición	550°C
Solubilidad en agua	790g/L a 20°C

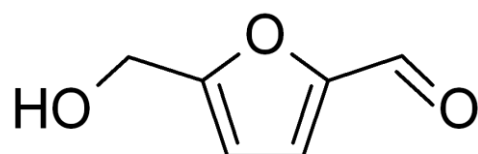
Fuente:Elaboración propia

La fructosa es usualmente obtenida de la caña de azúcar, maíz y betarraga, son estas las tres fuentes comerciales más importantes de la fructosa cristalina. La segunda forma es el jugo de alta fructosa (HFCS) que es una mixtura de glucosa y fructosa como monosacáridos.

La fructosa será el punto de partida para llevar a cabo la reacción de obtención del 5-Hidroximetilfurfural disuelta en agua, conjuntamente con cloruro de sodio y un ácido fuerte como el ácido clorhídrico

2.2.2) 5-Hidroximetilfurfural (HMF)

El 5-Hidroximetilfurfural es un compuesto orgánico derivado de la deshidratación de ciertos azúcares. Es altamente soluble en agua, de aspecto amarillento caramelo. La molécula consiste de un anillo furánico conteniendo un aldehído y un alcohol como grupos funcionales. Su fórmula condensada es $C_6H_6O_3$.



Las propiedades físico-químicas se detallan a continuación:

Tabla 2.2: Propiedades físico-químicas del HMF

PROPIEDADES	
Formula molecular	$C_6H_6O_3$
Masa molar	126.11 g/mol
Densidad	1.29 g/cm ³
Punto de fusión	30-34°C
Punto de ebullición	291°C

Fuente:Elaboración propia

2.2.3) 2,5 Dimetilfurano (DMF)

Es un compuesto heterocíclico con la formula $(CH_3)_2C_4H_2O$. Aunque a veces abreviado como DMF. Es un derivado del furano, este compuesto es un potencial biocombustible, siendo obtenido a partir de la celulosa, glucosa o fructosa.

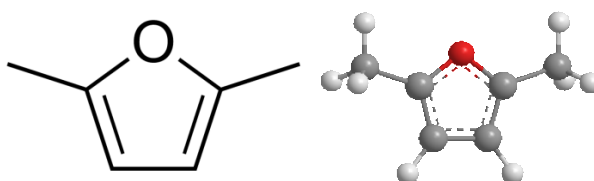


Tabla 2.3: Propiedades físico-químicas del DMF

PROPIEDADES	
Formula molecular	C ₆ H ₈ O
Masa molar	96.13 g/mol
Apariencia	Líquido
Densidad	0.889 g/cm ³ (20°C)
Punto de fusión	-62°C
Punto de ebullición	92-94°C
Presión de vapor	50 hPa (20°C)
Solubilidad en agua	Insoluble
Peligrosidad	Inflamable
Punto de inflamación	1°C
Índice de refracción	1.438-1.443

Fuente: Elaboración propia

2.3) Materia prima

La fructosa que se utilizará como alimentación para la planta de producción de DMF, está presente en diversos productos, y se puede extraer del trigo, el maíz, la remolacha o la caña de azúcar. Podemos analizar las fuentes de obtención más favorables de acuerdo a la cantidad que este componente está presente. [3]

A continuación en la Tabla 2.4 nos representa el potencial, es decir la cantidad de azúcar que presenta diferentes materias primas.

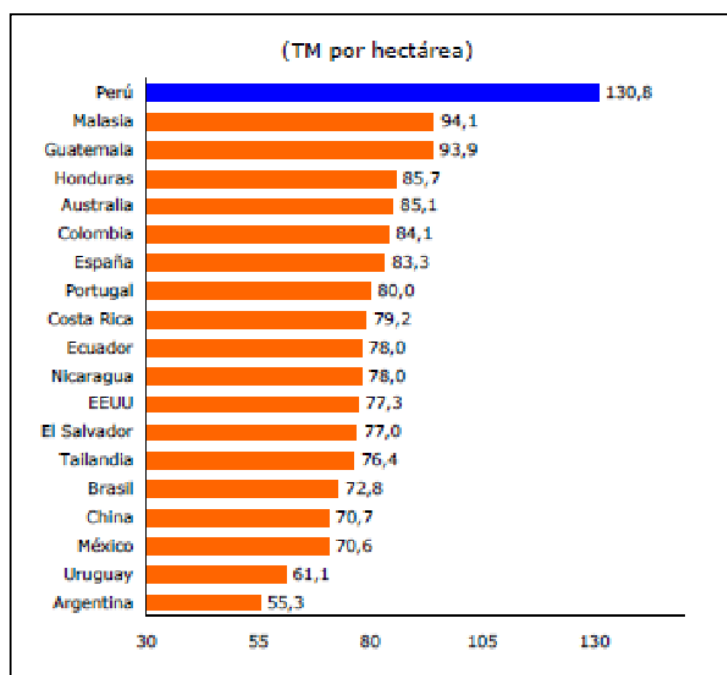
Tabla 2.4: Potencial de diferentes tipos de biomasa

Fuente de biomasa	Densidad (Gcal/ha/año)	
	Actual	Potencial
Caña de azúcar	135	598
Remolacha	119	240
Sorgo sacarino	102	255
Eucalipto	78	120
Pinus	65	100
Switch grass	60	180
Palma aceitera	48	120
Maíz	45	100
Macaúba	45	100
Trigo	32	115
Canola	20	50
Girasol	17	38
Jathropha	15	45
Soya	6	30
Mamona	3	25

Fuente: Gazzoni, DL, revista FGV.

Como observamos la caña de azúcar presenta uno de los mayores potenciales y precisamente esta fuente en el Perú se cosecha con abundancia es por ello que es otra posible causa por la cual el Perú es un buen lugar para que se pueda desarrollar esta industria.

Figura 2.2: Rendimiento mundial de Caña de Azúcar 2002



Fuente: USDA

Elaboración: MAXIMIXE

Como vemos el Perú posee el mayor rendimiento en la producción mundial de caña de azúcar, siendo este un importante aliciente para producir DMF en base a ella

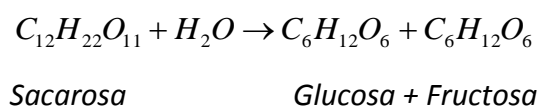
La caña de azúcar presenta una gama de componentes que se muestran a continuación:

Tabla 2.5: Composición de la Caña de Azúcar

<i>Componentes</i>	<i>Componente de referencia</i>	<i>Fracción másica</i>
Celulosa	Celulosa	0.0765
Fructosa	Fructosa	0.0050
Glucosa	Glucosa	0.0080
Grasas	Glicerol	0.0020
Hemicelulosa	Hemicelulosa	0.0566
Lignina	Lignina	0.0199
Proteína	Lisina	0.0040
Sacarosa	Sacarosa	0.1380
Agua	Agua	0.6710
Otros azúcares (no fermentables)	Rafinosa	0.0050
Other reducing substances	Rafinosa	0.0070
Ácidos orgánicos	Ácido cítrico	0.0020
Ceniza	Ceniza	0.0050

Fuente: (Andrade, Ferrari Jr. et al. 2004; Suárez and Morín 2005; Sánchez and Cardona 2008).

A parte del 0.5% de fructosa presente en la caña de azúcar, la fructosa se obtiene a través de hidrólisis enzimática de la sacarosa que es alrededor del 14% de la caña de azúcar.

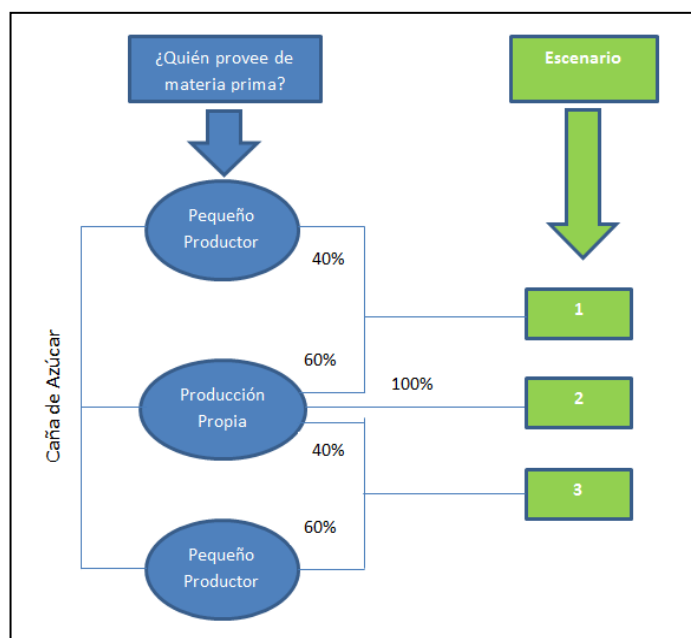


2.3.1) Costo de producción de Caña de Azúcar en el Perú

Los escenarios de producción de caña de azúcar para la elaboración de la fructosa se basaron en informaciones reales de Perú (SNV 2009). [4]

A continuación se muestra los escenarios que comúnmente se puede encontrar en esta región.

Figura 2.3: Producción de Caña de Azúcar para biocombustibles (por escenarios)



Fuente: SNV 2009

Los costos estimados para la producción de caña de azúcar, para cada escenario se encuentran en la Tabla 2.6:

Tabla 2.6: Costos de producción de Caña de Azúcar

ESCENARIO	MATERIA PRIMA	COSTO DE PRODUCCIÓN (US\$/TM)	RENDIMIENTO (TM/HA)
Escenario 1	Caña de azúcar	Sembrador: 12.40	140 comercial,
	Costa	Propio: 12.32	130 pequeño productor
Escenario 2		Propio: 12.32	140 comercial
Escenario 3	Caña de azúcar	Sembrador: 17.65	185 comercial,
	Selva	Propio: 12.13	62 pequeño productor

Sembrador: considerado pequeño productor

Propio: considerado producción nivel comercial

Fuente SNV 2009

En la actualidad gran parte de la producción de caña de azúcar es destinada al mercado del azúcar, por este motivo el manejo de los proyectos privados

o comerciales de caña de azúcar para la producción de biocombustibles constituyen un escenario nuevo en la realidad peruana. En base a este nuevo mercado se han planteado dos tipos de escenarios en base al abastecimiento de caña de azúcar. Estas opciones de abastecimiento son a través de la compra a sembradores (pequeños productores) existentes o promover el desarrollo de sembradores con similares condiciones de producción de caña de azúcar que existen en el sector azucarero: Escenario (1 y 3); otra opción es en base a una producción netamente comercial sin la participación de pequeños productores: Escenario 2.

La diferencia en los costos de producción de caña de azúcar en la Selva comparado con los de la Costa es que no requieren riego y el costo de mano de obra es menor. Otra variación también sería en la productividad que puedan alcanzar los pequeños productores en la Selva, que sería potencialmente menor al nivel que los pequeños productores obtienen en la costa.

Además, es necesario considerar el precio de la materia prima producida puesta en la puerta de la planta de biocombustibles líquidos por parte de proveedores o pequeños agricultores. Por esta razón, los escenarios 1 y 3 incorporan el margen de ganancia del pequeño productor, este porcentaje es un porcentaje equivalente al margen que reciben actualmente pequeños agricultores en la Costa o en la Selva. Bajo los escenarios mixtos el precio puesto en puerta de la materia prima se calculó en base al porcentaje de contribución de propios y sembradores, 60 y 40 %, respectivamente.

Tabla 2.7: Precio de Caña de Azúcar puesta en planta

ESCENARIO	MATERIA PRIMA	COSTO DE PRODUCCIÓN (US\$/TM)	RENDIMIENTO(TM/HA)
Escenario 1	Caña de azúcar Costa	17.79	140 comercial, 130 pequeño productor
Escenario 3	Caña de azúcar Selva	15.28	185 comercial, 62 pequeño productor

Fuente: SNV 2009

2.4) Impacto ambiental en la producción del DMF

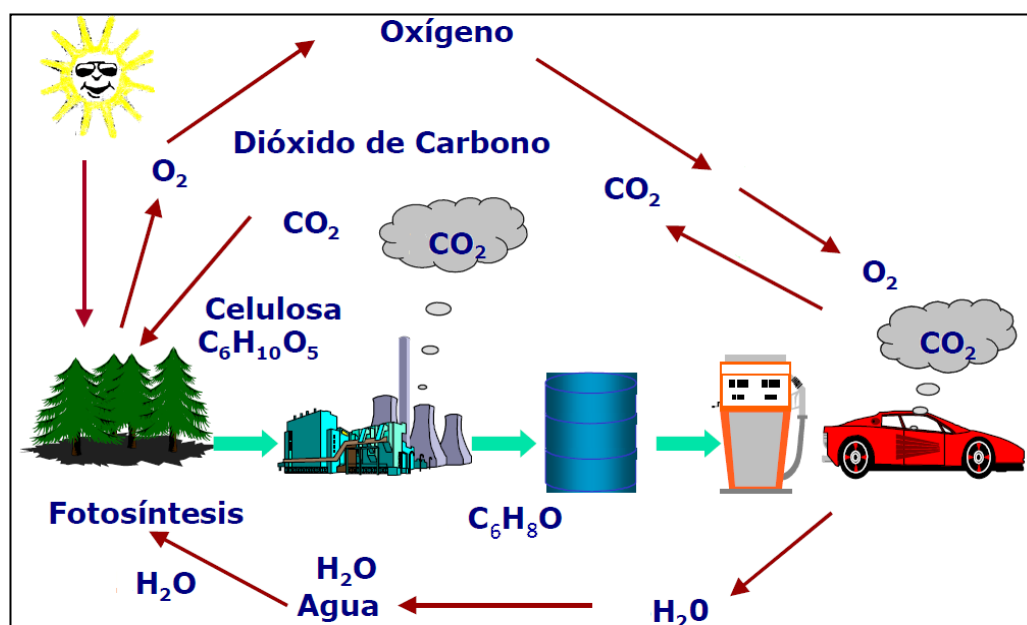
2.4.1) Ciclo del Carbono

Una característica que sobresale de este producto al igual que todos los biocombustibles en general es que se crea un ciclo de carbono en la que el CO_2 producido por la elaboración y quema de un biocombustible es nuevamente recirculado a la flora que toma esta cantidad de carbono emitida a la atmosfera para que se pueda producir la fotosíntesis, y así emitiendo O_2 a la atmosfera y con ello mitigando el impacto al medio ambiente a comparación de un combustible fósil que no genera este ciclo y emite CO_2 en grandes proporciones sin que haya una forma de reducir estas cantidades.

A comparación de otros biocombustibles como el biodiesel o el etanol, el DMF es un producto que no genera cantidad alguna de CO_2 en su procesamiento, mas solo en la parte de la quema de combustible por parte de los hornos de la misma planta, por tanto podríamos decir que se trataría de un biocombustible mucho más limpio que sus competidores.

En la figura 2.4 se muestra como se genera este ciclo.

Figura 2.4: Ciclo del Carbono del DMF



Fuente: Elaboración propia adaptado de, *Producción de biocombustible a partir de caña de azúcar*

2.4.2) Toxicidad del DMF

De acuerdo al Manual de Información y seguridad del DMF (MSDS) del 2006 revela, que propiedades químicas, físicas y toxicológicas no han sido ensayados. Información carcinógena, mutagénica, reproductiva, bioacumulación, movilidad y ecotoxicidad están faltando aún. La información limitada existente sostiene que el DMF no es más tóxico que los componentes presentes en los combustibles actuales.

Además, El DMF es un agente mutagénico en hámster en 8 mmol/L (el benceno en gasolinas es un agente mutagénico en humanos en 1 mmol/L) y es mortal para peces en 71 mg/L (compuestos aromáticos en gasolinas son mortales para esta misma clase de pecillos en ~2-10mg/L). Sin embargo, la dosis letal de DMF en ratas es 1238 mg/kg de masa corporal (en la gasolina es ~5000 mg/kg de masa corporal).

Estudios realizados a largo plazo en dosis similares a la experimentada durante el bombeo de gasolina o en una refinería (0.01 a 200 ppm, respectivamente) y dosis a largo plazo en niveles similares a los de la

gasolina que se encuentra en el agua subterránea tendrán que realizarse antes de que el DMF sea aprobado como combustible para uso comercial.

CAPITULO III: CARACTERISTICAS COMPETITIVAS DEL DMF

En este capítulo vamos a comparar específicamente las propiedades y características del DMF con combustibles que compiten directamente con este compuesto y se va a explicar la forma en que el DMF se comporta en un motor de combustión interna. [5]

3.1) Propiedades del DMF

La capacidad de producir de forma eficaz y rápida el 2,5-dimetilfurano de la fructosa, o de la glucosa, loscuáles pueden ser derivados del almidón y de la celulosa le otorga al DMF características singulares que lo pueden volver competitivo si se lo compara al etanol y el biodiesel que son actualmente los biocombustibles líquidos que lideran este mercado,

A continuación se muestra un cuadro comparando propiedades del DMF, etanol y la gasolina, con el fin de demostrar que este compuesto podría competir fácilmente con el etanol.

Tabla 3.1: Diferencia de propiedades entre el DMF, Etanol y Gasolina

Fuel Properties				
Properties		DMF	Ethanol	Gasoline
molecular formula		C_6H_8O	C_2H_6O	C_2-C_{14}
molecular mass	kg/mol	96.13	46.07	100-105
density at 20 °C	kg/m ³	889.7	790.7	744.6
water solubility at 25 °C	mg/mL	insoluble, ≤ 1.47	highly soluble, ≥ 100	insoluble
gravimetric oxygen content	%	16.67	34.78	0
H/C ratio		1.33	3.00	1.865
O/C ratio		0.17	0.5	0
stoichiometric air/fuel ratio		10.72	8.95	14.56
gravimetric calorific value (LCV, liquid fuel)	MJ/kg	33.7	26.9	43.2
volumetric calorific value (LCV, liquid fuel)	MJ/L	30	21.3	32.2
research octane number (RON)		119	110	95.8
auto-ignition temperature	°C	285.85	423	257
latent heat of vaporization at 20°C	kJ/mol	31.91	43.25	38.51

Fuente: Universidad de Birmingham

Las propiedades fisicoquímicas del DMF son competitivos al etanol debido a que:

- Posee una densidad energética (30 MJ/L) que es 40% más alto que el etanol (21.3 MJ/L).
- Tiene un punto de ebullición más alto (92°C) que el etanol (78°C), el cual lo hace menos volátil y más práctico para su transporte como combustible líquido.
- A comparación del etanol, el DMF es prácticamente insoluble en agua, eso hace más estable su almacenamiento y evita la contaminación por agua durante el transporte.
- El DMF presenta un elevado RON de alrededor de 119, mayor al de la gasolina y el etanol por ello presenta un mejor poder antidetonante.
- La temperatura de auto-ignición del DMF es similar al de la gasolina. Ello indica que combustiona similarmente en el motor de combustión interna convencional, el del etanol es mucho mayor, lo cual indica que es más difícil de combustionar y por ende presenta un rendimiento menor.

Junto con las técnicas de producción mejoradas estas propiedades fisicoquímicas hacen del DMF una alternativa de biocombustible muy prometedora.

3.2) Comportamiento del DMF en el motor

Actualmente, el bioetanol lidera el mercado automovilístico de combustibles que podría ser sustituto de la gasolina en los motores de ignición. Sin embargo, hay un creciente interés en el potencial del 2,5-dimetilfurano — DMF— como probable sustituto del etanol. Aunque el contenido energético del DMF es comparable al de la gasolina, poco se sabe acerca de sus emisiones y características de combustión.

En esta parte se da a conocer trabajos realizados sobre el efecto del DMF en un motor de ignición (realizados por la Universidad de Birmingham). Los resultados fueron comparados tanto con el etanol y la gasolina.

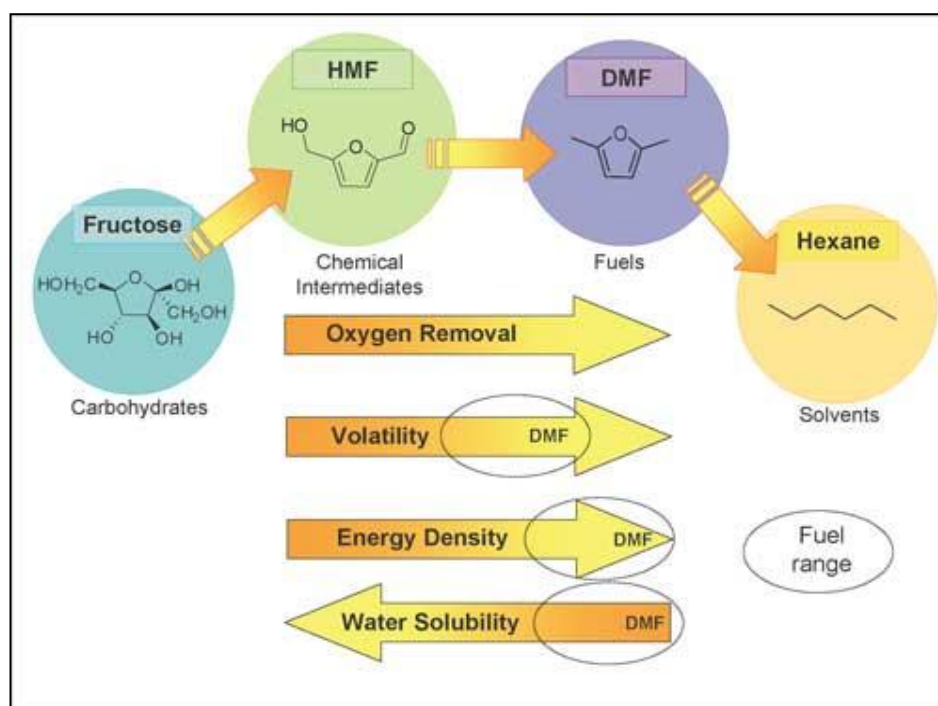
A continuación se presentan las conclusiones obtenidas y el detalle se puede consultar en el **ANEXO A**.

- El DMF es más resistente a la ignición que la gasolina.
- La combustión del DMF fue más rápida que la del etanol. El DMF y el etanol tienen duraciones de combustión inicial y total más bajas que la gasolina.
- La dosis de consumo volumétrico de combustible del DMF es similar al de la gasolina; un consumidor usando DMF como un sustituto para la gasolina, podría beneficiarse de un rango similar de manejo.
- La eficiencia de combustión del DMF es más alta que con la gasolina, pero la eficiencia obtenida es menor: más energía térmica se pierde cuando se usa DMF, debido a las altas temperaturas de combustión.
- Con la excepción de los NO_x , las emisiones que produce la combustión del DMF son similares, sino más bajas que con la gasolina.
- En la combustión del DMF a 8.5 bar se producen muy poca y mucho menos cantidad de partículas de 100 nm. que en la combustión de gasolina.

CAPITULO IV: SINTESIS DEL DMF

La fructosa puede ser convertida en 2,5 dimetilfurano en un proceso catalítico a partir de labiomasa a líquido. La conversión de fructosa a DMF procede mediante un producto intermedio que es el hidroximetilfurfural (HMF), esta ruta se manifiesta mediante el siguiente diagrama.

Figura 4.1: Ruta de obtención del DMF



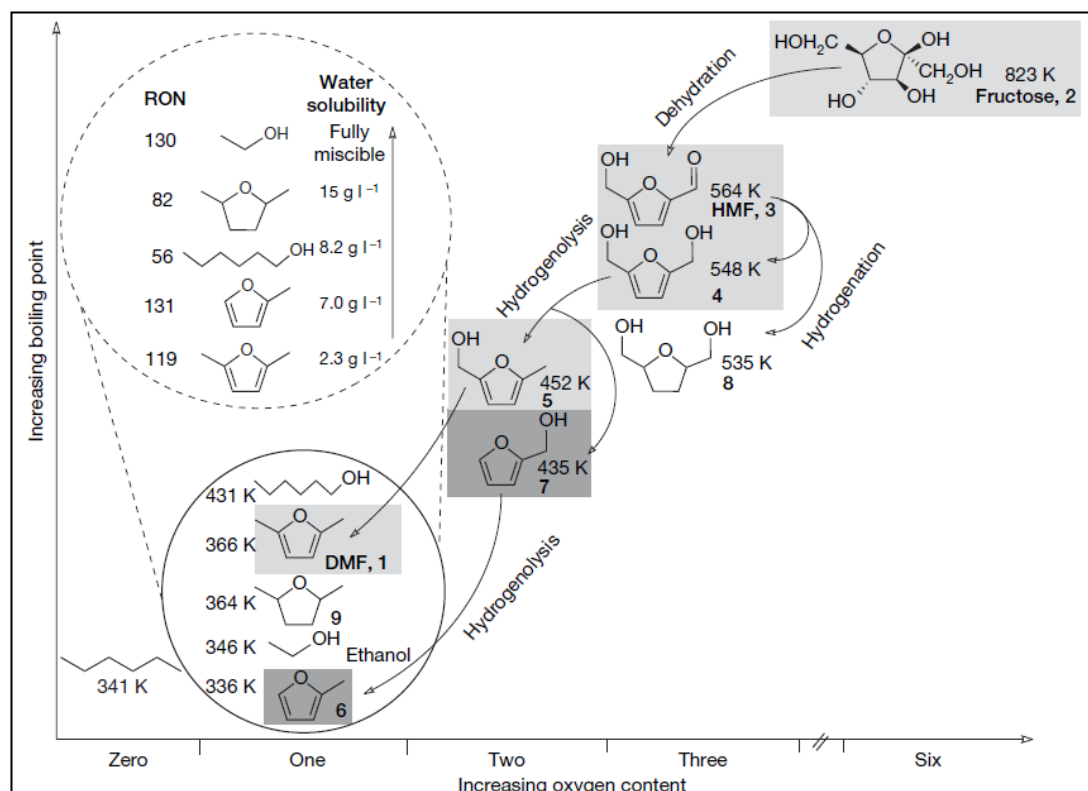
Fuente: Universidad de Wisconsin

Como observamos otra aplicación que se le puede dar al DMF aparte del uso como biocombustible, es en la obtención de hexano.

Los investigadores desarrollaron un proceso de obtención que se podrá visualizar más adelante.

En figura 4.2 se muestra un esquema en donde se puede visualizar las etapas por el cual se obtiene el DMF.

Figura 4.2: Esquematación detallada de la obtención del DMF



Fuente: Leshkov et. al. 2007

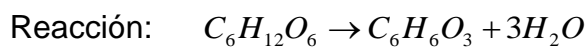
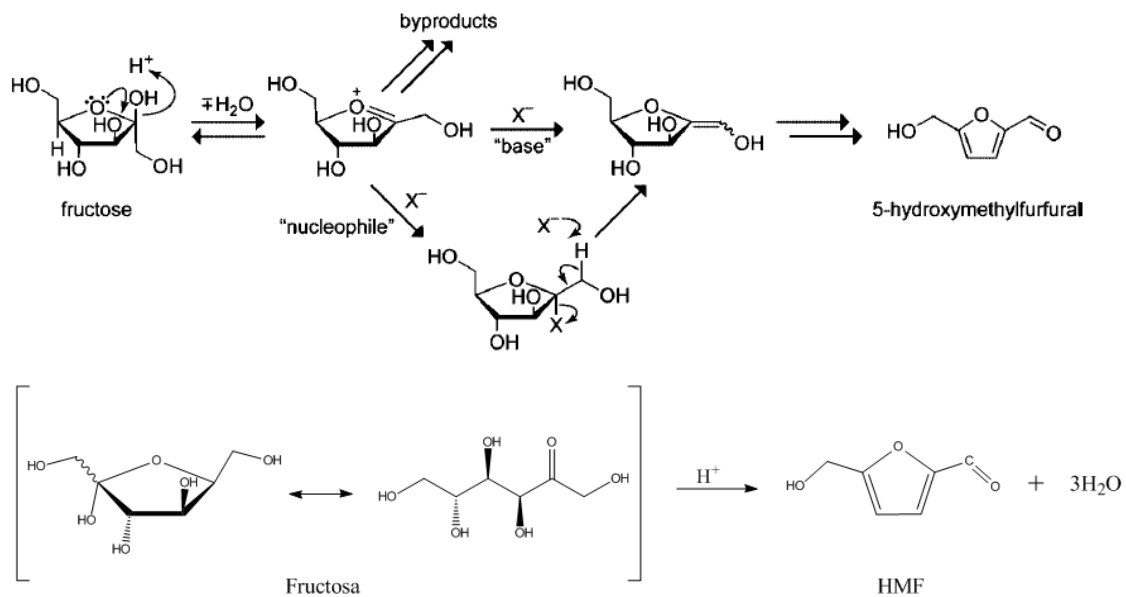
Detalle: Puntos de Ebullición de hidrocarburos-C₆ formados por la remoción de átomos de oxígeno en hexosas, comparado con el punto de ebullición del etanol. Compuestos como: 2,5-dimetilfurfural (DMF, 1); D-fructosa (2), 5-hidroxitetrahidrofural (HMF, 3); 2,5-dihidroxitetrahidrofural (4); 2-metil, 5-hidroxitetrahidrofural (5); 2-metilfurfural (6); alcohol furfural (7); 2,5-dihidroxitetrahidrofural (8); y 2,5-dimetiltetrahidrofural (9).

4.1) Reacciones involucradas

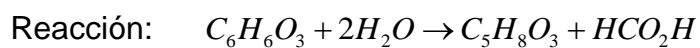
4.1.1) Deshidratación de la Fructosa

La primera etapa es la obtención del 5-hidroxitetrahidrofural que se logra por la hidrólisis ácida de la fructosa, obteniendo una serie de subproductos como ácido levulínico y ácido fórmico, los rendimientos que se alcancen dependerán del catalizador ácido y del solvente que se disponga, se hicieron varias investigaciones para obtener el adecuado (**VER ANEXO B**), a la vez se generan diversos productos secundarios, donde predomina el ácido levulínico. [6]

a) Reacción principal

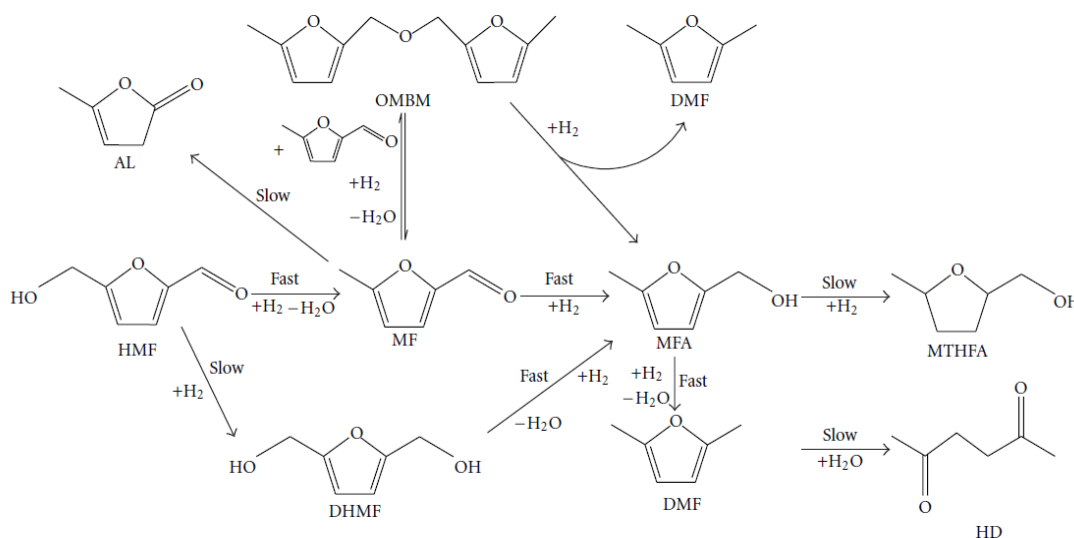


b) Reacción secundaria



4.1.2) Hidrogenólisis del HMF

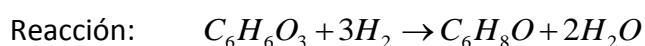
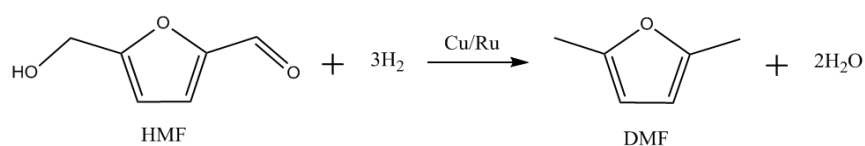
La segunda etapa procede con la obtención del DMF por acción de una hidrogenación del HMF por medio un catalizador de cobre-rutenio.



Se observa la ruta de la obtención del DMF, aparte de este compuesto se obtiene un par de productos secundarios como el MTHFA, el HD y el AL pero en muy bajas proporciones. [7]

En resumen se obtiene:

1) Reacción

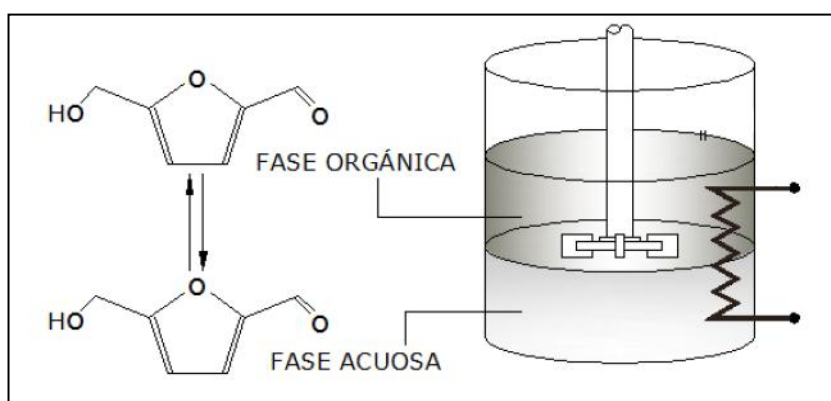


4.2) Fases presentes en la reacción de deshidratación

Es posible obtener el 5-hidroximetilfurfural en un reactor bifásico, usando para ello solventes de bajo punto de ebullición, de modo que se elimine la necesidad de separaciones costosas. La fase acuosa reactiva contendrá el

catalizador ácido (solución de ácido clorhídrico de molaridad conocida) y la fructosa, mientras que la fase orgánica parcialmente miscible en agua contendrá 1-butanol, un solvente orgánico, cuya función será la de extraer el 5-hidroximetilfurfural que se va produciendo, sin intervenir en la reacción. [8]

Figura 4.3: Reactor bifásico



Fuente: LESHKOV et al. 2007

Para poder determinar el grado de extracción de las fases [9], utilizaremos un coeficiente K_i , que determinara el reparto del producto en las fases, a saber:

$$K_i = \frac{[HMF]_{ORGANICA}}{[HMF]_{ACUOSA}}$$

El rendimiento vendrá descrito por la relación:

$$Y_G = \frac{N_{HMF\text{producidos}}}{N_{FRUCTOSA\text{reaccionadas}}}$$

Esta ecuación en realidad nos permite calcular el rendimiento global, y se expresa en función del número de moles y no de flujo molar debido a que los experimentos se realizan en un reactor discontinuo con agitación constante. Otro parámetro importante que mide la especificidad de la reacción hacia el producto que queremos obtener se define como selectividad y su cálculo se realiza como sigue:

$$S_G = \frac{Y_G}{Y_{SUB}} = \frac{Y_G}{1 - Y_G}$$

Es decir, la selectividad se expresa como el cociente entre el rendimiento del producto deseado y el rendimiento de producto no deseado.

Se ha demostrado que el rendimiento está directamente relacionado con el coeficiente de reparto K_i . Al aumentar K_i el rendimiento también lo hace, es decir, mientras más eficiente sea el solvente en la extracción del 5-Hidroximetilfurfural se elevará este coeficiente de reparto y por lo tanto se incrementará el rendimiento, o equivalentemente la eficacia de la remoción de 5-Hidroximetilfurfural de la fase acuosa previene la formación de reacciones secundarias.

4.3) Catálisis acida

Se propone en esta investigación, un mecanismo de deshidratación de la fructosa catalizada por un ácido, para la formación del 5-hidroximetilfurfural. Un catalizador ácido aumenta la rapidez de la reacción al ceder un protón a un reactivo. Hay dos tipos de catálisis acida: una catálisis acida específica y una catálisis acida general.

En la catálisis acida específica (Figura 4.4) el protón se transfiere al reactivo antes que transcurra el paso lento en la reacción, mientras que en la catálisis acida general (Figura 4.5) el protón se transfiere al reactivo durante el paso lento de la reacción

Figura 4.4: Catálisis acida específica

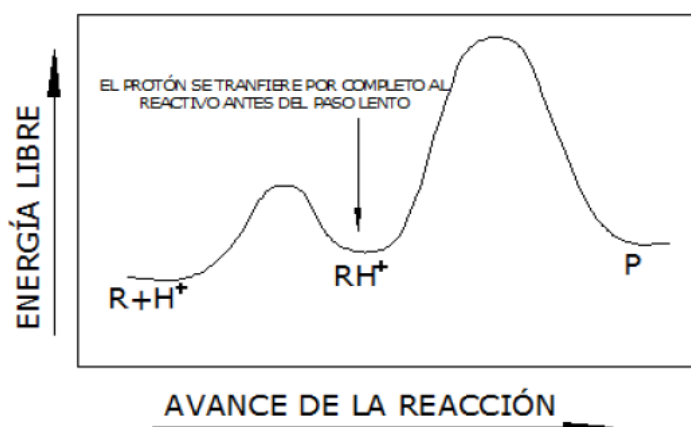
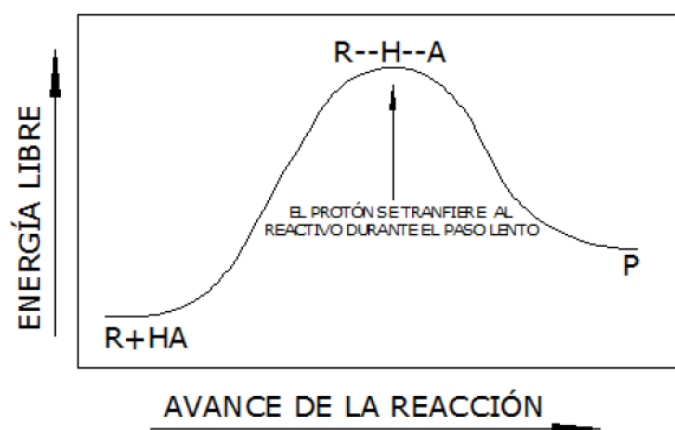


Figura 4.5: Catálisis acida general



Tanto la catálisis acida específica como la general aumentan la rapidez de la reacción en la misma forma donando un protón para facilitar ya sea la formación o la ruptura de enlaces. Los dos tipos de catálisis acidas solo difieren en el grado con el que se transfiere el protón en el estado de transición del paso lento de la reacción.

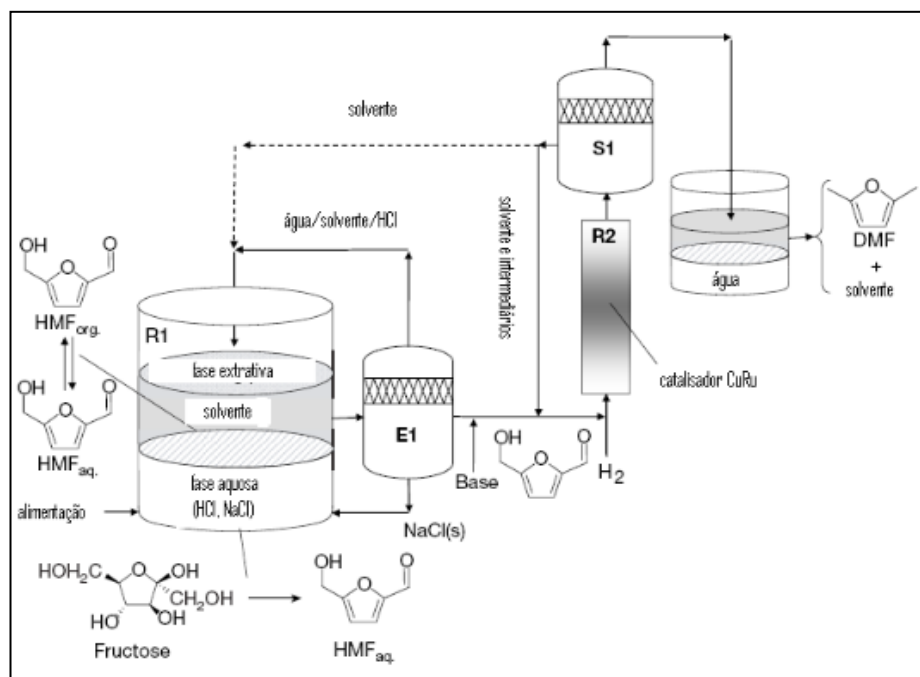
Un catalizador ácido específico debe ser un ácido suficientemente fuerte como para protonar totalmente al reactivo antes que comience el paso lento, mientras que un catalizador ácido general puede ser un ácido más débil porque solo transfiere en forma parcial un protón en el estado de transición del paso lento.

CAPITULO V: DESCRIPCION DEL PROCESO

5.1) Proceso de producción del DMF

La primera etapa es transformar la fructosa en hidroximetilfurfural (HMF) usando un catalizador ácido —HCl— y un solvente con punto de ebullición bajo en un reactor bifásico (R1). La fase acuosa reactiva en el reactor bifásico contiene ácido y azúcar, y la fase extractiva contiene un solvente orgánico parcialmente miscible —Por ejemplo, 1-butanol— que extrae continuamente el HMF. En la segunda etapa, ocurre la evaporación del agua, HCl y el solvente, llevan el precipitado del NaCl (E1). En la fase final, el HMF es convertido en DMF sobre un catalizador de cobre-rutenio (R2). Después, ocurre la separación del DMF del solvente extractor e intermediarios son recogidos (S1). La figura 5.1 nos representa el proceso de producción del DMF que fue descrito en escala de laboratorio en el departamento de Ingeniería Química y Biológica de la Universidad de Wisconsin, Estados Unidos de América (LESHKOV et al. 2007).

Figura 5.1: Esquema del proceso de obtención del DMF



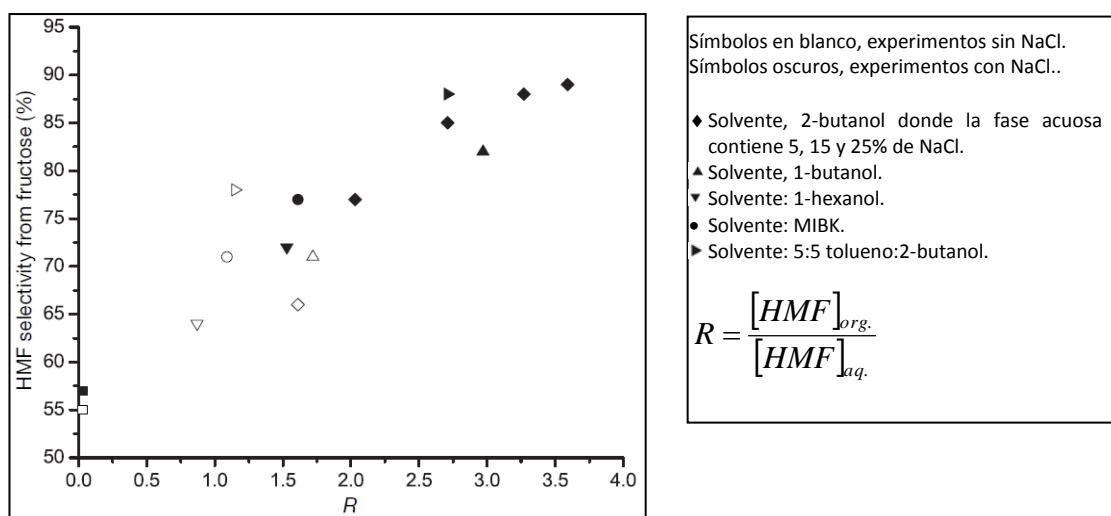
Fuente: LESHKOV et al. 2007

- Fase Acuosa y Modificadores de fase acuosa: La capa acuosa comprende el agua o una combinación de agua y uno o más modificadores de fase acuosa. Los modificadores de la fase acuosa mejoran la selectividad y/o reactividad de la reacción hacia los derivados de furanos. Preferentemente, los modificadores de la fase acuosa permanecen en esta fase en contacto con la capa inmiscible que actúa como extractor. Estos modificadores son generalmente seleccionados de las sales inorgánicas miscibles en agua, elegidos del grupo constituidos por haluros, sulfatos, sulfitos, fosfatos, nitratos, acetatos, carbonatos o líquidos iónicos (ej. 1-butil-3-metilimidazolio, tetrafluoroborato); o compuestos dipolares apróticos tales como sulfóxidos (ej. DMSO), amidas (e.j. dimetilformamida), nitrilos, etc.
- Fase Orgánica: La fase orgánica extractiva preferida para la producción del HMF comprende un solvente orgánico que es inmiscible con la fase acuosa modificada químicamente. Los solventes orgánicos preferidos son el 1-butanol, MIBK, y diclorometano (DCM). Otras fases orgánicas, especialmente alcoholes, cetonas y alcanos halogenados, pueden también ser utilizados. Así, por ejemplo, solventes orgánicos tales como alcoholes lineales o ramificados (pentanol, alcoholterbutílico, etc), cetonas lineales o ramificadas (butanona, pentanona, hexanona, etilmetil cetona, etc.), hidrocarburos aromáticos (tolueno, benceno), hidrocarburos oxigenados (ej. THF, furano, etc.), entre otros.
- Catalizador ácido: Debido a que se necesita un pH ácido para que se dé inicio a la reacción, este catalizador podría ser preferentemente un ácido inorgánico, mejor aún, un ácido mineral como HCl, HNO₃, H₂SO₄, H₃PO₄, H₃BO₃, etc.

Experimentos con modificadores de fase acuosa como las sales demostraron que se incrementa el ratio de extracción R (la relación de la concentración de HMF de la fase orgánica con el de la fase acuosa) por el efecto de salado

("salting-out"). El efecto de salado es un fenómeno donde los electrolitos alteran las interacciones de los enlaces intermoleculares entre los componentes líquidos, disminuyendo así la solubilidad entre la fase acuosa y la orgánica. Esto demuestra la capacidad de la fase orgánica de extraer el HMF de la fase acuosa reactiva.

Figura 5.2: Efecto de salado (Salting-out) en la selectividad del HMF



Fuente: LESHKOV et al. 2007

Tabla 5.1: Resultados de la Deshidratación de 30% de Fructosa en solución

EXPERIMENTO	SAL (%)	FASE ORGÁNICA	CONVERSIÓN (%)	SELECTIVIDAD (%)	[HMF] _{aq} (g/L)	[HMF] _{org} (g/L)	R	[SAL] _{org} (g/L)	[AGUA] _{org} (g/L)
1	0*	2-butanol	58	66	28.6	46.0	1.6	0.0	31.4
2	5	2-butanol	65	77	16.8	34.1	2.0	0.9	16.4
3	15	2-butanol	65	85	12.7	34.4	2.7	1.1	9.6
4	25	2-butanol	75	88	11.6	37.9	3.3	1.2	6.8
5	35	2-butanol	74	89 ^c	10.6	38.1	3.6	1.6	6.5
6	35*	2-butanol	71	79	18.0	60.0	3.3	1.6	7.4
7	0	1-butanol	52	71	15.1	26.0	1.7	0.0	23.1
8	35	1-butanol	85	82	13.2	39.2	3.0	1.6	6.1
9	35**	1-butanol	80	83	12.0	39.0	3.3	1.6	6.1
10	35**	1-butanol	88	82 ^c	12.9	43.1	3.3	1.6	6.1
11	35**	1-butanol	77	84	12.4	37.8	3.0	1.6	6.1
12	35**	1-butanol	64	84	10.2	32.4	3.2	1.6	6.1
13	0	1-hexanol	50	64	21.1	18.4	0.9	0.0	7.9
14	35	1-hexanol	78	72	19.5	29.9	1.5	0.9	2.2
15	0	MIBK	50	71	20.0	21.8	1.1	0.0	0.9
16	35	MIBK	72	77	18.3	29.3	1.6	0.2	0.0
17	0	Tolueno:2-butanol ^b	64	78	27.7	37.7	1.2	0.0	6.7
18	35	Tolueno:2-butanol ^b	74	88	13.8	37.4	2.7	0.8	1.9
19	0	-	44	55	53.5	0.0	0.0	0.0	-
20	35	-	59	57	70.8	0.0	0.0	38.0	-
21	5 ^a	2-butanol	30	36	1.2	2.3	1.9	0.9	16.4
22	35 ^a	2-butanol	56	48	1.1	3.9	3.6	1.6	6.5

Fuente: Leshkov et al. (2007).

*Experimentos que usaron $V_{org}/V_{aq}=1.6$; **Experimentos 9-12 usaron 0.12, 0.06, 0.03, 0.01 M HCl, respectivamente. ^aExperimentos que usaron 10% de glucosa (base libre de sal) en la alimentación; ^b5:5 fracción másica; ^cValores de la selectividad de 1-butanol y 2-butanol con NaCl son dados como media con desvío patrón de $\pm 1.3\%$ y 1.5% , respectivamente (n=5).

También se evaluaron experimentalmente otros compuestos como alternativas de solvente para poder extraer el HMF, así como otros modificadores de fase acuosa; estos se podrán visualizar en el **ANEXO C**.

- Reacción de deshidratación

La reacción se da por acción de una solución acuosa conteniendo una hexosa (por ejemplo, 30% de fructosa en una base libre de sal), una sal inorgánica (por ejemplo, NaCl), y un ácido catalítico (por ejemplo, 0.25M HCl) y un solvente orgánico (por ejemplo, 1-butanol) fueron mezclados en un reactor.

- Reacción de hidrogenólisis

Se lleva a cabo la hidrogenólisis en fase líquida por acción del HMF con 1-butanol que era el solvente, conducido a 493 K y 1700 kPa. Catalizador Cu-Ru/C fue preparado conteniendo 10% de Ru en carbono con un nitrato de cobre hidratado ($\text{CuNO}_3 \cdot 2.5\text{H}_2\text{O}$)

5.2) Proceso de producción de Fructosa

En esta parte se hará una descripción breve del proceso para obtener la fructosa que es la materia prima principal, esto porque nuestro estudio económico que se desarrollará más adelante partirá de la fructosa producida en la misma planta.

Los procesos para la obtención de fructosa como jarabe de alta fructosa (HFCS) son muy sofisticados, las plantas son relativamente nuevas y usan la última tecnología en separación, purificación y control. Los pasos para obtenerlos son:

- a) El molido de la caña para obtener el almidón (separación del bagazo).
- b) Hidrólisis enzimática del almidón de la caña.
- c) Conversión de la dextrosa a fructosa por la enzima glucosa-isomerasa.
- d) Enriquecimiento de la corriente dextrosa-fructosa para aumentar la concentración de fructosa.

El siguiente cuadro nos representa la clasificación de los productos comerciales de fructosa.

Tabla 5.2: Propiedades de los diferentes tipos de Fructosa

PROPIEDADES	FRUCTOSA CRISTALINA	HFCS 42%	HFCS 55%	HFCS 90%	FRUCTOSA LIQUIDA
Estado físico	Cristalino	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Descripción química	Cetohexosa	Dextrosa, Fructosa y otros	Dextrosa, Fructosa y otros	Dextrosa, Fructosa y otros	Fructosa pura, agua
% Fructosa	99.5	42	55	90	77
% agua	0.2	29	23	23	23
Poder edulcorante	130-180	90-95	95-100	100-106	110-120

Fuente: Elaboración Propia

Actualmente existen 3 rutas principales para la producción de fructosa sólida: cristalización a partir de un líquido acuoso, cristalización a partir de un líquido alcohólico y con la solidificación del jarabe.

- a) La cristalización acuosa efectuada por el proceso de la patente EUA 3 883 365, es empleado actualmente para la fabricación de fructosa a una escala industrial y consiste en la cristalización de una solución de fructosa concentrada a un pH de 4,5 a 5,5. Se obtiene cristales con un tamaño de 200 a 500 micrones. El proceso es muy lento, 50 horas o más para dar un rendimiento del 50%.
- b) La cristalización alcohólica, es efectuada por un proceso llamado Boehringer de la patente UK 1 206 040. En este proceso, una solución metanólica de fructosa en una proporción de metanol: fructosa de 1:1 y es germinada en una cámara de cristalización con compartimientos múltiples para producir una pasta conteniendo cristales con un tamaño de partícula de 60 micrones o más, teniendo la mayoría de los cristales de 100 a 400 micrones. En comparación con la cristalización acuosa, la metanólica es más

eficaz, dura un tiempo de entre 10 a 15 horas y da un rendimiento superior al 80%.

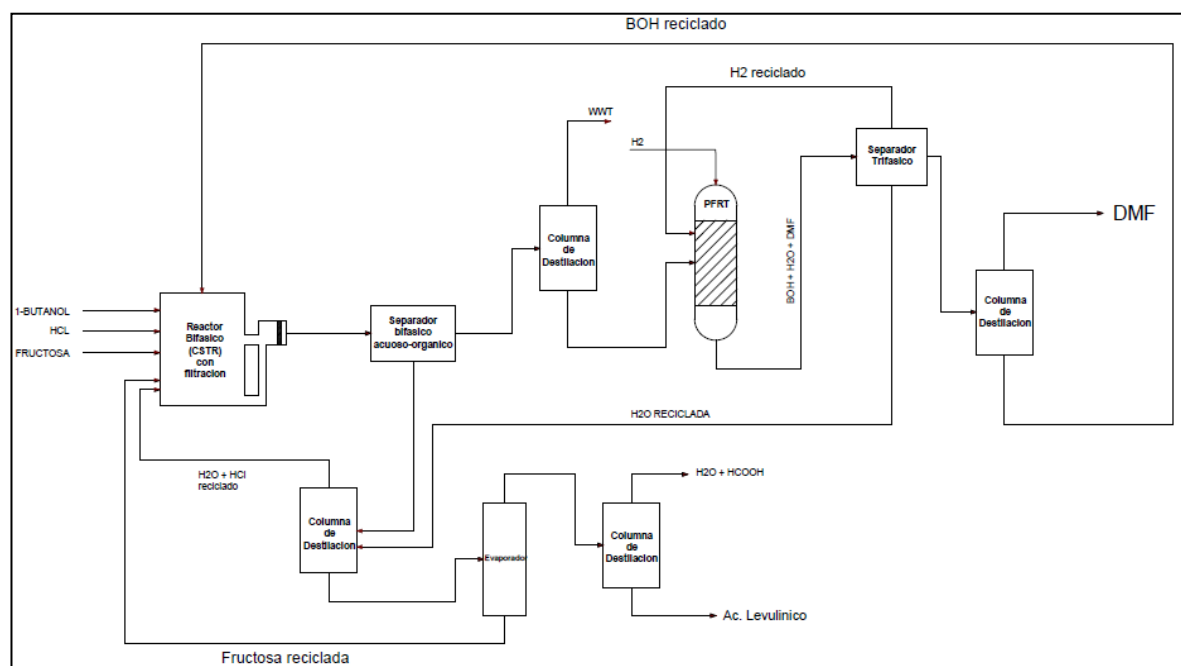
- c) Los procesos de solidificación están regidos por el proceso de la patente UK 1 117 903, en el cual es concentrado el jarabe de fructosa, hecha la germinación, se agita hasta obtener una masa bien batida y se deja solidificar lentamente. El producto es una mistura sólida de cristales, la ventaja del proceso es que dura aproximadamente 1 a 2 horas.
- d) El proceso de obtención de fructosa sólida elaborada por Francoise et al. (2008) en el cual describe un jarabe de fructosa de alto Brix (Escala de medición de concentración de sólidos solubles) que es dispersado por el cizallamiento muy fuerte en un medio alcohólico para dar fructosa líquida, siendo el medio alcohólico aquél en que la fructosa sea soluble entre 1 a 10% en peso, a la temperatura de mezcla a la que el jarabe es dispersado en el medio alcohólico.

Otras rutas de producción de fructosa son por la hidrólisis enzimática de la sacarosa por la enzima invertasa o la isomerización de la glucosa en fructosa por la enzima glucosa-isomerasa o hidrólisis enzimática de la sacarosa por la enzima invertasa y separación cromatográfica de la glucosa y fructosa. Neidleman et al. (1981) inventaron la producción de fructosa cristalina a partir de la glucosa a través de un proceso de dos etapas: Oxidación enzimática seguida por la hidrogenación química. Ese proceso viene con una nueva idea para la producción de fructosa cristalina sin necesidad de separación física de la glucosa residual presente en la materia prima inicial. La inulina, a pesar de presentar una mayor productividad de fructosa que la sacarosa, es un sustrato más caro y por tanto sería una forma interesante para la producción de fructosa a futuro.

CAPITULO VI: ESTUDIO TECNICO

En el presente capítulo se desarrollará un diagrama de bloques representando el proceso hecho a escala de laboratorio por (LESHKOV 2007) a una producción de escala industrial.

Figura 6.1: Esquema PFD de la planta de producción de DMF



Fuente: Elaboración propia adaptado de, *Techno-economic analysis of HMF*

Para iniciar la simulación de la planta de producción de DMF es necesario escoger un paquete termodinámico. En este trabajo fue usado el modelamiento termodinámico basados en los parámetros de interacción UNIQUAC, pues ese modelo ofrece una buena precisión en la representación del equilibrio líquido-vapor (EVL), equilibrio líquido-líquido (ELL) y puede ser aplicado a una larga mezcla de compuestos contenidos en agua, alcohol, nitrilos, aminas, hidrocarburos, etc. En este caso para el estudio de la unidad de producción de DMF, fueron seleccionados las sustancias: agua, 1-butanol, hidrogeno, ácido levulínico y ácido fórmico. El HMF, DMF, la fructosa, y el HCl fueron adicionados como pseudocomponentes con sus respectivas densidades y pesos moleculares,

debido a que no se encuentran en la base de datos del simulador de procesos HYSYS. La tabla 6.1 representa estas unidades.

Tabla 6.1: Lista de propiedades de los pseudocomponentes

NUEVO COMPUESTO	DENSIDAD (Kg/m ³)	PESO MOLECULAR	TEMPERATURA DE EBULLICIÓN (NBP)(°C)
Fructosa	1694	180	550
HCl	1179	36	48
HMF	1290	126	291
DMF	890	96	93

Fuente: Elaboración Propia

Los datos de HCl son de una concentración al 31%.

6.1) Descripción de las etapas del proyecto

A medida de que se analizó el proceso a escala laboratorio en el trabajo de la obtención del producto DMF realizado por Leshkov (2007); se diseñó esta simulación de acuerdo a sus condiciones patrones. El objetivo fue desarrollar el diagrama de flujo de la figura 6.1.

6.1.1) Etapa de producción de HMF

Tomaremos una cantidad de carga estándar de 1000 kg/h, al 30% de fructosa en agua, esto en proporción a la cantidad usada en escala de laboratorio de acuerdo a LESHKOV (2007). La cantidad del solvente extractor, 52 kg/h de 1-butanol se obtuvo mediante la optimización del proceso de reflujo y la concentración de HCl (31%) fue de 2% (p/p) en 100 kg de solución para mantener la carga del reactor (CRV-100) en 0.12M. Se escogieron reactores de conversión porque no se especifica en la literatura los datos cinéticos de producción de HMF a partir de fructosa ni del DMF a partir de HMF.

La alimentación entra a un reactor continuo de tanque agitado (CSTR) (CRV-100) con un filtro en la salida para evitar el paso de NaCl, que es un catalizador iónico que promueve el transporte del HMF de la fase acuosa a la fase orgánica y no forma parte de la reacción. La temperatura del reactor

debe de encontrarse en el rango de 170-180°C y a una presión de 1300KPa, la reacción que se experimenta desprende calor, es decir se trata de una reacción exotérmica. Por ello es necesario el uso de un enfriamiento para no sobrepasar la temperatura de 180°C debido a que se produciría la sobrehidratación y se originarían productos secundarios lo cual reduciría el rendimiento de HMF.

La simulación del reactor (CRV-100) fue con una conversión de 82% de HMF aproximadamente, donde un 8% se obtienen como co-productos: Acido Levulínico y Acido Fórmico por acción de la rehidratación del HMF. La fructosa no reaccionada, alrededor del 15% es reciclada al reactor de conversión (CRV-100). El HCl también es reciclado y así se evitan pérdidas económicas; es por eso que en ese trayecto los equipos son diseñados con acero inoxidable AISI 316 para evitar la corrosión; el 1-butanol actúa como solvente extractor y gracias a la afinidad que tiene con el HMF logra separarlo de la solución acuosa donde están presente los co-productos como el agua y la fructosa no reaccionada en un separador bifásico (V-100), la fase orgánica se deriva a una unidad de destilación (T-100) para poder separar el agua que lleva consigo el solvente, y a su vez la fase acuosa se deriva a una sección de purificación y separación de los co-productos como el ácido levulínico debido a su demanda como producto petroquímico.

Aunque varios otros solventes extractivos pueden ser usados en el reactor bifásico para aumentar la selectividad del HMF, el uso del 1-butanol como solvente es ventajoso para aplicaciones como biomasa, ya que es producido por medio de la fermentación de carbohidratos derivados de la misma. En principio, solventes tales como el 2-butanol tienen un buen rendimiento pero son obtenidos a partir del petróleo (por hidrólisis del 2-buteno).

6.1.2) Etapa de producción de DMF

El reactor (CRV-101) es un reactor tubular de flujo pistón compuesto por un catalizador fijo de Cu/Ru en una base de carbono. La alimentación es HMF, el solvente transportador (1-butanol) proveniente de (T-100), más 10 kg/h de

hidrogeno; el cual ingresa previamente a un compresor (K-100) para darle la presión necesaria; y así se llega a efectuar la reacción y obtenerse el DMF. Aquí en el reactor (CRV-101) se experimenta el mismo tipo de reacción exotérmica por lo cual es necesario una chaqueta de enfriamiento para no sobrepasar la temperatura fija de 220°C y mantenerse a una presión de 1700 KPa.

En la reacción se produce una cierta cantidad de agua, la mezcla se enfría hasta 50°C (E-106) y se envían a un separador trifásico (V-101) en donde la fase acuosa se recircula a la Unidad de Destilación (T-102) para poder así aprovechar esta agua, y el hidrogeno no reaccionado se recircula al reactor (CRV-101) previo calentamiento para estar dentro de las condiciones de entrada al reactor. La fase orgánica compuesta por DMF, 1-butanol y trazas de agua se deriva a una etapa de purificación, que es la Unidad de Destilación (T-101); donde se separa el butanol el cual será recirculado al reactor (CRV-100) y el DMF con trazas de agua se enfría y se envía a un separador bifásico donde se separa la fase acuosa y se obtiene 140kg/h de DMF (99.3%p/p) que por último se deriva para almacenamiento.

El 1-butanol es inerte en la etapa de hidrogenación LESHKOV (2007).

6.1.3) Etapa de purificación del Ácido Levulínico

La fase acuosa obtenida en el separador (V-100) que se envía a la sección de purificación de Ácido Levulínico, en el cual primero esta mezcla se dirige a una Unidad de Destilación (T-102) y en ella se separa el ácido levulínico con fructosa no reaccionada y un porcentaje de agua por el fondo de la columna y por el tope una cierta cantidad de agua y HCl que es recirculada al reactor (CRV-100) previo enfriamiento en (E-104) y bombeo (P-103) para dar la condiciones necesaria para el ingreso al reactor; la solución del fondo es enviada a un evaporador el cual lo lleva a una temperatura de 180°C, allí se da lugar a la separación de la fructosa no reaccionada por el fondo la cual es recirculada al reactor (CRV-100), y la mezcla que sale por el tope que está conformada por ácido levulínico con agua y un porcentaje de ácido fórmico,

se lleva a la Unidad de Destilación (T-103) y se consiguela separación de este, por el tope se tieneuna mezcla de agua con ácido fórmico y por el fondo de la unidad 23 kg/h de Ácido Levulínico (98%p/p) que por último se enfría hasta 25°C en(E-111) y se deriva para almacenamiento.

La simulación detallada se podrá visualizar en el **ANEXO D**.

6.2) Descripción de los equipos utilizados

A continuación se describen los equipos que fueron utilizados en la simulación del proceso.

- **Reactor CRV-100:** Se consideró en la simulación un reactor de conversión de la fructosa a HMF. Además se especificó la temperatura de salida del reactor. El enfriamiento se dio a una tasa de 7.731×10^4 KJ/h.
- **Reactor CRV-101:** Se consideró en la simulación un reactor de conversión del HMF a DMF. Además se especificó la temperatura de salida del reactor. El enfriamiento se dio a una tasa de 4.309×10^5 KJ/h.
- **Columna de agotamiento T-100:** Esta columna contiene 10 platos, todos con una eficiencia de 100%. La carga térmica del rehervidor fue de 1.93×10^5 KJ/h. Se especificó que la recuperación de aguase dé por el tope, siendo nula por el fondo.
- **Columna de destilación T-101:** Esta columna contiene 20 platos, todos con una eficiencia de 100%. Se especificó la recuperación de 100% de DMF por el tope y de 98 % de 1-butanol por el fondo.
- **Columna de destilación T-102:** Esta columna contiene 10 platos, todos con una eficiencia de 100%. Se especificó la recuperación máxima de Ácido Levulínico por el fondo y por el tope la fracción máxima de agua como componente.
- **Columna de destilación T-103:** Esta columna contiene 20 platos, todos con una eficiencia de 100%. Se especificó la recuperación

máxima de Ácido Levulínico por el fondo y una composición casi pura de este mismo componente para la misma corriente. Se utilizó un condensador total.

6.3) Gastos energéticos

A partir de la simulación tenemos los resultados que se pueden visualizar a continuación, obtenemos los gastos energéticos producidos por las bombas, los intercambiadores y el compresor.

a) Gastos energéticos de las bombas

Tabla 6.2: Gastos energéticos de las bombas

BOMBA	POTENCIA (KJ/H)
P-100	569.6
P-101	165.1
P-102	1464
P-103	4467
P-104	58
P-105	1025
P-106	10.8
P-107	19

Fuente: Elaboración propia

b) Gastos energéticos de los intercambiadores de calor

Tabla 6.3: Gastos Energéticos de los intercambiadores de calor

INTERCAMBIADOR	CANTIDAD DE ENERGÍA (KJ/H)
E-100	1.328×10^5
E-101	6.512×10^4
E-102	5.144×10^5
E-103	6.102×10^6
E-104	9.5×10^6
E-105	3.517×10^5
E-106	8.017×10^5
E-107	9.581×10^4
E-108	1.435×10^5
E-109	4.869×10^4
E-110	9.274×10^3
E-111	1.1×10^4

Fuente:Elaboración propia

c) Gastos energéticos del compresor

Tabla 6.4: Gasto energético del compresor

COMPRESOR	POTENCIA (KJ/H)
K-100	3.7×10^4

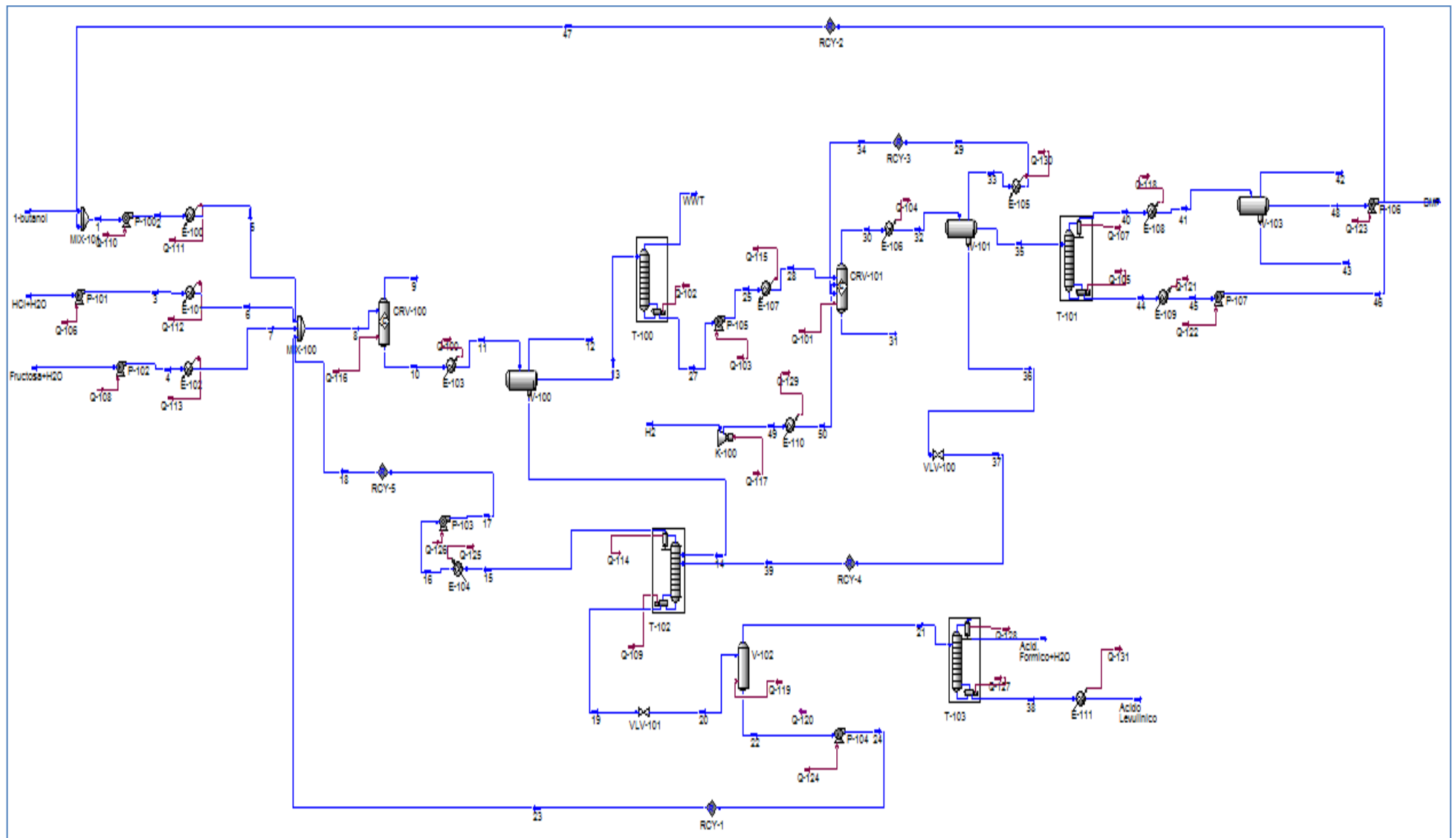
Fuente:Elaboración propia

Los requerimientos de energía son bajos, debido a que se está considerando una planta de tamaño relativamente pequeño.

La producción de DMF es de 140kg/h el cual nos da una cantidad de 1176 TM/A considerando que la planta labora 350 días al año, los demás días se considera como días de mantenimiento.

Además de eso, se llegó a obtener como producto final Acido Fórmico pero en una cantidad muy pequeña, alrededor de 9 kg/h o 75.6TM/A, ello hace no rentable el tratamiento de separación para obtener un producto de venta, sin embargo, se tendría que desarrollar una evaluación en el caso de que se trate de una planta de una escala mucho mayor.

Figura 6.2: Simulación del proceso de producción de DMF



Fuente: Elaboración propia

Tabla 6.5: Balance de masa y energía del proceso de producción de DMF

	Unit	1-butanol	HCl+H2O	Fructosa+H2O	1	2	3	4	5	6	7	8
Vapour Fraction		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Temperature	C	25	25	25	25.024886	25.772862	25.12365	25.202997	180	180	180	153.647311
Pressure	kPa	101	101	101	101	1351	1351	1351	1351	1351	1351	1351
Molar Flow	kgmole/h	0.701537	5.495436	40.521478	3.792298	3.792298	5.495436	40.521478	3.792298	5.495436	40.521478	514.51104
Mass Flow	kg/h	52	100	1000	281.45031	281.45031	100	1000	281.45031	100	1000	9957.613611
Liquid Volume Flow	m3/h	0.063892	0.099894	0.878508	0.345469	0.345469	0.099894	0.878508	0.345469	0.099894	0.878508	9.903555
Comp Mole Frac												
(DMF*)		0	0	0	0.000009	0.000009	0	0	0.000009	0	0	0.000001
(Fructosa*)		0	0	0.041094	0.000135	0.000135	0	0.041094	0.000135	0	0.041094	0.003772
(HMF*)		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.000007
(H2O)		0	0.989891	0.958906	0	0	0.989891	0.958906	0	0.989891	0.958906	0.978306
(HCl*)		0	0.010109	0	0	0	0.010109	0	0	0.010109	0	0.007344
(1-Butanol)		1	0	0	0.99798	0.99798	0	0	0.99798	0	0	0.01053
(Hydrogen)		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.000004
(LevulinicAcid)		0	0	0	0.001876	0.001876	0	0	0.001876	0	0	0.000029
(FormicAcid)		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.000007

	Unit	9	10	11	12	13	WWT	27	25	28	H2	49
Vapour Fraction		1	0	0	1	0	1	0	0	1	1	1
Temperature	C	180	180	30	30	30	86.199969	124.401778	125.538226	220	25	284.462468
Pressure	kPa	1351	1351	1351	1351	1351	50	50	1700	1700	300	1700
Molar Flow	kgmole/h	0	519.275721	519.275721	0	6.955187	2.380793	4.574395	4.574395	4.574395	4.960317	4.960317
Mass Flow	kg/h	0	9957.613611	9957.613611	0	497.578564	81.261405	416.317159	416.317159	416.317159	10	10
Liquid Volume Flow	m3/h	0	9.979864	9.979864	0	0.519211	0.092707	0.426504	0.426504	0.426504	0.143145	0.143145
Heat Flow	kJ/h	0	-141301037.6	-147402809.1	0	-2142262.32	-585409.148	-1363186.96	-1362161.52	-1266347.53	0	36995.2671
Comp Mole Frac												
(DMF*)		0.000196	0.000001	0.000001	0.000035	0.000058	0.000169	0	0	0	0	0
(Fructosa*)		0	0.000561	0.000561	0	0.001906	0	0.002898	0.002898	0.002898	0	0
(HMF*)		0.000213	0.002811	0.002811	0	0.209349	0.000009	0.318302	0.318302	0.318302	0	0
(H2O)		0.833264	0.978131	0.978131	0.140112	0.242227	0.707637	0	0	0	0	0
(HCl*)		0.046872	0.007276	0.007276	0.021129	0.002397	0.007002	0	0	0	0	0
(1-Butanol)		0.097945	0.010434	0.010434	0.012336	0.542754	0.284444	0.677193	0.677193	0.677193	0	0
(Hydrogen)		0.021326	0.000004	0.000004	0.826351	0.000028	0.000081	0	0	0	1	1
(LevulinicAcid)		0.000027	0.000403	0.000403	0	0.001058	0.000003	0.001607	0.001607	0.001607	0	0
(FormicAcid)		0.000157	0.000381	0.000381	0.000037	0.000224	0.000655	0	0	0	0	0

	Unit	15	16	17	18	19	20	22	24	23	21	Acid. Formico+H2O
Vapour Fraction		1	0	0	0	0	0.187292	0	0	0	1	0
Temperature	C	179.436592	150	150.071994	150.071985	180.264742	81.570889	180	180.7903	180.7903	180	69.143504
Pressure	kPa	1000	1000	1351	1351	1000	50	50	1351	1351	50	30
Molar Flow	kgmole/h	468.971806	468.971806	468.971806	464.401176	44.268971	44.268971	0.30065	0.30065	0.300652	43.968322	43.770815
Mass Flow	kg/h	8609.212682	8609.212682	8609.212682	8525.33149	867.766553	867.766553	50.831404	50.831404	50.831812	816.935149	793.910512
Liquid Volume Flow	m3/h	8.633389	8.633389	8.633389	8.549282	0.84435	0.84435	0.030401	0.030401	0.030402	0.813949	0.793872
Comp Mole Frac												
(DMF*)		0.000001	0.000001	0.000001	0.000001	0	0	0	0	0	0	0
(Fructosa*)		0	0	0	0	0.006277	0.006277	0.915584	0.915584	0.91559	0.00006	0
(HMF*)		0.000007	0.000007	0.000007	0.000008	0	0	0	0	0	0	0
(H2O)		0.988443	0.988443	0.988443	0.988446	0.984812	0.984812	0.057637	0.057637	0.057637	0.991152	0.995616
(HCl*)		0.008021	0.008021	0.008021	0.008017	0	0	0	0	0	0	0
(1-Butanol)		0.003516	0.003516	0.003516	0.003517	0	0	0	0	0	0	0
(Hydrogen)		0.000004	0.000004	0.000004	0.000004	0	0	0	0	0	0	0
(LevulinicAcid)		0	0	0	0	0.00456	0.00456	0.026384	0.026384	0.026378	0.004411	0
(FormicAcid)		0.000007	0.000007	0.000007	0.000007	0.004351	0.004351	0.000395	0.000395	0.000395	0.004378	0.004384

	Unit	38	Acid. Levulinico
Vapour Fraction		0	0
Temperature	C	250.400398	25
Pressure	kPa	101	101
Molar Flow	kgmole/h	0.197506	0.197506
Mass Flow	kg/h	23.024636	23.024636
Liquid Volume Flow	m3/h	0.020077	0.020077
Comp Mole Frac			
(DMF*)		0	0
(Fructosa*)		0.013284	0.013284
(HMF*)		0	0
(H2O)		0.001842	0.001842
(HCl*)		0	0
(1-Butanol)		0	0
(Hydrogen)		0	0
(LevulinicAcid)		0.981875	0.981875
(FormicAcid)		0.002999	0.002999

Fuente: Elaboración propia

CAPITULO VII: EVALUACION ECONOMICA

En este capítulo se realizara el estudio económico de una planta de producción de DMF. Para estudiar la viabilidad de la misma, se realiza una evaluación económica de los costos y beneficios.

Debido a que el DMF es un compuesto relativamente nuevo este no tiene un valor en el mercado, en esta parte trataremos de hacer una estimación de la planta para poder analizar el precio de venta si se desea recuperar la inversión realizada en 4 años para una planta que tendría 15 años de vida operativa, para ello se hará un análisis de sensibilidad variando el tamaño de la planta.

Para este estudio se tiene en cuenta factores económicos como el capital destinado a la compra de equipos, las fuentes energéticas que se utilizaran, el capital circulante, la amortización del equipo inmovilizado, etc.

Factor de Inflación

El factor de inflación permite convertir los datos históricos de costo del capital para el tiempo en el cual el equipo está siendo adquirido. Tales índices son específicos para la industria y son encontrados en gráficos o tablas.

Los índices mas comunes son “Marshall and Swift all-industry and process-industry equipment index”, “Engineering News-Record construction index”, “Nelson-Farrar refinery construction index” y “Chemical Engineering plant cost index (CEPCI)”. Algunos son usados para estimar costos de equipos, otros aplicados específicamente a la mano de obra, construcción, materiales y otros campos.

Los índices que se utilizaran en este estudio son del “**Chemical Engineering plant cost index**”, los cuales se presentan a continuación.

Tabla 7.1: Índices CEPCI de cada año.

AÑO	CEPCI	AÑO	CEPCI
2002	395.6	2008	575.4
2003	402.0	2009	521.9
2004	444.2	2010	550.8
2005	468.2	2011	585.7
2006	499.6	2012	615.5
2007	525.4		

Fuente: CEPCI 2012

7.1) Estimación de la inversión inicial

Este apartado hace referencia a la inversión inicial, es decir, a todo el capital utilizado antes de empezar con la actividad, lo clasificamos en: gastos previos, capital inmovilizado, capital circulante y gastos de puesta en marcha de la planta.

7.1.1) Gastos previos:

Estos son todos los gastos anteriores al proyecto. Estos no se calculan ya que se tienen en cuenta dentro del capital inmovilizado

7.1.1.1) Capital inmovilizado (CI)

Todo el capital destinado a la compra de los medios de transformación (planta, parcela, edificación, etc.). Este capital, a medida que pasa el tiempo, pierde valor, es por eso que se permite que sea amortizable desde el punto de vista contable. Consideramos amortización lineal del capital inmovilizado

a) Costos de equipos

El cálculo de los costos de compra de las bombas, de los intercambiadores, de los reactores, de la columna de destilación, de los condensadores, de los calentadores y de las columnas de agotamiento entre otros fue estimado como lo descrito.

La estimación de los costos los equipos fue a partir del método de Happel [10], el cual esta sintetizado en el siguiente sitio.

<http://www.mhhe.com/engcs/chemical/peters/data/ce.html>

Ese sitio provee de correlaciones de costos para todos los gráficos de costos presentes en bibliografías, ya que está programada para este tipo de cálculos de estimaciones y otros que no se encuentran fueron consultados en internet. Todos Los costos estimados en el sitio mencionado están basados en el CEPCI del año 2002 ($I_1=395.6$), por lo cual fue cambiado para el año de 2012 cuyo valor es igual a ($I_2=615.5$).

En el **Anexo G** se procede al cálculo detallado de los costos de algunos de los equipos utilizados, otros se obtuvieron de internet específicamente del sitio web anteriormente mencionado.

Tabla 7.2: Lista de precios de los diferentes equipos utilizados en el proceso

NUMERO DE EQUIPO	TIPO DE EQUIPO	ESPECIFICACIÓN DEL EQUIPO	MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN	ESTIMACIÓN DE COSTO (CPI 2002)	ESTIMACIÓN DE COSTO (CPI 2012)
P-100	Bomba	Potencia: 569.6 KJ/h	Acero al carbono	-	1645
P-101	Bomba	Potencia: 165.1 KJ/h	Acero Inoxidable AISI 316	-	1555
P-102	Bomba	Potencia: 1464 KJ/h	Acero al carbono	-	2687
P-103	Bomba	Potencia: 4467 KJ/h	Acero Inoxidable AISI 316	-	8640
P-104	Bomba	Potencia: 58.01 KJ/h	Acero al carbono	-	1100
P-105	Bomba	Potencia: 1025 KJ/h	Acero al carbono	-	2233
P-106	Bomba	Potencia: 10.78 KJ/h	Acero al carbono	-	1100
P-107	Bomba	Potencia: 18.97 KJ/h	Acero al carbono	-	1100
E-100	Heater	Calor:36.90 KW	Acero al carbono	7669	11932
E-101	Heater	Calor:18.09 KW	Acero Inoxidable AISI 316	7584	11799
E-102	Heater	Calor:142.9 KW	Acero al carbono	26842	41763
E-105	Heater	Calor:222.7 KW	Acero al carbono	35778	55666
E-107	Heater	Calor: 26.61 KW	Acero al carbono	5530	8605
E-103	Cooler	Calor:1095 KW	Acero Inoxidable AISI 316	-	15562
E-104	Cooler	Calor:502 KW	Acero Inoxidable AISI 316	-	10742
E-106	Cooler	Calor: 222.7 KW	Acero al carbono	-	3660
E-108	Cooler	Calor: 39.74 KW	Acero al carbono	-	2074
E-109	Cooler	Calor: 13.47 KW	Acero al carbono	-	1735
E-110	Cooler	Calor: 2.92 KW	Acero al carbono	-	1349
E-111	Cooler	Calor: 3 KW	Acero al carbono	-	1511
CRV-100	Reactor		Acero Inoxidable AISI 316	64277	100006
CRV-101	Reactor		Acero al carbono	49743	77393
T-100	Columna de Agotamiento	Altura: 4m, Diámetro: 1m(10 platos)	Acero al carbono	33633	52328
T-101	Columna de Destilación	Altura: 8m, Diámetro: 1m(20 platos)	Acero al carbono	53463	83181
T-102	Columna de Destilación	Altura: 4m, Diámetro: 1m(10 platos)	Acero Inoxidable AISI 316	33633	52328
T-103	Columna de Destilación	Altura: 8m, Diámetro: 1m(20 platos)	Acero al carbono	53463	83181
V-100	Separador	Diámetro: 0.34m	Acero Inoxidable AISI 316	59827	93083
V-101	Separador	Diámetro: 0.5m	Acero al carbono	57731	89822
V-102	Separador	Diámetro: 0.45m	Acero al carbono	40964	63734
V-103	Evaporizador	D: 1.372 m, H=4,8 Calor:510 KW	Acero al carbono	55880	86942
VLV-100	Válvula	Diámetro: 0.05 m	Acero al carbono	726	1130
VLV-101	Válvula	Diámetro: 0.05 m	Acero al carbono	726	1130
K-100	Compresor	Calor: 10.28 KW	Acero al carbono	-	32427
					1003141

Fuente: Elaboración Propia

7.1.1.2) Aplicación del método de VIAN

El capital de inversión puede ser subdividido en capital fijo invertido de manufactura, también conocido como costo directo y capital fijo invertido de no manufactura, también conocido como costo indirecto. En la tabla 7.3 se muestran 3 tipos de distribución típicas de costos de acuerdo al tipo de planta que se quiera construir.(Fuente: Plantdesign and economicsforchemicalengineering) [11]

Tabla 7.3: Lista de los diferentes costos del capital inmovilizado (CI)

	PLANTA PROCESAMIENTO SÓLIDO (A)	PLANTA PROCESAMIENTO SÓLIDO-FLUIDO (B)	PLANTA PROCESAMIENTO FLUIDO (C)	%ESCOGIDO (B)	VALOR CALCULADO (MMUS\$)
COSTOS DIRECTOS					
Equipo comprado					1.0031
Catalizador					0.4148
Equipo entregado	0.10	0.10	0.10	0.10	0.1003
Instalación equipamientos	0.45	0.39	0.47	0.39	0.3912
Instrumentación y control	0.18	0.26	0.36	0.26	0.2608
Tuberías (instalación)	0.16	0.31	0.68	0.31	0.3110
Instalaciones eléctricas	0.10	0.10	0.11	0.10	0.1003
Construcción civil	0.25	0.29	0.18	0.29	0.2909
Áreas verdes	0.15	0.12	0.10	0.12	0.1204
Instalación de los Servicios	0.40	0.55	0.70	0.55	0.5517
Total C. D.					3.130
COSTOS INDIRECTOS					
Ingeniería y supervisión	0.33	0.32	0.33	0.32	0.3210
Gastos de construcción	0.39	0.34	0.41	0.34	0.3411
Gastos legales	0.04	0.04	0.04	0.04	0.0401
Tipo de contrato	0.17	0.19	0.22	0.19	0.1906
Contingencias	0.35	0.37	0.44	0.37	0.3712
Total C.I.					1.264
Costo inmovilizado (CI)					4.809

Fuente:Elaboración propia

a) Costo del catalizador

El costo del catalizador se dará únicamente para establecer el capital que se invertirá, una vez arrancado la planta se hará un tipo de regeneración, adicionando el porcentaje de catalizador que se pierda cada vez que se haga su respectivo mantenimiento.

De acuerdo al artículo de LESHKOV (2007) el catalizador de la etapa de hidrogenólisis que consiste en una mezcla de Cu-Ru en base de carbono, está compuesto de 10% de Ru que sería el elemento más costoso en el catalizador, es por eso que el costo que desarrollaremos está basado únicamente en cuánto costaría el metal noble presente en el catalizador, sin embargo el costo del catalizador sería un poco más elevado que el que se calculará.

Ru=10% del catalizador

El precio del Ru en el mercado internacional (23 de noviembre del 2012) de acuerdo al sitio <http://www.noble.matthey.com/>, es de 100 US\$/oz.

$$Ru = 100 \frac{U\$\$}{oz.} \times \frac{1oz.}{28.3g.} = 3.4 \frac{U\$\$}{g}$$

En base al artículo, nos indica que presenta una velocidad espacial expresados en peso por hora (que es definido como gramos de HMF por hora por gramo de catalizador) igual a $0.15 h^{-1}$.

$$0.15 h^{-1} = \frac{\dot{m}_{HMF}}{m_{cat.}} \Rightarrow 0.15 = \frac{183 \frac{kg}{h}}{m_{cat.}} \Rightarrow m_{cat.} = 1220 kg$$

Ahora como mencionamos que:

$$m_{Ru} = 10\% m_{cat.} \Rightarrow m_{Ru} = 122 kg$$

Con esto calculamos el costo de Ru,

$$C_{Ru} = 122 kg \times \frac{1000g}{1kg} \times \frac{3.4 U\$\$}{g} \Rightarrow C_{Ru} = 414800 US\$$$

Este mismo procedimiento se desarrolló para las diferentes escalas de plantas que se verán más adelante obteniendo lo siguiente:

Tabla 7.4: Costo del catalizador para N=20 y N=50

ESCALA	COSTO CATALIZADOR (US\$)
N=20	8296000
N=50	20740000

Fuente: Elaboración propia

Como acotamos anteriormente estamos involucrando solo el costo del metal noble mas no de todo el catalizador, debido a que en el artículo no nos indica su composición general, para ello se tendría que hacer una mayor investigación en esta parte.

El costo del catalizador que será parte del capital inmovilizado retornará en el año 16, tiempo el cual culmina la operatividad de la planta.

b) Capital circulante

Es el capital destinado al funcionamiento del negocio que asegura el rendimiento del capital inmovilizado. Es decir, el capital necesario para el funcionamiento de la planta.

Corresponde a la compra de materias primas, la producción y el que tenemos en caja. Este capital no pierde valor, si no se tiene en cuenta la inflación, permanece constante.

Se calcula como el 20% del capital inmovilizado.

$$\text{Capital circulante} = 0.2 \times (4.8086 \text{ MMUS\$}) = 0.9617 \text{ MMUS\$}$$

La inversión Inicial total sería:

Tabla 7.5: Costo del capital inicial

DESCRIPCIÓN	PRECIO (MMUS\$)
Capital Inmovilizado	4.8086
Capital Circulante	0.9617
Inversión Inicial	5.7703

Fuente:Elaboración propia

7.2) Estimación del costo de producción

Valor expresado en dinero de bienes y prestaciones usados para conseguir el objetivo de la empresa, es decir, llegar a la producción deseada.

Para realizar el cálculo de los gastos de producción se utiliza el Método de Vian, donde se sigue teniendo en cuenta el método de porcentajes, que separa los costes de producción en dos partidas: gastos de fabricación y manufactura y gastos generales.

7.2.1) Gastos de fabricación y manufactura

a) Materia prima

Para determinar el coste de las materias primas utilizadas, es necesario saber el precio orientativo de cada una de ellas.

El precio de tonelada de fructosa estamos considerando 300 US\$/ton que vendría a ser el costo de producción, en cambio sí compráramos la fructosa de terceros, el coste vendría a ser de alrededor de 700 US\$/ton que este es el precio internacional de la fructosa, y como vemos es un precio muy elevado. Es por eso que este proyecto está orientado para una expansión de una planta que ya produce fructosa con lo que evitamos comprar esto como materia prima y el valor que vendría a cabo sería el costo de producción de este compuesto.

A partir de las necesidades anuales de materias primas, el coste anual se puede observar en la tabla:

Tabla 7.6: Lista de precios de la materia prima

MATERIA	Kg/h	TM/A	PRECIO(US\$/TM)	COSTO ANUAL (US\$/A)
Fructosa	300	2520	300	756000
HCl (31%)	2	16.8	295	4956
1-butanol	52	436.8	1350	589680
Agua	798	6703.2	1.2	8044
Hidrogeno	10	84	550	46200
TOTAL				1404880

Fuente: Elaboración propia

b) Mano de obra directa

El costo de la mano de obra que se necesitara para esta planta está dado por una fórmula que nos relaciona con el número de unidades presentes en el proceso [10], esta basada en una data obtenida de varias compañías químicas, la ecuación se presenta a continuación:

$$N_{OL} = (6.29 + 31.7P^2 + 0.23N_{np})^{0.5}$$

N_{OL} : Numero de operarios por turno.

P: Numero de etapas de procesos que involucran el manejo de partículas sólidas.

N_{np} : es el número de procesos que no involucran el manejo de partículas sólidas (compresión, calentamiento, enfriamiento, mezclado y reacción)

En este proceso se considera el $P=0$

$$N_{np} = \sum \text{equipos}$$

Tabla 7.7: Lista del número de unidades presentes en la planta (cálculo del número de operarios)

TIPO DE EQUIPO	NÚMERO DE EQUIPOS	N_{NP}
Compresores	1	1
Intercambiadores	7	7
Calentadores/Hornos	5	5
Bombas*	8	-
Columnas	5	5
Reactores	2	2
Separador*	3	-
TOTAL		20

*Bombas y separadores no son contados en la evaluación N_{np} .

Fuente: Elaboración propia

$$N_{OL} = (6.29 + 31.7(0)^2 + 0.23(20))^{0.5} = 3.3$$

El número de operarios requeridos por turno = 3.3

Un operador normalmente trabaja en promedio 49 semanas (3 semanas fuera por vacaciones y enfermedad) al año, 8 horas por turno cada semana. Esta cantidad da (49 semanas/año x 5 turnos/semana) 245 turnos por cada operador al año.

Una planta química normalmente trabaja 24 horas/día y como consideramos que la planta labora 350 días/año, esto requiere (350 días/año x 3 turnos/día) 1050 turnos operativos por año. El número de operarios necesarios para abarcar el número de turnos es [(1050 turnos/año)/(245 turnos/operarios/año)] o un poco más de 4.3 operarios.

Calculando el número de operarios requeridos:

$N_{operarios} = 4.3 \times 3.3 = 14.2$ Redondeando resulta 15 operarios. Sin embargo, asignamos que un operario trabaja 49 semanas y no las 52 semanas completas del año, entonces se requerirá de un operario más para rotar a cada operario que tome sus días libres,

$$N_{operarios} = 15 + 1 = 16$$

Asumiremos que cada operario gana al año un total de 30000 US\$ con todos sus bienes.

Tabla 7.8: Costo de mano de obra directa (Número de operarios)

# OPERARIOS	SUELDO (US\$/AÑO)	COSTO TOTAL (US\$/AÑO)
16	30000	480000

Fuente: Elaboración propia

c) Mano de obra indirecta

Mano de obra no asociada al proceso: manufactura, personal de fabricación sin contar los operarios (por ejemplo, carga de columna, personal de fábrica, supervisores, vigilancia, alumnos, etc.).

Se calcula como el 20% de la mano de obra directa.

$$MOI = 20\%(MOD) \Rightarrow MOI = 0.2(480000) = 96000US\$$$

d) Patentes

Las patentes se pagan en concepto de derecho de explotación de un proceso. Como no hay planta existente que tenga alguna tecnología de producción de DMF no se necesitara pagar ningún tipo de patente.

e) Catalizador e insumos

Normalmente un catalizador tiene una vida de 2 años. Será considerado que cuando el catalizador sea regenerado, es decir en su etapa de mantenimiento se recuperará el 99% de los metales. Por tanto cada 2 años se necesitara de incorporar el 1% de los metales perdidos por su desgaste, lo cual sería la suma de 1% del costo del catalizador con el que se inició, es decir 4148 US\$/2 años. Sin embargo, el costo de producción es anual, es por ello que consideraremos que su mantenimiento es de 2074 US\$. No obstante recordar que es cada 2 años su mantenimiento.

Este mismo procedimiento se desarrolló para el análisis de las 2 plantas de diferentes escalas que se verán más adelante.

f) Servicios

En este apartado se incluyen los principales servicios necesarios en el proceso de producción del DMF. En la tabla se observa los costos de cada uno de ellos.

- Electricidad:

Tabla 7.9: Lista de la cantidad de energía utilizada por cada equipo

NUMERO DE EQUIPO	TIPO DE EQUIPO	ENERGÍA(KW/H)	ENERGÍA(KWH/A)
P-100	Bomba	0.1582	1329
P-101	Bomba	0.0458	385
P-102	Bomba	0.4067	3416
P-103	Bomba	1.241	10424
P-104	Bomba	0.016	135
P-105	Bomba	0.2848	2392
P-106	Bomba	0.003	25
P-107	Bomba	0.0053	44
K-100	Compresor	10.28	86352
TOTAL			104503

Fuente: Elaboración propia

- Agua:

Tabla 7.10: Lista de la cantidad de agua de enfriamiento utilizada por los intercambiadores

NOMBRE DEL EQUIPO	Q(KW)	M(Kg/s)	M ³ /H	m ³ /A
E-103	1095.0	26.196	94.306	792172
E-104	502.4	12.019	43.269	363459
E-105	222.7	5.328	19.180	161111
E-106	39.85	0.953	3.432	28829
E-107	13.52	0.323	1.164	9781
E-108	2.576	0.062	0.222	1864
E-111	3.048	0.073	0.263	2205
CRV-100	21.56	0.516	1.857	15597
CRV-101	122.0	2.919	10.507	88260
CONDENSADOR (T-101)	264.5	6.328	22.780	191351
CONDENSADOR (T-102)	312.6	7.478	26.922	226149
CONDENSADOR (T-103)	572.8	13.703	49.332	414389
TOTAL				2295168

Fuente: Elaboración propia

El cálculo de la cantidad de agua de enfriamiento, se utilizó a siguiente ecuación:

$$Q = mC_p\Delta T$$

Para $Q = \text{KW}$, $C_p = 4.18 \text{ J/g}^\circ\text{C}$ y $\Delta T = 10^\circ\text{C}$ (considerando que el agua está disponible a 20°C y sale a 30°C).

Tabla 7.11: Costo de los servicios generales de la planta

SERVICIOS	PRECIO	CONSUMO ANUAL	COSTO
Electricidad	0.123 US\$/KW	100428KW/A	12854 US\$/A
Agua de enfriamiento	0.067 US\$/m ³	2295168 m ³ /A	153776 US\$/A
Total			166630 US\$/A

Fuente: Elaboración propia

g) Suministros

El coste de fabricación derivado de los suministros hace referencia a la adquisición de forma regular de materiales que no son materias primas, como lubricantes, herramientas, vestuario adecuado. El rango típico de este coste es 0.1-1.5% de capital inmovilizado (CI) sin contar el costo del catalizador, se ha considerado un valor estándar, el 0.3%.

$$SU = 0.3\%(CI) = 0.003(4393757 \text{ US\$}) = 13181 \text{ US\$}.$$

h) Mantenimiento

El coste de fabricación derivado del mantenimiento hace referencia a las revisiones anuales, la sustitución de piezas o reparaciones por posibles problemas. El rango típico de coste es 5-7% del capital inmovilizado (CI) sin contar el costo del catalizador, se ha considerado un valor del 5%.

$$M = 5\%(CI) = 0.05 (4393757 \text{ US\$}) = 219688 \text{ US\$}.$$

i) Laboratorio

Para poder garantizar la calidad de los productos fabricados y de las materias primas que llegan, es necesaria la instalación de un laboratorio.

El coste que supone es un porcentaje de la mano de obra directa, cogiendo un valor estándar del 15%.

$$L = 15\%(\text{MOD}) = 0.15 (480000 \text{ US\$}) = 86400 \text{ US\$}.$$

j) Envasado

Este apartado hace referencia al coste de envasado del producto producido; en el caso de la planta de DMF, los productos acabados son líquidos que serán recogidos por camiones cisterna en planta.

Así que se considera nulo el coste de envasado.

k) Expedición

Costes derivados del transporte del producto de planta al consumidor. Vendrán determinados en función de la distancia, del medio de transporte, de la naturaleza del producto y de su peligrosidad entre otros. El coste de expedición será nulo, ya que estos costos de transportes correrán a cargo del consumidor solicitante del producto.

l) Directivos y empleados

Se trata del salario del personal que se encuentra en la planta gestionando el correcto funcionamiento del proceso. Se calcula como el 10-40% de la mano de obra directa.

Consideraremos un valor del 30%

$$D = 30\%(\text{MOD}) = 0.3 (480000 \text{ US\$}) = 144000 \text{ US\$}$$

m) Amortización

No se trata de un coste físico ya que es un coste asociado a la pérdida de valor de las instalaciones productivas.

En este apartado, este bloque no se tendrá en cuenta ya que posteriormente se hará el cálculo del valor de caja y se contara por separado.

n) Alquiler

Este coste viene dado por el alquiler de la parcela y de la maquinaria. La parcela donde se encuentra la planta de DMF es de compra y la maquinaria también.

Así únicamente se contabiliza el alquiler del tanque de nitrógeno, para inertizar los tanques de almacenamiento. En la tabla se observa el coste de este.

Tabla 7.12: Costo de alquiler (tanque de Nitrógeno)

TANQUES DE NITROGENO	ALQUILER MENSUAL (US\$)	COSTO (US\$/A)
1	500	5500

Fuente: Elaboración propia

o) Impuestos

El coste de las tasas corresponde a todo el coste físico efectuado a las administraciones correspondientes y no atribuidas a los beneficios.

En este apartado, este bloque no se tendrá en cuenta ya que posteriormente se hará el cálculo del valor de caja y se contara por separado.

p) Seguros

Se incluyen los costos referentes a seguros sobre instalaciones y edificios. En cambio, no se incluyen el costo generado por seguros sobre personas físicas.

El costo de los seguros se evalúa como un 0.7% del capital inmovilizado(CI) sin contar el costo del catalizador.

$$SE = 0.7\%(CI) = 0.007(4393757 \text{ US\$}) = 30756 \text{ US\$}.$$

Una vez evaluados todos los costos individualmente; se presenta en la siguiente tabla los costos totales

Tabla 7.13: Costo de fabricación anual de la planta

COSTE DE FABRICACION	U\$
Materia prima	1404880
Mano de obra directa	480000
Mano de obra indirecta	96000
Patentes	0
Catalizadores	2074
Servicios generales	166630
Suministros	13181
Mantenimiento	219688
Laboratorio	86400
Envasado	0
Expedición	0
Directivos y empleados	144000
Amortización	0
Alquiler	5500
Impuestos	0
Seguros	30756
Total	2649109

Fuente:Elaboración propia

7.2.2) Costos generales

Estos costos son los gastos originados por las ventas de los productos. Se dividen en cuatro bloques diferenciados.

a) Gastos comerciales

Los costos comerciales son todos aquellos relacionados con la publicidad, la venta y el marketing. Se trata de costos atribuidos a la venta del producto.

Se recomienda una evaluación entre el 5-20% del coste de fabricación. En el caso de la planta de DMF se decide que sea un 5%.

$$GC = 5\% (2649109 \text{ US\$}) = 132456 \text{ US\$}$$

b) Gastos de gerencia

Se trata de un costo fijo, ya que no depende del ritmo de producción. Dentro de estos costos se encuentran los sueldos de gerencia y administración de la planta.

El costo de gerencia se suele calcular como un 3-6% del costo de fabricación. En este caso se escoge aplicar un 3%.

$$G = 3\%(2649109 \text{ US\$}) = 79473 \text{ US\$}.$$

c) Gastos financieros

Costos asociados a los intereses de capitales invertidos en el negocio. Se evalúan según el interés del capital prestado. Este apartado tiene un valor nulo ya que se desconoce la cantidad que se ha solicitado para realización del proyecto.

d) Gastos R+D y servicios técnicos

En este apartado se evalúa el costo generado por proyectos de investigación y servicios técnicos

Se elige un valor del 1% sobre los costos de fabricación ya que normalmente se encuentran entre el 1-5%.

$$ST = 1\%(2649109 \text{ US\$}) = 26491 \text{ US\$}.$$

Por tanto, en la tabla se puede visualizar un resumen de los diferentes bloques y el valor de cada uno.

Tabla 7.14: Tabla de los costos generales

COSTOS GENERALES	FORMULA	COSTO(US\$)
Gastos comerciales	$0.05 \times C_F$	132456
Gastos de gerencia	$0.03 \times C_F$	79473
Gastos financieros	0	0
Gastos R+D y servicios técnicos	$0.01 \times C_F$	26491
Total		238420

Fuente:Elaboración propia

Después de obtener todos los costos generales, calculamos el costo de producción anual:

Tabla 7.15: Costo producción anual de la planta

COSTO DE PRODUCCION	COSTO(US\$)
Costo de fabricación	2649109
Costo de gerencia	238420
Total	2887529

Fuente: Elaboración propia

7.3) Cálculo del flujo neto de caja

Este flujo son los ingresos en bruto que obtiene la planta y se calcula restando a los ingresos por ventas los costos de producción.

$$NCF = Ventas - Costos de producción$$

Para obtener el valor neto tenemos que restar los impuestos, que se desgravan como el 30% de la base imponible. Esta viene dada por el beneficio bruto de caja menos la amortización del capital inicial invertido.

Se ha considerado que la planta tomará 3 años para su construcción, por ello el primer año (año -2) de construcción se aportará con el 15% de la Inversión Inicial, el siguiente año (año -1) se aportará el 35% y el último año (año 0) con lo restante que sería el 50% junto con ello se adjunta el capital circulante para que luego se dé inicio a la operatividad.

El primer año de funcionamiento (año 1) la producción será del 80% de la producción total, con el fin de conocer si hay fugas o si el funcionamiento es el adecuado, a partir del segundo año (año 2) la productividad será del 100%.

Esto hace que la base imponible sea negativa el primer año de ventas y, por tanto no debemos pagar impuestos ese año.

$$Base imponible = NCF - amortización$$

Donde la amortización es lineal.

$$NCF = (-CI - CC)_n + (V - C)_n - I \times [V - (C + A)]_{n-1}$$

Dónde:

- CC: Capital circulante.
- CI: Capital inmovilizado.
- V: Ventas.
- C: Costos.
- A: Amortización.
- I: Impuestos.

7.4) Estimación del precio de venta del DMF

Una vez calculado los costos totales tanto de inversión como el de producción, se calcula el precio de venta del DMF, debido a que este producto se desea establecer en el mercado, es decir no es un *commodity*; por lo tanto no presenta un valor internacional. Es por eso que nos conlleva a hacer este procedimiento a partir de iteraciones por medio de las siguientes condiciones:

$TIR > 16\%$ $TASA_DE_INTERES = 15\%$	}	Condiciones en que el proyecto es económicamente viable
--------------------------------------------	---	------------------------------------------------------------

De acuerdo a lo anterior colocamos que el tiempo de retorno del capital invertido vendría a ser de cuatro años.

A partir de eso pasamos a iterar con el objetivo de obtener el valor de los ingresos por ventas.

Tabla 7.16: Flujo de caja (NCF) (expresados en MMUS\$)

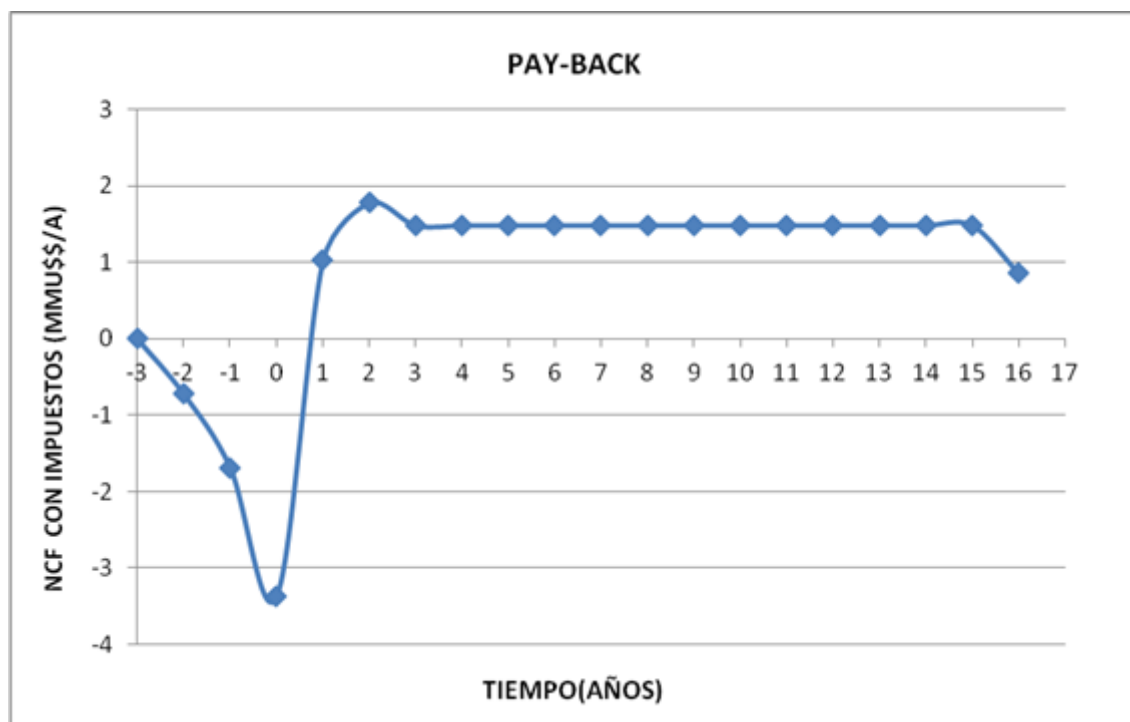
AÑO	-2	-1	0	1	2	3	4	5	6	7
Capital inmovilizado	0.7213	1.6830	2.4043							
Capital circulante			0.9617							
Ventas				3.9076	4.8845	4.8845	4.8845	4.8845	4.8845	4.8845
Costes				2.8875	2.8875	2.8875	2.8875	2.8875	2.8875	2.8875
NCF sin impuestos	-0.7213	-1.6830	-3.3660	1.0200	1.9969	1.9969	1.9969	1.9969	1.9969	1.9969
B=Ventas-costes				1.0200	1.9969	1.9969	1.9969	1.9969	1.9969	1.9969
Amortización				0.2929	0.2929	0.2929	0.2929	0.2929	0.2929	0.2929
Beneficio bruto				0.7271	1.7040	1.7040	1.7040	1.7040	1.7040	1.7040
Beneficio imponible				0.7271	1.7040	1.7040	1.7040	1.7040	1.7040	1.7040
Impuestos (30%)					0.2181	0.5112	0.5112	0.5112	0.5112	0.5112
NCF con impuestos	-0.7213	-1.6830	-3.3660	1.0200	1.7788	1.4857	1.4857	1.4857	1.4857	1.4857

Fuente: Elaboración propia

AÑO	8	9	10	11	12	13	14	15	16
Capital inmovilizado									0.4148
Capital circulante									0.9617
Ventas	4.8845	4.8845	4.8845	4.8845	4.8845	4.8845	4.8845	4.8845	
Costes	2.8875	2.8875	2.8875	2.8875	2.8875	2.8875	2.8875	2.8875	
NCF sin impuestos	1.9969	1.9969	1.9969	1.9969	1.9969	1.9969	1.9969	1.9969	1.3765
B=Ventas-costes	1.9969	1.9969	1.9969	1.9969	1.9969	1.9969	1.9969	1.9969	
Amortización	0.2929	0.2929	0.2929	0.2929	0.2929	0.2929	0.2929	0.2929	
Beneficio bruto	1.7040	1.7040	1.7040	1.7040	1.7040	1.7040	1.7040	1.7040	
Beneficio imponible	1.7040	1.7040	1.7040	1.7040	1.7040	1.7040	1.7040	1.7040	
Impuestos (30%)	0.5112	0.5112	0.5112	0.5112	0.5112	0.5112	0.5112	0.5112	0.5112
NCF con impuestos	1.4857	1.4857	1.4857	1.4857	1.4857	1.4857	1.4857	1.4857	0.8653

Fuente: Elaboración propia

Figura 7.1: Grafico de PAY-BACK de la planta



Fuente: Elaboración propia

a) Ingreso por ventas

Se calcula los ingresos que se obtienen por la venta del DMF y del ácido levulínico.

Tabla 7.17: Lista de venta de la planta

PRODUCTO	CANTIDAD PRODUCIDA (kg/h)	TM/A	PRECIO UNITARIO (US\$/tn)	PRECIO (US\$/A)
DMF	140	1176	Variable	-
Ácido Levulínico	23	193.2	3000	579600

Fuente: Elaboración propia

Los ingresos de venta obtenidos por medio de iteraciones son de:

VENTAS(US\$)	4884454.07
--------------	------------

$$V = 1176 \times C_{DMF} + 193.2 \times C_{Ac.}$$

$$4884454 = 1176 \times C_{DMF} + 193.2 \times 3000$$

$$C_{DMF} = 3660 \quad US\$/tn$$

Por lo tanto, el precio de venta del DMF nos resulta 3.66US\$/kg y una producción anual de 1176 TM. No obstante, este precio es un poco elevado en relación del etanol valorizado internacionalmente en 0.8US\$/kg. Esto se debe a que estamos diseñando una planta relativamente pequeña y en este aspecto no sería rentable.

7.5) Análisis de sensibilidad

En esta parte procedemos hacer un análisis en relación al factor de escalamiento, incrementando nuestra capacidad de planta y reducir los costos de inversión fija y con ello obtener un precio de venta menor y por ende más competitivo.

$$I_B = I_A \left(\frac{C_B}{C_A} \right)^F$$

Dónde,
 I_B e I_A : Inversión de la planta B y A.
 C_B y C_A : Capacidad de la planta B y A.
 F: Factor de escalamiento.

El valor de n para varios equipamientos está en torno de 0.6 que es conocido como **regla de seis decimos**. Entonces hacemos los análisis para un N=20 y N=50, las cuales son presentados a continuación.

Costo del capital inmovilizado (CI) sin contar el catalizador (solo equipos),

Tabla 7.18: Costo capital inmovilizado (sin catalizador) para N=1, N=20 y N=50

	ESCALA N=1	ESCALA N=20	ESCALA N=50
CI (U\$\$)	4393757	26512707	45942866

Fuente: Elaboración propia

Una vez obtenido los CI por medio de la ecuación de escalamiento, obtenemos el costo del capital inmovilizado (CI) contando el catalizador (equipos + catalizador), el capital circulante y el capital total.

Tabla 7.19: Capital total para tamaños de plantas N=1, N=20 y N=50

ESCALA	CI SIN CATALIZADOR (US\$)	CATALIZADOR (US\$)	CI (U\$)	CAPITAL CIRCULANTE CC (20% CI)	CAPITAL TOTAL (US\$)
N=1	4393757	414800	4808557	961712	5770269
N=20	26512707	8296000	34808707	6961742	41770449
N=50	45942866	20740000	66682866	13336573	80019439

Fuente: Elaboración propia

A continuación presentamos las tablas donde nos indica el NCF para los diferentes tipos de escala.

El desarrollo del cálculo de los egresos por producción se puede visualizar en los **ANEXO E y F**.

Tabla 7.20: Flujo de caja NCF para N=20 (expresados en MMUS\$)

AÑO	-2	-1	0	1	2	3	4	5	6	7
Capital inmovilizado	5.221	12.183	17.404							
Capital circulante			6.962							
Ventas				41.878	52.348	52.348	52.348	52.348	52.348	52.348
Costes				37.022	37.022	37.022	37.022	37.022	37.022	37.022
NCF sin impuestos	-5.221	-12.183	-24.366	4.856	15.325	15.325	15.325	15.325	15.325	15.325
B=Ventas-costes				4.856	15.325	15.325	15.325	15.325	15.325	15.325
Amortización				1.768	1.768	1.768	1.768	1.768	1.768	1.768
Beneficio bruto				3.088	13.558	13.558	13.558	13.558	13.558	13.558
Beneficio imponible				3.088	13.558	13.558	13.558	13.558	13.558	13.558
Impuestos (30%)					0.926	4.067	4.067	4.067	4.067	4.067
NCF con impuestos	-5.221	-12.183	-24.366	4.856	14.399	11.258	11.258	11.258	11.258	11.258

Fuente: Elaboración propia

AÑO	8	9	10	11	12	13	14	15	16
Capital inmovilizado									8.296
Capital circulante									6.962
Ventas	52.348	52.348	52.348	52.348	52.348	52.348	52.348	52.348	
Costes	37.022	37.022	37.022	37.022	37.022	37.022	37.022	37.022	
NCF sin impuestos	15.325	15.325	15.325	15.325	15.325	15.325	15.325	15.325	15.258
B=Ventas-costes	15.325	15.325	15.325	15.325	15.325	15.325	15.325	15.325	
Amortización	1.768	1.768	1.768	1.768	1.768	1.768	1.768	1.768	
Beneficio bruto	13.558	13.558	13.558	13.558	13.558	13.558	13.558	13.558	
Beneficio imponible	13.558	13.558	13.558	13.558	13.558	13.558	13.558	13.558	
Impuestos (30%)	4.067	4.067	4.067	4.067	4.067	4.067	4.067	4.067	4.067
NCF con impuestos	11.258	11.258	11.258	11.258	11.258	11.258	11.258	11.258	11.190

Fuente: Elaboración propia

Tabla 7.21: Flujo de caja NCF para N=50 (expresados en MMUS\$)

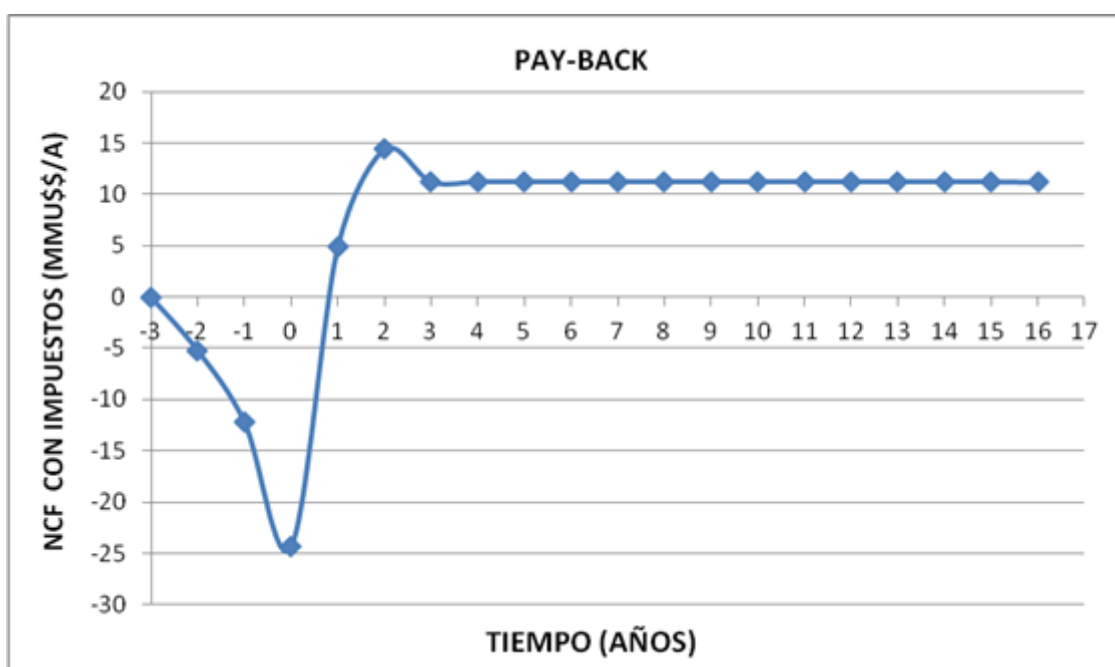
AÑO	-2	-1	0	1	2	3	4	5	6	7
Capital inmovilizado	10.002	23.339	33.341							
Capital circulante			13.337							
Ventas				95.998	119.997	119.997	119.997	119.997	119.997	119.997
Costes				89.944	89.944	89.944	89.944	89.944	89.944	89.944
NCF sin impuestos	-10.002	-23.339	-46.678	6.054	30.053	30.053	30.053	30.053	30.053	30.053
B=Ventas-costes				6.054	30.053	30.053	30.053	30.053	30.053	30.053
Amortización				3.063	3.063	3.063	3.063	3.063	3.063	3.063
Beneficio bruto				2.991	26.990	26.990	26.990	26.990	26.990	26.990
Beneficio imponible				2.991	26.990	26.990	26.990	26.990	26.990	26.990
Impuestos (30%)					0.000	8.097	8.097	8.097	8.097	8.097
NCF con impuestos	-10.002	-23.339	-46.678	6.054	30.053	21.956	21.956	21.956	21.956	21.956

Fuente: Elaboración propia

AÑO	8	9	10	11	12	13	14	15	16
Capital inmovilizado									20.740
Capital circulante									13.337
Ventas	119.997	119.997	119.997	119.997	119.997	119.997	119.997	119.997	
Costes	89.944	89.944	89.944	89.944	89.944	89.944	89.944	89.944	
NCF sin impuestos	30.053	30.053	30.053	30.053	30.053	30.053	30.053	30.053	34.077
B=Ventas-costes	30.053	30.053	30.053	30.053	30.053	30.053	30.053	30.053	
Amortización	3.063	3.063	3.063	3.063	3.063	3.063	3.063	3.063	
Beneficio bruto	26.990	26.990	26.990	26.990	26.990	26.990	26.990	26.990	
Beneficio imponible	26.990	26.990	26.990	26.990	26.990	26.990	26.990	26.990	
Impuestos (30%)	8.097	8.097	8.097	8.097	8.097	8.097	8.097	8.097	8.097
NCF con impuestos	21.956	21.956	21.956	21.956	21.956	21.956	21.956	21.956	25.979

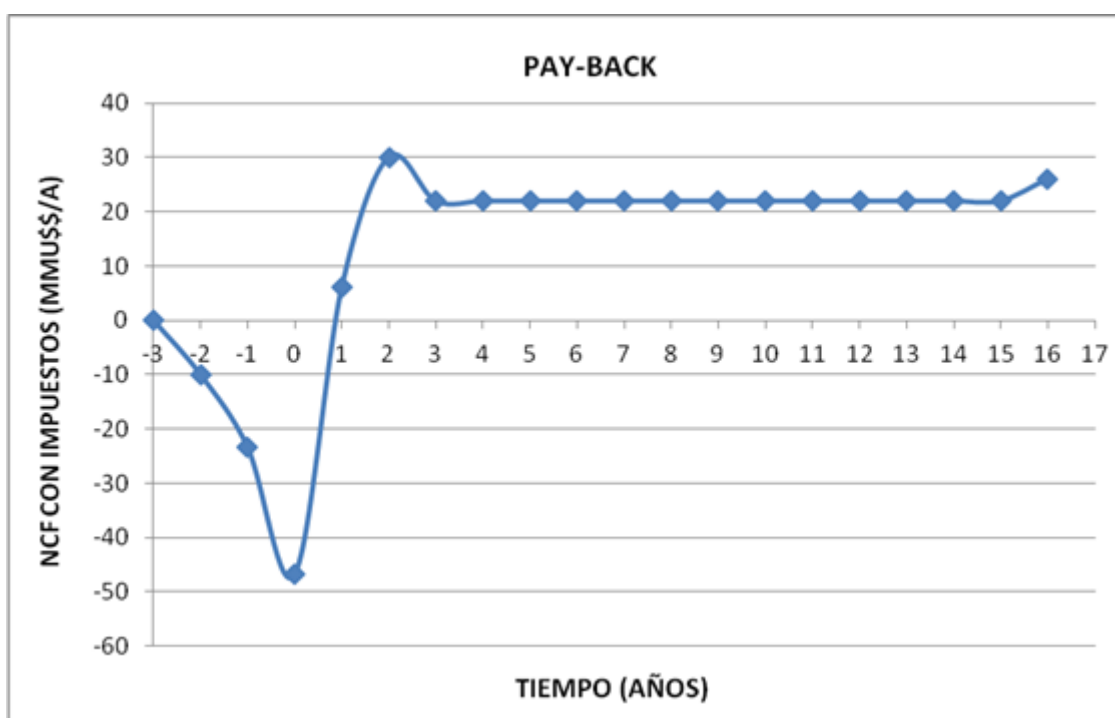
Fuente: Elaboración propia

Figura 7.2: Gráfico de PAY-BACK para N=20



Fuente: Elaboración propia

Figura 7.3: Gráfico de PAY-BACK para N=50



Fuente: Elaboración propia

Una vez obtenido el NCF se calcula los ingresos que se obtienen por la venta del DMF y del ácido levulínico en los diferentes escenarios que acabamos de establecer.

- Para N=20.

Tabla 7.22: Lista de venta de la planta N=20

PRODUCTO	CANTIDAD PRODUCIDA (kg/h)	TM/A	PRECIO UNITARIO (US\$/TM)	PRECIO (US\$/A)
DMF	2800	23520	Variable	-
Ácido Levulínico	460	3864	3000	11592000

Fuente: Elaboración propia

Los ingresos de venta obtenidos por medio de iteraciones son de:

VENTAS(US\$)	52347597.63
---------------------	-------------

$$V = 23520 \times C_{DMF} + 3864 \times C_{Ac.}$$

$$52347598 = 23520 \times C_{DMF} + 3864 \times 3000$$

$$C_{DMF} = 1733 \quad US\$ / tn$$

- Para N=50.

Tabla 7.23: Lista de venta de la planta N=50

PRODUCTO	CANTIDAD PRODUCIDA (kg/h)	TM/A	PRECIO UNITARIO (US\$/TM)	PRECIO (US\$/A)
DMF	7000	58800	Variable	-
Ácido Levulínico	1150	9660	3000	28980000

Fuente: Elaboración propia

Los ingresos de venta obtenidos por medio de iteraciones son de:

VENTAS(US\$)	119996983.8
---------------------	-------------

$$V = 58800 \times C_{DMF} + 9660 \times C_{Ac.}$$

$$119996984 = 58800 \times C_{DMF} + 9660 \times 3000$$

$$C_{DMF} = 1547 \quad US\$ / tn$$

Se observa claramente que el precio de venta y el costo de producción del DMF disminuyen considerablemente a través del aumento de la capacidad de la planta. Este método de multiplicar las cantidades de materias primas, utilitarios y otros componentes fue hecho para N=20 y N=50. Para este último factor se encontró un valor igual a 1547 US\$/TM o 1.547 US\$/kg. Un precio razonable ya que estamos hablando de un biocombustible en su fase de desarrollo. Así, en estas condiciones la planta de producción de DMF sería viable económicamente. Se podría mejorar su viabilidad y competir con biocombustibles ya establecidos como es el caso del etanol, optimizando los diferentes ciclos que se dan en el proceso, como el ciclo del 1-butanol con el fin de reducir la cantidad de butanol como materia prima o el mejoramiento de la etapa de hidratación en el reactor bifásico logrando un rendimiento mayor en la obtención del DMF, también lo que influye grandemente es el costo de la materia prima, su costo es muy elevado, para ello se deberían desarrollar investigaciones más profundas con otras fuentes de materia prima por ejemplo la glucosa que vendría a tener un precio mucho menor que la fructosa, otro factor es el solvente utilizado, se optó por el 1-butanol debido a que es producido a partir de la biomasa, para así decir que se está hablando de una biorefinería en todos sus aspectos, pero su costo es elevado y la cantidad influye bastante, se podría optar por el 2-butanol con un precio menor que el solvente utilizado, aunque este último se produzca del petróleo.

Tabla 7.24: Precio de venta de DMF para cada tamaño de planta N=1, N=20 y N=50

ESCALA	PRODUCCION (TM)	PRECIO (US\$/Kg)	PRECIO (US\$/L)
N=1	1176	3.660	3.258
N=20	23520	1.733	1.542
N=50	58800	1.547	1.377

Fuente: Elaboración propia

CAPITULO VIII: ANALISIS DE RESULTADOS

Luego de desarrollar el estudio técnico-económico para la producción de DMF a diferentes escalas N=1(1176TM), N=20(23520TM) y N=50(58800TM) se obtuvo el precio de venta más favorable de 1.377 US\$/L.

Sin embargo este precio de venta obtenido para el DMF es un poco elevado a comparación del etanol y gasolina, esto se debe al alto precio de la materia prima (fructosa) que en la actualidad se produce a un costo de 300 US\$/TM a partir de la caña de azúcar. No obstante este valor puede disminuir en un futuro siendo que el DMF tenga un precio aceptable en el mercado.

Tabla 8.1: Precio de venta (US\$/Bl) de la Gasolina, Etanol y DMF

PRECIO DE VENTA		
GASOLINA	ETANOL	DMF
126 US\$/bbl	112 US\$/bbl	218 US\$/bbl

Fuente: Elaboración propia

Así mismo este precio de venta es razonable tratándose de un nuevo biocombustible en su etapa de investigación, esto hace que posiblemente sea un gran candidato para reemplazar a la gasolina o el etanol en el futuro.

La disponibilidad de una carga de fructosa barata sería la clave para la viabilidad de la producción de DMF. Por ende es necesario desarrollar nuevos métodos para la obtención de fructosa a partir de la biomasa.

Otro factor que involucra también es el catalizador de Cu-Ru/C que influye altamente en su precio por ser un material costoso.

Es difícil evaluar una tecnología que se encuentra en sus primeras etapas de desarrollo. La tecnología analizada aquí está aun naciendo, y promover el desarrollo tecnológico en las diferentes áreas le dará una significativa reducción del costo que podría competir económicamente con otros combustibles, más aun tratándose de un compuesto con propiedades muy atractivas.

CAPITULO VIII: CONCLUSIONES

- Debido a su alto precio del DMF a las condiciones actuales para competir con otros combustibles puede ser utilizado como aditivo para mejorar la mezcla de biocombustibles y de gasolinas.
- Investigaciones futuras podrían hacer al DMF disminuir su precio y lograr ser un gran competidor en el sector de biocombustibles.
- Se llegó a obtener un valor de precio de venta para el DMF a escala industrial para diferentes tamaños de planta. Siendo el menor valor 1.37US\$/L que para ser un biocombustible en desarrollo es bastante aceptable.
- Se obtiene como producto secundario Acido Levulínico que posteriormente es vendido, para generar ingresos a la planta, este producto es esencial y primordial para la elaboración de poliuretanos y poliésteres.
- El proceso emite una cantidad mínima de CO₂ a la atmosfera a comparación de otros procesos de obtención de biocombustibles como el etanol o biodiesel, la cantidad que se elimina de CO₂ solo proviene de la combustión por parte de los combustibles utilizados en los hornos.
- EL DMF posee mejores propiedades que el etanol para el uso como biocombustible. Mayor RON, mayor densidad energética siendo 40% mayor, es prácticamente hidrofóbico; casi no se mezcla con el agua; no se generan pérdidas de volatilidad por su elevada temperatura de ebullición (94°C) y su comportamiento en el motor es muy parecido al de la gasolina y con ello se evitan grandes modificaciones en los actuales motores de combustión interna si se quiere hacer una mezcla.
- Debido a su alto precio como biocombustible para el sector automovilístico y su poder energético mayor que el etanol se podría utilizar como alternativa para uso aeronáutico; es decir, como combustible para aviones.

CAPITULO IX: RECOMENDACIONES

- Debido al alto costo de la fructosa, se debe de investigar con otra fuente de materia prima como la glucosa que tiene un precio mucho menor y está presente en desechos agrícolas, residuos lignocelulósicos, madera, etc., y pasaría a ser un biocombustible de segunda generación, con el cual se reduciría altamente el costo de producción de DMF, otra alternativa sería desarrollar una tecnología con un mayor rendimiento de la conversión de glucosa \leftrightarrow fructosa a través de la enzima isomerasa.
- Actualmente en la selva peruana aproximadamente 80% de la producción de frutas son desechadas, este puede ser una potencial fuente de materia prima para la obtención de fructosa.
- Hacer un análisis de la viabilidad de separar el Ácido fórmico obtenido como subproducto a tamaños de plantas mayores para luego tener un ingreso por ventas.
- La cantidad de bagazo que se desecha en la elaboración de fructosa, puede ser usado como un tipo de combustible para los hornos en el proceso de producción del DMF y así reducir costos.
- Continuar con las investigaciones de la cinética de transformación de fructosa a HMF y de HMF a DMF.
- Optimizar la recuperación, reciclo del solvente transportador (1-butanol).
- Desarrollar pruebas en laboratorio con otros solventes con un precio menor como el 2-butanol, hexano, 2 etil-hexanol, etc.
- Desarrollar sinergias o jointventures con otras empresas que emplean biomasa como materia prima para sus procesos y así reducir costos de servicios.

CAPITULO X: BIBLIOGRAFIA

- [1] Scragg, A. (2009) Biofuels Production, application and development, 1era Edicion, Edit. CABI Head Office, UK.
- [2] LESHKOV, Y.R.; BARRETT, C.J.; LIU, Z.Y.; DUMESIC, J.A. Production of dimethylfuran for liquid fuels from biomass-derived carbohydrates. *Nature*, v. 447, p. 982-986, June 2007.
- [3] Gazzoni, D. Biocombustibles y alimentos en América Latina y el Caribe, p. 55-56.
- [4] Crispin, N. y Quintero, J., (2008). Análisis de Costos de Producción de Biocombustible en Perú: Una Dimensión Social. www.fao.org/docrep/013/i1712s/i1712s06.pdf
- [5] Ritchie Daniel, GuohongTian, HongmingXu, Miroslaw L, Wyszynski, Xuesong Wu, Zuohua Huang (2010). University of Birmingham. Effect of spark timing and load on a DISI engine fuelled with 2,5dimethylfuran.
- [6] Centi, G. and Van Santen, A. (2007). *Catalysis for Renewables from Feedstock to Energy Production*, 1ra Edicion, Edit. WILEY-VCH, Weinheim.
- [7] Mäki-Arvela, P.; Salminen, E.; Rittonen, T.; Virtanen, P.; Kumar, N. and Pekka, J. (2011). The Challenge of Efficient Synthesis of Biofuels from Lignocellulose for Future Renewable Transportation Fuels.
- [8] Simonetti, D. and Dumesic, J.(2009). Catalytic Production of Liquid Fuels from Biomass-Derived Oxygenated Hydrocarbons: Catalytic Coupling at Multiple Length Scales.

- [9] IATA. and McGill University. 2nd Generation Biomass Conversion Efficiency.
<http://www.iata.org/SiteCollectionDocuments/Documents/IATAConversionTechnologiesFinalv2.pdf>
- [10] Turton, R.; Bailie, R.C.; Whiting, W.B.; Shauwitz, J.A. (2003). Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes, 2da Edición, Edit. Prentice Hall, USA.
- [11] Peters, M. and Timmerhaus K. (1991). Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 4ta Edición, Edit. McGraw-Hill, Inc., USA.

CAPITULO XI: ANEXOS

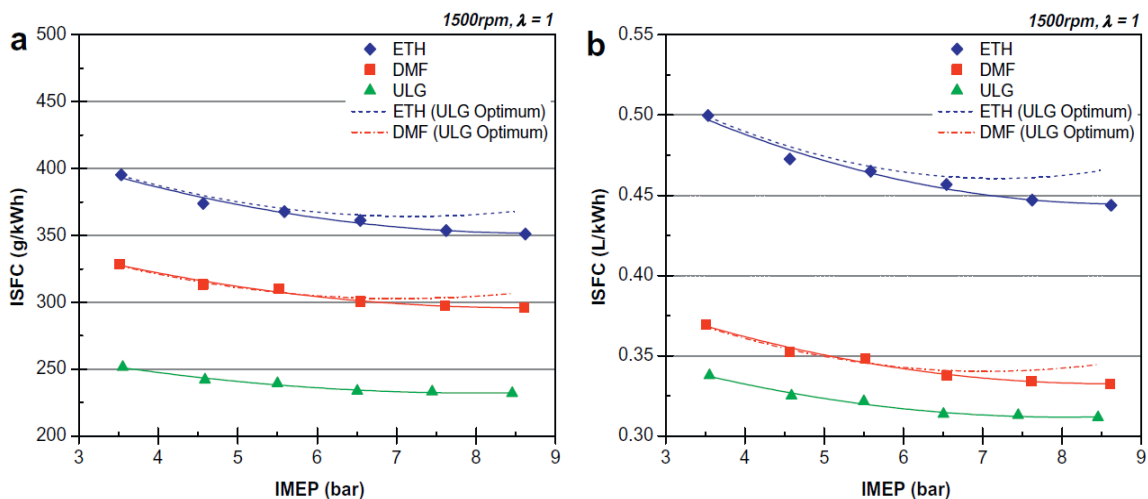
ANEXO A: COMPORTAMIENTO DEL DMF, ETANOL Y GASOLINA EN UN CILINDRO DE COMBUSTIÓN.

Tabla A.1: Abreviaturas y notación de expresiones utilizadas

CO	Monóxido de Carbono	NOx	Óxido de Nitrógeno
CO ₂	Dióxido de Carbono	PM	Problemas de Partículas
CAD	Grados de ángulo de Cigüeñal	RON	Numero de Octanaje
IMEP	Presión efectiva media indicada	RPM	Revoluciones por Minuto
KL-MBT	Torque máximo de freno de límite de detonación	ULG	Gasolina sin plomo
MBT	Máximo Torque de Freno	ETH	Etanol
MFB	Fracción de masa quemada	DMF	2.5 Dimetilfurano

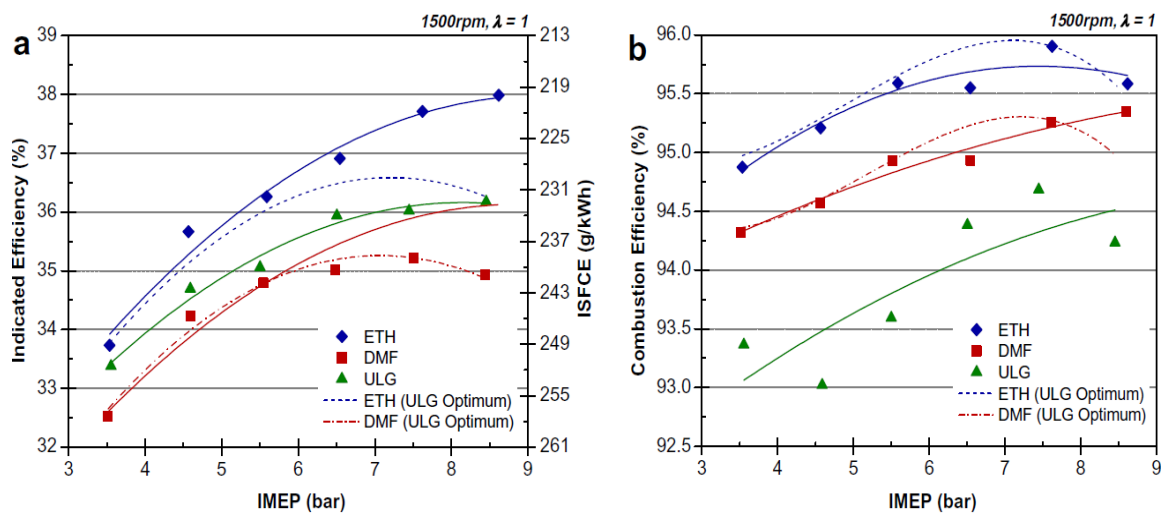
Fuente: *Effect of spark timing and load on a DISI engine fuelled with 2,5-dimethylfuran*

Figura A.1: Consumo específico de combustible (a) Gravimétrico y (b) Volumétrico



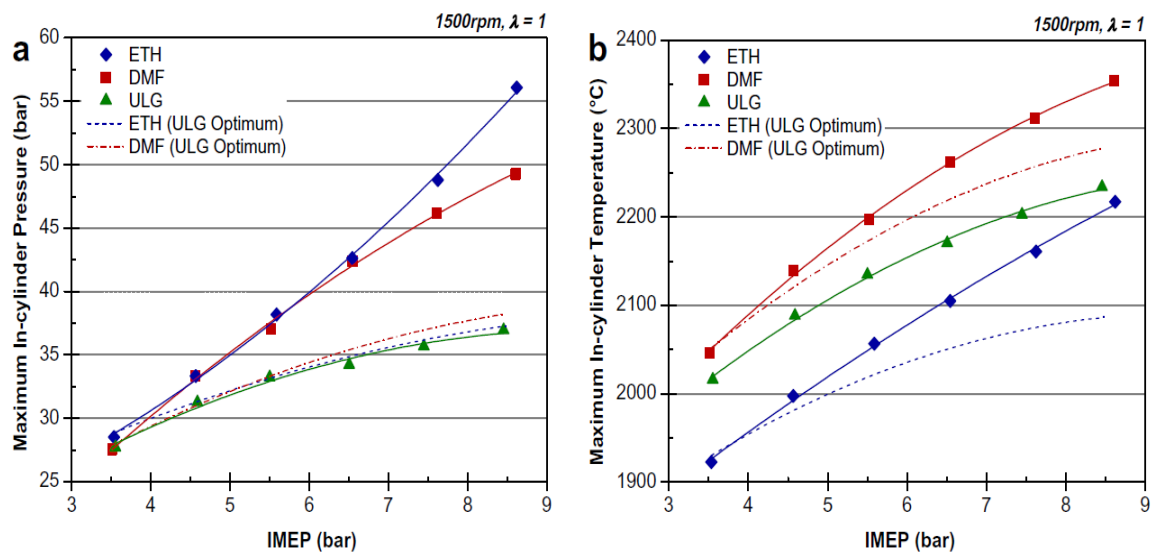
Fuente: *Effect of spark timing and load on a DISI engine fuelled with 2,5-dimethylfuran*

Figura A.2: (a) Eficiencia indicada/equivalencia de gasolina ISFC y (b) Eficiencia de combustión



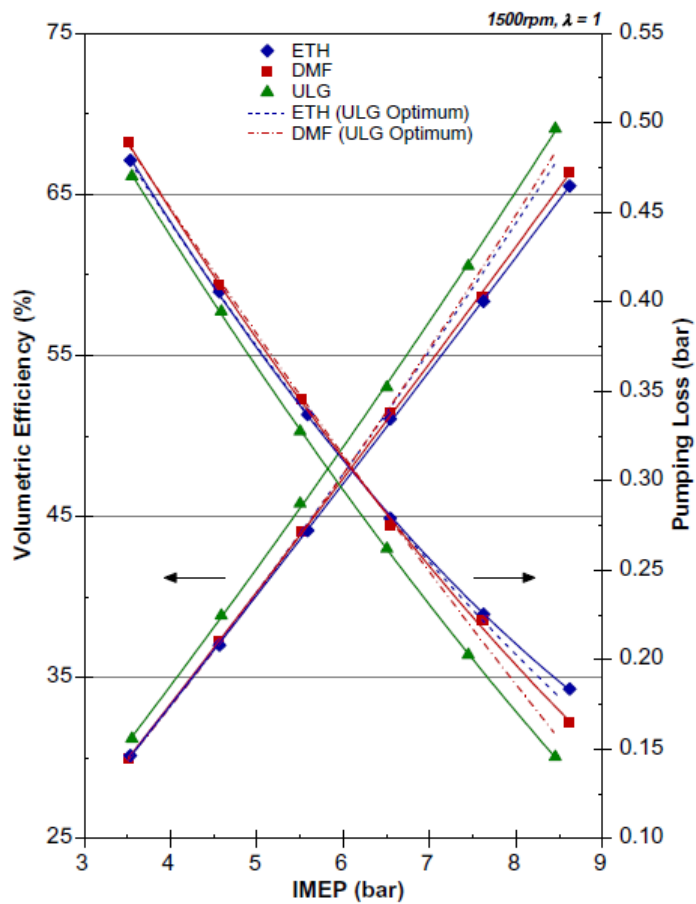
Fuente: *Effect of spark timing and load on a DISI engine fuelled with 2,5-dimethylfuran*

Figura A.3: (a) Máxima presión en el cilindro y (b) Temperatura alcanzada



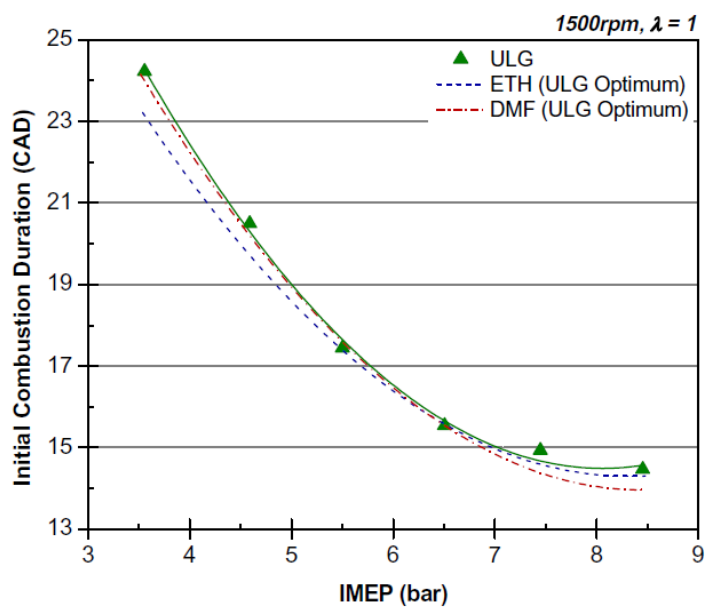
Fuente: *Effect of spark timing and load on a DISI engine fuelled with 2,5-dimethylfuran*

Figura A.4: Eficiencia volumétrica y pérdidas de presión



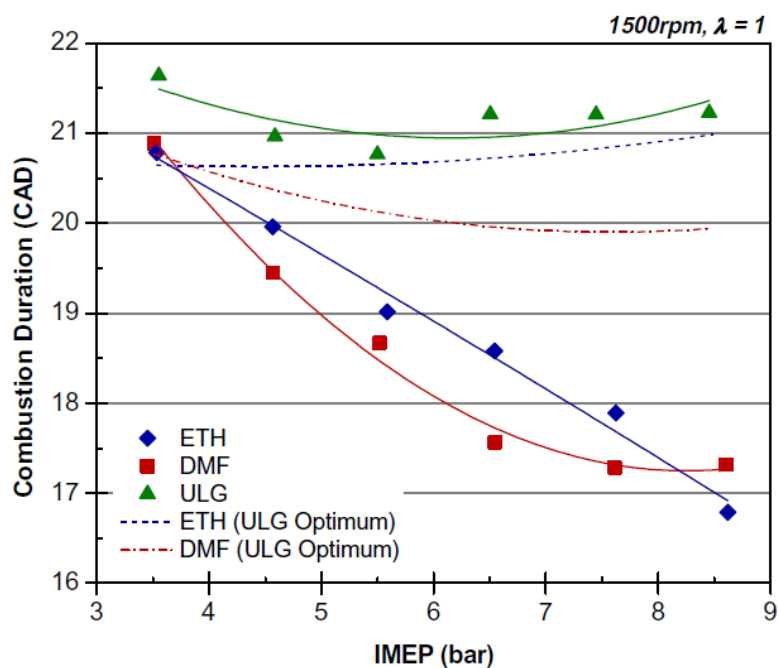
Fuente: *Effect of spark timing and load on a DISI engine fuelled with 2,5-dimethylfuran*

Figura A.5: Duraciones de combustión inicial (gasolina MBT/KL-MBT)



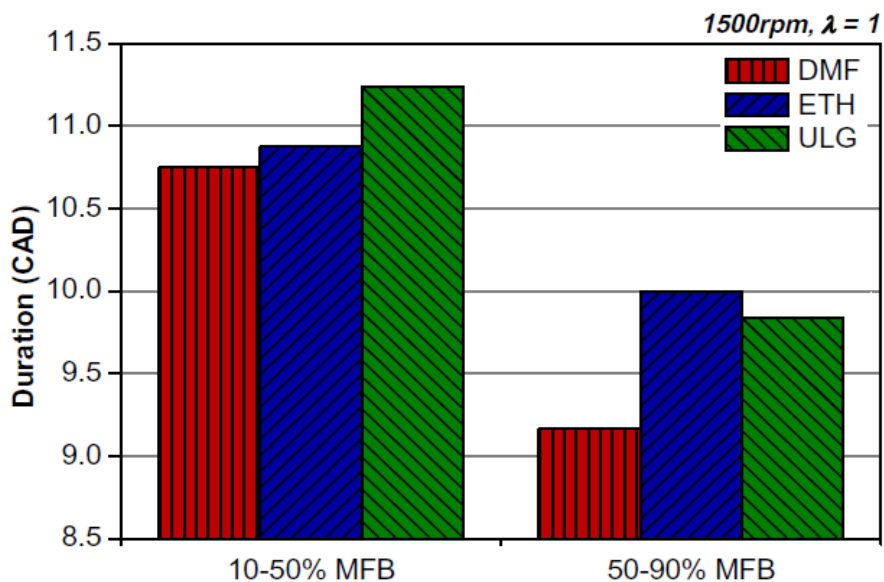
Fuente: *Effect of spark timing and load on a DISI engine fuelled with 2,5-dimethylfuran*

Figura A.6: Duración de combustión (CAD) para (10-90% MFB).



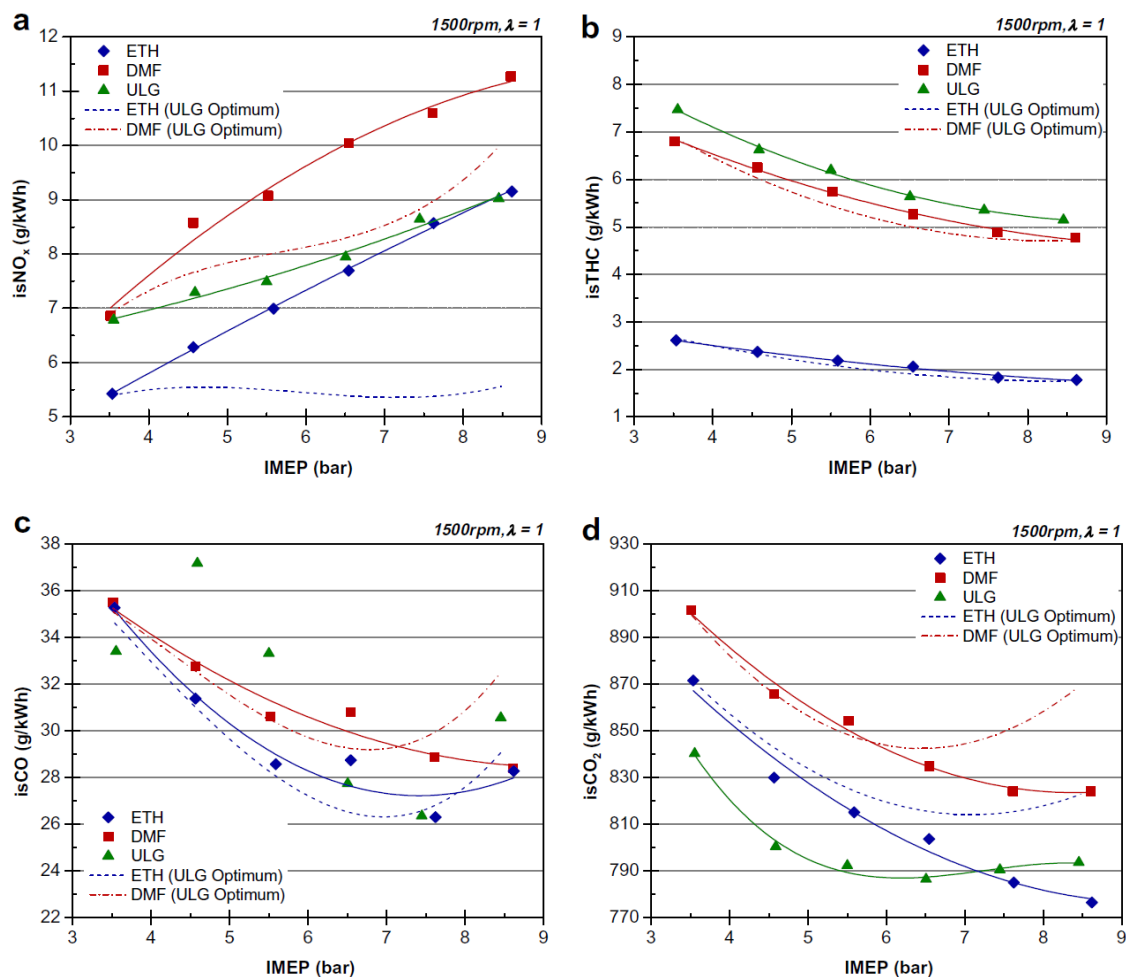
Fuente: *Effect of spark timing and load on a DISI engine fuelled with 2,5-dimethylfuran*

Figura A.7: Duración de combustión CAD a P=8.5 bar en IMEP



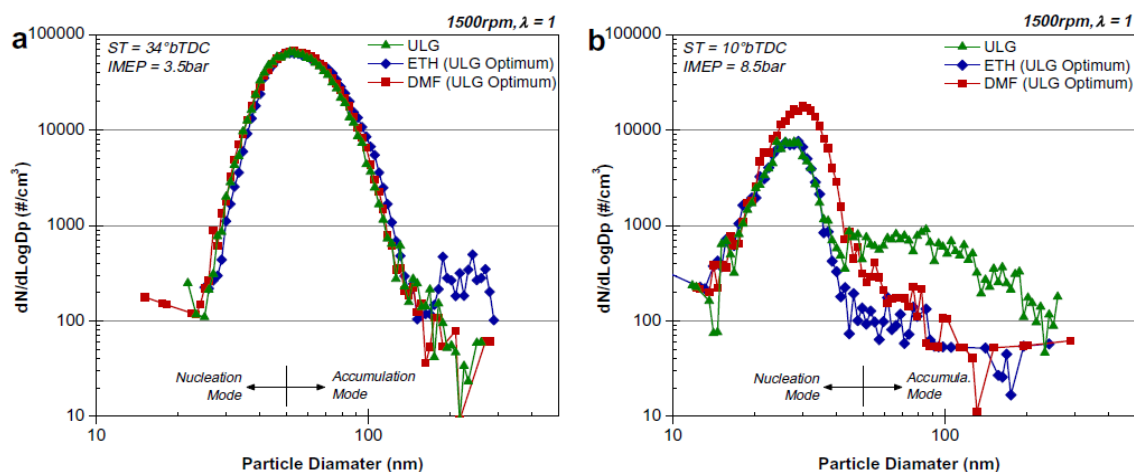
Fuente: *Effect of spark timing and load on a DISI engine fuelled with 2,5-dimethylfuran*

Figura A.8: Emisiones específicas (a) NO_x , (b) THC, (c) CO y (d) CO_2 .



Fuente: *Effect of spark timing and load on a DISI engine fuelled with 2,5-dimethylfuran*

Figura A.9: (a) Distribución de los tamaños de partículas emitidas a 3.5 bar y (b) a 8.5 bar IMEP usando Gasolina MBT/KL-MBT timing.



Fuente: *Effect of spark timing and load on a DISI engine fuelled with 2,5-dimethylfuran*

ANEXO B: ENSAYOS DE LABORATORIO CON DIFERENTES CATALIZADORES ÁCIDOS (SOLUCIÓN 30% FRUCTOSA)

Tabla B.1: Síntesis de HMF a partir de fructosa con diferentes catalizadores ácidos

Table Synthesis of HMF from Fructose						
sugar	solvent	catalyst (mol%)	additives (wt%)	<i>T</i> (°C)	time (h)	molar yield (%)
fructose	DMA-LiCl (10%)	—	—	80	5	58
fructose	DMA-LiCl (10%)	—	—	100	4	62
fructose	DMA-LiCl (10%)	—	—	120	2	65
fructose	DMA-LiCl (10%)	—	—	140	0.5	55
fructose	DMA-LiCl (10%)	H ₂ SO ₄ , 6	—	80	4	66
fructose	DMA-LiCl (10%)	CuCl ₂ , 6	—	80	4	66
fructose	DMA-LiCl (10%)	RuCl ₃ , 6	—	80	4	58
fructose	DMA-LiCl (10%)	PdCl ₂ , 6	—	80	5	60
fructose	DMA-LiCl (10%)	CuCl, 6	—	80	5	62
fructose	DMA-LiCl (1%)	H ₂ SO ₄ , 6	—	80	1	57
fructose	DMA	H ₂ SO ₄ , 6	—	80	1	16
fructose	DMA-LiCl (10%)	H ₂ SO ₄ , 6	—	100	5	63
fructose	DMA-LiCl (10%)	CuCl ₂ , 6	—	100	4	55
fructose	DMA-LiCl (10%)	RuCl ₃ , 6	—	100	5	65
fructose	DMA-LiCl (10%)	PdCl ₂ , 6	—	100	4	62
fructose	DMA-LiCl (10%)	CuCl, 6	—	100	5	62
fructose	DMA-LiCl (10%)	CrCl ₂ , 6	—	100	5	66
fructose	DMA-LiCl (10%)	H ₂ SO ₄ , 6	—	120	1	68
fructose	DMA-LiCl (10%)	CuCl, 6	—	120	3	71
fructose	DMA-LiCl (10%)	RuCl ₃ , 6	—	120	1.5	61
fructose	DMA-LiCl (10%)	PtCl ₂ , 6	—	120	3	66
fructose	DMA-LiCl (10%)	CuCl ₂ , 6	—	120	3	65
fructose	DMA-LiCl (10%)	H ₂ SO ₄ , 6	—	140	0.5	66
fructose	DMA-LiCl (10%)	CuCl, 6	—	140	0.5	58
fructose	DMA-LiCl (10%)	PtCl ₂ , 6	—	140	0.5	58
fructose	DMA-LiCl (10%)	CuCl ₂ , 6	—	140	0.5	62

Fructose was reacted at a concentration of 10 wt% relative to the total mass of the reaction mixture. The solvent composition is indicated by the wt% of LiCl relative to DMA with additive concentrations relative to the total mass of the reaction mixture. Catalyst loading is relative to fructose. Yields are based on HPLC analysis.

Fuente: LESHKOV (et.al 2007)

ANEXO C: ENSAYOS DE LABORATORIO CON DIFERENTES ADITIVOS (SOLUCIÓN 30% FRUCTOSA)

Tabla C.1: Síntesis de HMF a partir de fructosa con diferentes aditivos

Table Synthesis of HMF from Fructose with Additives						
sugar	solvent	catalyst (mol%)	additives (wt%)	T (°C)	time (h)	molar yield (%)
fructose	DMA-LiCl (10%)	CuCl ₂ , 6	[EMIM]Cl, 5	80	5	74
fructose	DMA-LiCl (10%)	CuCl ₂ , 6	[EMIM]Cl, 10	80	5	64
fructose	DMA-LiCl (10%)	CuCl ₂ , 6	[EMIM]Cl, 20	80	5	74
fructose	DMA-LiCl (10%)	CuCl ₂ , 6	[EMIM]Cl, 40	80	5	78
fructose	DMA-LiCl (10%)	H ₂ SO ₄ , 6	[EMIM]Cl, 5	80	4	70
fructose	DMA-LiCl (10%)	H ₂ SO ₄ , 6	[EMIM]Cl, 10	80	4	72
fructose	DMA-LiCl (10%)	H ₂ SO ₄ , 6	[EMIM]Cl, 20	80	4	78
fructose	DMA-LiCl (10%)	H ₂ SO ₄ , 6	[EMIM]Cl, 40	80	4	75
fructose	DMA-LiCl (10%)	CuCl ₂ , 6	[EMIM]Cl, 5	120	1	62
fructose	DMA-LiCl (10%)	CuCl ₂ , 6	[EMIM]Cl, 10	120	1.5	68
fructose	DMA-LiCl (10%)	CuCl ₂ , 6	[EMIM]Cl, 20	120	1	64
fructose	DMA-LiCl (10%)	CuCl ₂ , 6	[EMIM]Cl, 40	120	1	67
fructose	DMA-LiCl (10%)	H ₂ SO ₄ , 6	[EMIM]Cl, 5	120	1	61
fructose	DMA-LiCl (10%)	H ₂ SO ₄ , 6	[EMIM]Cl, 10	120	1	67
fructose	DMA-LiCl (10%)	H ₂ SO ₄ , 6	[EMIM]Cl, 20	120	1	69
fructose	DMA-LiCl (10%)	H ₂ SO ₄ , 6	[EMIM]Cl, 40	120	1	75
fructose	DMA-LiCl (10%)	CuCl, 6	[EMIM]Cl, 5	120	1.5	62
fructose	DMA-LiCl (10%)	CuCl, 6	[EMIM]Cl, 10	120	1.5	70
fructose	DMA-LiCl (10%)	CuCl, 6	[EMIM]Cl, 20	120	1	67
fructose	DMA-LiCl (10%)	CuCl, 6	[EMIM]Cl, 40	120	1.5	83
fructose	DMA	H ₂ SO ₄ , 6	LiF, 10	80	2	0
fructose	DMA	CuCl ₂ , 6	LiF, 10	80	2	0
fructose	DMA	H ₂ SO ₄ , 6	NaCl, 10	80	1	71
fructose	DMA	H ₂ SO ₄ , 6	NaI, 10	80	1	80
fructose	DMA	H ₂ SO ₄ , 6	CsF, 10	80	2	0
fructose	DMA	CuCl ₂ , 6	CsF, 10	80	2	0
fructose	DMA	H ₂ SO ₄ , 6	KCl, 1.5; 18-crown-6, 5.6	80	2	63
fructose	DMA	H ₂ SO ₄ , 6	KCl, 1.5	80	2	56
fructose	DMA	H ₂ SO ₄ , 6	KI, 10	100	5	92
fructose	DMA	H ₂ SO ₄ , 6	NaI, 10	100	5	91
fructose	DMA	H ₂ SO ₄ , 6	LiI, 10	100	6	89
fructose	DMA	H ₂ SO ₄ , 6	KBr, 10	100	2	92
fructose	DMA	H ₂ SO ₄ , 6	NaBr, 10	100	2	93
fructose	DMA	H ₂ SO ₄ , 6	LiBr, 10	100	4	92
fructose	DMA	H ₂ SO ₄ , 6	NaI, 8	120	0.2	84
fructose	DMA	H ₂ SO ₄ , 6	NaI, 0.5	120	0.2	52
fructose	DMA	H ₂ SO ₄ , 6	LiI, 8	120	0.2	85
fructose	DMA	H ₂ SO ₄ , 6	LiI, 0.5	120	0.2	62
fructose	DMA	H ₂ SO ₄ , 6	LiBr, 10	120	0.25	85
fructose	DMA	—	LiI, 10	120	3	16
fructose	DMA	—	LiBr, 10	120	3	63
fructose	DMA-LiCl (10%)	H ₂ SO ₄ , 6	[EMIM]BF ₄ , 20	100	2	71
fructose	DMA	H ₂ SO ₄ , 6	[EMIM]BF ₄ , 20	100	4	59
fructose	DMA-LiCl (10%)	H ₂ SO ₄ , 6	[EMIM]OTf, 20	100	1	71
fructose	DMA	H ₂ SO ₄ , 6	[EMIM]OTf, 20	100	2	48
fructose	DMA	H ₂ SO ₄ , 6	[EMIM]Cl, 20	100	2	84
fructose	DMA	H ₂ SO ₄ , 6	[EMIM]Br, 20	100	1	94
fructose	DMA	H ₂ SO ₄ , 6	[PMIM]I, 20	100	2	81
fructose	DMA	H ₂ SO ₄ , 6	[EtPy]Cl, 20	100	2	81
fructose	DMA	H ₂ SO ₄ , 6	[MBPy]Cl, 20	100	2	78
fructose	DMA	H ₂ SO ₄ , 6	[MMEIM]Cl, 20	100	2	79

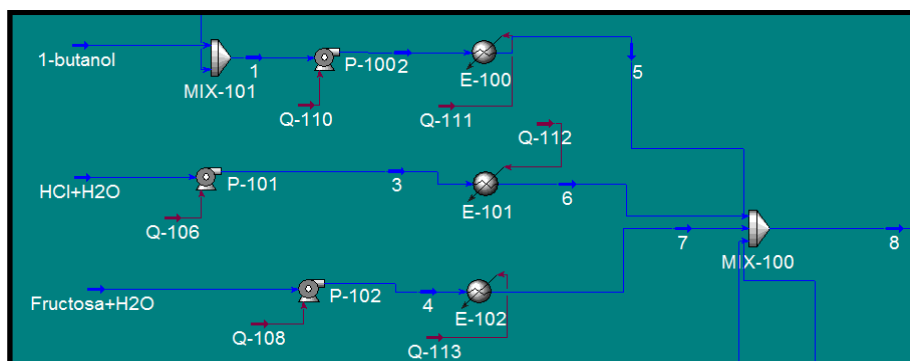
Fructose was reacted at a concentration of 10 wt% relative to the total mass of the reaction mixture. The solvent composition is indicated by the wt% of LiCl relative to DMA with additive concentrations relative to the total mass of the reaction mixture. Catalyst loading is relative to fructose. Yields are based on HPLC analysis.

Fuente: LESHKOV (etal. 2007)

ANEXO D: SIMULACION DEL PROCESO

- Materia prima

Figura D.1: Alimentación al reactor bifásico CRV-100



Fuente: Elaboración propia

Las corrientes de entrada 1-butanol, HCl+H₂O y Fructosa (30%) son llevadas a las condiciones de entrada al reactor incrementando su presión a 1351 KPa y su temperatura a 180°C, conjuntamente con ello se integran las corrientes de reciclo: de 1-butanol (corriente 47), de fructosa (corriente 23) y de H₂O (corriente 18) que se obtienen posteriormente.

Tabla D.1: Propiedades de las corrientes de entrada del proceso

	1-butanol	HCl + H ₂ O	Fructosa + H ₂ O
Temperatura (°C)	25	25	25
Presión (KPa)	101	101	101
Flujo Másico (kg/h)			
DMF	0	0	0
Fructosa	0	0	300
HMF	0	0	0
H ₂ O	0	98	700
HCl	0	2	0
1-butanol	52	0	0
H ₂	0	0	0
Ácido Levulínico	0	0	0
Ácido Fórmico	0	0	0

Fuente: Elaboración propia

Composición de las corrientes de entrada al MIX-100, en esta parte se juntan las corrientes iniciales que pasan por el incremento de presión (P-100, P-101 y P-102) y por el incremento de temperatura (E-100, E-101 y E-102) con las corrientes de reciclo 18 y 23.

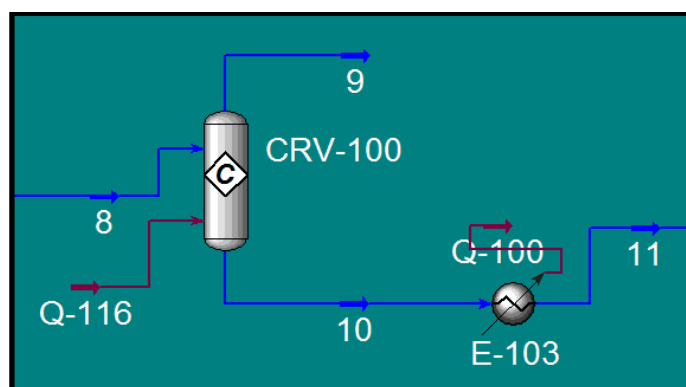
Tabla D.2: Propiedades de las corrientes antes de entrar al reactor (CRV-100)

	5	6	7	18	23
Temperatura (°C)	180	180	180	150	180
Presión (KPa)	1351	1351	1351	1351	1351
Flujo másico (kg/h)					
DMF	0	0	0	0.0442	0
Fructosa	0	0	300	0	49.593
HMF	0	0	0	0.4710	0
H₂O	0	98	700	8269.6	0.3122
HCl	0	2	0	134.02	0
1-butanol	52	0	0	0	0
H₂	0	0	0	0	0
Ácido Levulínico	0	0	0	0	0.9209
Ácido Fórmico	0	0	0	0.1558	0.0055

Fuente: Elaboración propia

- Etapa de producción de HMF

Figura D.2: Reactor de producción de HMF



Fuente: Elaboración propia

Composición de la corriente de carga al reactor CRV-100 y de la salida (corriente 10) que posteriormente es enfriada a 30°C (corriente 11).

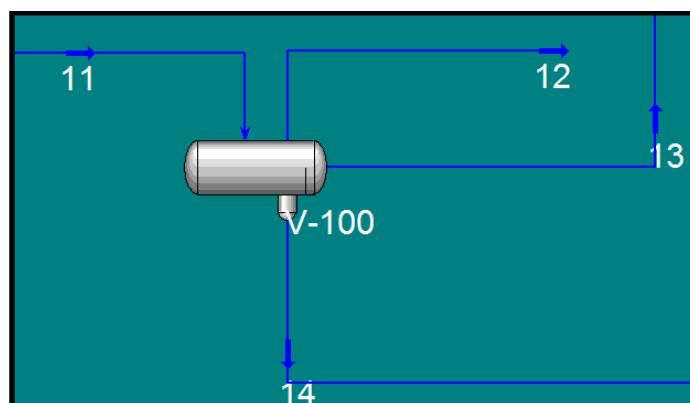
Tabla D.3: Propiedades de las corrientes después del reactor

	8	10	11
Temperatura (°C)	153.6	180	30
Presión (KPa)	1351	1351	1351
Flujo másico (kg/h)			
DMF	0	0	0
Fructosa	0	0	52.5
HMF	0	0	183.9
H ₂ O	0	98	700
HCl	0	2	136
1-butanol	52	0	0
H ₂	0	0	0
Ácido Levulínico	0	0	24.3
Acido Fórmico	0	0	9.1

Fuente: Elaboración propia

La corriente 11 que presenta dos fases líquidas (orgánica y acuosa) que son las corrientes 13 y 14 respectivamente son separadas en (V-100).

Figura D.3: Separador de fase acuosa y orgánica



Fuente: Elaboración propia

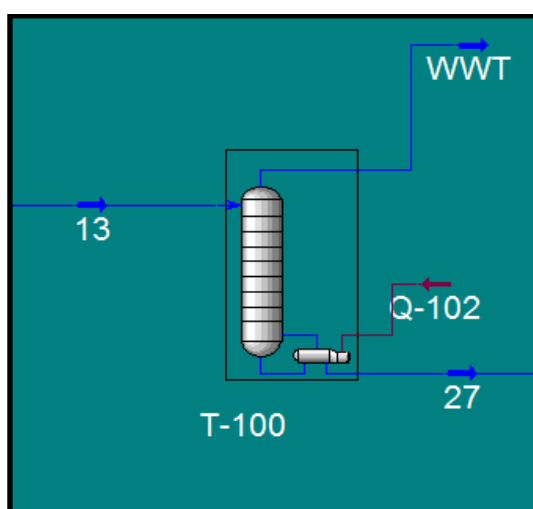
Tabla D.4: Propiedades de las corrientes al salir del separador bifásico V-100

	13	14
Temperatura (°C)	30	30
Presión (KPa)	1351	1351
Flujo másico (kg/h)		
DMF	0	0
Fructosa	0	50.06
HMF	183.5	0.43
H ₂ O	30.4	9119.87
HCl	0	135.42
1-butanol	279.8	121.78
H ₂	0	0
Ácido Levulínico	0.8543	23.43
Ácido Fórmico	0.0718	9.023

Fuente: Elaboración propia

Para que la carga entre al reactor CRV 101 se tiene que separar la cantidad de agua que consigo lleva la corriente 13, es por ello que primero se entra a la unidad T-100 donde se especifica que por el tope se elimine toda la cantidad de agua de la corriente 13. La corriente WWT es la que sale por el tope esta corriente está compuesta por agua y butanol. La corriente 27 es libre de agua.

Figura D.4: Columna de agotamiento T-100



Fuente: Elaboración propia

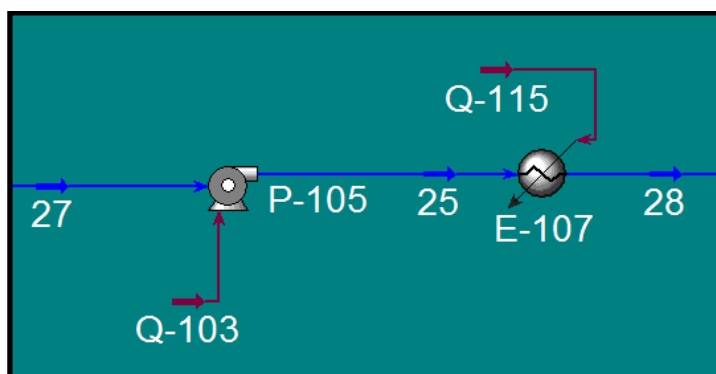
Tabla D.5: Propiedades de las corrientes de entrada a la salida de la columna de agotamiento T-100

	WWT	27
Temperatura (°C)	86.20	124.40
Presión (KPa)	50	50
Flujo másico (kg/h)		
DMF	0	0
Fructosa	0	2.3885
HMF	0.0026	183.46
H ₂ O	30.35	9119.87
HCl	0.6	135.42
1-butanol	50.2	229.6145
H ₂	0	0
Ácido Levulínico	0.001	0.8523
Ácido Fórmico	0.0718	0

Fuente: Elaboración propia

Una vez obtenido la corriente libre de agua (corriente 27) se da las condiciones establecidas para que entre al reactor CRV-101, mediante la bomba P-105 y el intercambiador E-107 a 1700 KPa y 220°C respectivamente.

Figura D.5: Alimentación al reactor CRV-101



Fuente: Elaboración propia

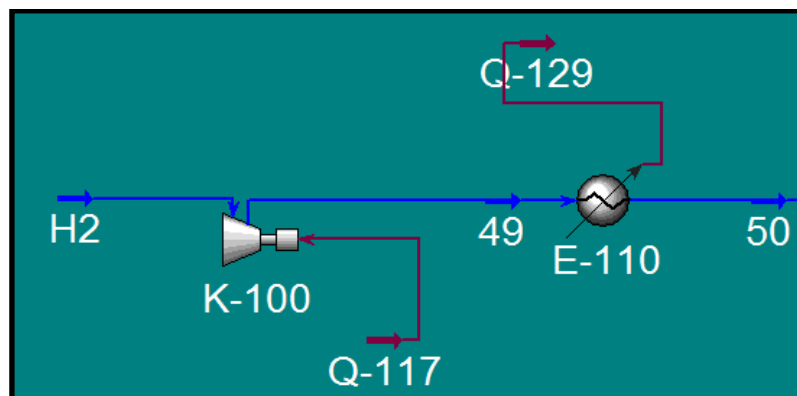
Tabla D.6: Propiedades de la corriente de alimentación para el reactor CRV-101

	25	28
Temperatura (°C)	125.5	220
Presión (KPa)	1700	1700
Flujo másico (kg/h)		
DMF	0	0
Fructosa	2.3885	2.3885
HMF	183.46	183.46
H ₂ O	9119.87	9119.87
HCl	135.42	135.42
1-butanol	229.6145	229.6145
H ₂	0	0
Ácido Levulínico	0.8523	0.8523
Ácido Fórmico	0	0

Fuente: Elaboración propia

La alimentación para el reactor también consiste en una cantidad de H₂ que se le da la presión adecuada mediante un compresor y posteriormente se enfría en un intercambiador debido a que se produce un incremento de la temperatura en el compresor.

Figura D.6: Alimentación corriente H₂ para el reactor CRV-101



Fuente: Elaboración propia

Se asume que la presión inicial del H₂ al ingresar al compresor es 300 KPa.

Tabla D.7: Propiedades de la corriente de Hidrogeno como alimentación para el reactor CRV-101

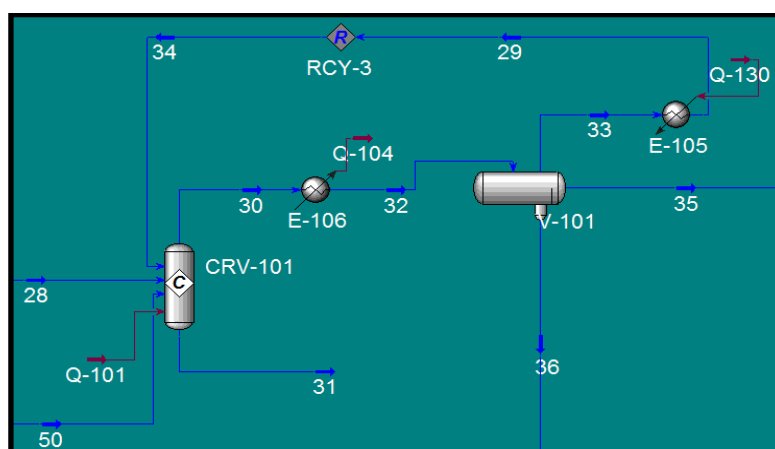
	H2	49	50
Temperatura (°C)	25	284.5	220
Presión (KPa)	300	1700	1700
Flujo másico (kg/h)			
DMF	0	0	0
Fructosa	0	0	0
HMF	0	0	0
H ₂ O	0	0	0
HCl	0	0	0
1-butanol	0	0	0
H ₂	10	10	10
Ácido Levulinico	0	0	0
Ácido Fórmico	0	0	0

Fuente: Elaboración propia

- Etapa de producción de DMF

Una vez establecido las corrientes 28 y 50 se ingresan al reactor CRV-101; aquí se produce el DMF; la corriente 30 que sale del reactor es enfriada y enviada a un separador trifásico donde la cantidad de hidrogeno no reaccionado es recirculado a CRV-101, la fase acuosa 36 será recirculado para la unidad T-102 y la corriente 35 se destina a la unidad T-101.

Figura D.7: Figura reactor CRV-101 y sistema de reciclo



Fuente: Elaboración propia

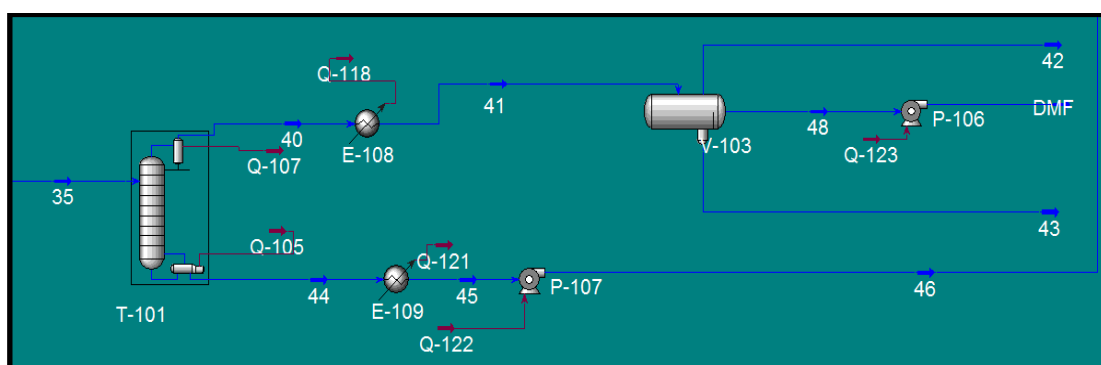
Tabla D.8: Propiedades de las corrientes en el sistema de reciclo de la etapa de hidrogenólisis

	30	32	33	29	34	35	36
Temperatura (°C)	220	50	50	220	220	50	50
Presión (KPa)	1700	1700	1700	1700	1700	1700	1700
Flujo másico (kg/h)							
DMF	196.28	196.28	56.9887	56.9887	56.9887	139.2612	0.0280
Fructosa	0.16	0.16	0	0	0	0.1496	0.0104
HMF	0	0	0	0	0	0	0
H ₂ O	61.45	61.45	9.048	9.048	9.048	36.09	16.314
HCl	0	0	0	0	0	0	0
1-butanol	236.41	236.41	6.8775	6.8775	6.8775	229.08	0.444
H ₂	137.87	137.87	137.84	137.84	137.84	0.0261	0.0004
Ácido Levulínico	0.8459	0.8459	0	0	0	0.8367	0.0091
Acido Fórmico	0	0	0	0	0	0	0

Fuente: Elaboración propia

La corriente 35 se destina a la columna de destilación T-101 aquí se separa el butanol de la carga por el fondo para ser recirculado integrándose con la corriente de 1-butanol de la carga inicial. Por el tope se obtiene el producto deseado DMF con trazas de agua y butanol que luego se enfría en E-108 para luego ser separadas las fases existentes en el separador V-103 y obtener el producto purificado al 99.4%. Se dan las condiciones ambiente para su almacenamiento.

Figura D.8: Etapa de purificación del DMF



Fuente: Elaboración propia

Tabla D.9: Propiedades de las corrientes en el sistema de purificación del DMF

	40	41	42	43	48	DMF
Temperatura (°C)	67.76	25	25	25	25	25
Presión (KPa)	50	50	50	50	50	101
Flujo másico (kg/h)						
DMF	139.2612	139.2612	0.2621	0.0599	138.94	138.94
Fructosa	0	0	0	0	0	0
HMF	0	0	0	0	0	0
H₂O	36.0884	36.0884	0.0189	35.55	0.5201	0.5201
HCl	0	0	0	0	0	0
1-butanol	0.3328	0.3328	0.0002	0.0111	0.3216	0.3216
H₂	0.0261	0.0261	0.0257	0	0.0004	0.0004
Ácido Levulínico	0	0	0	0	0	0
Ácido Fórmico	0	0	0	0	0	0

Fuente: Elaboración propia

Tabla D.10: Propiedades de la corriente de 1-butanol del fondo de la columna T-101 y su reciclo

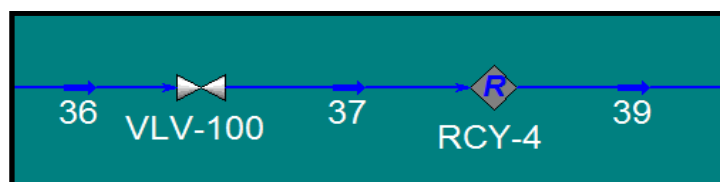
	44	45	46
Temperatura (°C)	99.23	25	25
Presión (KPa)	50	50	101
Flujo másico (kg/h)			
DMF	0.0033	0.0033	0.0033
Fructosa	0.1496	0.1496	0.1496
HMF	0	0	0
H₂O	0	0	0
HCl	0	0	0
1-butanol	228.8322	228.8322	228.8322
H₂	0	0	0
Ácido Levulínico	0.8367	0.8367	0.8367
Ácido Fórmico	0	0	0

Fuente: Elaboración propia

- Etapa de purificación del Ácido Levulinico

La corriente 14 proveniente del separador V-101 se envía a la unidad T-102 conjuntamente con la corriente 39 que es la corriente de reciclo 36. Previamente se reduce la presión en VLV-100 de 1700 KPa hasta 1351 KPa para dar las características adecuadas de entrada a la unidad de destilación

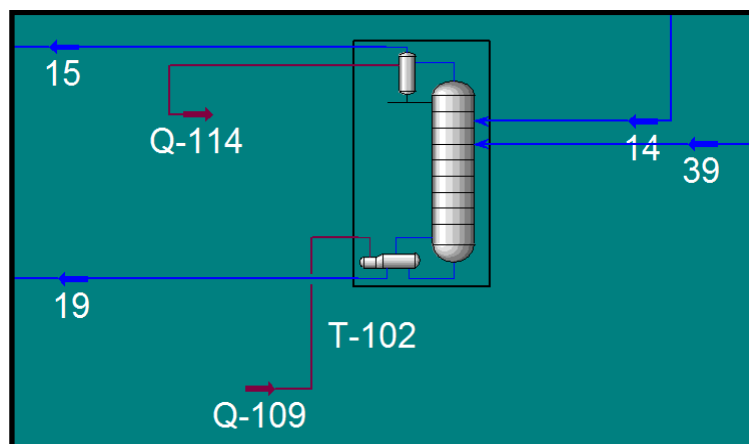
Figura D.9: Figura de reciclo de la alimentación de T-102



Fuente: Elaboración propia

En T-102 se especifica que la recuperación máxima de Ácido Levulínico sea por el fondo consiguiendo que la corriente 15 compuesta en su mayoría de agua y un porcentaje ínfimo de butanol sea recirculado a MIX-100.

Figura D.10: Columna de destilación T-102



Fuente: Elaboración propia

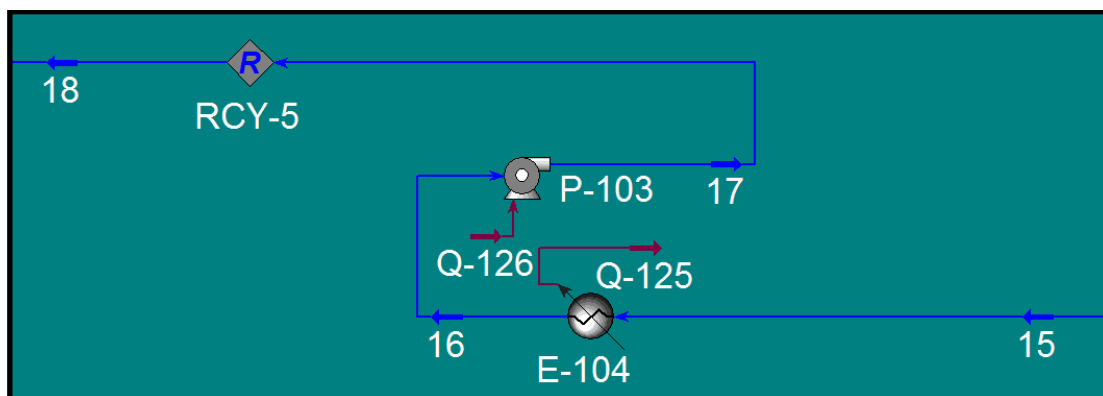
Tabla D.11: Propiedades de las corrientes de la columna T-102 (Etapas de purificación del Ácido Levulínico)

	14	39	15	19
Temperatura (°C)	30	50	179.4	180.3
Presión (KPa)	1351	1351	1000	1000
Flujo másico (kg/h)				
DMF	0.009	0.0282	0.0371	0
Fructosa	50.0643	0.0011	0	50.0654
HMF	0.4294	0.0282	0.4294	0
H₂O	9119.87	16.46	8350.934	785.3974
HCl	135.4233	0	135.4233	0
1-butanol	121.78	0.4464	122.2269	0
H₂	0	0	0	0
Ácido Levulínico	23.4307	0.0085	0	23.4392
Ácido Fórmico	9.0228	0	0.1583	8.8645

Fuente: Elaboración propia

La corriente 15 proveniente del tope de la unidad T-102 se da las condiciones adecuadas para ser recirculado al MIX-101 que será parte de la realimentación al reactor CRV-100.

Figura D.11: Sistema de reciclo para el MIX-101 previo a la alimentación del reactor CRV-100



Fuente: Elaboración propia

Se enfría en el intercambiador E-104 para después dar la presión necesaria de 1351 KPa a través de la bomba P-103.

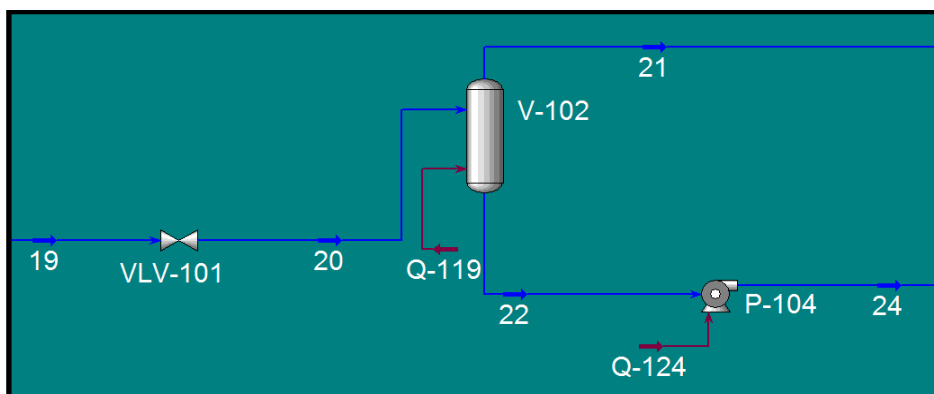
Tabla D.12: Propiedades de la corriente de reciclo al reactor CRV-100

	16	17
Temperatura (°C)	150	150
Presión (KPa)	1000	1351
Flujo másico (kg/h)		
DMF	0.0371	0.0371
Fructosa	0	0
HMF	0.4294	0.4294
H ₂ O	8350.934	8350.934
HCl	135.4233	135.4233
1-butanol	122.2269	122.2269
H ₂	0	0
Ácido Levulínico	0	0
Ácido Fórmico	0.1583	0.1583

Fuente: Elaboración propia

La corriente 19 que sale del fondo de la unidad T-102 se envía a un evaporador V-102 donde se calienta hasta 180°C y se separa la fructosa de la carga por el fondo de la columna para luego ser reciclada.

Figura D.12: Evaporador V-102



Fuente: Elaboración propia

Tabla D.13: Propiedades de las corrientes en el vaporizador V-102

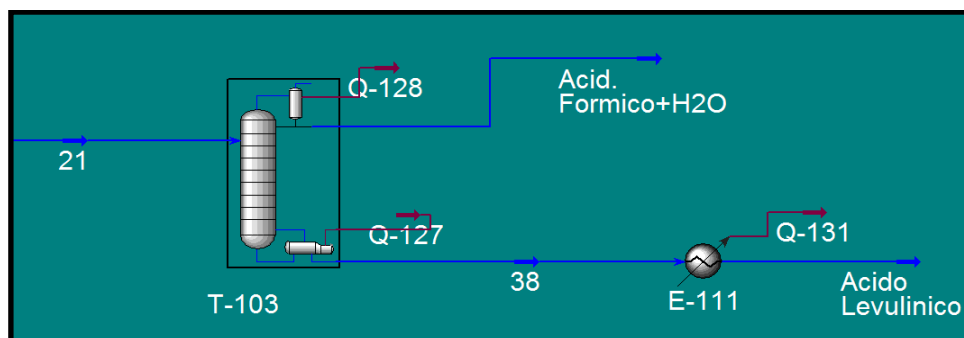
	20	22	24	21
Temperatura (°C)	81.57	180	180	180
Presión (KPa)	50	50	1351	50
Flujo másico (kg/h)				
DMF	0	0	0	0
Fructosa	50.0654	49.5927	49.5927	0.4727
HMF	0	0	0	0
H ₂ O	785.3974	0.3122	0.3122	785.0852
HCl	0	0	0	0
1-butanol	0	0	0	0
H ₂	0	0	0	0
Ácido Levulínico	23.4392	0.9211	0.9211	22.5181
Ácido Fórmico	8.8645	0.0055	0.0055	8.8591

Fuente: Elaboración propia

La corriente 21 proveniente de V-102 es llevada a una columna de destilación T-103 en donde se separa el ácido levulínico por el fondo y por el tope una mezcla de agua con ácido fórmico.

En la columna T-103 se especificó que se recupere por el fondo la cantidad máxima permisible de ácido levulínico y que tenga la mayor pureza permitida. La corriente 38 que sale del fondo de la columna que está formada por ácido levulínico al 97.8% se enfría en E-111 hasta 25°C para posteriormente enviar a almacenamiento.

Figura D.13: Columna de separación de Ácido Levulínico



Fuente: Elaboración propia

Tabla D.14: Propiedades de las corrientes en la columna T-103, separación del Ácido Levulínico

	Acid. Fórmico + H ₂ O	38	Acido Levulinico
Temperatura (°C)	69.14	250.4	25
Presión (KPa)	30	101	101
Flujo másico (kg/h)			
DMF	0	0	0
Fructosa	0	0.4727	0.4727
HMF	0	0	0
H ₂ O	785.0787	0.0066	0.0066
HCl	0	0	0
1-butanol	0	0	0
H ₂	0	0	0
Ácido Levulinico	0	22.5181	22.5181
Ácido Fórmico	8.8318	0.0273	0.0273

Fuente: Elaboración propia

ANEXO E: VALORES DE LOS DIFERENTES COSTOS PARA LAS PLANTAS DE DMF, ESCALA 20.

- Costo de la materia prima

Tabla E.1: Costo de la materia prima, N=20

MATERIAL	PRECIO (US\$/TM)	CANTIDAD ANUAL (TM/AÑO)	VALOR ANUAL (US\$/AÑO)
Fructosa	300	50400	15120000
Ácido Clorhídrico (31%)	295	336	99120
1-butanol	1350	8736	11793600
Agua	1.1	134064	147470
Hidrogeno	550	1680	924000
		TOTAL	28084190

Fuente: Elaboración propia

- Costo de fabricación

Tabla E.2: Costo de fabricación, N=20

COSTO DE FABRICACION	US\$/A
Materia prima	28084190
Mano de obra	576000
Patentes	0
Catalizadores	41480
Servicios generales	3332602
Suministros	79538
Mantenimiento	1325635
Laboratorio	86400
Envasado	0
Expedición	0
Directivos y empleados	144000
Amortización	0
Alquiler	110000
Impuestos	0
Seguros	185589
Total	33965434

Fuente: Elaboración propia

- Costos generales

Tabla E.3: Costos Generales N=20

COSTOS GENERALES	(US\$/A)
Gastos comerciales	1698272
Gerencia	1018963
Gastos financieros	0
R+D y servicios técnicos	339654
Total	3056889

Fuente: Elaboración propia

- Costo de producción (CF +CG)

Tabla E.4: Costos de producción, N=20

COSTO DE PRODUCCION	COSTO(US\$)
Costo de fabricación	33965434
Costo de gerencia	3056889
Total	37022323

Fuente: Elaboración propia

ANEXO F: VALORES DE LOS DIFERENTES COSTOS PARA LAS PLANTAS DE DMF, ESCALA 50.

- Costo de materia prima

Tabla F.1: Costo de Materia Prima N=50

MATERIAL	PRECIO(US\$/KG)	CANTIDAD ANUAL(KG/AÑO)	VALOR ANUAL(US\$/AÑO)
Fructosa	0.3	126000	37800000
Ácido Clorhídrico (31%)	0.295	840	247800
1-butanol	1.35	21840	29484000
Agua	0.0012	335160	402192
Hidrogeno	0.55	4200	2310000
		TOTAL	70243992

Fuente: Elaboración propia

- Costo de fabricación

Tabla F.2: Costo de fabricación, N=50

COSTE DE FABRICACION	US\$/A
Materia prima	70243992
Mano de obra	576000
Patentes	0
Catalizadores	103700
Servicios generales	8331504
Suministros	137829
Mantenimiento	2297143
Laboratorio	86400
Envasado	0
Expedición	0
Directivos y empleados	144000
Amortización	0
Alquiler	275000
Impuestos	0
Seguros	321600
Total	82517168

Fuente: Elaboración propia

- Costos generales

Tabla F.3: Costos generales, N=50

COSTES GENERALES	(US\$/A)
Gastos comerciales	4125858
Gerencia	2475515
Gastos financieros	0
R+D y servicios técnicos	825172
Total	7426545

Fuente: Elaboración propia

- Costo de producción (CF+CG)

Tabla F.4: Costo de producción, N=50

COSTO DE PRODUCCION	COSTO(US\$)
Costo de fabricación	82517168
Costo de gerencia	7426545
Total	89943713

Fuente: Elaboración propia

AMEXO G: COSTO DE LOS DIFERENTES EQUIPOS UTILIZADOS (MÉTODO HAPPEL)

Todos los costos originados están basados al CEPCI del año 1970 ($I_1=101.3$), para ello se traslada a costos al año 2012 ($I_2=615.5$).

- Bombas

Se calcula el valor de las bombas teniendo en cuenta la potencia requerida por la bomba y el tipo de bomba, mediante la siguiente correlación:

Tabla G.1: Costo de bombas establecidas (Año 1970)

POTENCIA DEL MOTOR (HP)	C1 (US\$)
1	600
10	1400
100	6000

Fuente: Método Hapel

$$\text{precio}(\$1970) = C_1 \cdot \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\text{exp}}$$

C_1 = Coste de la bomba de referencia, tabla anterior

P_2 = Potencia de la bomba a instalar (CV)

P_1 = Potencia de la bomba de referencia, tabla anterior (CV)

exp= (vacío: 0.14; embolo: 0.60; centrifugas: 0.52; rotatorias: 0.65; diafragma: 0.57).

A los equipos de material de acero Inoxidable se les multiplica por un factor de 1.8 al precio resultante.

Tabla G.2: Costos de las bombas utilizados en el proceso

BOMBA	MATERIAL	POTENCIA (KW)	POTENCIA (CV)	COSTO \$ 1970	COSTO \$ 2012	TIPO DE BOMBA
P-100	Acero	0.1582	0.215	270	1645	Centrífuga
P-101	Acero inoxidable	0.04585	0.062	255	1555	Centrífuga
P-102	Acero	0.4067	0.553	441	2687	Centrífuga
P-103	Acero inoxidable	1.241	1.688	1418	8640	Centrífuga
P-104	Acero	-	-	-	1100	Centrífuga
P-105	Acero	0.2848	0.387	366	2233	Centrífuga
P-106	Acero	-	-	-	1100	Centrífuga
P-107	Acero	-	-	-	1100	Centrífuga

Fuente: Elaboración propia

Las bombas P-104, P-106 y P-107 se buscaron un precio estándar de 1100 US\$ en internet porque presentan una potencia muy baja para ser estimado por este método.

- Intercambiadores

Se calcula el valor de los intercambiadores, condensadores, rehervidos y evaporadores teniendo en cuenta el valor de su área de intercambio, también se tiene en cuenta material del cual van a estar hechos.

$$\text{precio}(\$1970) = 105 \times \text{coef} \times A^{0.62}$$

A= Área de intercambio (ft²)

Coef= Coeficiente del material, (1 para el acero al carbono (AC) y 1.8 para el acero inoxidable (INOX)).

Tabla G.3: Costos de los intercambiadores utilizados en el proceso

INTERCAMBIADOR	MATERIAL	AREA (m ²)	AREA (ft ²)	COSTO \$ (1970)	COSTO \$ (2012)
E-103	Acero inoxidable	20	66.7	2554	15562
E-104	Acero inoxidable	11	36.7	1763	10742
E-106	Acero al carbono	5	16.7	601	3660
E-108	Acero al carbono	2	6.7	340	2074
E-109	Acero al carbono	1.5	5	285	1735
E-110	Acero al carbono	1	3.3	222	1349
E-111	Acero al carbono	1.2	4	248	1511

Fuente: Elaboración propia

- Compresores

Se calcula el valor de los compresores teniendo en cuenta la potencia requerida, mediante la siguiente correlación:

$$Hp = 0.0044 \times P_1 \times Q_L \times \ln\left(\frac{P_2}{P_1}\right)$$

$$\text{precio}(\$,1970) = 645 \times Hp^{0.8}$$

Hp= Potencia del compresor (CV)

P₁= Presión de entrada en (lb/in²)

P₂= Presión de salida en (lb/in²)

Q_L= Caudal volumétrico de gas a la entrada (ft³/min).

Tabla G.4: Costo del Compresor utilizado en el proceso

COMPRESOR	MATERIAL	POTENCIA (KW)	POTENCIA (CV)	COSTO \$ (1970)	COSTO \$ (2012)
K-100	Acero al carbono	10.28	13.98	5327	32427

Fuente: Elaboración propia