

UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA
Facultad de Ingeniería



Excelencia que trasciende

DELVALLE
GRUPO EDUCATIVO

Diseño de una planta para la producción de poliácido láctico por policondensación a partir de ácido láctico proveniente de la fermentación de melaza utilizando el hongo *Rhizopusoryzae*

Trabajo de graduación en modalidad de Megaproyecto presentado por:
Luis Alfredo Balsells García, Pablo Alejandro Cifuentes Alarcón, Stephanie Fabiola García Rossell y Joshua Fernando Sagastume Maldonado para optar al grado académico de Licenciados en Ingeniería Química; y Paulina María Sandoval Aceituno, para optar al grado académico de Licenciada en Ingeniería Industrial

Guatemala,

2014

Diseño de una planta para la producción de poliácido láctico por policondensación a partir de ácido láctico proveniente de la fermentación de melaza utilizando el hongo *Rhizopusoryzae*

UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA
Facultad de Ingeniería



Diseño de una planta para la producción de poliácido láctico por policondensación a partir de ácido láctico proveniente de la fermentación de melaza utilizando el hongo *Rhizopusoryzae*


Trabajo de graduación en modalidad de Megaproyecto presentado por:
Luis Alfredo Balsells García, Pablo Alejandro Cifuentes Alarcón, Stephanie Fabiola García Rossell y Joshua Fernando Sagastume Maldonado para optar al grado académico de Licenciados en Ingeniería Química; y Paulina María Sandoval Aceituno, para optar al grado académico de Licenciada en Ingeniería Industrial

Guatemala,

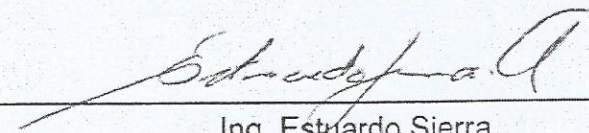
2014

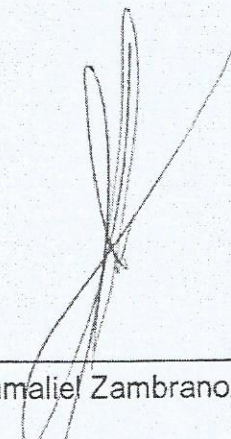
Vo. Bo:

(f) 
Ing. Cristián Rossi (Coordinador)

(f) 
Ing. Gamaliel Zambrano

Directores de los estudiantes que participaron en el Megaproyecto:

(f) 
Ing. Estuardo Sierra

(f) 
Ing. Gamaliel Zambrano

Fecha de aprobación: Guatemala, 14 de noviembre de 2014

CONTENIDO

	Página
LISTA DE TABLAS.....	xi
LISTA DE FIGURAS.....	xvii
LISTA DE GRÁFICAS.....	xxi
RESUMEN.....	xxii
I. INTRODUCCIÓN.....	1
II. OBJETIVOS.....	2
A. GENERAL.....	2
B. ESPECÍFICOS.....	2
III. JUSTIFICACIÓN.....	6
IV. MARCO TEÓRICO.....	7
A. ÁCIDO LÁCTICO.....	7
B. MELAZA.....	7
C. CLASIFICACIÓN.....	9
D. AZÚCARES Y OTROS COMPUESTOS.....	9
E. pH.....	10
F. MICROORGANISMOS DE LA MELAZA.....	10
G. MICROORGANISMOS PRODUCTORES DE ÁCIDO LÁCTICO.....	11
H. FERMENTACIÓN LÁCTICA.....	11
I. TIPOS DE REACTORES.....	12
J. SÍNTESIS DE POLÍMEROS.....	16
1. Métodos de síntesis.....	16
2. Polímeros de crecimiento en cadena.....	16
3. Mecanismo de reacción del ácido láctico.....	16
4. Polímeros biodegradables.....	17
5. Poli (ácido láctico).....	18
K. CINÉTICA QUÍMICA.....	18
1. Cinética de la policondensación de ácido láctico.....	19
2. Cinética experimental.....	20
3. Método de análisis diferencial.....	21
4. Método de análisis integral.....	22
L. CARACTERIZACIÓN DE POLÍMEROS.....	24
1. Corrección por indicador de fenolftaleína.....	24

M.	DISEÑO DE REACTORES.....	25
	1. Reactor de tanque con agitación continua (CSTR).....	25
	2. Dimensionamiento de reactores.....	27
	3. Presión de diseño.....	28
	4. Tipos de impulsores.....	28
	5. Consumo de potencia.....	30
N.	DIMENSIONAMIENTO DE TUBERÍAS.....	31
	1. Balance de masa en un fluido en movimiento: Continuidad.....	31
	2. Dimensionamiento de bombas.....	36
O.	AGITACIÓN EN TANQUES.....	36
	1. Ecuaciones básicas para describir la agitación.....	36
	2. Consumo de Potencia.....	38
P.	TRANSFERENCIA DE CALOR EN FLUIDOS.....	39
	1. Convección externa forzada.....	40
	2. Convección interna forzada.....	42
Q.	Análisis de Pareto.....	43
R.	Medios para aplicar un programa de simplificación del trabajo.....	43
	1. Diagrama de distribución del trabajo.....	43
	2. Diagrama de proceso.....	44
	3. Diagrama de distribución del área de trabajo.....	44
S.	Estandarización de materiales.....	44
T.	Búsqueda de mejor proveedor.....	45
U.	Manejo de materiales.....	45
V.	Distribución de la planta.....	45
W.	Distribución de Muther.....	46
X.	Cadena de suministros.....	46
	1. Gestión de compras.....	47
	2. Almacenaje.....	47
	3. Producción.....	47
	4. Distribución y venta.....	48
Y.	Requerimiento de espacio.....	48
Z.	Servicios médicos.....	49
AA.	Métodos para la planificación de oficinas.....	49
BB.	Requerimiento de áreas.....	50

CC.	Organización de elementos en unidades de almacenamiento.....	50
1.	PEPS o UPES.....	50
DD.	Áreas especiales.....	50
EE.	Inversión.....	50
FF.	Pronóstico.....	51
V.	METODOLOGÍA.....	53
A.	MÓDULO 1: DETERMINACIÓN DE UN MODELO CINÉTICO Y DE LOS PARÁMETROS BÁSICOS DE FUNCIONAMIENTO DE UN BIORREACTOR PARA LA PRODUCCIÓN DE ÁCIDO LÁCTICO A PARTIR DE FERMENTACIÓN DE MELAZA CON EL HONGO RHIZOPUS ORYZAE:.....	53
1.	Primera etapa.....	53
2.	Segunda etapa.....	53
3.	Tercera etapa.....	54
4.	Cálculos.....	55
B.	MÓDULO 2: DISEÑO DE UN REACTOR PARA LA REACCIÓN DE FORMACIÓN DEL OLIGÓMERO “LACTIDA”, PARA LA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE POLIÁCIDO LÁCTICO A PARTIR DE ÁCIDO LÁCTICO:.....	56
1.	Diseño del sistema a escala laboratorio.....	56
2.	Obtención de los datos para la cinética.....	56
3.	Determinación del tipo de reactor.....	56
4.	Dimensionamiento del Reactor.....	57
C.	MÓDULO 3: PROPUESTA DEL DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPOS AUXILIARES PARA UN SISTEMA DE ONCE FERMENTADORES DE MELAZA UTILIZANDO EL HONGO RHIZOPUS ORYZAE PARA LA PRODUCCIÓN DE ÁCIDO LÁCTICO.....	57
D.	MÓDULO 4: DISEÑO DE UNA PLANTA PARA LA PRODUCCIÓN DE POLIÁCIDO LÁCTICO POR POLICONDENSACIÓN A PARTIR DE ÁCIDO LÁCTICO PROVENIENTE DE LA FERMENTACIÓN DE MELAZA UTILIZANDO EL HONGO RHIZOPUS ORYZAE.....	60
E.	MÓDULO 5: ANÁLISIS DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN	

	Y ESTUDIO DE COSTOS PARA LA FABRICACIÓN DE POLIÁCIDO LÁCTICO PROVENIENTE DE LA FERMENTACIÓN DE MELAZA UTILIZANDO EL HONGO RHIZOPUS ORYZAE.....	61
VI.	RESULTADOS.....	64
A.	MÓDULO 1:.....	64
B.	MÓDULO 2:.....	66
C.	MÓDULO 3:.....	71
	1. Diagrama de bloques de entradas y salidas.....	71
	2. Balance de masa de procesos.....	72
	3. Diagrama de bloques y flujos.....	73
	4. Dimensionamiento de equipo.....	74
	5. P&I D: Línea de almacenamiento de materia prima.....	76
	6. P&I D: Línea de propagadores de biomasa.....	77
	7. P&I D: Línea de fermentadores.....	78
	8. Distribución de planta - Vista aérea.....	79
	9. Distribución de planta - Vista isométrica.....	80
D.	MÓDULO 4:.....	81
	1. Diagrama de entradas y salidas.....	81
	2. Balance de Masa y de Energía del Proceso de Polimerización.....	82
	3. Equipo de transferencia de calor.....	83
	4. Dimensionamiento de bombas.....	86
	5. Bombas de vacío para reactores.....	87
	6. Extrusora.....	87
	7. Embolsadora.....	88
	8. Torre de Enfriamiento.....	88
	9. Instrumentación.....	89
	10. P&I D: Línea de polimerización.....	90
E.	MÓDULO 5:.....	91
	1. Demanda.....	91
	2. Precios.....	93
	3. Personal.....	99
	4. Distribución de oficinas.....	102
	5. Cadena de suministros.....	105

6.	Inversión.....	108
7.	Costos de producción.....	111
VII.	ANÁLISIS DE RESULTADOS	119
A.	DETERMINACIÓN DE UN MODELO CINÉTICO Y DE LOS PARÁMETROS BÁSICOS DE FUNCIONAMIENTO DE UN BIORREACTOR PARA LA PRODUCCIÓN DE ÁCIDOLÁCTICO A PARTIR DE FERMENTACIÓN DE MELAZA CON EL HONGO RHIZOPUS ORYZAE.....	119
B.	DISEÑO DE UN REACTOR PARA LA REACCIÓN DE FORMACIÓN DEL OLIGÓMERO “LACTIDA”, PARA LA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE POLIÁCIDO LÁCTICO, A PARTIR DE ÁCIDO LÁCTICO	120
C.	PROPUESTA DEL DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPOS AUXILIARES PARA UN SISTEMA DE ONCE FERMENTADORES DE MELAZA UTILIZANDO EL HONGO RHIZOPUS ORYZAE PARA LA PRODUCCIÓN DE ÁCIDO LÁCTICO.....	124
1.	Diseño de tanques.....	124
2.	Reactores.....	124
3.	Bombas.....	125
4.	Equipos principales.....	125
D.	DISEÑO DE UNA PLANTA DE POLIÁCIDO LÁCTICO A PARTIR DE UN PROCESO DE POLICONDENSACIÓN UTILIZANDO ÁCIDO LÁCTICO COMO MATERIA PRIMA.....	126
1.	Condensadores:.....	126
2.	Intercambiadores de calor:.....	127
3.	Chaqueta de calentamiento de reactor de pre- polimerización y de polimerización:.....	128
4.	Bombas de vacío y bombas:.....	128
5.	Torre de enfriamiento:.....	128
6.	Extrusora y embolsadora:.....	129
E.	ANÁLISIS DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN Y ESTUDIO DE COSTOS PARA LA FABRICACIÓN DE POLIÁCIDO LÁCTICO PROVENIENTE DE LA FERMENTACIÓN DE MELAZA UTILIZANDO EL HONGO RHIZOPUS ORYZAE.....	129

1.	Costo de producción.....	136
VIII.	CONCLUSIONES.....	139
IX.	RECOMENDACIONES.....	142
X.	BIBLIOGRAFÍA.....	144
XI.	ANEXOS.....	148
A.	DATOS ORIGINALES.....	148
B.	CÁLCULOS DE MUESTRA.....	150
C.	DATOS CALCULADOS.....	152
D.	REPORTES DE CROMATOGRAFÍAS DE AZÚCARES Y ÁCIDO LÁCTICO.....	155
1.	Azúcares prueba No.2.....	155
2.	Ácido láctico prueba No. 2.....	174
E.	DATOS ORIGINALES.....	193
F.	CÁLCULO DE MUESTRA	194
G.	DATOS CALCULADOS.....	198
H.	ANÁLISIS DE ERROR.....	204
I.	BASES DE DISEÑO.....	207
J.	BALANCE DE MASA Y ENERGÍA	208
K.	DATOS INTERMEDIOS CALCULADOS.....	208
L.	CÁLCULOS REALIZADOS.....	217
M.	GRÁFICAS Y FIGURAS.....	222
N.	ILUSTRACIONES.....	242
O.	CÁLCULO DE MUESTRA.....	247
P.	DETERMINACIÓN DE LAS PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS	252
Q.	IMPORTACIÓN Y DEMANDA DE POLÍMEROS.....	256
R.	PANORAMA MUNDIAL DE POLÍMEROS.....	259
XII.	GLOSARIO.....	267

LISTA DE TABLAS

	Página
Tabla No. 1 Composición de la melaza	8
Tabla No. 2 Velocidad de reacción en función de diferentes variable	21
Tabla No. 3 Técnicas de caracterización para determinación de propiedades de oligómero.....	24
Tabla No. 4 Correlaciones del número de Nusselt para flujo cruzado sobre bancos de tubos para $NL > 16$ y $0.7 < Pr < 500$	42
Tabla No. 5 Factor de corrección F que debe usarse en $UnD, N L > 16 = FNuD$ para $NL > 16$ y $ReD > 1000$	42
Tabla No. 6 Operaciones del diagrama de proceso (McCabe W. L., 2007).....	44
Tabla No. 7 Valores de relación de Muther.....	46
Tabla No. 8 Anchuras de pasillos recomendadas para diferentes tipos de flujo.....	49
Tabla No. 9 Áreas sugeridas para oficinas.....	50
Tabla No. 10 Demanda desestacionalizada (Chase, 2014).....	52
Tabla No. 11 Tiempo de fermentación para cada muestra de la prueba No. 1.....	53
Tabla No. 12 Tiempos de fermentación para cada muestra de la prueba No.2.....	55
Tabla No. 13 Rendimientos totales de formación de producto y formación de biomasa.....	64
Tabla No. 14 Constantes de Monod para la última fase de crecimiento durante la fermentación.....	65
Tabla No. 15 tiempo-espacio requerido en cada reactor para alcanzar una concentración de ácido láctico de 61 g/L	65
Tabla No. 16 Parámetros básicos de los fermentadores.....	65
Tabla No. 17 Datos de producto final de reacción.....	67
Tabla No. 18 Resultados de la cinética experimental de oligomerización.....	68
Tabla No. 19 Resultados de dimensionamiento requerido del reactor de pre-polimerización.....	69
Tabla No. 20 Descripción de la agitación requerida.....	69
Tabla No. 21 Balance de masa de procesos de producción de ácido láctico.....	72
Tabla No. 22 Dimensiones de tanques de almacenamiento de materia prima.....	74
Tabla No. 23 Dimensiones de tanque de mezclado de agua, melaza e hidróxido de sodio.....	74

Tabla No. 24 Dimensiones de torre de enfriamiento de agua de los intercambiadores de calor utilizados para enfriar el caldo de fermentación.....	74
Tabla No. 25 Dimensiones y cantidad de bombas centrífugas y de desplazamiento positivo.....	75
Tabla No. 26 Especificaciones de los condensadores empleados en los reactores de pre-polimerización y de polimerización.....	83
Tabla No. 27 Especificaciones de intercambiadores de calor que se encuentran previos a los reactores de pre-polimerización y polimerización.....	84
Tabla No. 28 Especificaciones de las chaquetas de calentamiento del reactor de pre-polimerización y de polimerización.....	85
Tabla No. 29 Dimensionamiento de bombas en la planta de polimerización cada bomba debe de instalarse en paralelo a otra bomba igual en caso la primera falle (las cantidades se duplican).....	86
Tabla No. 30 Especificaciones de la bomba de vacío que se empleará para ambos sistemas de vacío (serán independientes, o sea una bomba por reactor se tendrá una tercera bomba igual para emplear en caso de la falla de alguna de las dos primeras).....	87
Tabla No. 31 Extrusora seleccionada: Extrusora de tornillos gemelos de alto torque marca Harden: Parámetros de equipo.....	87
Tabla No. 32 Especificaciones técnicas de embolsadora.....	88
Tabla No. 33 Parámetros de operación de operación de torre de enfriamiento.....	88
Tabla No. 34 Listado de instrumentación básica.....	89
Tabla No. 35 Aranceles sustituibles por el políácido láctico en Guatemala.....	91
Tabla No. 36 Escenarios propuestos de la demanda de PLA en porcentaje.....	91
Tabla No. 37 Escenarios propuestos de la demanda de PLA en toneladas métricas.....	92
Tabla No. 38 Precios FOB (colocado en puerto de China) y precios CIF (colocado en bodega) de PLA.....	93
Tabla No. 39 Importaciones de PLA en Guatemala en los últimos 3 años.....	94
Tabla No. 40 Precios FOB (colocado en puerto de China) y precios CIF (colocado en bodega) de PET.....	94
Tabla No. 41 Importaciones de PET en Guatemala en los últimos 3 años.....	94
Tabla No. 42 Precios FOB (colocado en puerto de China) y precios CIF (colocado en bodega) de HDPE.....	95

Tabla No. 43 Importaciones de HDPE en Guatemala en los últimos 3 años.....	95
Tabla No. 44 Precios FOB (colocado en puerto de China) y precios CIF (colocado en bodega) de LDPE.....	96
Tabla No. 45 Importaciones de LDPE en Guatemala en los últimos 3 años.....	96
Tabla No. 46 Precios FOB (colocado en puerto de China) y precios CIF (colocado en bodega) de LLDPE.....	97
Tabla No. 47 Importaciones Guatemala de LLDPE últimos 3 años.....	97
Tabla No. 48 Precios FOB (colocado en puerto de China) y precios CIF (colocado en bodega) de PP.....	98
Tabla No. 49 Importaciones de PP en Guatemala en los últimos 3 años.....	98
Tabla No. 50 Salarios mensuales del personal de producción y bodega.....	99
Tabla No. 51 Salarios mensuales del personal de administración.....	100
Tabla No. 52 Turnos operarios y supervisores de planta.....	101
Tabla No. 53 Oficinas de la figura 10.....	104
Tabla No. 54 Materia prima	105
Tabla No. 55 Utilización de materia prima.....	105
Tabla No. 56 Almacenaje y políticas de materia prima.....	106
Tabla No. 57 Distribución y venta.....	107
Tabla No. 58 Inversión del equipo de planta.....	108
Tabla No. 59 Servicios auxiliares de inversión.....	109
Tabla No. 60 Otros equipos y materiales para la inversión.....	109
Tabla No. 61 Clasificación ABC de la materia prima.....	111
Tabla No. 62 Costeo de producción mensual (10 meses).....	112
Tabla No. 63 Costeo de producción mensual (2 meses).....	114
Tabla No. 64 Resumen de producción y venta.....	114
Tabla No. 65 Comparación de precios de China , precios CIF Guatemala con precio propuesto.....	115
Tabla No. 66 Flujo de efectivo neto.....	115
Tabla No. 67 Propuesta 1 para apoyar a la rentabilidad del proyecto.....	116
Tabla No. 68 Propuesta 2 para apoyar a la rentabilidad del proyecto.....	116
Tabla No. 69 PLA vs Etanol.....	117
Tabla No. 70 Concentraciones, obtenidas durante la fermentación, de sacarosa y biomasa.....	148

Tabla No. 71 Porcentajes de azúcares y ácido láctico obtenidos en la prueba No.2.....	149
Tabla No. 72 Valores para el modelo de la cinética.....	153
Tabla No. 73 Rendimientos fraccionales.....	154
Tabla No. 74 Velocidad de crecimiento.....	154
Tabla No. 75 Datos de titulación del oligómero.....	193
Tabla No. 76 Pesos de agua y condensados en cada tiempo de reacción.....	194
Tabla No. 77 Peso de ácido láctico y oligómero en cada tiempo de reacción.....	194
Tabla No. 78 Porcentaje de ácido láctico por titulación con hidróxido de sodio 0.131 M	198
Tabla No. 79 Estandarización de solución de hidróxido de sodio 0.1M.....	199
Tabla No. 80 Conversión de ácido láctico en oligómero.....	199
Tabla No. 81 Corrección por punto de viraje defenoltaleína.....	200
Tabla No. 82 Cambio de volumen de la mezcla reactiva en el tiempo.....	200
Tabla No. 83 Concentración de ácido láctico y densidad en el tiempo.....	201
Tabla No. 84 Características de la mezcla reactiva a escala laboratorio.....	201
Tabla No. 85 Datos para determinación del orden de reacción.....	201
Tabla No. 86 Datos para determinación de orden de reacción por método gráfico diferencial.....	202
Tabla No. 87 Determinación del requerimiento de potencia del agitador.....	203
Tabla No. 88 Descripción de pruebas con problemas.....	206
Tabla No. 89 Bases de diseño.....	207
Tabla No. 90 Balance de energía para los intercambiadores de calor de concha y tubos que conforman el sistema de enfriamiento del caldo de fermentación en los quimiostatos.....	208
Tabla No. 91 Cálculo de dimensiones de tanques de almacenamiento de materia prima.....	208
Tabla No. 92 Datos intermedios del dimensionamiento de bombas centrífugas de llenado y vaciado de tanques de almacenamiento de agua como materia prima.....	209
Tabla No. 93 Datos intermedios del dimensionamiento de bombas de desplazamiento positivo de llenado y vaciado de tanques de almacenamiento de melaza.....	210

Tabla No. 94 Datos intermedios del dimensionamiento de bombas centrífugas de llenado y vaciado de tanques de almacenamiento de solución de hidróxido de sodio.....	211
Tabla No. 95 Datos intermedios del dimensionamiento de bombas centrífugas de transporte de medio de cultivo hacia las líneas de propagación de biomasa y hacia la línea de quimiostatos.....	212
Tabla No. 96 Datos intermedios del dimensionamiento de bombas de desplazamiento positivo de transporte de caldo de fermentación hacia la línea de purificación de ácido láctico.....	213
Tabla No. 97 Datos intermedios del dimensionamiento de bombas de desplazamiento positivo de reflujo de caldo de fermentación hacia el intercambiador de concha y tubos de enfriamiento de quimiostatos.....	214
Tabla No. 98 Datos intermedios del dimensionamiento de bombas centrífugas de agua de enfriamiento hacia el intercambiador de concha y tubos de enfriamiento de quimiostatos.....	215
Tabla No. 99 Datos teóricos para el cálculo de la capacidad calorífica del ácido láctico.....	216
Tabla No. 100 Listado de instrumentación identificada en los diagramas de tuberías e instrumentación (P&I Ds).....	232
Tabla No. 101 Densidad del Ácido Láctico.....	252
Tabla No. 102 Parámetros de polinomio de primer orden describiendo la densidad del ácido láctico en función de la temperatura.....	253
Tabla No. 103 Capacidad calorífica del ácido láctico a diferentes temperaturas.....	253
Tabla No. 104 Parámetros que describen mediante un polinomio de primer orden la capacidad calorífica del ácido láctico en función de la temperatura.....	254
Tabla No. 105 Conductividad de ácido láctico a diferentes temperaturas.....	254
Tabla No. 106 Capacidad calorífica del PLA a diferentes temperaturas.....	254
Tabla No. 107 Parámetros de polinomio de grado 1 que describe la capacidad calorífica del PLA en función de la temperatura.....	255
Tabla No. 108 Viscosidad del PLA a la temperatura de interés.....	255
Tabla No. 109 Densidad del PLA a diferentes Temperaturas.....	255
Tabla No. 110 Parámetros que describen la densidad del PLA mediante un modelo de primer orden.....	256

Tabla No. 111 Propiedades del fluido de calentamiento Dowtherm Q.....	256
Tabla No. 112 Importaciones Polímeros de Etileno del año 2007-2013.....	256
Tabla No. 113 Importaciones Polímeros de Propileno del año 2007-2013.....	257
Tabla No. 114 Importaciones Polímeros de Estireno del año 2007-2013.....	257
Tabla No. 115 Importaciones PET del año 2007-2013.....	257
Tabla No. 116 Importaciones PLA del año 2007-2013.....	258
Tabla No. 117 Demanda de plásticos en el mundo (2007-2013) y pronóstico (2014-2019).....	258
Tabla No. 118 Demanda de plásticos en Guatemala (2007-2013) y pronóstico (2014-2019).....	259
Tabla No. 119 Tarifas de flete marítimo port-port.....	261

LISTA DE FIGURAS

	Página
Figura No. 1 Estructura molecular del ácido láctico.....	7
Figura No. 2 Diagrama de la glucólisis (fermentación láctica).....	12
Figura No. 3 Diagrama de un PFR.....	12
Figura No. 4 Diagrama de un CSTR.....	13
Figura No. 5 Representación gráfica de las constantes de un modelo de Monod.....	14
Figura No. 6 Cambio de concentración respecto del espacio-tiempo.....	14
Figura No. 7 Diagrama de CSTRs en serie.....	15
Figura No. 8 Mecanismo de formación de Lactida y policondensación.....	17
Figura No. 9 Mecanismo de reacción de pre-polimerización de ácido láctico.....	19
Figura No. 10 Prueba para una ecuación cinética y ensayo del método diferencial.....	21
Figura No. 11 Gráfica de ecuación de primer orden para reactores de Volumen variable.....	23
Figura No. 12 Gráfica de ecuación de segundo orden para reactores de volumen variable.....	23
Figura No. 13 Curva de titulación con indicador de fenolftaleína.....	24
Figura No. 14 Tipos de impulsores para fluidos de baja viscosidad.....	29
Figura No. 15 Tipos de impulsores para fluidos de alta viscosidad.....	29
Figura No. 16 Gráfico de comportamiento de agitadores.....	30
Figura No. 17 Correlación de potencia para agitadores de palas.....	31
Figura No. 18 Balance de masa de un volumen de control.....	32
Figura No. 19 Balance de Energía Mecánica en fluido.....	34
Figura No. 20 Vectores de flujo turbina Rushton.....	36
Figura No. 21 Número de Potencia en función de número de Reynolds.....	39
Figura No. 22 Cadena de suministros.....	46
Figura No. 23 Proceso de producción.....	47
Figura No. 24 Canales de distribución.....	48
Figura No. 25 Diagrama del sistema a escala laboratorio*.....	67
Figura No. 26 Balance de masa y energía del sistema.....	69
Figura No. 27 Reactor de pre-polimerización.....	70
Figura No. 28 Diagrama de Bloques de entradas y salidas producción de ácido láctico.....	71

Figura No. 29 Diagrama de bloques y flujos.....	73
Figura No. 30 Diagrama de entradas y de salidas del proceso.....	81
Figura No. 31 Proceso de exportación de resina de polímeros en Guatemala.....	92
Figura No. 32 Organigrama	99
Figura No. 33 Diagrama de relaciones de las oficinas.....	102
Figura No. 34 Relaciones de espacio en la distribución de la oficina.....	102
Figura No. 35 Distribución de la parte administrativa de la planta en m.....	103
Figura No. 36 Distribución de la parte administrativa de la planta en 3D.....	103
Figura No. 37 Isométrico de distribución de oficinas.....	104
Figura No. 38 Plano de la de bodega en m.....	106
Figura No. 39 Isométrico de la bodega.....	107
Figura No. 40 Diagrama de operaciones del proceso de producción de PLA.....	118
Figura No. 41 Curvas de calibración azúcares prueba No. 2.....	155
Figura No. 42 Muestra 2 azúcares prueba No. 2	156
Figura No. 43 Muestra 3 azúcares prueba No. 2.....	157
Figura No. 44 Muestra 4 azúcares prueba No. 2.....	158
Figura No. 45 Muestra 5 azúcares prueba No. 2.....	159
Figura No. 46 Muestra 6 azúcares prueba No. 2.....	160
Figura No. 47 Muestra 7 azúcares prueba No. 2.....	161
Figura No. 48 Muestra 8 azúcares Prueba No. 2.....	162
Figura No. 49 Muestra 9 azúcares Prueba No. 2.....	163
Figura No. 50 Muestra 10 azúcares prueba No. 2.....	164
Figura No. 51 Muestra 11 azúcares prueba No. 2.....	165
Figura No. 52 Muestra 12 azúcares prueba No. 2	166
Figura No. 53 Muestra 13 azúcares prueba No. 2.....	167
Figura No. 54 Muestra 14 azúcares prueba No. 2.....	168
Figura No. 55 Muestra 15 azúcares prueba No. 2.....	169
Figura No. 56 Muestra 16 azúcares prueba No. 2.....	170
Figura No. 57 Muestra 17 azúcares prueba No. 2.....	171
Figura No. 58 Muestra 18 azúcares prueba No. 2.....	172
Figura No. 59 Muestra inicial azúcares prueba No. 2.....	173
Figura No. 60 Curva de calibración ácido láctico prueba No. 2	174
Figura No. 61 Muestra 2 ácido láctico prueba No. 2	175
Figura No. 62 Muestra 3 ácido láctico prueba No. 2	176

Figura No. 63 Muestra 4 ácido láctico prueba No. 2	177
Figura No. 64 Muestra 5 ácido láctico prueba No. 2	178
Figura No. 65 Muestra 6 ácido láctico prueba No. 2.....	179
Figura No. 66 Muestra 7 ácido láctico prueba No. 2.....	180
Figura No. 67 Muestra 8 ácido láctico prueba No. 2.....	181
Figura No. 68 Muestra 9 ácido láctico prueba No. 2.....	182
Figura No. 69 Muestra 10 ácido láctico prueba No. 2.....	183
Figura No. 70 Muestra 11 ácido láctico prueba No. 2.....	184
Figura No. 71 Muestra 12 ácido láctico prueba No. 2.....	185
Figura No. 72 Muestra 13 ácido láctico prueba No. 2.....	186
Figura No. 73 Muestra 14 ácido láctico prueba No. 2.....	187
Figura No. 74 Muestra 15 ácido láctico prueba No. 2.....	188
Figura No. 75 Muestra 16 ácido láctico prueba No. 2.....	189
Figura No. 76 Muestra 17 ácido láctico prueba No. 2.....	190
Figura No. 77 Muestra 18 ácido láctico prueba No. 2.....	191
Figura No. 78 Muestra inicial ácido láctico prueba No. 2.....	192
Figura No. 79 Relaciones entre las dimensiones internas de un tanque agitado con placas deflectoras.....	222
Figura No. 80 Imágenes de transmisor de nivel de tipo presión diferencial marca Rosemount (Emerson) Modelo 3051.....	225
Figura No. 81 Imagen de transmisor de temperatura de tipo termocupla marca Rousemount (Emerson) modelo 3144P.....	226
Figura No. 82 Imagen de válvula de control de tipo cilindro de potencia marca Daniel (Emerson) modelo S500.....	226
Figura No. 83 Esquema no. 1 de bomba centrífuga MP PUMPS Modelo FLOMAX 50.....	227
Figura No. 84 Esquema no. 2 de bomba centrífuga MP PUMPS Modelo FLOMAX 50.....	227
Figura No. 85 Esquema no. 1 de partes de bomba centrífuga MP PUMPS Modelo FLOMAX 50.....	228
Figura No. 86 Esquema no. 2 de partes de bomba centrífuga MP PUMPS Modelo FLOMAX 50.....	229
Figura No. 87 Esquema no. 1 de bomba centrífuga MP PUMPS Modelo FLOMAX 5.....	229

Figura No. 88 Esquema no. 2 de bomba centrífuga MP PUMPS Modelo FLOMAX 5.....	230
Figura No. 89 Esquema de partes de bomba centrífuga MP PUMPS Modelo FLOMAX 5.....	230
Figura No. 90 Esquema del interior de la bomba de desplazamiento positivo de lóbulos marca Viking, modelo Optimus.....	231
Figura No. 91 P&I D: Línea de Polimerización.....	240
Figura No. 92 Leyenda de símbolos.....	241
Figura No. 93 Condensador de reactor de pre-polimerización.....	242
Figura No. 94 Intercambiador previo al reactor de pre-polimerización.....	242
Figura No. 95 Chaquetas del reactor de pre-polimerización y de polimerización Diagrama de las chaquetas de calentamiento de reactor de pre-polimerización derecha y de polimerización a la izquierda.....	243
Figura No. 96 Bomba de vacío seleccionada, bomba Busch Vaccum R5 0202 D	243
Figura No. 97 Balance de masa y de energía del proceso de polimerización	244
Figura No. 98 Distribución de planta – Vista isométrica.....	245
Figura No. 99 Distribución de planta - Vista aérea.....	246
Figura No. 100 Cotización materia prima (Merck).....	264
Figura No. 101 Cotización materia prima (Lafimarq).....	265
Figura No. 102 Cotización materia prima (Quirsa).....	266
Figura No. 103 Cotización materia prima (Productos del aire).....	266

LISTA DE GRÁFICAS

	Página
Gráfica No. 1 Fases de crecimiento durante la fermentación para producir 61 g/L ácido láctico	64
Gráfica No. 2 Linealización de las concentraciones de sacarosa y biomasa para determinar las constantes de una cinética tipo Monod.....	64
Gráfica No. 3 Conversión de oligómero de ácido láctico.....	66
Gráfica No. 4 Ácido láctico residual en el tiempo de reacción.....	66
Gráfica No. 5 Orden de reacción por método diferencial.....	68
Gráfica No. 6 Decisión para TIR.....	116
Gráfica No. 7 Velocidad de crecimiento vs. tiempo para la prueba 2	152
Gráfica No. 8 Fases de crecimiento durante fermentación.....	152
Gráfica No. 9 Velocidad de crecimiento durante la fermentación.....	153
Gráfica No. 10 Cambio de volumen de la mezcla reactiva en el tiempo.....	200
Gráfica No. 11 Prueba de método integral para primer orden.....	202
Gráfica No. 12 Prueba de método integral para cinética de segundo orden	203
Gráfica No. 13 Factor de tiempo de mezclado VS Número de Reynolds dentro de tanques agitados.....	222
Gráfica No. 14 Gráfico de Moody para cálculo de factores de fricción de fanning.....	223
Gráfica No. 15 Gráfica y ecuación de la regresión lineal para calcular la capacidad calorífica del ácido láctico (Temperatura (°F) en el eje x y capacidad calorífica (cal) en el eje y).....	224
Gráfica No. 16 Entalpía de saturación del vapor vs. temperatura del líquido	250
Gráfica No. 17 Determinación de número de unidades de transferencia.....	251
Gráfica No. 18 Panorama de inversión extranjera y participación de plásticos en las exportaciones en el 2012 en Guatemala.....	259
Gráfica No. 19 Pronóstico al 2017 de capacidades de producción mundial de bioplásticos.....	260
Gráfica No. 20 Capacidades de producción mundial de bioplásticos año 2012.....	260

RESUMEN

En el presente trabajo se evaluó la factibilidad técnica para realizar una línea de producción de poliácido láctico por medio de polimerización de ácido láctico 80% (v/v) proveniente de una fermentación microbiana empleando el hongo productor de ácido láctico *Rhizopus oryzae* y se planteó una propuesta del diseño básico de la línea de producción. La fermentación se realizó con un caldo hecho a partir de melaza 20% (v/v).

El diseño de los equipos de la planta, y por ende, el trabajo, se dividió en cuatro áreas principales: Equipos para la transferencia de calor, equipos de vacío, transporte de fluidos e instrumentación básica de la planta y lazos de control elementales para el funcionamiento de la misma. En el trabajo se plantean las bases de diseño y la exposición de los cálculos realizados, análisis y diagramas construidos que permitirían el diseño formal de una planta de producción de ácido láctico para un sistema de 11 fermentadores de melaza utilizando el hongo *Rhizopus oryzae*. Para la polimerización del ácido láctico, el presente trabajo hace énfasis en el diseño del reactor utilizado en la primera reacción que se lleva a cabo para la polimerización del ácido láctico. Esta reacción se fundamenta en el proceso de formación de oligómeros de bajo peso molecular como paso previo a la obtención del polímero. El trabajo proporciona información para determinar la posibilidad para Guatemala de producir PLA que compita con la calidad del que se comercia mundialmente.

La planta trabajará en jornadas de 24 horas, 30 días al mes, por 10 meses y 2 meses detendrá la producción para operaciones de mantenimiento. Se trabajarán jornadas de cuatro turnos diarios, según se requiere en el Código de Trabajo. El costo final de producir PLA es de \$1.50/kg, con una inversión de \$43,664,842.00. Para una TMAR menor a 7.3% el proyecto es rentable. Se tercerizará el transporte y la producción de melaza que es la materia prima más importante.

Para cumplir con la capacidad establecida en el trabajo se necesitan cinco reactores CSTR de distintos volúmenes, en un arreglo en serie y trabajando de manera continua, para producir un caldo con una concentración de ácido láctico de aproximadamente 6.1 g/L.

El proceso general utiliza 14.275t/h de melaza al 70% v/v de azúcares totales y 40.664t/h de agua para producir 2,442kg/h de una solución de ácido láctico disuelto en agua al 87.17% m/m. Para la primera reacción en la polimerización se obtuvo una cinética experimental de orden 1.2, con un oligómero de peso molecular de 300.52 g/mol, para la demanda de 13,400 t de poliácido láctico al año se obtuvo un reactor con un volumen de 235.3 m³.

Finalmente, se llegó a la conclusión que una planta de producción de poliácido láctico partiendo de una solución al 80% (v/v) y con capacidad de 45t/día es técnicamente factible al poder llevarse a cabo con equipo de dimensiones tales que pueda ser fabricado o que se pueda conseguir en el mercado industrial.

I. INTRODUCCIÓN

El objetivo de este megaproyecto fue el de evaluar la factibilidad, tanto técnica, como económica, de la instalación de una planta de producción de resina de poliácido láctico a partir de ácido láctico proveniente de la fermentación microbiana de melaza con el hongo *Rhizopus oryzae*.

En un proyecto para diseñar un proceso para la elaboración de poliácido láctico el desarrollo de un sistema para obtener el compuesto base, el ácido láctico, es una parte clave. Este se puede producir, ya sea por fermentaciones con microorganismos o por síntesis química. Para las fermentaciones se pueden utilizar bacterias y hongos. En ambos grupos existen buenos productores de ácido láctico, sin embargo los hongos filamentosos, como el *Rhizopus oryzae*, son buenos productores de ácido láctico, además de ser altamente resistentes y adaptables a distintos medios.

La producción de poliácido láctico por policondensación ha sido el proceso más simple utilizado y se basa en dos reacciones. La primera es la formación de oligómeros a partir del ácido láctico y la segunda es la formación de polímeros de alto peso molecular a partir de los oligómeros iniciales. El equipo necesario para llevar a cabo la conversión de ácido láctico a oligómeros es un reactor y para su diseño es necesario conocer la cinética de la reacción y los requerimientos del fenómeno en particular. Para obtener la cinética de reacción se requiere de un estudio a escala laboratorio que permita obtener valores del avance de la reacción en el tiempo.

Sin embargo, para poder comprobar la viabilidad técnica de esta propuesta, es imprescindible contar con un buen diseño de planta. Una planta es un sistema complejo donde interactúan equipos, materiales y operadores. Las distintas relaciones entre estos factores pueden resultar bastante difíciles de controlar y en algunas ocasiones pueden generar posibles fuentes de error de diseño que concluyan en el fracaso inminente de una empresa completa. Por esta razón, el presente trabajo incluye un diseño detallado de los procesos de producción de ácido láctico a partir de melaza y de poliácido láctico a partir de ácido láctico, con sus respectivos sistemas auxiliares.

Para el diseño de una planta es necesario contar con recurso económico y el buen manejo del mismo podrá ser un elemento importante para la rentabilidad del proyecto. Es por ello que se presenta el estudio de costos de la producción y la inversión a realizar, para la obtención de un panorama general del financiamiento.

Este trabajo abarca desde la definición de los objetivos de experimentación, incluyendo toda la base teórica que se utilizó a lo largo del proyecto, detallando el procedimiento que se utilizó en cada módulo y termina exponiendo los resultados obtenidos y su respectivo análisis.

II. OBJETIVOS

A. GENERAL

Determinar la factibilidad, tanto técnica como económica, de una planta para la producción de poliácido láctico a partir de ácido láctico proveniente de la fermentación de melaza con el hongo *Rhizopus oryzae* y mediante una policondensación, diseñando los procesos, equipos y sistemas auxiliares de la planta para poder realizar una evaluación económica de la misma y determinar su rentabilidad.

B. ESPECÍFICOS

- Determinar un modelo cinético que describa la producción de ácido láctico con el hongo *Rhizopus oryzae* (NRRL 395) fermentando un caldo de melaza para la producción de ácido láctico y calcular los parámetros básicos de funcionamiento para un fermentador que produzca una cantidad de ácido láctico determinada en este megaproyecto.
 1. Determinar si es posible producir ácido láctico fermentando soluciones de melaza, utilizando el hongo *Rhizopus oryzae* (NRRL 395).
 2. Determinar las constantes de un modelo cinético que prediga el comportamiento de la reacción durante la fermentación de melaza con el *Rhizopus oryzae* para producir ácido láctico.
 3. Proponer un sistema de fermentadores para producir una cantidad de ácido láctico determinada en el megaproyecto.
 4. Calcular el parámetro de espacio-tiempo requerido en los fermentadores para producir un caldo a la salida con la concentración de ácido láctico necesaria para producir cantidades industriales de láctida a determinar en el megaproyecto, utilizando el análisis de un modelo cinético que describa la reacción.
 5. Calcular los volúmenes del sistema de biorreactores con el cual se pueda producir ácido láctico, en las cantidades necesarias determinadas en este megaproyecto, a partir de una fermentación de melaza con *Rhizopus oryzae*, a escala industrial.
- Dimensionar el reactor del proceso de pre-polimerización para la producción del oligómeros de ácido láctico en un proceso de producción de poliácido láctico, para el diseño de la planta de producción de poliácido láctico.
 1. Diseñar un sistema a escala laboratorio para sintetizar oligómeros de ácido láctico a partir de ácido láctico concentrado al 85%, para conocer de forma experimental el rendimiento y la velocidad de reacción con el fin diseñar un reactor para el proceso de producción de poliácido láctico.
 2. Obtener los datos de concentración de reactivo residual a lo largo del avance de la reacción del oligómero de forma experimental, para determinar la cinética química a condiciones de temperatura de 160°C y una presión de vacío de 0.25 atm.

3. Determinar el tipo de reactor a utilizar en la pre-polimerización, propiedades básicas y cálculo del requerimiento para el sistema de agitación, mediante el análisis de las propiedades de la mezcla reactiva y las condiciones requeridas del medio.
 4. Dimensionar el reactor de pre-polimerización mediante los balances de masa, la conversión obtenida y las ecuaciones de diseño, para establecer el volumen del reactor, diámetro, alto y los flujos a utilizar en la producción.
- Proporcionar el detalle técnico y los diagramas necesarios de las operaciones unitarias para el funcionamiento básico del equipo auxiliar de un sistema de once fermentadores de melaza, con volumen de 287m^3 cada uno, utilizando el hongo *Rhizopus oryzae* para la producción de ácido láctico.
 1. Realizar un diagrama de bloques, y de entradas y salidas del proceso de producción para identificar las operaciones unitarias necesarias para obtener ácido láctico a partir de una fermentación de melaza.
 2. Realizar el balance de masa de las operaciones unitarias identificadas utilizando como base de cálculo una corriente de 2,442 kg/h de ácido láctico disuelto en agua, al 87.17% m/m, determinado por el balance de masa de las operaciones unitarias para un proceso de polimerización de ácido láctico, con una producción final de 1,900 kg/h de pellets de poliácido láctico.
 3. Realizar un diagrama de bloques y flujos del proceso de producción de ácido láctico que permita la visualización de los flujos a lo largo del proceso para ser utilizados en el dimensionamiento de los equipos auxiliares.
 4. Dimensionar los tanques de almacenamiento de materia prima para el agua, melaza al 70% v/v de azúcares totales y solución acuosa de hidróxido de sodio al 50% v/v, utilizando las corrientes obtenidas en el balance de masa.
 5. Dimensionar el tanque de mezclado de materias primas utilizando una velocidad de rotación del agitador de 1500 rpm para asegurar la homogeneidad del medio de cultivo.
 6. Determinar los requerimientos básicos de funcionamiento de las bombas que impulsan los materiales a lo largo del proceso de producción.
 7. Determinar los requerimientos básicos de funcionamiento de la torre de enfriamiento con un flujo másico de 110kg/h de agua utilizada en los intercambiadores de calor del sistema de enfriamiento del caldo fermentativo en el sistema de once fermentadores.
 8. Determinar el equipo que presenta el mayor consumo energético de la operación de la planta.
 9. Construir el diagrama de flujo e instrumentación para las distintas áreas de la planta de producción utilizando la plataforma Microsoft Visio, para permitir la visualización gráfica de los lazos de control de las condiciones de operación que aseguren las condiciones del proceso utilizadas para el diseño de la planta.
 10. Construir el esquema de la propuesta de distribución de la planta utilizando la plataforma AutoCAD, para permitir la visualización gráfica de la locación del equipo diseñado en la planta de producción.

- Diseñar los sistemas auxiliares para una línea de producción de poliláctico que incluye dos reactores (uno de prepolimerización y otro de polimerización) definiendo los requerimientos energéticos de cada uno para obtener y mantener la temperatura de operación y también las condiciones de vacío requeridas.
 1. Realizar un diagrama de entradas y de salidas de la operación basándose en los datos experimentales obtenidos para poder conocer los flujos involucrados y las propiedades físicas de estos.
 2. Realizar un balance de masa y de energía en base las condiciones de operación de los reactores y en base a las corrientes entrantes y salientes.
 3. Dimensionar los condensadores que se emplearán para la remoción de agua de los reactores de prepolimerización y de polimerización, tomado de base los datos experimentales del flujo de agua que se remueve de cada uno de los dos sistemas.
 4. Escoger y dimensionar el sistema de calentamiento de ambos reactores y la cantidad de fluido de calentamiento empleada para su funcionamiento. Para tal efecto se deben de determinar los coeficientes de transferencia de calor involucrados en cada reactor en base a las propiedades de los fluidos en el reactor y con base en los regímenes de flujo presentes.
 5. Determinar, usando los flujos de agua de enfriamiento empleados para la condensación del agua removida de los reactores, la torre de enfriamiento para regresar estos flujos a una temperatura propicia para su reuso en los condensadores.
 6. Escoger y dimensionar los sistemas de vacío de ambos reactores para mantener la presión de operación definida con base en las pruebas experimentales.
 7. Dimensionar las bombas requeridas en el proceso para el trasiego de materiales en la planta en base a los caudales definidos según la demanda establecida y en las propiedades reológicas de las corrientes tratadas.
 8. Establecer los lazos de controles principales y la instrumentación básica para controlar las variables de operación principales en el proceso (temperatura, flujo, nivel, presión) presentándolos a través de un P&ID.
 9. Proponer un plano de distribución de equipo donde se aprecie la disposición de equipos y áreas de manufactura en la planta.

- Definir el proceso de producción del poliláctico desde la síntesis del ácido láctico proveniente de la fermentación de melaza utilizando el hongo *Rhizopus Oryzae*.
 1. Documentar el sistema de producción del poliláctico, para la planificación y diseño de la planta mediante un diagrama de operaciones.
 2. Determinar la demanda del PLA, usando las importaciones del mismo y de productos sustitutos, utilizando los datos históricos de la demanda mundial de cada polímero para obtener la capacidad de la planta a diseñar.
 3. Comparar precios actuales en el mercado internacional del poliláctico y posibles productos sustitutos para determinar el rango del precio de venta, mediante cotizaciones internacionales.

4. Definir la logística a utilizar para la administración de la cadena de suministros, a través de un organigrama, planos de oficinas y bodega, análisis de Pareto y definición de las operaciones dentro de la misma, con el fin de abastecer la demanda planificada a tiempo y con un adecuado manejo de materiales y producto terminado.
5. Determinar los costos de producción del políácido láctico e inversión de la planta usando herramientas financieras como el flujo de efectivo neto e indicadores como la TIR para analizar viabilidad y rentabilidad del proyecto.
6. Comparar producción de etanol vs producción de PLA, usando los costos determinados para el PLA, los costos promedio que los ingenios manejan y la relación de melaza con el producto a evaluar, para conocer la posibilidad de obtener mayores utilidades produciendo PLA en lugar de etanol.

III. JUSTIFICACIÓN

Uno de los productos que se pueden obtener a partir de los subproductos del proceso de fabricación del azúcar es el ácido láctico, el cual es muy versátil y tiene diversas aplicaciones en la industria. Recientemente se ha observado un incremento en investigación con respecto a su utilización como monómero para la síntesis de Poli ácido láctico (PLA), esto con diferentes propósitos, que van desde sintetizar un polímero realmente biodegradable, sin la utilización de plastificantes o catalizadores derivados de petróleo que al degradarse presente el menor impacto al ambiente y se reincorporen los desechos a un ciclo natural; hasta aplicaciones biomédicas para fabricación de implantes que se degraden dentro del cuerpo en el tiempo que sea necesario, para reconstruir huesos o tejidos, sin necesidad de segundas cirugías de remoción.

La investigación acerca de la síntesis de plásticos biodegradables es entonces de suma importancia en este punto en la historia, en donde estos materiales han pasado a ser (junto a los metales) los materiales de construcción y empaque principales y más utilizados.

Dentro del contexto guatemalteco, esta investigación es importante debido a los volúmenes de azúcar que se producen y la cantidad de melaza que puede ser aprovechada para convertirse en un producto de valor, capaz de sustituir plásticos convencionales con un ciclo de vida corta.

El objetivo principal fue diseñar una planta en la que se pueda utilizar la melaza como materia prima y obtener un polímero biodegradable como producto. Para lograrlo se requiere el diseño de tres reactores que son de suma importancia en el proceso, siendo uno de ellos un fermentador con cinética microbiológica y los otros dos con cinética química. Los reactores se diseñan usando una cinética experimental basada en la medición de parámetros de la reacción en el tiempo, principalmente el consumo del reactivo o la formación del producto. El estudio de la cinética de reacción y el diseño del reactor tienen tanta importancia porque es en este equipo en donde ocurre el cambio químico de interés. Es vital conocer las características del flujo de entrada, la cinética, las condiciones a las que debe llevarse a cabo para realizar un proceso adecuado que se ajuste a las necesidades específicas de materia prima y producto deseado.

El siguiente estudio se centró en el diseño de la planta de producción de poliácido láctico, a la que ingresa melaza como materia prima y se obtiene el polímero. Se detallan los cálculos realizados para el diseño del bioreactor en donde se transforma la melaza a ácido láctico por medio de la acción del hongo *Rhizopus oryzae* y el reactor para obtener el pre-polímero de ácido láctico, el diseño de equipos de la planta, sistemas auxiliares, demanda y costo final.

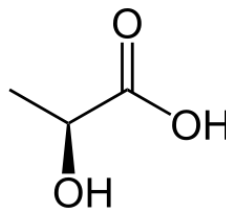
IV. MARCO TEÓRICO

A. ÁCIDO LÁCTICO

El ácido láctico es un compuesto químico relacionado con varios procesos bioquímicos en los cuales juega papeles muy importantes. Un ejemplo de dichos procesos bioquímicos es la fermentación láctica. (Martínez, 2012)

El ácido láctico es un ácido carboxílico con un grupo hidroxilo en el carbono adyacente al grupo carboxilo y posee fórmula $H_3C-CH(OH)-COOH$ ($C_3H_6O_3$).

Figura No.1 Estructura molecular del ácido láctico



El ácido láctico es una molécula orgánica quiral, por lo que posee dos enantiómeros, el dextrorrotatorio (D-Ácido láctico) y el levorotatorio (L-Ácido láctico), el cual tiene gran importancia biológica. También puede llamarse D-L-Ácido láctico a la mezcla de cantidades idénticas de ambos isómeros, de lo contrario se considera el isómero del cual se posea una mayor cantidad como el componente principal y el segundo isómero se considera como impureza. A ésta mezcla se le denomina también “mezcla racémica”. (Martínez, 2012)

La apariencia física del ácido láctico varía dependiendo de su tipo. Tanto el D-Ácido láctico y el L-Ácido láctico se encuentran en estado sólido a 25°C y 1atm si están puros o casi puros. La mezcla, sin embargo, y especialmente la mezcla racémica de ambos isómeros se encuentra en estado líquido a 25°C y 1atm. Éste es un fenómeno muy peculiar que sufren algunos compuestos orgánicos, principalmente los que poseen ácidos carboxílicos. (Martínez, 2012).

B. MELAZA

La melaza o la miel final se definen como el jarabe o líquido denso y viscoso, separado de la misma masa cocida final y de la cual no es posible cristalizar más azúcar por métodos usuales. (ICONTEC, 1994)

La denominación de melaza se aplica al efluente final obtenido en la preparación del azúcar mediante una cristalización repetida. El proceso de evaporación y cristalización es usualmente repetido tres veces hasta el punto en el cual el azúcar invertido y la alta viscosidad de las melazas ya no permitan una cristalización adicional de la sacarosa (Swan, 1990)

La melaza es una mezcla compleja que contiene sacarosa, azúcar invertido, sales y otros compuestos solubles en álcali que normalmente están presentes en el jugo de caña localizado, así como los formados durante el proceso de manufactura del azúcar. Además de la sacarosa, glucosa, fructosa y rafinosa los cuales son fermentables, las melazas también contienen

sustancias reductoras no fermentables. Estos compuestos no fermentables reductores del cobre, son principalmente caramelos libres de nitrógeno producidos por el calentamiento requerido por el proceso y las melanoidinas que si contienen nitrógeno derivadas a partir de productos de condensación de azúcar y aminocompuestos (Honig, 1974).

Tabla No.1 Composición de la melaza

Componentes	Constituyentes	Contenido (m/m)
Componentes mayores	Materia seca	78%
	Proteínas	3%
	Sacarosa	60-63% m/m
	Azúcares reductores	3-5% m/m
	Sustancias disueltas	4-8% m/m
	Agua	16%
	Grasas	0.40%
	Cenizas	9%
Contenido de minerales	Calcio	0.74%
	Magnesio	0.35%
	Fósforo	0.08%
	Potasio	3.67%
Contenido de aminoácidos	Glicina	0.10%
	Leucina	0.01%
	Lisina	0.01%
	Treonina	0.06%
	Valina	0.02%
Contenido de vitaminas	Colina	600 ppm
	Niacina	48.86 ppm
	Ácido pantoténico	42.90 ppm
	Piridoxina	44 ppm
	Riboflavina	4.40 ppm
	Tiamina	0.88 ppm

(Tellez 2004)

C. CLASIFICACIÓN

La Asociación Americana de Control Oficial de Alimentos (AAFCO) recomienda diferentes clasificaciones para las melazas, según el azúcar total y el contenido de humedad, de la siguiente manera:

- Melaza superior "Blackstrap": Melaza de caña que contiene 23.4% m/m de agua o menos y 53.5% o más de azúcares totales.
- Melaza "Blackstrap": Melaza compuesta por 23.5% a 26.4% de agua y 48.5% a 53.5% de azúcares totales (Castro 1993)

Otra clasificación de las melazas se establece por el porcentaje de materia sólida, en masa, o grados Brix, de la siguiente manera:

- Melaza “Blackstrap”: Es el subproducto de la elaboración del azúcar, cuyo porcentaje de materia sólida en masa (grados Brix), diluido con igual masa de agua es de 42.5 grados Brix.
- Melaza de caña alimenticia: Es la melaza Blackstrap diluida con agua, hasta una concentración en grados Brix, no menor de 39.75
- Melaza “high test” o jarabe invertido: Es el producto obtenido por la concentración del jugo clarificado, hasta un porcentaje de materia sólida en peso de 85% e invertido con ácido o con invertasa (Castro, 1993)

La composición de las melazas es muy heterogénea y puede variar considerablemente dependiendo de la variedad de caña de azúcar, suelo, clima, periodo de cultivo, eficiencia de la operación de la fábrica, sistema de ebullición del azúcar, tipo y capacidad de los evaporadores, entre otros. Por otro lado, la melaza de caña se caracteriza por tener grados Brix o sólidos disueltos de 68-75% y un pH de 5.0-6.1%. (Castro, 1993)

D. AZÚCARES Y OTROS COMPUESTOS

Los principales azúcares en la melaza son la sacarosa (60-63% m/m), glucosa o dextrosa (6-9% m/m) y fructosa (5-10%), Estas dos últimas constituyen la mayor porción de los azúcares reductores encontrados en los análisis. La fructuosa puede sufrir transformaciones al igual que la glucosa, debido a reacciones dependientes de la temperatura. El contenido de glucosa y fructosa en las melazas puede variar a causa de la hidrólisis de la sacarosa, a valores de pH ácido y temperaturas altas. (Castro, 1993)

Los sólidos “no azúcares” están compuestos por 33% de sustancias inorgánicas (Fe^{+3} , K^+ , Na^+ , Ca^{2+} , Mg^{2+} , Zn^{2+} , As^{3+} , Cd^{2+} , Hg^+ , Pb^+ , Cl^- , NO_3^- , SO_2^-) el 42% corresponde a sustancias nitrogenadas (aminoácidos, péptidos, colorantes) y el 25% a sustancias orgánicas libres de nitrógeno (ácidos carboxílicos, alcoholes, fenoles, ésteres, vitaminas, gomas y dextranos) (Castro, 1993)

Las melazas contienen cierta cantidad de cenizas. Muchos análisis muestran que el contenido de potasa es aproximadamente 40% del carbono total de la ceniza, el contenido de cal es de 10-20% el de sulfatos varía entre el 10% y el 20% y las sales de magnesio, sodio, aluminio, sílice, los cloruros, fosfatos y los óxidos de hierro, completan el resto del contenido de cenizas (Castro, 1993)

Los compuestos nitrogenados de la melaza están constituidos principalmente por aminoácidos mono y dibásicos, amidas ácidas, betaínas y pequeñas cantidades de peptonas y nitratos. El nitrógeno total de las melazas varía entre 0.4% y 1.5% de la masa total de la melaza. La proteína cruda se determina frecuentemente como porcentaje en del contenido de nitrógeno. (Castro, 1993)

La melaza contiene algunos ácidos orgánicos de los cuales el más abundante es el ácido aconítico, éste representa el 6% del peso de sólidos en la melaza. Los ácidos málico y cítrico están presentes en cantidades apreciables en las melazas. El ácido fórmico está presente como

producto de descomposición. La mayoría de estos ácidos son metabolizados por los microorganismos, como fuente de carbono y no presentan problemas de inhibición de crecimiento. (Castro, 1993)

En cuanto a las vitaminas presentes en la melaza solo permanecen aquellas que son resistentes a la acción del calor y de los álcalis: niacina, ácido pantoténico y riboflavina, que son importantes para el crecimiento microbiano. Pueden estar presentes en cantidades significativas y algunas otras vitaminas están en cantidades muy pequeñas. (Castro, 1993)

La melaza que se utiliza para la fermentación debe contener la menor cantidad posible de fenoles, estos generalmente provienen de la parte fibrosa de la caña, se derivan de los ácidos hidroxicinámico y parahidroxibenzóico. Pero desde el punto de vista de la fermentación algunos fenoles son indeseables por presentar actividad inhibitoria sobre el crecimiento de los microorganismos, a concentraciones de 0.5g/L. Los ácidos fenólicos con mayor actividad bacteriostática demostrada son el cloragénico, el p-cumárico y el telúrico, de los cuales, los últimos dos son capaces de inhibir totalmente el crecimiento de algunas bacterias. (Castro, 1993)

Es importante conocer la viscosidad del medio en el que los microorganismos actuarán, debido a que ésta puede afectar el crecimiento de los microorganismos y la disponibilidad de los nutrientes. Las relaciones entre concentración y viscosidad para soluciones de azúcar pura son igualmente válidas para las melazas. La viscosidad de las soluciones saturadas de azúcar impuro, aumenta rápidamente con el contenido de impurezas debido al incremento de la concentración de sólidos. El efecto de las sales minerales sobre la viscosidad de las soluciones de azúcar es variable. Un enriquecimiento de iones Ca^{2+} aumenta la viscosidad, mientras que un incremento de iones K^+ , la disminuye. (Swan, 1990)

Los compuestos orgánicos no azúcares, tienen un profundo efecto sobre la viscosidad, pues los componentes de alto peso molecular pueden incrementarla considerablemente. (Swan, 1990)

La aireación influye marcadamente sobre la viscosidad aparente de las soluciones de azúcar, y si se disminuye el contenido de aire en las melazas, disminuye la viscosidad. (Swan, 1990)

E. pH

Las melazas de caña son ligeramente ácidas, tienen un pH entre 5.5 y 6.5. El efecto de las variaciones del pH sobre la viscosidad de las soluciones de azúcar es despreciable. El pH bajo es atribuible a la presencia de ácidos alifáticos y al bajo pH de la clarificación si es ácida (Swan, 1990).

El pH de las melazas cambia con la temperatura y depende también de la naturaleza y de la cantidad de material estabilizador del pH que posea. (Swan, 1990)

F. MICROORGANISMOS DE LA MELAZA

Mediante ensayos adecuados con soluciones diluidas de melazas, se ha demostrado que éstas, a pesar de su bajo contenido de fósforo, constituyen un buen medio nutritivo para muchos microorganismos, tales como levaduras, hongos y bacterias. Se considera importante la presencia

de microorganismos mesófilos y termófilos dentro de la melaza. Los organismos mesófilos se desarrollan bien durante la dilución de las melazas. (Ariza, 1997)

G. MICROORGANISMOS PRODUCTORES DE ÁCIDO LÁCTICO

Los microorganismos que pueden producir ácido láctico se pueden dividir en dos grupos: bacterias y hongos. Aunque la mayoría de las investigaciones de producción de ácido láctico son llevadas a cabo con bacterias productoras de ácido láctico, hay hongos filamentosos como el *Rhizopus* que utilizan glucosa y de manera aeróbica producen ácido láctico. Especies de *Rhizopus* como el *R. Oryzae* y el *R. arrhizus* tienen enzimas con actividad amilolítica, lo que les permite convertir el almidón directamente a L(+)- ácido láctico. Las fermentaciones con hongos tienen algunas ventajas, por ejemplo el *R. Oryzae* requiere medios simples para la producción de ácido láctico, pero requiere una vigorosa aireación debido a que el *Rhizopus oryzae* es un aeróbico obligado. En las fermentaciones con hongos, la baja productividad, generalmente debajo de 3g/L por hora, se debe a una pobre capacidad de llevar a cabo las reacciones a causa de una limitada transferencia de masa. El bajo rendimiento de producto en las fermentaciones con hongos se atribuye parcialmente a la formación de subproductos como lo son el ácido fumárico y el etanol. Se han realizado varios estudios para mejorar los rendimientos de las fermentaciones con hongos (Tay & Yang, Kosakai y Park), en estos estudios se ha reportado que la mejor morfología de los miscelios es la llamada, algodón. Aunque se han realizado muchos intentos para producir ácido láctico por medio de fermentaciones con hongos, las que se usan principalmente hoy en día son las fermentaciones con bacterias a causa de las desventajas ya mencionadas de las fermentaciones con hongos. (Wee, 2006)

Las bacterias productoras de ácido láctico se pueden clasificar en dos grupos: las homofermentativas y las heterofermentativas. Las bacterias productoras de ácido láctico (LAB por sus siglas en inglés) convierten la glucosa casi exclusivamente en ácido láctico, en cambio las heterofermentativas catabolizan la glucosa para obtener ácido láctico y etanol.

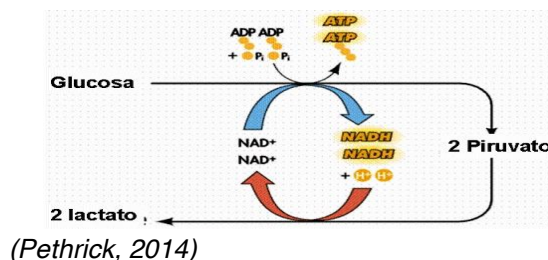
H. FERMENTACIÓN LÁCTICA

La fermentación láctica es una ruta metabólica anaeróbica que consiste en la oxidación parcial de la glucosa con el fin de obtener energía generando ácido láctico como desecho. (López, 2013)

La fermentación láctica es muy común principalmente en muchos tipos de bacterias, hongos, algunos protozoos y muchos tejidos animales. De hecho, la fermentación láctica puede llevarse a cabo en el tejido muscular cuando a causa de una intensa actividad motriz, no se produce una aportación adecuada de oxígeno que permita la correcta respiración aeróbica. El cuerpo lleva a cabo la fermentación láctica como consecuencia para proporcionar una correcta disposición de energía para el proceso que el cuerpo está efectuando. La acumulación de ácido láctico en los tejidos musculares ocasiona síntomas como la fatiga muscular, muchas veces presente en las personas que someten su cuerpo a rigurosos entrenamientos como el levantamiento de pesas y el ejercicio pesado. (López, 2013)

El proceso de la fermentación láctica se representa muy bien en el diagrama siguiente, el cual explica el ciclo de la glucólisis:

Figura No. 2 Diagrama de la glucólisis (fermentación láctica)

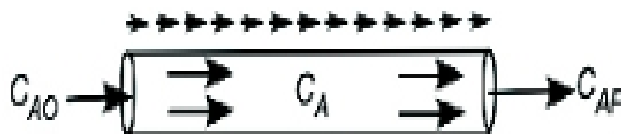


El proceso comienza con una molécula de glucosa que se descompone para obtener dos moléculas de piruvato y dos moléculas de ATP. En condiciones aerobias, estas moléculas de piruvato se transformarían en Acetil coenzima-A, la cual se utilizaría en el ciclo de Krebs de las células para que luego los productos reducidos sean utilizados en la cadena respiratoria en donde se formarían nuevas moléculas de ATP. En condiciones anaerobias con demanda de energía es necesario mantener el ciclo de la glucólisis para seguir formando moléculas de ATP aunque éstas sean menos que en el ciclo respiratorio. Sin embargo, debemos recordar que el principal receptor de electrones es el O_2 , quien le roba electrones al NADH para poder formar el NAD^+ que se utiliza para transformar la glucosa en piruvatos. Entonces, si no hay oxígeno, no se obtiene NAD y la glucólisis se detiene. Por esta razón, necesario hacer un segundo paso en donde se hace que las moléculas de piruvato funcionen como los receptores de electrones de las moléculas de NADH para que se forme el NAD^+ necesario y generando dos moléculas de lactato como desecho. (López, 2013)

I. TIPOS DE REACTORES

El primero de los reactores ideales en estado estacionario se conoce por varios nombres: reactor de flujo pistón, de flujo tapón, tubular ideal, o como reactor continuo de flujo uniforme. Este se caracteriza porque el flujo del fluido a través del reactor es regular, es decir, ningún elemento del mismo sobrepasa o se mezcla con cualquier otro elemento situado antes o después de aquel. De hecho, en este reactor puede haber mezcla lateral del fluido pero no puede existir mezcla o difusión a lo largo de la trayectoria de flujo. La condición necesaria para que exista el flujo pistón es que el tiempo de residencia de todos los elementos sea el mismo.

Figura No. 3 Diagrama de un PFR

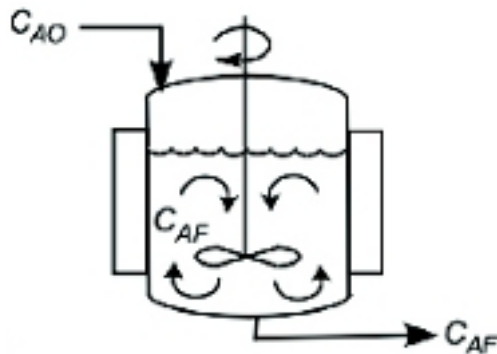


(Levenspiel, 2012)

El otro tipo de reactor ideal en flujo en estado estacionario se denomina reactor de tanque agitado, reactor de flujo mezclado, reactor de retromezclado, CSTR por sus siglas en inglés, y como su nombre lo indica, es el reactor cuyo contenido está perfectamente agitado y su composición es la misma en todos los puntos del mismo. Así, la composición del flujo de salida de

este reactor tiene la misma composición que la del fluido contenido dentro del reactor. A este tipo de flujo se le denomina flujo mezclado y por lo tanto, al reactor se le denomina, “reactor de tanque agitado”.

Figura No. 4 Diagrama de un CSTR



(Levenspiel, 2012)

Del mismo modo que el tiempo de reacción es la medida natural del funcionamiento de un reactor intermitente, el espacio-tiempo y el espacio-velocidad son las medidas apropiadas para medir el funcionamiento de los reactores de flujo continuo. El espacio-tiempo es el tiempo necesario para tratar un volumen de alimentación igual al volumen del reactor, medido en determinadas condiciones, esta simbolizado por τ . El espacio-velocidad es la cantidad de alimentación, bajo condiciones determinadas, que puede tratarse por unidad de tiempo, medida en volúmenes de reactor. Si se trata de las condiciones de la corriente de entrada al reactor, la relación entre s y τ y las demás variables es:

$$\tau = \frac{1}{s} = \frac{A_{Ao}V}{F_{Ao}} = \frac{V}{v_o}$$

Ecuación 1

(Levenspiel, 2012)

La evaluación de las constantes del modelo de Monod puede realizarse a partir de datos provenientes de reactores intermitentes, utilizando la siguiente ecuación.

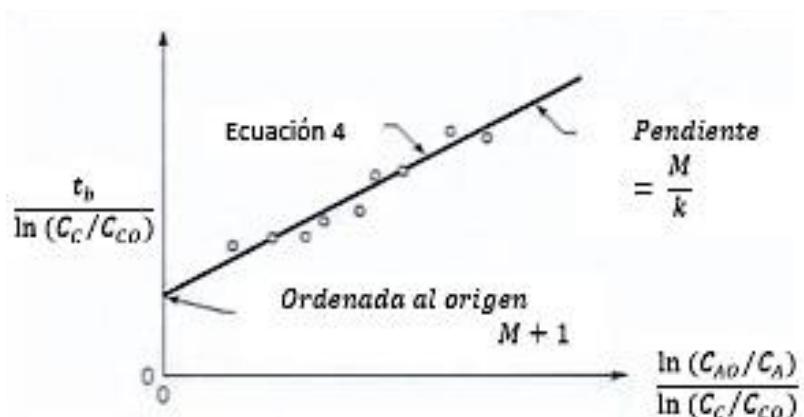
$$\frac{t_b}{\ln(C_C/C_{CO})} = \frac{M+1}{k} + \frac{M \ln(C_{AO}/C_A)}{k \ln(C_C/C_{CO})} \quad \text{con} \quad M = \frac{C_M}{C_{AO} + (A/C)C_{CO}}$$

Ecuación 2

(Levenspiel, 2012)

Con ella se grafican los datos como se muestra:

Figura No.5 Representación gráfica de las constantes de un modelo de Monod



(Levenspiel, 2012)

Se supone una cinética tipo Monod (sin inhibición por producto), rendimientos fraccionales constantes y la ausencia de células en la corriente de entrada. La ecuación de diseño del reactor de tanque agitado se transforma entonces en:

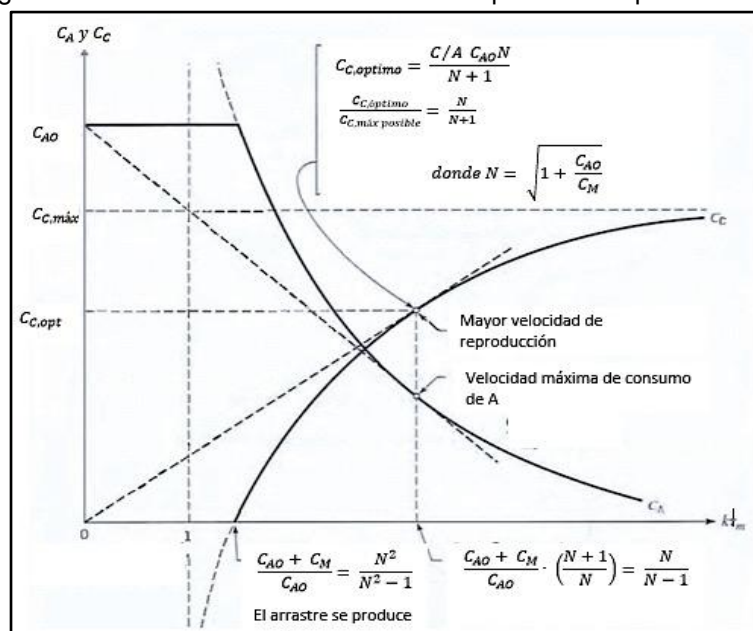
$$k\tau_m = \frac{R/A(C_{A0} + C_M) - C_R}{R/A C_{A0} - C_R}$$

Ecuación 3

(Levenspiel, 2012)

El siguiente es el resumen del comportamiento de reactores de tanque agitado que siguen una cinética de Monod:

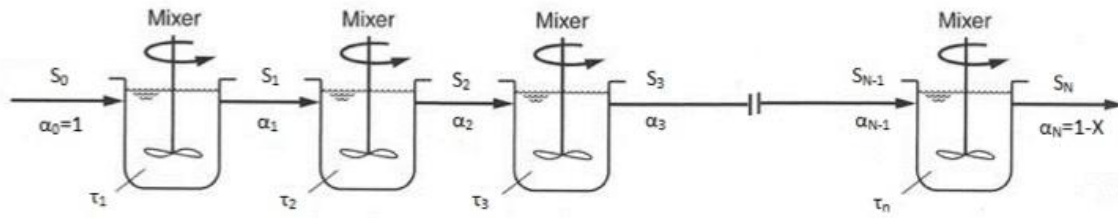
Figura No. 6 Cambio de concentración respecto del espacio-tiempo



(Levenspiel, 2012)

Usualmente, un sistema de CSTRs en serie tiene un comportamiento similar al de un PFR cuando el número de reactores es grande (cinco o más). Un sistema de CSTRs tiende a minimizar el volumen total requerido para cierto grado de conversión del sustrato y el número de reactores requeridos para obtener este grado de conversión. En algunos procesos de fermentación, particularmente para producción de metabolitos secundarios, la fase de crecimiento y la de formación de producto, necesitan estar separadas para poder tener condiciones favorables para cada etapa. A continuación se muestra un esquema de reactores CSTR cuyo volumen total puede reducirse comparado con el volumen total de un sólo CSTR:

Figura No. 7 Diagrama de CSTRs en serie



(Qasim, 2013)

En términos de variables adimensionales, el tiempo de residencia adimensional θ está dado por la siguiente ecuación:

$$\theta_i = \frac{(\alpha_{i-1} - \alpha_i)(a^* + b\alpha_i + c^*\alpha_i^2)}{(d\alpha_i + e^*\alpha_i^2)(A - \alpha_i)} \quad i = 1, 2, 3, \dots$$

Ecuación 4

(Qasim, 2013)

En donde :

$$\theta_i = \tau_i \mu_{max} \alpha_i = \frac{S_i}{S_0}$$

$$\alpha_{i-1} = \frac{S_{i-1}}{S_0} a^* = \frac{a}{S_0}$$

$$c^* = cS_0 \quad e^* = eS_0$$

$$A = \left[\frac{X_0}{Y_{X/S} S_0} + 1 \right]$$

(Qasim, 2013)

Como $\alpha_1 = 1$ es fija y α_N se puede obtener con la conversión ($\alpha_N = 1 - X$), entonces las variables para minimizar el modelo son α_i para $i=2, 3, \dots, N-1$.

Entonces el algoritmo del modelo es el siguiente:

$$\text{Encontrar minimo } \left(\sum_{i=1}^N \theta \right) \text{ cambiando } \alpha_2, \alpha_3, \dots, \alpha_{N-1}$$

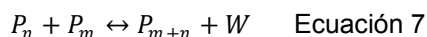
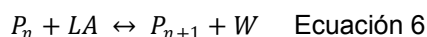
(Qasim, 2013)

J. SÍNTESIS DE POLÍMEROS

1. **Métodos de síntesis.** En general, los mecanismos de síntesis de polímeros se pueden agrupar en dos categorías, la polimerización de crecimiento en cadena y la polimerización por pasos, cuya elección está sujeta principalmente a la estructura química del monómero. Esto se debe a que en una polimerización por crecimiento en cadena los monómeros pasan a ser parte del polímero uno a la vez, en cambio en una polimerización de crecimiento por pasos no sucede de una forma tan simple, ya que primero reaccionan dos monómeros para formar un dímero, posteriormente se forma un trímero y así hasta formar un oligómero, pero no siempre se adicionan de uno en uno, ya que a veces se adicionan las parejas entre ellas y mientras se está formando un oligómero de cuatro monómeros, también se está formando otro de 15 monómeros. De esta forma crecen hasta formar largas cadenas de polímeros. (Blanco, 2009)

2. **Polímeros de crecimiento en cadena.** Se producen por la polimerización en una reacción en cadena, en la que se adiciona un iniciador a un enlace doble carbono-carbono de un sustrato insaturado para producir un intermediario reactivo, el cual reacciona con una segunda molécula de monómero para producir un intermediario nuevo, el cual reacciona con una tercera unidad de monómero y así sucesivamente. El iniciador puede ser un radical libre (polimerización por radicales), un ácido (polimerización catiónica) o una base (polimerización aniónica). La más utilizada es la polimerización por radicales por su amplio espectro, ya que la polimerización catiónica solo es eficiente con monómeros que contienen un grupo donador de electrones que es capaz de estabilizar el carbocatión intermediario en la cadena portadora, la polimerización aniónica requiere de monómeros con grupos atractores de electrones. (McMurry, 2010)

3. **Mecanismo de reacción del ácido láctico.** El ácido láctico, al polimerizarse en condiciones adecuadas, sigue una ruta de esterificación, produciendo oligómeros, que son polímeros de bajo peso molecular y agua. En solución acuosa, el peso molecular se mantiene relativamente bajo porque los enlaces del éster que unen los oligómeros son rotos por la reacción de hidrólisis, las ecuaciones básicas son las siguientes:



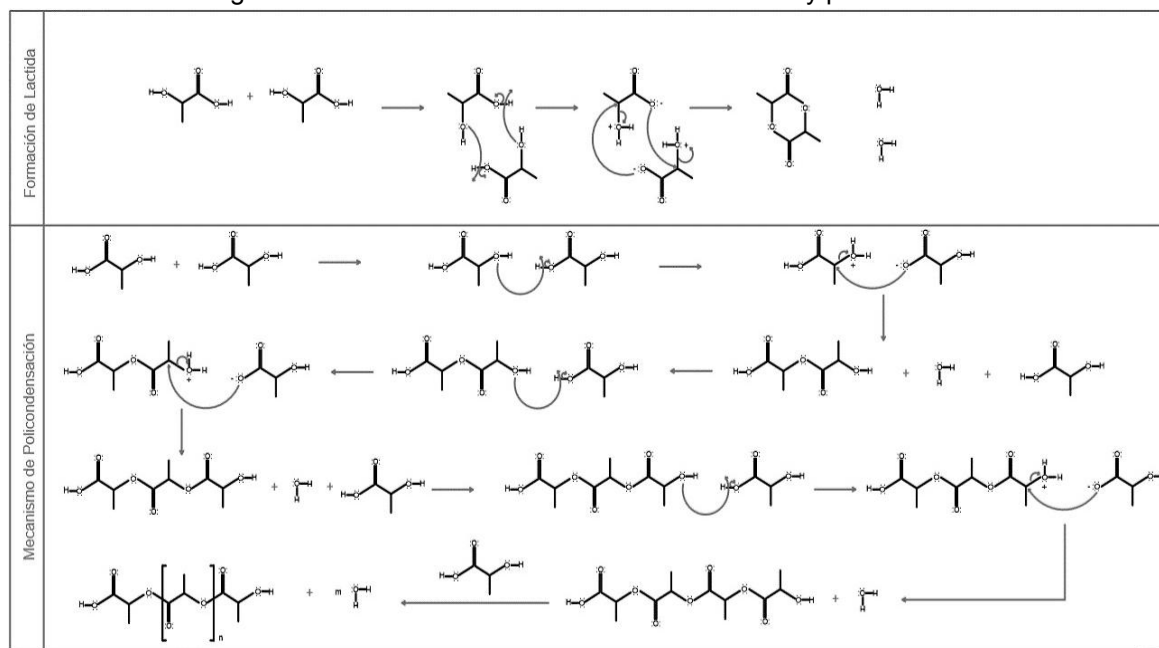
Donde: LA: ácido láctico

P_n : oligómero con n unidades de ácido láctico

W: agua

Para explicar el mecanismo seguido, se utilizan reacciones de esterificación que incluyen ataques nucleofílicos de un grupo ácido final en una molécula por un alcohol final de otra molécula, las reacciones reversibles son reacciones de hidrolisis en donde el agua ataca el enlace del éster, partiendo a la mitad la molécula y creando nuevamente moléculas con un ácido y un alcohol libres. El mecanismo se muestra a continuación: (Seavey, 2008)

Figura No. 8 Mecanismo de formación de Lactida y policondensación



(Castro, 2012)

4. Polímeros biodegradables. Un polímero es un molécula grande, formada por las uniones repetitivas de varias moléculas llamadas monómeros. Existen polímeros naturales y polímeros sintéticos; la naturaleza hace un gran uso de polímeros como la celulosa o las proteínas formadas por glucosa y aminoácidos respectivamente. Con mucha frecuencia los polímeros sintéticos terminan su ciclo de vida en la basura, en algún tipo de vertedero sin poder ser reutilizados o reciclados. Los polímeros se acumulan y pasan más de 100 y 500 años en su lugar de depósito final, algunos terminan en cuerpos de agua o en hábitat naturales afectando a la fauna de casi cualquier parte del mundo; en realidad nunca llegan a degradarse por completo, las partículas se separan hasta hacerse tan pequeñas que no se pueden ver y se confunden con el suelo.

Por todo esto, se ha dedicado mucho esfuerzo y trabajo por desarrollar polímeros biodegradables, que puedan ser degradados fácilmente en tiempos más cortos y por microorganismos simples que se encuentran en el suelo. Entre los polímeros más comunes se encuentra el poli (ácido glicólico), el polihidroxibutirato y el poli (ácido láctico), todos ellos son poliésteres y por lo tanto susceptibles a la hidrólisis de sus enlaces éster. (McMurry, 2010)

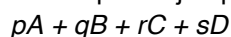
5. Poli (ácido láctico). El ácido láctico se puede obtener por diferentes vías, una de ellas es por fermentación de azúcares encontrados en la melaza, subproducto de la fabricación de azúcar o también en las azúcares de restos de frutas. En cualquiera de las dos formas, este se encuentra como un residuo, con diversas aplicaciones. En los últimos años, con la creciente necesidad de desarrollar biomateriales que sustituyan materias primas para la obtención de productos de corta vida útil, se ha estudiado la viabilidad de polimerizar diferentes monómeros, entre ellos, el ácido láctico. Existen dos métodos tradicionales de polimerización: la policondensación directa que inicia con una oligomerización donde se esterifica mediante una destilación al vacío para luego entrar a una etapa de polimerización, y la policondensación por apertura de anillo, la cual también pasa por una oligomerización. Posteriormente, este oligómero se depolimeriza con ayuda de un catalizador, mientras que por medio de una destilación azeotrópica o sublimación se obtiene el dímero cíclico del ácido láctico, "la lactida", la cual se polimeriza posteriormente. (Bonilla A, 2012)

El poliácido láctico es un termoplástico, poliéster y biodegradable, con propiedades similares a las de algunos termoplásticos comerciales como el polietileno y el polipropileno, se pueden encontrar de varios pesos moleculares. La característica más importante de este biopolímero es que es realmente degradable, ya que los microorganismos del suelo son capaces de desintegrar éste polímero regresándolo a su monómero, el cual puede encontrarse en la naturaleza, incluso puede estar dentro del cuerpo y este podrá ser eliminado de una forma natural. Debido a lo anterior es que el poliácido láctico no sólo es importante como materia prima para la fabricación de bolsas, empaques y demás usos de plásticos comunes, sino también en aplicaciones biomédicas como suturas, soportes temporales y dispositivos de fijación bioabsorbibles de regeneración ósea. (Bonilla A, 2012)

K. CINÉTICA QUÍMICA

La ley de acción de masas fue una de las primeras contribuciones para conocer los factores que influyen en la velocidad de las reacciones. En sus inicios se observó que la velocidad con la que se alcanza el equilibrio dependía fuertemente de la cantidad de cada reactivo inicialmente presente. (Gordon, 1973)

Un mecanismo describe los pasos de la reacción y la relación que tienen con los tiempos de reacción de los componentes, la estequiometría es muy importante porque es la que define el balance elemental de la reacción. Otro factor importante es la concentración de los componentes, este determina la velocidad de reacción por ejemplo para una reacción del tipo:



La velocidad puede ser calculada empíricamente con:

$$r = kC_a^a C_b^b C_i = \frac{n_i}{V}$$

Ecuación 8

(Gordon, 1973)

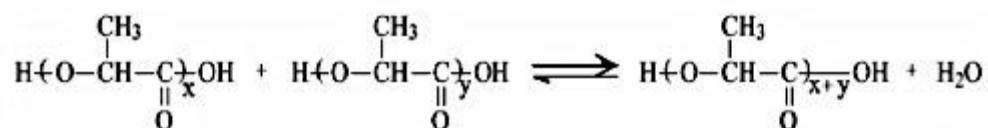
En donde los exponentes a y b representan el orden de la reacción con respecto a los componentes A y B, la suma de a y b representan el orden general de la reacción. El orden de la reacción puede tener varios valores como sigue: cero (indicando que es independiente de la concentración de las especies), positivo (indicando que su velocidad incrementa) o negativo (indicando que su velocidad disminuye), con un incremento de la concentración de las especies.

Cuando la ecuación obtenida representa una reacción global que integra varios pasos, el rango de la ecuación representa una correlación empírica de la reacción global. En estos casos los exponentes a y b no tienen un significado físico claro más que el de indicar el efecto general de varias concentraciones en la velocidad y no tienen ninguna relación obvia con los coeficientes estequiométricos p y q. (Gordon, 1973)

1. Cinética de la policondensación de ácido láctico. La cinética de policondensación entre grupos alcohol y ácido puede asociarse con una serie de reacciones de esterificación sucesivas, es decir una poliesterificación, entonces su cinética puede ser descrita con la cinética de una reacción de esterificación convencional.

La reacción que se lleva a cabo dentro del reactor de pre-polimerización es una reacción de policondensación.

Figura No. 9 Mecanismo de reacción de pre-polimerización de ácido láctico



(Castro, 2012)

Cuya velocidad puede ser descrita por:

$$-\frac{d[\text{COOH}]}{dt} = k [\text{COOH}][\text{OH}][\text{HA}]$$

Ecuación 9

En Donde:

- [COOH]: concentración de los grupos carboxilo
- [OH]: concentración de los grupos hidroxilo
- [HA]: se utiliza cuando se agrega un ácido fuerte a la reacción como catalizador

En ausencia de un catalizador, tal y como se realizó la pre-polimerización del ácido láctico, el monómero actúa como su propio catalizador para la reacción, entonces la concentración de ácido fuerte es reemplazada en la ecuación por la concentración de otro grupo carboxilo, dando como resultado:

$$-\frac{d[\text{COOH}]}{dt} = k [\text{COOH}]^2 [\text{OH}]$$

Ecuación 10

Luego, es necesaria una integración partiendo de la concentración inicial de los grupos carboxilo e hidroxilo, en el tiempo que fue llevada a cabo la reacción y un arreglo matemático para expresar las concentraciones en una sola variable, con el fin de obtener el modelo matemático que describe el avance de la reacción llevada a cabo experimentalmente; además se debe determinar el orden de la reacción para completar el modelo cinético. (Castro, 2012)

2. Cinética experimental. La ecuación cinética puede ser determinada de forma teórica como se expuso anteriormente o a partir de resultados obtenidos de forma experimental y un ajuste de curvas según sea el proceso. Los métodos experimentales son siempre de utilidad ya que por medio de ellos no solo se obtiene el orden de la reacción sino también los valores de las constantes de la ecuación, con los cuales se conoce la dependencia de la velocidad a la concentración a temperatura constante. Para esto se mide la extensión de la reacción por varios métodos:

- Midiendo concentración del componente de interés
- Midiendo la variación de conductividad eléctrica del fluido o índice de refracción
- Midiendo la variación de la presión total del sistema a volumen constante
- Midiendo la variación del volumen de un sistema a presión constante

En el caso particular de la reacción de polimerización de ácido láctico, la cual se realiza a volumen variable, se debe realizar una medición de la concentración del componente en el tiempo y también la variación del volumen en el mismo. Además, se asume que tanto la temperatura como la presión son constantes. (Levenspiel, 2004)

Los valores para determinar la cinética se obtienen a partir de experimentos de laboratorio, se realiza a pequeña escala y con los requerimientos establecidos del reactor. Para el análisis de estos datos existen dos métodos principales, el método integral y el método diferencial. En el primer método se inicia suponiendo una forma de ecuación cinética y realizando la integración se pronostica que la representación de una función específica de la concentración contra el tiempo proporciona como resultado una línea recta, ya que aquí se puede ensayar solamente el mecanismo o la forma cinética elegida. Por otro lado, en el método diferencial se comprueba de forma directa el ajuste de la expresión cinética de los datos, ya que por ser una ecuación diferencial es necesario un ajuste para poder linealizarla, éste método es útil para deducir una ecuación cinética que se ajuste a los datos.

Para tratar los reactores de volumen variable se utilizan operaciones a temperatura y presión constante, además, se relaciona el volumen con la conversión en forma lineal:

$$V = V_0(1 + \varepsilon_A) \quad \text{o} \quad X_A = \frac{V - V_0}{V_0 \varepsilon_A}$$

Ecuación 11

$$dX_A = \frac{dV}{V_0 \varepsilon_A}$$

Ecuación 12

Se utiliza el término de cambio fraccional del volumen (ε_A) que explica la estequiometría de la reacción y la presencia de inertes, definiéndose de la siguiente forma:

$$\varepsilon_A = \frac{V_{X_A=1} - V_{X_A=0}}{V_{X_A=0}}$$

Ecuación 13

Para relacionar la conversión del reactivo de interés con la concentración y obedeciendo los supuestos anteriores, se obtiene:

$$C_A = \frac{N_A}{V} = \frac{N_{A0}(1 - X_A)}{V_0(1 + \varepsilon_A X_A)} = C_{A0} \frac{1 - X_A}{1 + \varepsilon_A X_A}$$

Ecuación 14

$$\frac{C_A}{C_{A0}} = \frac{1 - X_A}{1 + \varepsilon_A X_A} \quad o \quad X_A = \frac{1 - C_A/C_{A0}}{1 + \varepsilon_A C_A/C_{A0}}$$

Ecuación 15

Para expresar la velocidad de reacción, tomando en cuenta la variación del volumen conforme la desaparición del componente A, se describe en función del número de moles del componente A (N_A) o en función de la conversión (X_A) de la siguiente forma:

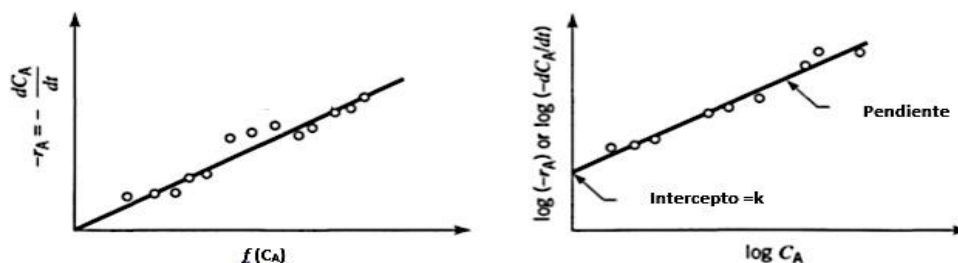
Tabla No. 2 Velocidad de reacción en función de diferentes variables

Velocidad	Número de moles (N_A)	Conversión (X_A)	Volumen (V)
$-r_A$	$-\frac{1}{V} \frac{dN_A}{dt}$	$\frac{C_{A0}}{(1 + \varepsilon_A X_A)} \frac{dX_A}{dt}$	$\frac{C_{A0}}{V \varepsilon_A} \frac{dV}{dt} = \frac{C_{A0}}{\varepsilon_A} \frac{d(\ln V)}{dt}$

(Levenspiel, 2004)

3. Método de análisis diferencial. Se emplea directamente la ecuación diferencial y se realizan pruebas para determinar su ajuste con los datos experimentales, tomando en cuenta todos los términos de la ecuación, incluyendo la velocidad de reacción. Se grafican las concentraciones contra el tiempo y se debe determinar una expresión de velocidad que represente los datos de cada concentración contra la velocidad de desaparición del compuesto A

Figura No. 10 Prueba para una ecuación cinética y ensayo del método diferencial



(Levenspiel, 2004)

Si los datos de la gráfica a) forma una recta, el supuesto de la función de la concentración del compuesto A, se ha supuesto de forma correcta. Para el análisis gráfico se sabe que:

$$-r_A = \frac{C_{A0}}{V\varepsilon_A} \frac{dV}{dt} = \frac{C_{A0}}{\varepsilon_A} \frac{d(\ln V)}{dt}$$

Ecuación 16

La ecuación diferencial se hace lineal al utilizar los inversos o los logaritmos de cada lado de la misma y obtener la gráfica como la que se muestra en la Figura No. 3. Entonces matemáticamente la expresión resulta:

$$-r_A = -\frac{1}{V} \frac{dX_A}{dt} = \left(\frac{C_{A0}}{V\varepsilon_A} \right) \frac{dV}{dt}$$

Ecuación 17

$$\ln \left(\frac{C_{A0}}{V\varepsilon_A} \frac{dV}{dt} \right) = \ln(k) + n \ln(C_A)$$

Ecuación 18

4. Método de análisis integral. Este método se determina haciendo un análisis de la ecuación cinética particular al integrar y luego comparar con la curva de los datos calculados de concentración del compuesto de interés contra el tiempo con respecto a los datos experimentales. En el caso de reactores con volumen variable, sólo es posible utilizar el método integral con los casos más sencillos de ecuación de velocidad, ya que para cualquier otra forma de la ecuación de velocidad diferente de cero, uno o dos, la integración no resulta útil porque no proporciona expresiones manejables de V contra t.

a. **Primer orden de reacción.** En esta categoría entran las reacciones monomoleculares de primer orden, la ecuación de velocidad es:



$$-r_A = \frac{C_{A0}}{\varepsilon_A} \frac{d(\ln V)}{dt} = kC_A = k \left(\frac{1 - X_A}{1 + \varepsilon_A X_A} \right)$$

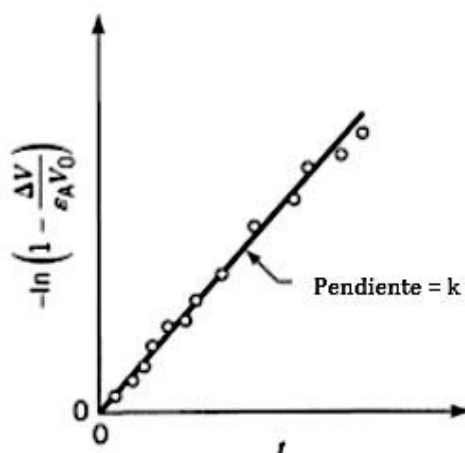
Ecuación 19

Utilizando la ecuación 1 para expresar la ecuación en volúmenes, resulta:

$$-\ln \left(1 - \frac{\Delta V}{\varepsilon_A V_0} \right) = kt$$

Ecuación 20

Figura No. 11 Gráfica de ecuación de primer orden para reactores de volumen variable



(Levenspiel, 2004)

b. Segundo orden de reacción. En esta categoría entran las reacciones bimoleculares de segundo orden, la ecuación de velocidad es:



$$-r_A = \frac{C_{A0}}{\varepsilon_A} \frac{d(\ln V)}{dt} = kC_A^2 = kC_{A0}^2 \left(\frac{1 - X_A}{1 + \varepsilon_A X_A} \right)^2$$

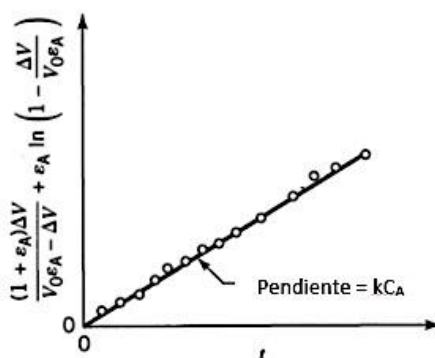
Ecuación 21

Utilizando la ecuación 3 para expresar la ecuación en volúmenes, resulta:

$$\frac{(1 + \varepsilon_A)\Delta V}{V_0 \varepsilon_A - \Delta V} + \varepsilon_A \ln \left(1 - \frac{\Delta V}{V_0 \varepsilon_A} \right) = C_{A0} kt$$

Ecuación 22

Figura No. 12 Gráfica de ecuación de segundo orden para reactores de volumen variable



(Levenspiel, 2004)

L. CARACTERIZACIÓN DE POLÍMEROS

Existen diferentes métodos de caracterización para conocer diferentes propiedades del polímero tales como el peso molecular, la polidispersión, cantidad de agua en las diferentes fases o la cantidad de ácido láctico que se obtiene de producto en el tiempo, todas con el objetivo de conocer cómo va reaccionando la mezcla en el tiempo, entre las técnicas más utilizadas están:

Tabla No. 3 Técnicas de caracterización para determinación de propiedades de oligómero

Técnica	Caracterización
Cromatografía de fase revertida	Mn (pesos moleculares) Mw (peso molecular promedio) PDI (polidispersión) Distribución de oligómeros en fase fundida y condensada Contenido de Lactida en fase fundida y condensada
Cromatografía de permeación por gel	Mn (pesos moleculares) Mw (peso molecular promedio) PDI (polidispersión)
Cromatografía de gas	Contenido de agua en la fase condensada
Karl Fischer	Contenido de agua en el polímero

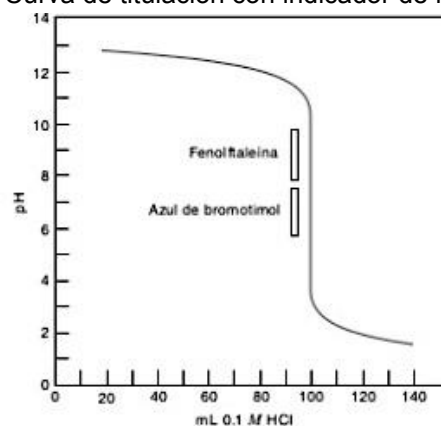
(Moniz, 2010)

1. Corrección por indicador de fenolftaleína. Al valorar un ácido utilizando una base, el viraje de la fenolftaleína se produce a un pH de 8.3, por lo que la concentración del grupo hidroxilo debe tomarse como P.F = $10^{-5.7}$. Se debe tomar en cuenta la concentración inicial de base que se utiliza para realizar la titulación, la ecuación es la siguiente:

$$\varepsilon_r = \frac{10^{-5.7} - 10^{-8.3}}{[OH]} * 100$$

Ecuación 23

Figura No. 13 Curva de titulación con indicador de fenolftaleína



Se muestra la curva de titulación para 100mL de NaOH 0.1M contra HCL 0.1M (Christian, 2009)

M. DISEÑO DE REACTORES

Sinnott describe un proceso general para el diseño de reactores con los siguientes pasos:

- Reunir todos los datos cinéticos y termodinámicos de la reacción deseada y reacciones auxiliares. Generalmente los datos para una reacción específica deberán obtenerse experimentalmente en laboratorio o plantas piloto.
- Determinar las propiedades físicas requeridas para el diseño, sea por investigación, estimación o si es necesario, en forma experimental.
- Identificar el mecanismo de control de la velocidad predominante, sea cinético, de transferencia de masa o transferencia de calor. Elegir un tipo de reactor basado en la experiencia, reacciones similares o del trabajo de laboratorio y planta piloto.
- Elegir las condiciones iniciales del reactor para obtener la conversión y rendimiento deseado.
- Dimensionar el tamaño del reactor y estimar su desempeño.
- Seleccionar los materiales de construcción.
- Realizar un diseño mecánico preliminar del reactor, el diseño del recipiente, superficies transferencia de calor, arreglos internos y generales.
- Costear el diseño propuesto, capital y operación, y repetir los pasos 4 al 8, hasta que sea necesario para optimizar el diseño. (Sinnott, 2005)

Para el diseño de reactores es necesaria la ecuación que describe el progreso de la reacción química, llamada ecuación cinética o ecuación de velocidad. El objetivo del diseño de reactores es conocer el tamaño y tipo de reactor a utilizar, así como el método de operación a realizar; se debe tener en cuenta que las condiciones del reactor pueden variar con la posición y el tiempo por lo que se requiere integrar la ecuación cinética para conocer el comportamiento general que tendrá. Esto presenta una desventaja ya que la temperatura y composición pueden variar de un punto a otro dentro del reactor, dependiendo de la naturaleza de la reacción, es decir, si es una reacción exotérmica o endotérmica, la velocidad con la que se le adiciona o sustrae calor, el patrón de flujo dentro del reactor, la presión a manejar, entre otros. (Levenspiel, 2004)

Los equipos en los que se llevan a cabo las reacciones homogéneas pueden ser de tres tipos generales:

- Reactor intermitente
- Reactor de flujo en estado estacionario
- Reactor de flujo en estado no estacionario o semiintermitente (incluye todos los reactores que no están incluidos en las primeras dos categorías). (Levenspiel, 2004)

1. **Reactor de tanque con agitación continua (CSTR).** Los reactores continuos de agitación continua operan generalmente en estado estacionario y se utilizan para llevar a cabo reacciones en fase líquida, además pueden ser utilizados para llevar a cabo reacciones gaseosas principalmente cuando éstas requieren un catalizador sólido y también se utilizan para sistemas de reacción sólido-líquido-gas. La suposición más importante es que el reactor se modela sin variaciones especiales de la concentración, temperatura o velocidad de reacción en cualquier punto y a la salida del reactor.

En el estado estacionario se tiene un balance de masa así:

$$\begin{aligned} \text{Entrada} &= \text{Salida} + \text{Reacciona} + \text{Acumulación} \\ F_{Ao} &= F_{Af} + R_A + 0 \end{aligned}$$

Ecuación 24

Siguiendo el modelo de flujo de mezcla perfecta (homogénea), la relación entre el caudal de generación y la velocidad intensiva es la siguiente:

$$R_A = \int_0^V r_A dV = r_A \int_0^V dV = r_A V$$

Entonces el balance de masa resulta como sigue:

$$-\sum_{m=1}^T F_{A,m} = R_A = r_A V = V \left(\sum_{i=1}^R V_{iA} r_i \right)$$

Ecuación 25

Además, resulta necesario definir la conversión del reactivo, que se define como el porcentaje de reactivo inicial que se ha convertido en la especie de interés, entonces:

$$X_A = \frac{F_{Ao} - F_A}{F_{Ao}} \quad \text{o} \quad F_A = F_{Ao}(1 - X_A)$$

Ecuación 26

Entonces, el balance de masa se puede expresar como:

$$F_{Ao}(X_{oA} - X_{1A}) = -F_{Ao}\Delta X_A = V(r_A)$$

Ecuación 27

$$F_{Ao}X_A = (-r_A)V$$

Ecuación 28

(Levenspiel, 2004)

$$\frac{V}{F_{Ao}} = \frac{V}{q_o C_{Ao}} = \frac{\Delta X_A}{-r_A} = \frac{\Delta X_A}{-(\sum_{i=1}^R V_{iA} r_i)}$$

Ecuación 29

Resulta importante la expresión de la ecuación 5 cuando la corriente de alimentación alguna cantidad del producto de la reacción, cuando se tiene recirculación o se debe iniciar la reacción con producto en la corriente de alimentación. En el presente caso la alimentación no posee producto, por lo que la conversión inicial es 0.

Se requiere la definición del espacio-tiempo y espacio velocidad, siendo el primero el tiempo necesario para tratar un volumen de alimentación igual al volumen del reactor, en condiciones normales de operación, entonces:

$$\tau = \frac{V}{q_o} = \frac{C_{Ao}V}{F_{Ao}}$$

Ecuación 30

Espacio-velocidad, es la cantidad de alimentación bajo condiciones determinadas que puede tratarse por unidad de tiempo, se mide en volúmenes de reactor

$$s = \frac{1}{\tau}$$

Ecuación 31

El tiempo medio de residencia se expresa con un segundo caudal q_2 , se refiere al tiempo que está en el reactor cada elemento de volumen. Para sistemas con densidad constante $q_2 = q_1$.

Para un sistema de densidad constante se tiene que

$$\tau = \frac{V}{q_o} = C_{A_o} \left(\frac{X_{2A} - X_{1A}}{-r_A} \right) = \frac{(C_{A_o} - C_{2A}) - (C_{A_o} - C_{1A})}{-r_A} = \frac{(C_{1A} - C_{2A})}{-r_A}$$

Ecuación 32

En el caso de sistemas cuya densidad no es constante, la ecuación de diseño no puede expresarse en función de las concentraciones, entonces:

$$\tau = \frac{C_{A_o} V}{F_{A_o}} = \frac{C_{A_o} (X_{A2} - X_{A1})}{-r_A}$$

Ecuación 33

2. Dimensionamiento de reactores. Para el dimensionamiento de los reactores se toma en cuenta la aplicación específica y las normas que se establecen para las condiciones como presión, temperatura, uso de fluidos inflamables o materiales altamente radioactivos. El diseño adecuado de los reactores es de suma importancia, no sólo para su adecuado funcionamiento sino también por seguridad del personal que lo opere y la infraestructura donde se encuentra, ya que la ruptura de un recipiente a presión puede causar graves accidentes.

El código ASME (American Society of Mechanical Engineers) en la sección VIII división I, define los recipientes a presión como vasos para la contención de fluidos sometidos a altas presiones internas y/o externas. En este código se especifican presiones desde las 0.04psi hasta 300psi, todos los recipientes son conformados por tres partes principales: el cuerpo, el cabezal y los fondos. El cuerpo es la mayor área del recipiente y su especificación depende de la geometría general, cabezal se le conoce al extremo superior y pueden ser de diversas formas, siendo las más utilizadas y normadas:

- Forma plana: generalmente utilizadas para aplicaciones a presión atmosférica, son de bajo costo y pueden ser utilizadas para ambos extremos del cuerpo del recipiente.
- Toriesféricas: soportan grandes presiones manométricas, son relativamente de bajo costo y poseen un radio abombado, aproximadamente igual al diámetro.
- Semielípticas: soportan mayores presiones que las toriesféricas, se procesan por troquelado con una elipse de relación 2:1 y presentan un alto costo.
- Semiesféricas: solamente utilizadas para procesos con presiones críticas, su forma es la de una media esfera perfecta, presentan un alto costo
- Cónicas: generalmente utilizadas en fondos donde pueda haber acumulación de sólidos, se utilizan comúnmente en torres fraccionadoras o de destilación. (Belkis, 2010)

En esta sección del código se establecen las normas y procedimientos para la fabricación de recipientes a presión y se constituye por tres secciones:

- División I: Reglas para la construcción de recipientes a presión
- División II: Reglas alternativas para la construcción de recipientes a presión
- División III: Reglas para la construcción de recipientes de alta presión

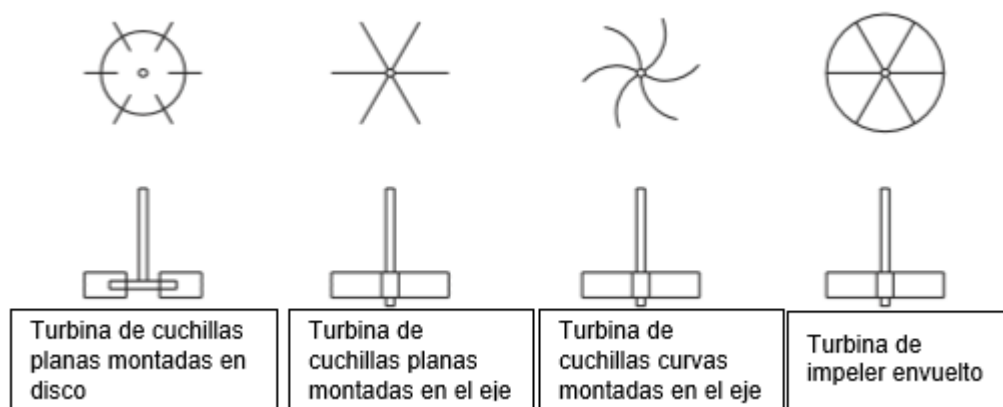
La división I posee el alcance para indicar los requerimientos obligatorios, prohibiciones, especificaciones, recomendaciones para el diseño, selección de materiales fabricación, inspección, pruebas y certificaciones de recipientes a presión. El diseño debe ser considerando todos estos aspectos, con atención especial en las prohibiciones y los asuntos obligatorios que se presentan en el código.

Entre los materiales más utilizados para aplicaciones de recipientes a presión se encuentran los aceros al carbón, los aceros de baja aleación, aceros de alta aleación y materiales no ferrosos, su uso dependerá de la aplicación y la mezcla con la que se desea trabajar. Los primeros son más económicos y con mayor disponibilidad, los aceros de baja aleación tienen alta resistencia mecánica para rangos altos de temperatura aunque no presentan tanta resistencia a la corrosión. Los aceros de alta aleación son los denominados inoxidable, poseen un costo más elevado y presentan una alta resistencia a la corrosión. Por último, los materiales no ferrosos se utilizan para manejar sustancias muy corrosivas pero la mayoría son para aplicaciones de bajas temperaturas. (Belkis, 2010)

3. **Presión de diseño.** Es la presión máxima bajo la cual se somete el equipo, ya sea interna o externa, en el diseño se debe considerar para determinar los espesores mínimos del recipiente y sus conexiones, esta presión siempre es mayor a la presión de operación o presión de servicio aproximadamente por 30psi o 10%, la que sea mayor.

4. **Tipos de impulsores.** En los tanques agitados existen diferentes métodos de agitación, los cuales dependen de la aplicación y el tipo de mezclado que se requiera, la capacidad del tanque y las propiedades del fluido, principalmente la viscosidad. A partir de la viscosidad se puede tener una idea preliminar del tipo de agitador que se puede utilizar, para altos números de Reynolds lo que representa bajas viscosidades, lo que se utilizan más comúnmente son:

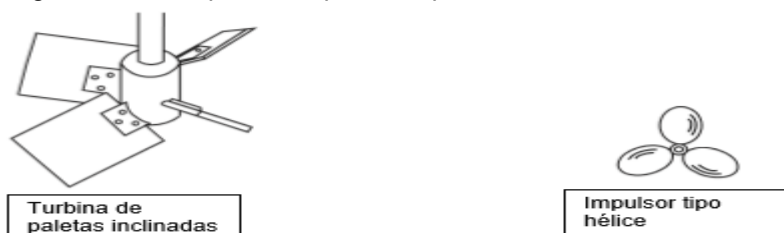
Figura No. 14 Tipos de impulsores para fluidos de baja viscosidad



(Sinnott, 2005)

Los impulsores de cuchillas planas son esencialmente dispositivos de flujo radial, pueden ser utilizadas para procesos controlados por una agitación turbulenta. Los impulsores de hélice y de palas inclinadas son esencialmente dispositivos para flujos axiales, utilizados comunmente para mezclas de fluido a granel.

Figura No. 15 Tipos de impulsores para fluidos de alta viscosidad

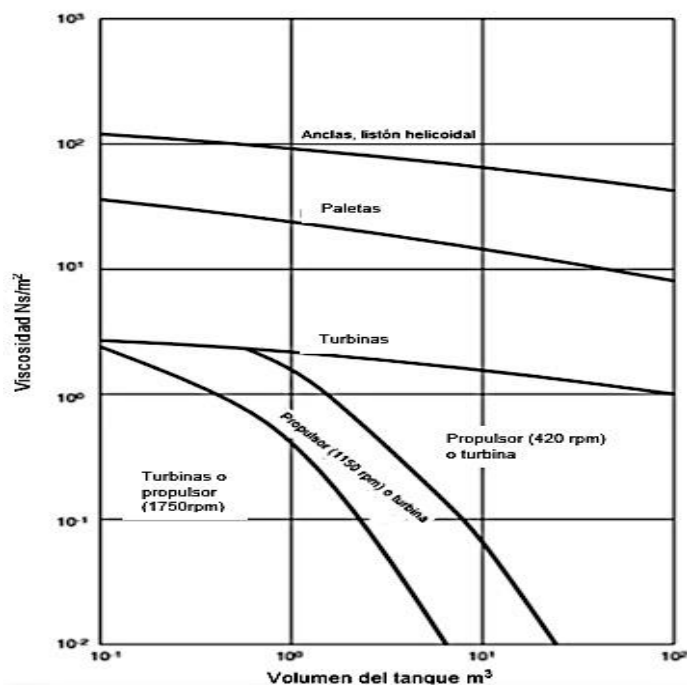


(Sinnott, 2005)

La viscosidad es un factor clave cuando el fluido agitado es un polímero, porque a diferencia de los líquidos newtonianos, la viscosidad varía a lo largo del reactor por ser dependiente de la velocidad de corte a la que está sometido. Mientras la viscosidad del líquido es mayor, aumenta la resistencia friccional de las corrientes de fluido rápido, entonces el proceso de mezcla se vuelve más difícil. (Sinnott, 2005)

Para determinar el tipo de impulsor a utilizar se usan diferentes métodos, uno de ellos es gráfico en donde se puede utilizar la viscosidad cinemática y el volumen del tanque. Con ayuda del gráfico que se muestra a continuación se puede hacer una selección preliminar, para los agitadores de tipo turbina, la relación entre el diámetro del impulsor y el diámetro del tanque generalmente es de 0.6, con la profundidad de líquido igual al diámetro del tanque.

Figura No. 16 Gráfico de comportamiento de agitadores



(Sinnott, 2005)

5. Consumo de potencia. La potencia que se requiere para mover el rodete es un factor de diseño importante para los tanques agitados. La potencia del eje que el agitador requiere puede ser estimada utilizando la ecuación del número de potencia y la determinación de los números adimensionales de ella, de la siguiente forma

$$N_p = KRe^b Fr^c$$

Ecuación 34

Donde: Número de potencia: $N_p = \frac{P}{D^5 N^3 \rho}$

Ecuación 35

Número de Reynolds: $Re = \frac{D^2 N \rho}{\mu}$

Ecuación 36

Número de Froude: $Fr = \frac{DN^2}{g}$

Ecuación 37

P: Potencia del eje (Watts)

K: constante dependiente del tipo de agitador, tamaño y geometría agitador-tanque

ρ : densidad del fluido (kg/m^3)

μ : viscosidad del fluido (Ns/m^2)

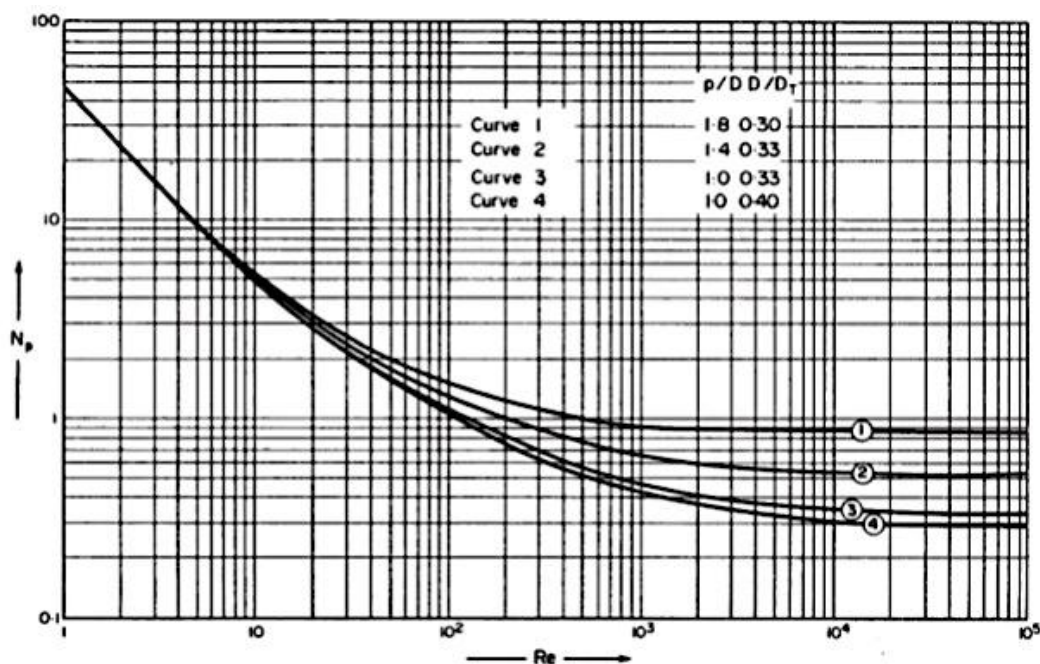
N: velocidad del agitador rps (s^{-1})

D: diámetro del agitador (m)

(Sinnott, 2005)

Generalmente se utilizan métodos gráficos para encontrar el número de potencia en función del Reynolds del fluido, para conocer la potencia requerida. Existen gráficas específicas para cada tipo de impulsor, y para relaciones de diámetros tanque-impulsor definidos, por ejemplo:

Figura No. 17 Correlación de potencia para agitadores de palas.



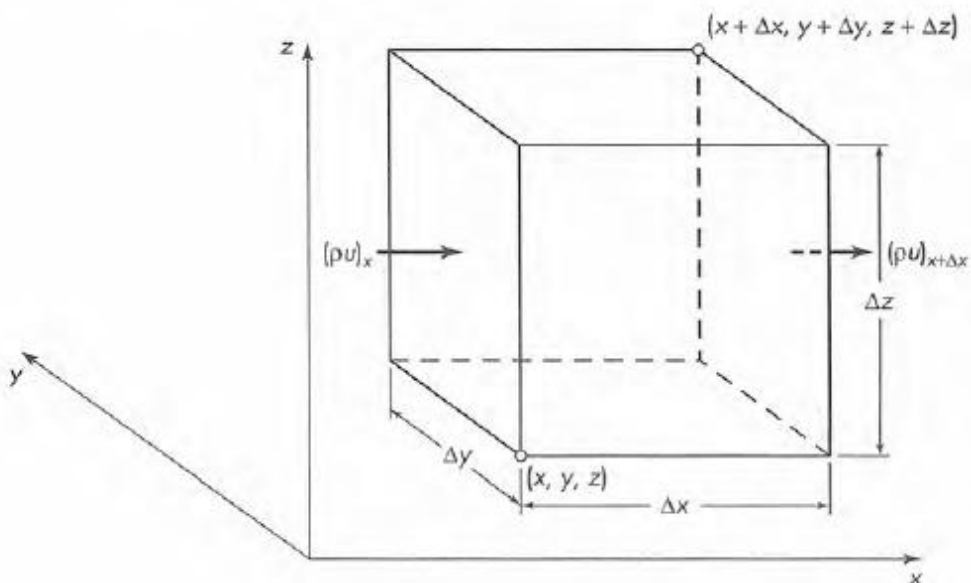
(Sinnott, 2005)

N. DIMENSIONAMIENTO DE TUBERÍAS

1. Balance de masa en un fluido en movimiento: Continuidad. En cualquier elemento diferencial de fluido es sencillo establecer la ecuación de continuidad por medio de un balance de masa. Considerando el sistema mostrado a continuación:

(McCabe W. S., 2007)

Figura No. 18 Balance de masa de un volumen de control



(Sinnot, 2005)

Aplicando un simple balance de masa:

$$\text{Entradas} - \text{Salidas} = \text{Acumulación en el Sistema}$$

Ecuación 38

Si definimos como u , v y w a las velocidades de fluido ortogonales a los planos $\Delta y \Delta z$, $\Delta x \Delta z$ y $\Delta x \Delta y$ respectivamente podemos plantear el anterior balance de la siguiente manera (aparte debemos recordar que podemos explicar estos flujos másicos según $\dot{m} = \rho v A$ o sea la densidad por el producto de la velocidad y del área transversal a través de la cual pasa el fluido):

(McCabe W. S., 2007)

$$\begin{aligned} & [(\rho u)_x \Delta y \Delta z + (\rho v)_y \Delta x \Delta z + (\rho w)_z \Delta x \Delta y] - [(\rho u)_{x+\Delta x} \Delta y \Delta z + (\rho v)_{y+\Delta y} \Delta x \Delta z + (\rho w)_{z+\Delta z} \Delta x \Delta y] \\ & = \frac{\partial \rho \Delta x \Delta y \Delta z}{\partial t} \end{aligned}$$

Ecuación 39

Reordenando:

$$\begin{aligned} & [(\rho u)_x \Delta y \Delta z - (\rho u)_{x+\Delta x} \Delta y \Delta z] + [(\rho v)_y \Delta x \Delta z - (\rho v)_{y+\Delta y} \Delta x \Delta z] + [(\rho w)_z \Delta x \Delta y - (\rho w)_{z+\Delta z} \Delta x \Delta y] \\ & = \frac{\partial \rho \Delta x \Delta y \Delta z}{\partial t} \end{aligned}$$

Ecuación 40

Dividiendo dentro de $\Delta x \Delta y \Delta z$:

$$\frac{(\rho u)_x - (\rho u)_{x+\Delta x}}{\Delta x} + \frac{(\rho v)_y - (\rho v)_{y+\Delta y}}{\Delta y} + \frac{(\rho w)_z - (\rho w)_{z+\Delta z}}{\Delta z} = \frac{\partial \rho}{\partial t}$$

Ecuación 41

Haciendo que Δx , Δy y Δz tiendan a cero se obtiene que:

$$\frac{\partial(\rho u)}{\partial x} + \frac{\partial(\rho v)}{\partial y} + \frac{\partial(\rho w)}{\partial z} = -\frac{\partial \rho}{\partial t}$$

Ecuación 42

$$\left[\frac{\partial(\rho u)}{\partial x} + \frac{\partial(\rho v)}{\partial y} + \frac{\partial(\rho w)}{\partial z} \right] = \frac{\partial \rho}{\partial t} = -\nabla \rho V$$

Ecuación 43

Por lo que para un fluido de densidad constante la expresión se reduce a:

$$\nabla V = \frac{\partial(u)}{\partial x} + \frac{\partial(v)}{\partial y} + \frac{\partial(w)}{\partial z} = 0$$

Ecuación 44

Pero también se pueden realizar los respectivos balances macroscópicos:

$$\dot{m} = \rho_a \bar{V}_a S_a = \rho_b \bar{V}_b S_b$$

Ecuación 45

Donde asumiendo un ducto circular:

$$\dot{m} = \frac{\pi}{4} D_a^2 \rho_a \bar{V}_a = \frac{\pi}{4} D_b^2 \rho_b \bar{V}_b$$

Ecuación 46

Se puede establecer entonces el Flux de masa G:

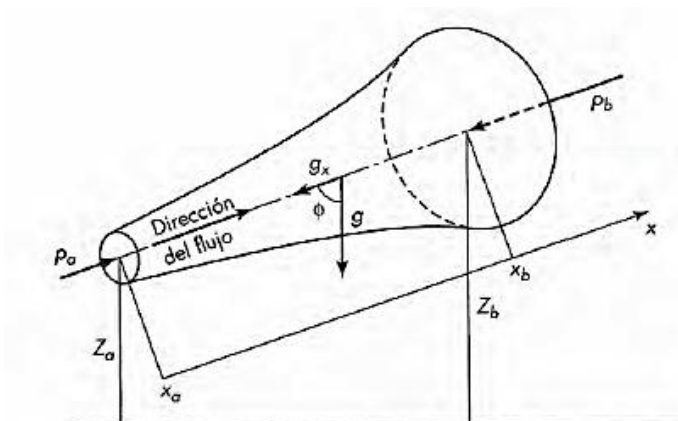
$$\bar{V} \rho = \frac{\dot{m}}{S} \equiv G$$

Ecuación 47

Ecuación de la Energía Mecánica:

Realizando un balance de energía mecánica como el mostrado en la figura se llega a la expresión de Bernoulli: (McCabe W. S., 2007)

Figura No. 19 Balance de Energía Mecánica en fluido



(McCabe W. L., 2007)

$$\frac{P_a}{\rho} + gZ_a + \frac{u_a^2}{2} = \frac{P_b}{\rho} + gZ_b + \frac{u_b^2}{2}$$

Ecuación 48

Que en unidades del sistema inglés se expresa mediante:

$$\frac{P_a}{\rho} + \frac{gZ_a}{g_c} + \frac{u_a^2}{2g_c} = \frac{P_b}{\rho} + \frac{gZ_b}{g_c} + \frac{u_b^2}{2g_c}$$

Ecuación 49

Se debe de recordar que todos los términos en la ecuación son magnitudes escalares y sus dimensionales son energía partido masa. El segundo y tercer término expresan las energías potencial y cinética del fluido mientras que el primero representa el trabajo realizado sobre el fluido por fuerzas externas a la corriente. (McCabe W. S., 2007)

Factor de Corrección de la Energía Cinética:

El término correspondiente a la energía cinética en la ecuación planteada es correcto cuando todo el fluido se mueve a la misma velocidad sin presentar marcados perfiles de esta. Cuando hay perfiles de velocidad significativos, la velocidad es función del área en el interior del ducto de forma que su energía cinética se puede expresar mediante: (McCabe W. S., 2007)

$$d\dot{E}_k = (\rho u dS) \frac{u^2}{2} = \frac{\rho u^3 dS}{2}$$

Ecuación 50

Considerando la densidad constante e integrando:

$$\dot{E}_k = \frac{\rho}{2} \int_S u^3 dS$$

Ecuación 51

Al considerar la energía cinética por unidad de masa de fluido obtenemos:

$$\frac{\dot{E}_k}{\dot{m}} = \frac{\frac{1}{2} \int_S u^3 dS}{\int_S u dS} = \frac{\frac{1}{2} \int_S u^3 dS}{\bar{V}S}$$

Ecuación 52

Por ende se define un factor de corrección de la energía cinética de la forma:

$$\frac{\alpha \bar{V}^2}{2} \equiv \frac{\dot{E}_k}{\dot{m}} = \frac{\int_S u^3 dS}{2\bar{V}S}$$

$$\alpha = \frac{\int_S u^3 dS}{\bar{V}^3 S}$$

Ecuación 53

En aplicaciones prácticas se puede considerar que α tiene un valor de 2.0 en flujo laminar (ya que en este caso el perfil de velocidad es marcado) y un valor de 1.05 para flujo turbulento (en el cual el perfil de velocidad es mucho menor). (McCabe W. S., 2007)

Corrección de la Ecuación de Bernoulli debido a la fricción del fluido:

La fricción en el flujo del fluido se manifiesta por una desaparición de energía mecánica que se disipa en forma de calor. La fricción se produce en las capas límite porque el trabajo realizado por las fuerzas de corte para mantener el perfil de velocidad se convierte en calor por la acción de las fuerzas viscosas. Para realizar la corrección en la ecuación de Bernoulli sólo se añade un término del lado derecho correspondiente a la pérdida de energía mecánica por fricción. (McCabe W. S., 2007)

$$\frac{p_a}{\rho} + gZ_a + \frac{\alpha_a \bar{V}_a^2}{2} = \frac{p_b}{\rho} + gZ_b + \frac{\alpha_b \bar{V}_b^2}{2} + h_f$$

Ecuación 54

2. Dimensionamiento de bombas. Se emplea una bomba en un sistema de flujo para aumentar la energía mecánica del fluido que se transporta pero en esta siempre va asociada una eficiencia energética entre la energía que recibe la bomba y la que esta puede dar al fluido. Siendo W_p el trabajo de la bomba la ecuación de bernoulli pasaría a ser:

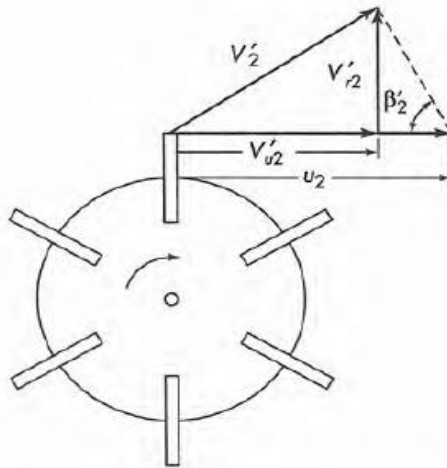
$$\frac{p_a}{\rho} + gZ_a + \frac{\alpha_a \bar{V}_a^2}{2} + \eta W_p = \frac{p_b}{\rho} + gZ_b + \frac{\alpha_b \bar{V}_b^2}{2} + h_f$$

Ecuación 55

O. AGITACIÓN EN TANQUES

1. Ecuaciones básicas para describir la agitación. Según la siguiente figura:

Figura No. 20 Vectores de flujo turbina Rushton



(McCabe W. L., 2007)

En donde:

u_2 = Velocidad en el extremo de las aspas (tangencial)

V'_{u2} = Velocidad tangencial real del fluido

V'_{r2} = Velocidad radial real del fluido

V'_2 = Velocidad total real del fluido

Si asumimos que la velocidad tangencial del líquido es cierta fracción k de de la velocidad en el extremo del aspa, sabemos que:

$$V'_{u2} = ku_2 = knD_a\pi$$

Ecuación 56

Donde:

n = velocidad angular del impulsor en revoluciones por unidad de tiempo (2π rad/unidad de tiempo)

D_a = Diámetro del impulsor

k = cociente entre la velocidad tangencial real del fluido y la velocidad tangencial en el extremo del aspa.

El flujo movido por el impulsor es igual a la velocidad radial del fluido que sale de este por el área radial del cilindro formado por el barrido de las aspas:

$$q = V'_{r2}A = V'_{r2}\pi D_a W$$

Ecuación 57

Donde:

W = ancho del impulsor

De acuerdo a la geometría de la figura, la velocidad radial real se puede expresar en términos de la velocidad tangencial del extremo del aspa y de la velocidad tangencial real del fluido:

$$V'_{r2} = (u_2 - V'_{u2})\tan\beta'_2$$

Ecuación 58

Se puede escribir:

$$V'_{r2} = (u_2 - knD_a\pi)\tan\beta'_2 = (nD_a\pi - knD_a\pi)\tan\beta'_2 = nD_a\pi(1 - k)\tan\beta'_2$$

Ecuación 59

Por lo que entonces:

$$q = V'_{r2}A = V'_{r2}\pi D_a W = nD_a\pi(1 - k)\tan\beta'_2\pi D_a W = nD_a^2\pi^2(1 - k)\tan\beta'_2 W$$

Ecuación 60

Pero la velocidad radial del fluido que abandona el impulsor no es constante a lo largo de la altura del impulsor, por lo que se introduce una constante K que corrige este efecto:

$$q = KnD_a^2\pi^2(1 - k)\tan\beta'_2 W$$

Ecuación 61

Ahora bien, usualmente W es proporcional a D_a y a K . k y β'_2 son usualmente constantes por lo cual la relación entre q y D_a es cúbica y lineal respecto a n :

$$q \propto nD_a^3$$

Ecuación 62

Se define de esta manera el número de flujo:

$$N_Q \equiv \frac{q}{nD_a^3}$$

Ecuación 63

2. Consumo de potencia: En tanques agitados, cuando el flujo es turbulento, la potencia necesaria del impulsor se puede obtener conociendo el flujo generado por el impulsor (q) y la energía cinética del fluido (E_k):

$$P = qE_k$$

Ecuación 64

Recordando entonces que el flujo ocasionado por el movimiento del impulsor es, y la definición de energía cinética también:

$$q = N_Q n D_a^3$$

Ecuación 65

$$E_k = \frac{\rho V_2'^2}{2}$$

Ecuación 66

Se dice en la teoría que la velocidad V_2' es ligeramente menor a u_2 por lo que al definir el cociente $V_2'/u_2 = \alpha$, $V_2' = \alpha n D_a \pi$. Por lo que la potencia sería:

$$P = N_Q n D_a^3 \frac{\rho V_2'^2}{2} = N_Q n D_a^3 \frac{\rho (\alpha n \pi D_a)^2}{2} = N_Q n^3 D_a^5 \frac{\rho \alpha^2 \pi^2}{2}$$

Ecuación 67

Esta igualdad expresada de forma adimensional sería:

$$\frac{P}{\rho n^3 D_a^5} = N_Q \frac{\alpha^2 \pi^2}{2}$$

Ecuación 68

De esta manera se define el número de potencia N_p , este es el lado izquierdo de la ecuación anterior:

$$N_p \equiv \frac{P}{\rho n^3 D_a^5}$$

Ecuación 69

Por ende, se han realizado correlaciones empíricas para la obtención del número de potencia en función de otras variables del sistema, incluyendo los factores de forma que dependen de la geometría del sistema, éstos en su forma adimensional son sólo la magnitud de su longitud dividida entre las longitudes arbitrarias D_a (diámetro de impulsor) y D_t (diámetro del tanque). Con el análisis dimensional al asumir un fluido newtoniano e ignorar temporalmente factores de forma:

$$N_p \equiv \frac{P}{\rho n^3 D_a^5} = \varphi \left(\frac{n D_a^2 \rho}{\mu}, \frac{n^2 D_a}{g} \right) = \varphi(Re, Fr)$$

Ecuación 70

Donde el primer número adimensional es Reynolds y el segundo es el número de Froude (este es una relación entre la fuerza inercial y la fuerza gravitacional por unidad de área en el fluido). Al considerar los factores de forma como $S_1, S_2 \dots S_n$:

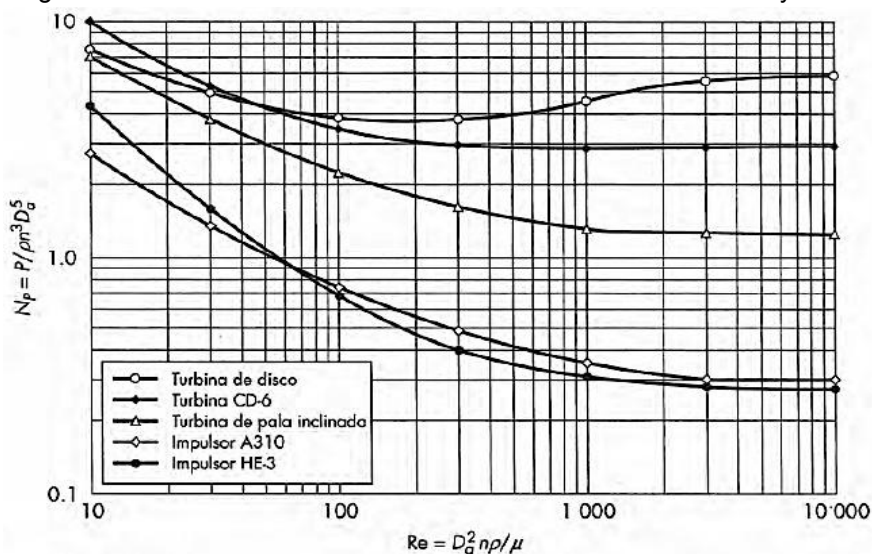
$$N_p \equiv \frac{P}{\rho n^3 D_a^5} = \varphi(Re, Fr, S_1, S_2 \dots S_n)$$

Ecuación 71

El número de Froude no es importante cuando hay placas deflectoras o cuando los números de Re son bajos (menores a 300) por lo tanto la mayoría de correlaciones prácticas del número de potencia sólo consideran al número de Reynolds. A continuación se presentan diferentes correlaciones para N_p :

Correlación N_p vs Re en tanques con placas deflectoras ajustadas con impulsores centrados:

Figura No. 21 Número de Potencia en función de número de Reynolds



(Sinnott, 2005)

P. TRANSFERENCIA DE CALOR EN FLUIDOS

El mecanismo de transferencia principal que se presenta en los fluidos es la convección. La convección es el mecanismo de transferencia de calor que se en cuerpos sólidos rodeados por un fluido en movimiento. Comprende el fenómeno de conducción y el de flujo de fluidos a la vez. Se puede expresar mediante la ley de enfriamiento de Newton: (Cengel, 2011) (McCabe W. L., 2007)

$$\dot{q}_{conv} = h(T_s - T_\infty)$$

Ecuación 72

$$\dot{Q}_{conv} = hA_s(T_s - T_\infty)$$

Ecuación 73

Donde h es el coeficiente de transferencia de calor, A_s el área de transferencia, T_s la temperatura de la superficie del cuerpo sólido y T_∞ la temperatura del seno del fluido. Se debe de mencionar que en el caso de que el fluido esté estático la transferencia de calor se hará por conducción. El coeficiente de transferencia de calor por convección es complejo y depende de varios parámetros el principal de ellos es el número de Nusselt. (Cengel, 2011)

$$Nu = \frac{hL_c}{k}$$

Ecuación 74

El número de Nusselt muestra el incremento de la transferencia de calor en una capa de fluido como resultado de la convección en comparación con la transferencia que se daría en la misma capa solo por conducción. Otro parámetro de importancia en la convección es el número de Prandtl que indica la relación entre la difusividad molecular de cantidad de movimiento y la difusividad molecular del calor: (Cengel, 2011)

$$Pr = \frac{\nu}{\alpha} = \frac{\mu C_p}{k}$$

Ecuación 75

Donde ν es la viscosidad cinemática, α es la difusividad térmica, μ es la viscosidad dinámica, C_p la capacidad calorífica y k la conductividad del fluido. La convección también depende indudablemente del régimen de flujo, ya sea laminar o turbulento por lo que el número de Reynolds es otra de las variables de las que depende el coeficiente de transferencia de calor por convección. (Cengel, 2011)

$$Re = \frac{\rho v L_c}{\mu}$$

Ecuación 76

1. Convección externa forzada. Flujo alrededor de placas planas:

Laminar:

$$Nu = \frac{hL}{k} = 0.664 Re_L^{0.5} Pr^{1/3} Re_L < 5 * 10^5, Pr > 0.6$$

Ecuación 77

Turbulento:

$$Nu = \frac{hL}{k} = 0.037 Re_L^{0.8} Pr^{1/3} 5 * 10^5 \leq Re_L \leq 10^7, \quad 0.6 \leq Pr \leq 60$$

Ecuación 78

Estas son correlaciones respectivas para el flujo laminar y turbulento alrededor para toda la placa, Cuando se tiene una transición en la placa se emplea a expresión que da como resultado el Nusselt promedio: (Cengel, 2011)

$$Nu = \frac{hL}{k} = (0.037 Re_L^{0.8} - 871) Pr^{\frac{1}{3}} * 10^5 \leq Re_L \leq 10^7, \quad 0.6 \leq Pr \leq 60$$

Ecuación 79

Flujo alrededor de cuerpos cilíndricos:

Para el flujo alrededor de cilindros es común el empleo de la correlación de Churchill y Berstein empleada para valores de $RePr > 0.2$: (Cengel, 2011)

$$Nu = \frac{hD}{k} = 0.3 + \frac{0.62 Re^{1/2} Pr^{1/3}}{[1 + (0.4/Pr)^{1/4}]^{1/4}} \left[1 + \left(\frac{Re}{282000} \right)^{5/8} \right]^{4/5}$$

Ecuación 80

Las propiedades del fluido se toman a la temperatura de película:

$$T_f = \frac{1}{2}(T_s - T_\infty)$$

Ecuación 81

También se pueden emplear las correlaciones de Zukauskas para varias formas de cilindros:

$$Nu_{cil} = \frac{hD}{k} = C Re^m Pr^n$$

Ecuación 82

Flujo en bancos de tubos:

Para el flujo en bancos de tubos como los que se muestran a continuación se emplea la ecuación de Zukauskas (Cengel, 2011):

$$Nu_D = \frac{hD}{k} = C Re_D^m Pr^n (Pr/Pr_s)^{0.25}$$

Ecuación 83

Las propiedades se evalúan a la temperatura media aritmética entre la entrada a la cámara de los tubos y la salida (menos los Pr 's) y los parámetros C , m y n se muestran en la siguiente tabla: (Cengel, 2011)

Tabla No. 4 Correlaciones del número de Nusselt para flujo cruzado sobre bancos de tubos para $N_L > 16$ y $0.7 < Pr < 500$

Configuración	Rango de Re_D	Correlación
Alineados	0-100	$Nu_D = 0.9 Re_D^{0.4} Pr^{0.36} (Pr/Pr_s)^{0.25}$
	100-1 000	$Nu_D = 0.52 Re_D^{0.5} Pr^{0.36} (Pr/Pr_s)^{0.25}$
	1 000- 2×10^5	$Nu_D = 0.27 Re_D^{0.63} Pr^{0.36} (Pr/Pr_s)^{0.25}$
	2×10^5 - 2×10^6	$Nu_D = 0.033 Re_D^{0.8} Pr^{0.4} (Pr/Pr_s)^{0.25}$
Escalonados	0-500	$Nu_D = 1.04 Re_D^{0.4} Pr^{0.36} (Pr/Pr_s)^{0.25}$
	500-1 000	$Nu_D = 0.71 Re_D^{0.5} Pr^{0.36} (Pr/Pr_s)^{0.25}$
	1 000- 2×10^5	$Nu_D = 0.35 (S_T/S_L)^{0.2} Re_D^{0.6} Pr^{0.36} (Pr/Pr_s)^{0.25}$
	2×10^5 - 2×10^6	$Nu_D = 0.031 (S_T/S_L)^{0.2} Re_D^{0.8} Pr^{0.36} (Pr/Pr_s)^{0.25}$

*Todas las propiedades, excepto Pr_s , se deben evaluar a la media aritmética de las temperaturas de admisión y de salida del fluido (Pr_s se debe evaluar a T_s).

(Cengel, 2011)

Cuando hay menos de 16 tubos en el arreglo se debe de emplear un factor de corrección F:

$$Nu_{D, N_L < 16} = F Nu_D$$

Ecuación 84

Los factores de corrección se presentan en la siguiente tabla:

Tabla No. 5 Factor de corrección F que debe usarse en $Un_{D, N_L > 16} = F Nu_D$ para $N_L > 16$ y $Re_D > 1000$

N_L	1	2	3	4	5	7	10	13
Alineados	0.70	0.80	0.86	0.90	0.93	0.96	0.98	0.99
Escalonados	0.64	0.76	0.84	0.89	0.93	0.96	0.98	0.99

(Cengel, 2011)

2. Convección Interna Forzada:

Flujo laminar en tubos:

Cuando el flujo es laminar en el interior de los tubos se presentan números de Nusselt constantes los cuales se han determinado empíricamente y se presentan en la siguiente tabla para los coasos en los cuales la temperatura en la tubería es constante a lo largo de su longitud y para los casos en los cuales se aplica un flujo de calor constante a lo largo de toda la tubería:

(Cengel, 2011)

Flujo turbulento en Tubos:

Para un flujo turbulento en una tubería se emplea la ecuación de Dittus-Boelter (Cengel, 2011):

$$Nu = 0.023 Re^{0.8} Pr^n$$

Ecuación 85

En la cual se emplea un $n = 0.4$ para el calentamiento del fluido en el interior del tubo y un $n = 0.3$ para enfriamiento. Las propiedades se evalúan a la temperatura promedio aritmética entre la entrada y la salida de la tubería: (Cengel, 2011)

Q. Análisis de Pareto

Los artículos de interés son identificados y medidos con una misma escala y luego se ordenen en orden descendente, como una distribución acumulativa. Por lo general 20% de los artículos evaluados representan 80% o más de la actividad total; esta técnica a menudo se conoce como la regla del 80-20. (Niebel, B. A, Freivalds, 2009)

R. Medios para aplicar un programa de simplificación del trabajo

Desde un punto de vista general, la simplificación del trabajo se refiere a cualquier método, artificio, dispositivo o cambio de secuencia que reduce el esfuerzo necesario para ejecutarlo. En los últimos años han sido desarrolladas muchas técnicas utilizadas como herramienta de simplificación.

1. Diagrama de distribución del trabajo. Indica qué labor se realiza en el lugar y qué empleados llevan a cabo las diversas actividades. Permite hacer una redistribución más eficaz del trabajo y contesta las siguientes preguntas:

- ¿Qué se hace?
- ¿Quién lo lleva a cabo?

Uno de los principios básicos de la buena administración es el mantenimiento de una adecuada distribución del trabajo, de manera que se utilice al máximo la habilidad de cada empleado.

2. Diagrama de proceso. Indica cómo se ejecuta el trabajo. Proporciona una descripción detallada de cada acción realizada en una labor particular, basta su terminación. Visualiza tanto la secuencia por etapas como el método para llevarlas a cabo.

El diagrama de proceso es un esquema gráfico que sirve para describir un proceso y la secuencia general de operaciones que se suceden para configurar el producto. Es un diagrama descriptivo que sirve para obtener una visión general de cómo transcurre el proceso.

Las operaciones que puede sufrir un producto a lo largo del proceso productivo se agrupan en cinco categorías, cada una de las cuales tiene un símbolo asignado como se muestra:

Tabla No. 6 Operaciones del diagrama de proceso

→	Transporte: cualquier operación que implique el desplazamiento del producto de un lugar a otro.
▽	Almacenaje (o stock): depósito del producto en un lugar fijo durante un periodo de tiempo en general largo
D	Espera (parecido al stock): el producto espera un tiempo (en general no muy largo) entre una operación y otra.
□	Control: el producto sufre una inspección de cualquier tipo. En general se asocia con comprobaciones de calidad.
○	Valor añadido: el producto sufre una transformación que le añade valor.

(McCabe W. L., 2007)

3. Diagrama de distribución del área de trabajo. El recorrido y los movimientos necesarios para la ejecución de un trabajo son afectados no solo por las restricciones y requisitos técnicos, sino también por factores de naturaleza física.

Tiene como objetivo:

- Proporcionar la máxima comodidad física al mayor número de empleados
- Prevenir que los documentos recorran una distancia lo más recta y corta posible.
- Facilitar la supervisión y contribuir a mantener la seguridad

El plano de espacio disponible ofrece medios para armonizar los diferentes factores. Aunque muy pocas veces se logra la oficina ideal, por la falta de espacio o del tiempo adecuado.

Mediante una representación visual de las diversas etapas de un trabajo puede determinarse qué movimientos se repiten innecesariamente por la colocación indebida del equipo o de los empleados y cómo una mejor distribución facilitaría una mayor producción del trabajo. (Suñe,A, 2010)

S. Estandarización de materiales

Los analistas de métodos siempre deben estar alertas ante la posibilidad de estandarización de materiales. Deben de minimizar los taños, formas, calibres, etc. de cada material que se utiliza en los procesos de producción y ensamblado. Las economías que por lo general resultan de la reducción de los tamaños y calibres de los materiales empleados incluyen las siguientes:

- Las órdenes de compra se utilizan en grandes cantidades, las cuales casi siempre son menos caras que por unidad.
- Los inventarios son menores puestos que debe almacenarse menos material de reserva.
- En los registros del almacén se deben hacer menos ingresos de material.
- Se deben pagar menos facturas.
- Se necesitan menos espacio para alacenas los materiales en la bodega.
- La inspección por muestreo reduce en número total de partes inspeccionadas.
- Se necesitan menos cotizaciones de precios y órdenes de compra.

La estandarización de materiales, de la misma manera que otras técnicas para la mejora de métodos, es un proceso continuo. Requiere de la cooperación continua de los departamentos de diseño, producción, planeación y compras y se acopla con el sistema 5s. (Niebel, B. A, Freivalds, 2009)

T. Búsqueda de mejor proveedor

Muchos proveedores cotizan diferentes precios, ofrecen distintos niveles de calidad, tiempos de entrega y muestra diversa disposición para mantener inventarios de la gran mayoría de materiales, accesorios y partes. En general, es responsabilidad del departamento de compras seleccionar al mejor proveedor. Sin embargo, puede ser que el mejor proveedor del año pasado no sea el mejor este año. Se debe estimular al departamento de compras a negociar los materiales, accesorios y partes de mayor costo para obtener mejores precios y calidad superior y con el fin de incrementar la existencia de proveedores y que ellos estén de acuerdo en mantener inventarios para sus clientes. No es raro que los analistas de métodos logran una reducción de 10% del precio de los materiales y una reducción del 15% de los inventarios si aplican este método de forma regular a través de los departamentos de compras.

Quizás la razón más importante que explica el éxito continuo de los japoneses en el sector manufacturero sea el keiretsu. Esta es una forma de organización de la empresa y la manufactura que mantiene unidos a los negocios. (Niebel, B. A, Freivalds, 2009)

U. Manejo de materiales

- Reducir el tiempo invertido en recoger los materiales
- Utilizar equipo mecanizado o automático
- Hacer un mejor uso de las instalaciones existentes para el manejo de materiales
- Manejar el material con más cuidado
- Considerar la aplicación del código de barras en los inventarios y aplicaciones relacionadas. (Niebel, B. A, Freivalds, 2009)

V. Distribución de la planta

El objetivo principal de la distribución eficaz de una planta consiste en desarrollar un sistema de producción que permita la fabricación del número deseado de productos con la calidad que se requiere a bajo costo. (Niebel, B. A, Freivalds, 2009)

W. Distribución de Muther

El método sistemático para configurar plantas desarrollado por Muther (1973) se llama planeación sistemática de distribuciones (SLP). El objetivo del SLP es ubicar dos aéreas con grandes relaciones lógicas y de frecuencia cercanas entre sí mediante el uso de un procedimiento directo de pasos.

- 1) Diagramar relaciones
- 2) Establecer las necesidades de espacio
- 3) Elaborar diagrama de relaciones entre actividades

- 4) Elaborar relaciones de espacio en la distribución
- 5) Evaluar una distribución alterna (Niebel,2010)

Los valores de relación de Muther son los siguientes:

Tabla No. 7 Valores de relación de Muther

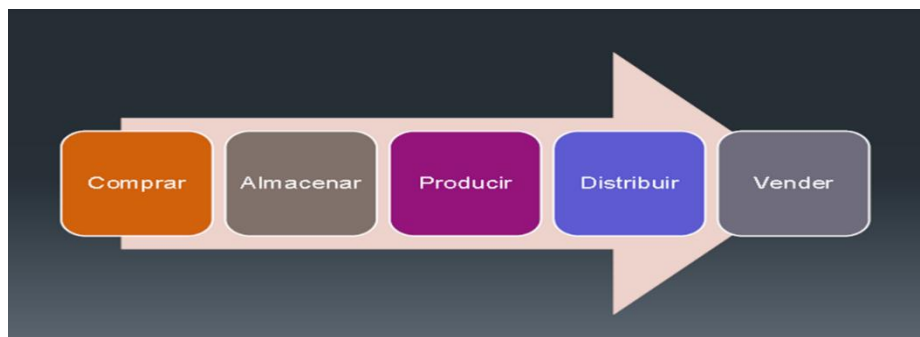
Relación	Valores más cercanos	Líneas en el diagrama	Color
Absolutamente necesario	A	4	Rojo
Especialmente importante	E	3	Amarrillo
Importante	I	2	Verde
Ordinario	O	1	Azul
Sin importancia	U	0	-
No deseable	X	-1	Café

(Niebel, B. A, Freivalds, 2009)

X. Cadena de suministros

La administración de la cadena de suministros es importante ya que proporciona competitividad, formas de aumentar utilidades, globalización, ciclos de vida de productos, clientes más exigentes y avances tecnológicos.

Figura No. 22 Cadena de suministros



(Basu, 2000)

1. **Gestión de compras.** Proporcionar un flujo interrumpido de materiales, suministros, servicios necesarios para el funcionamiento de la organización.

- Mantener unas normas de calidad adecuadas
- Comprar los elementos y los servicios necesarios al precio más bajo posible
- Todo esto se logra al buscar y mantener proveedores competentes.

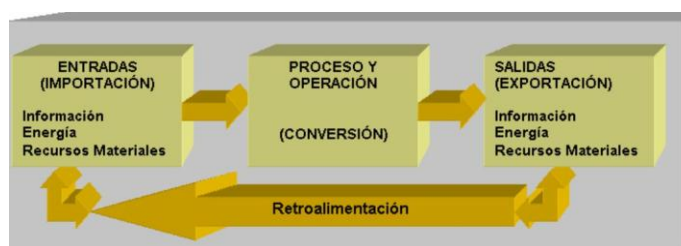
Los elementos importantes para la gestión de compras son el volumen, precio, calidad, proceso de importación, tiempo de producto, almacenamiento, tiempos de producción y de entrega, garantías de proveedor, políticas de créditos y negociación.

2. **Almacenaje.** Un almacén es un lugar o espacio físico para el almacenaje de bienes dentro de la cadena de suministros. Los almacenes son una infraestructura imprescindible para la actividad de todo tipo de agentes económicos. La necesidad surge de la diferencia entre la oferta y la demanda.

Los elementos importantes de un almacén son la utilización, la clasificación, la temperatura, las plagas, las políticas y la seguridad industrial.

3. **Producción.** Es emplear determinados bienes o servicios denominados insumos, a fin de generar otros bienes y servicios llamados productos, a través de un proceso de transformación.

Figura No. 23 Proceso de producción



(Chase, 2014)

La productividad es la relación de las salidas de un proceso respecto a sus entradas.

$$Productividad = \frac{Cantidad\ de\ salida}{Cantidad\ de\ entrada}$$

Ecuación 86

Para aumentar la productividad se aumentan salidas o se disminuyen entradas.

Los elementos más importantes de la producción son el recurso humano e instalaciones, los procesos y la tecnología. La visión de la producción es que no falte producto, que sea al menor costo, con la mejor calidad y que el proceso productivo genere valor.

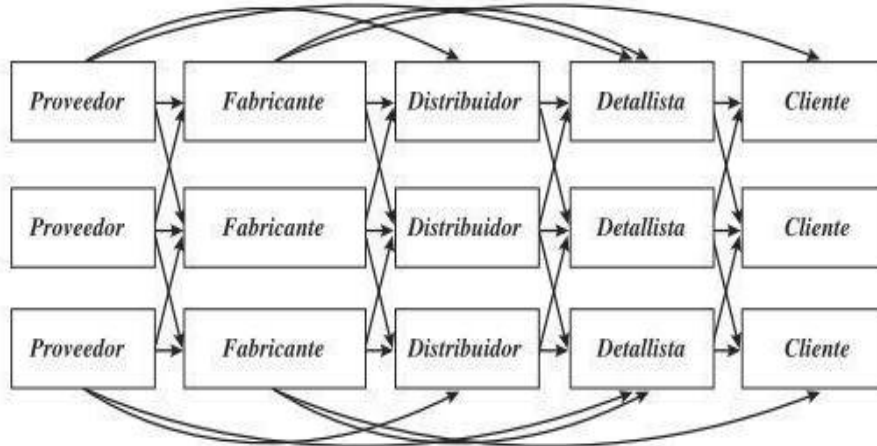
4. **Distribución y venta.** El objetivo de estos procesos es el movimiento de producto de un lugar a otro, en su recorrido desde el principio de la cadena de suministros hasta el cliente, y la necesidad surge porque los productos no son producidos y consumidos en el mismo lugar.

Estas normalmente se realizan usando medios de transporte y lo que se busca es el equilibrio entre el costo de transporte, costo de inventario y capacidad de respuesta. Los medios de transporte son terrestres, aéreos, marítimos, ferrocarril, ductos e intermodal.

El canal de distribución es el circuito a través del cual los fabricantes (productores) ponen a disposición de los consumidores (usuarios finales) los productos para que los adquieran.

La separación geográfica entre compradores y vendedores y la imposibilidad de situar la fábrica frente al consumidor hacen necesaria la distribución (transporte y comercialización) de bienes y servicios desde su lugar de producción hasta su lugar de utilización o consumo.

Figura No. 24 Canales de distribución



(Chase, 2014)

Los factores que establecen que canal de distribución se debe de utilizar son los factores de producto, factores de los intermediarios, factores de la compañía y factores de mercadeo. (Sunil.C, 2008)

Y. Requerimiento de espacio

Los métodos de administración de la fabricación afectan el modo en el que se diseñan las plantas, la identificación, la limpieza, la organización. Los equipos de trabajadores necesitan pertenecer a un lugar que puedan identificar como propio. Un ambiente limpio donde trabajen, se reúnan, revisen los indicadores, etc.

Tabla No. 8 Anchuras de pasillos recomendadas para diferentes tipos de flujo

Tipo de flujo	Ancho del pasillo (pie)
Tractores	112
Montacargas de horquilla de 3 t	11
Montacargas de horquilla de 3 t	10
Montacargas de horquilla de 3 t	9
Camión para pasillo angosto	6
Camión para plataforma manual	5
Personal	3
Personal con puertas que se abren hacia un lado	6
Personal con puertas que se abren hacia ambos lados	8

Z. Servicios médicos

Es muy difícil predecir los requerimientos de servicios médicos en una planta, algunas plantas apenas tienen un equipo de primeros auxilios, por lo tanto es necesario consultar los códigos de construcción locales para establecer los requerimientos de una planta. Los tipos de servicios médicos que se ofrecen dentro de una planta incluyen:

Exámenes previos a la contratación, tratamiento de primeros auxilios, servicio médico especializado, cuidado dental y tratamiento de enfermedades.

El planificador de plantas debe revisar el procedimiento de operación de la empresa para determinar los tipos de servicios que se van a ofrecer y el personal de servicios de salud que trabajará dentro de la planta. Cuando menos debe de incluirse una pequeña sala de primeros auxilios, una cama, dos sillas. Se requiere un mínimo de 100 pies². Si va a trabajar una enfermera, la sala de primeros auxilios debe tener dos camas y ampliarse a 250 pies². Además debe incluirse una sala de espera de 75pies².

AA. Métodos para la planificación de oficinas

Una oficina abierta consiste en un área que no contienen muros divisores temporales o permanentes. El espacio está abierto y no hay muros de piso a techo.

El propósito de las oficinas abiertas es aumentar la flexibilidad para los cambios en las operaciones y para aceptar expansiones con facilidad. Entre los beneficios adicionales de una oficina abierta están la comunicación, la supervisión, el acceso más cómodo a los archivos y equipos comunes, es más fácil de iluminar, calentar, enfriar y ventilar, los costos de mantenimiento son más bajos.

BB. Requerimiento de áreas

La planificación de plantas de oficinas nuevas implica daciones que van más allá de determinar los requerimientos de pies cuadrados. No obstante, la especificación de los requerimientos de pies cuadrados es un paso esencial en la planificación de plantas de oficinas.

Tabla No. 9 Áreas sugeridas para oficinas

Oficina	Área
Oficina del presidente	250-400 pies ²
Oficina del vicepresidente	150-250 pies ²
Oficina de ejecutivo	100-150 pies ²
Espacio dividido abierto, supervisor o gerente	80-110 pies ²
Espacio abierto, oficinista o secretaria	60-100 pies ²

(Tompkins, J. J. White Y. Bozer J. Tanchoco,2011)

CC. Organización de elementos en unidades de almacenamiento

Hay algunas consideraciones acerca de la organización de unidades de almacenamiento, identificación de la ubicación, PEPS en comparación con UEPS, utilización del espacio, distancia desplazada, recipientes. La decisión dependerá de la importancia relativa del control estrecho del material, la exactitud del inventario, el ahorro de espacio, los ahorros de mando de obra y energía y los costos de capital.

1. PEPS o UPES. Por lo general, la decisión entre primeras entras, primera salidas (PEPS) y últimas entradas, primeras salidas (UEPS) se resuelve a favor de PEPS. Un problema relacionado con esto es mantener un lote junto en almacén. Para los anaqueles, PEPS tiende a necesitar que los artículos se almacenen a la profundidad de una sola hilera.

DD. Áreas especiales

En las salas de conferencia con muchos detalles, se veden de poner sillas a lo largo de las paredes para auxiliares y observadores que no tengan el estatus para sentarse a la mesa. Las mesas de conferencias se usan como superficies para escribir y como lugar para almacenar. Cada persona debe tener un espacio con un ancho de más o menos 40 in, una profundidad de 18 in. Por lo tanto si la gente se sienta a ambos lados de la mesa, ésta debe tener de 36 a 48 in de ancho. La superficie bajo la mesa debe ser más de 29 in. (Konz, S, 2001)

EE. Inversión

Para que una inversión sea rentable, el inversionista espera recibir una cantidad de dinero mayor a la que originalmente invirtió. En otras palabras, debe ser posible obtener una tasa de retorno o rendimiento sobre la inversión

En ingeniería, las alternativas se evalúan con base en un pronóstico de una TR (tasa de interés compuesto) razonable. Por consiguiente se debe de establecer una tasa razonable para la fase de elección de criterios en un estudio de ingeniería económica. La tasa razonable recibe el nombre de tasa mínima atractiva de retorno (TMAR) y es superior a la tasa que ofrece un banco o alguna inversión segura que implique un riesgo mínimo.

La TR esperada debe ser igual o superior a la TMAR o tasa base.

$$TIR \geq TMAR \geq \text{costodecapital}$$

Ecuación 87

(Blank, P. Tarquin A., 2006)

FF. Pronóstico

Los pronósticos de la demanda forman la base de toda la planeación de la cadena de suministros, ya que establece, cuanto pedir, cuando pedirlo y cómo pedirlo.

$$\text{Pronóstico} = \text{Realidad} \pm \% \text{ error}$$

Ecuación 88

El error del pronóstico, también es llamado la incertidumbre de la demanda. Los pronósticos tratan de asemejarse a la realidad.

Los pronósticos a largo plazo son menos precisos y a corto plazo son más precisos y los factores que afectan son la demanda histórica, el tiempo de entrega, las campañas, la economía, los descuentos y la competencia.

La correlación de la información será la que nos pronostique una demanda acerca a la realidad, mientras más correlación exista entre los datos, el pronóstico tiende a ser más preciso.

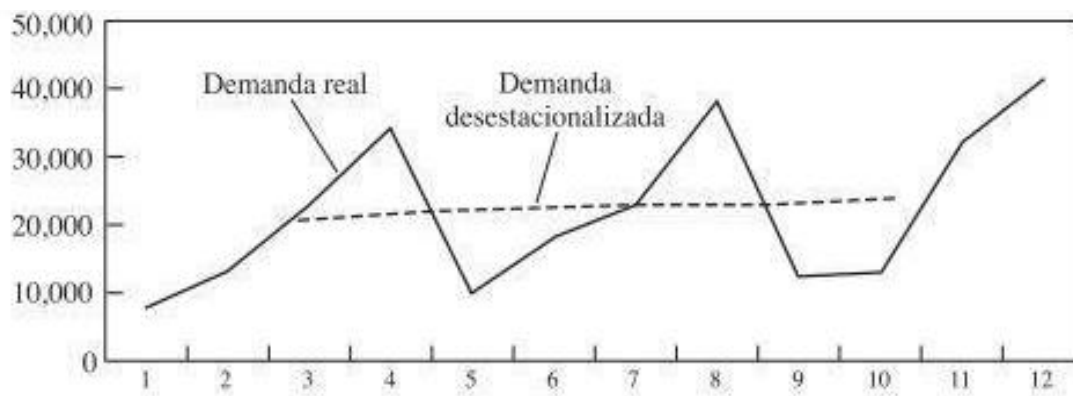
Los métodos de pronóstico pueden ser cualitativos, cuantitativos y se simulación. Los componentes de un pronóstico son el sistemático y el aleatorio.

$$\text{Demandoobservada} = \text{Componentesistemático}(s) + \text{Componentealeatorio}(r)$$

Ecuación 89

(Sunil.C, 2008)

Tabla No. 10 Demanda desestacionalizada



(Chase, 2014)

V. METODOLOGÍA

A. MÓDULO 1: DETERMINACIÓN DE UN MODELO CINÉTICO Y DE LOS PARÁMETROS BÁSICOS DE FUNCIONAMIENTO DE UN BIORREACTOR PARA LA PRODUCCIÓN DE ÁCIDO LÁCTICO A PARTIR DE FERMENTACIÓN DE MELAZA CON EL HONGO *RHIZOPUS ORYZAE*:

Para cumplir con los objetivos de esta parte del trabajo, fue necesario llevar a cabo la experimentación en las siguientes tres etapas:

1. **Primera etapa.** Se prepararon cuatro frascos de caldo. El medio de cultivo preparado se hizo con un 20% de melaza (V/V), disuelto en agua. Para este experimento se utilizaron cuatro erlenmeyer de 250 mL con 100 mL de caldo de melaza. Para prepararlo se utilizaron 20 mL de melaza disueltos en el agua necesaria para alcanzar un volumen de 100 mL, esto se repitió para cada erlenmeyer. Una vez disuelta la melaza, de los cuatro frascos se tomaron tres para esterilizarlos a 121 °C y 16 psi por treinta minutos. El cuarto erlenmeyer se apartó de los demás y se dejó en un área a temperatura ambiente y con la boquilla cubierta con papel aluminio para evitar la contaminación microbiana del ambiente. Los otros tres frascos, después de ser esterilizados fueron inoculados con el *Rhizopus oryzae*, con cuadros de 1cm x 1cm de un cultivo en agar nutritivo confinado en una caja petri. Luego se dejó tanto el frasco sin inóculo como los otros tres en una incubadora a 30 °C por 98 horas. Al terminar este periodo de tiempo se analizó de una forma cualitativa la presencia de microorganismos.

2. **Segunda etapa.** Se prepararon ocho erlenmeyer de 250 mL con 100 mL de medio de cultivo hecho a partir de melaza. El medio de cultivo preparado contenía un volumen de 20 mL de melaza, disuelto en agua hasta obtener 100 mL de solución. La prueba se realizó en duplicados. Se midió el pH de cada uno de los erlenmeyer. Los ocho recipientes se esterilizaron a 121 °C y 16 psi por treinta minutos. Una vez esterilizado el medio se tomaron muestras de 4 mL y luego se inoculó con cuadros, de 1cm x 1cm, de una caja de Petri con agar nutritivo que contenía *Rhizopus oryzae*. Se tomó un cuadro de estas proporciones de la caja de petri y se removieron las hifas formadas por el hongo, con una espátula, y estas se pusieron a secar en un horno a 60 °C por 48 horas. Se midió la masa para determinar la biomasa aproximada por cuadro de agar.

Tabla No. 11 Tiempo de fermentación para cada muestra de la prueba No. 1

Tiempo (h)	Prueba
48	3
48	8
72	6
72	4
96	2
96	5
120	7
120	1

Los frascos inoculados fueron colocados en una incubadora a 32 °C. Como se trabajó en duplicados, entonces se fueron removiendo dos erlenmeyer en intervalos de 24 horas. Sin embargo, como en la primera etapa no se detectó un crecimiento visible hasta las 48 horas, entonces los primeros dos frascos se removieron de la incubadora a las 48 horas, luego los siguientes dos frascos se sacaron a las 72 horas y así sucesivamente hasta que los últimos dos se sacaron a las 120 horas. Al remover los frascos, se congelaron para evitar que la reacción microbiana continuara. Además, al remover cada uno de los frascos de la incubadora se midió el pH. El caldo de los frascos se filtró para separar la biomasa del caldo. La biomasa de cada erlenmeyer se colocó en un horno secador a 60 °C y después de 24 horas se fue midiendo la masa en una balanza analítica hasta ya no observar ningún cambio en la misma, esto se hizo para determinar la biomasa producida en cada erlenmeyer.

Para analizar el caldo se utilizó cromatografía líquida de alto rendimiento conocida por sus siglas en inglés HPLC. Para poder realizar la HPLC se filtró cada una de las muestras para obtener 0.5 mL de caldo filtrado en viales de 1.5 mL. Para filtrar se utilizaron filtros Merck Millipore. Una vez obtenida la cantidad suficiente en cada vial y estos últimos sellados, se corrieron dos pruebas en el cromatógrafo. La primera de ellas fue de azúcares. Se corrieron tanto las muestras antes de la fermentación como las muestras después de la fermentación. Se utilizaron estándares del laboratorio para generar las curvas de calibración, y se midieron tres tipos de azúcares las cuales son, glucosa, sacarosa y fructosa. La segunda corrida en el HPLC tenía como propósito determinar las concentraciones de ácido láctico en el caldo. Para esto, se preparó una solución madre de ácido láctico al 14.4% m/m de la cual se obtuvo cuatro diluciones al 8 %, 6.5 %, 4% y 2.5%. Estas soluciones se utilizaron para generar la curva de calibración. Para generar la solución madre al 14.4 % se utilizó ácido láctico al 85% m/m y agua destilada. Se utilizó 8.5 mL de ácido láctico al 85%, diluido para aforar a un volumen de 50 mL. Además, fue necesario preparar una fase móvil de fosfato con un pH de 2.8. La fase se preparó diluyendo 1.7 g de fosfato dihidrógeno de potasio en 225 mL de agua, luego se reguló el pH a 2.8 con ácido fosfórico y se aforó con agua destilada a 250 mL. La HPLC se llevó a cabo utilizando una columna Agilent C18 de 250 mL x 4.6 mL, 5 µm, con una temperatura de 16 °C y un flujo de fase móvil de 0.4 mL/min.

3. Tercera etapa. Se utilizaron 18 frascos con tapón de 250 mL y un erlenmeyer de 250 mL. Cada frasco contenía 100 mL de caldo de melaza. El caldo de melaza se preparó diluyendo 400 mL de melaza en la cantidad de agua suficiente para aforar a 2000 mL. En este experimento se realizó un tratamiento de ácido sulfúrico. Los 2000 mL se esterilizaron en una retorta a 121 °C y 16 psi, por 25 minutos. Después de esterilizarse se redujo el pH a un valor de 3.0 utilizando ácido sulfúrico, y se dejó el caldo en reposo durante 24 horas y después se regresó el pH a un valor de 6.0 agregando poco a poco una solución 10N de NaOH. Se tomó el caldo y se centrifugó a 2500 rpm por 10 minutos. Luego, se recuperó el sobrenadante y se descartaron los lodos. Una vez tratada la mezcla del caldo de melaza se repartió en los 18 frascos con tapadera y en el erlenmeyer, luego se tomaron los frascos con el erlenmeyer y en una retorta se esterilizaron a 121 °C y 16 psi durante 25 minutos.

Se tomó uno de los frascos esterilizados y se inoculó con un cuadrado de 1 cm x 1 cm de una caja petri con un cultivo de *Rhizopus oryzae* en agar nutritivo. Este frasco se colocó en una incubadora a 32 °C durante 48 horas. Pasadas las 48 horas, se redistribuyó el contenido del frasco con el hongo en los 17 frascos restantes, colocando un inóculo de 5 mL en cada frasco. Lo restante del frasco utilizado para formar el inóculo se centrifugó y luego se secó la biomasa para determinar la concentración del inóculo. Los frascos inoculados se colocaron en una incubadora

con agitación, la cual se encontraba a 32°C y 125 rpm. Los frascos se fueron removiendo de dos en dos y se refrigeraban cuando alcanzaban cierto tiempo de fermentación, según se había programado para cada uno. Los intervalos abarcados fueron 16, 32, 48, 64, 72, 80, 88 y 96 horas. Estos intervalos de tiempo fueron escogidos en base a los resultados de la etapa anterior.

Tabla No. 12 Tiempos de fermentación para cada muestra de la prueba No.2

tiempo (h)	Muestra
16.00	2, 17
32.00	3, 4
48.00	5, 6, 18
68.00	7, 8
72.00	9, 10
80.00	11, 12
88.00	13, 14
96.00	15, 16

Una vez concluida la fermentación, se determinó el pH final de cada frasco con un potenciómetro de pH. Después se tomó el contenido de cada uno de los frascos y se centrifugó para recuperar la biomasa producida. Esta biomasa se secó en un horno durante 24 horas y se continuó secando hasta que ya no se observó un cambio en su masa. Con el sobrenadante restante se hizo el análisis de azúcares y de concentración de ácido láctico. Para esto se utilizó el mismo método de HPLC descrito en la etapa anterior.

4. **Cálculos:** Las concentraciones de sacarosa en cada muestra se determinaron integrando el área debajo del pico característico de la sacarosa, según la curva de calibración, en los espectros obtenidos para cada muestra en el HPLC (Se utilizó el integrador del sistema. Ver anexo C “Curvas de calibración”). De igual forma, se determinó la concentración de ácido láctico al integrar el área bajo la curva del pico característico del ácido láctico, identificado con la curva de calibración. La concentración de biomasa se obtuvo dividiendo la masa seca de la biomasa entre el volumen de caldo que se utilizó para la fermentación. Con las concentraciones de biomasa y el tiempo se obtuvo el comportamiento del crecimiento del hongo durante a la fermentación. Con los resultados de los cambios de concentración de sacarosa y de concentración de biomasa (ver Tabla No. 70 y Tabla No. 71 para todos los resultados) se obtuvo las constantes para construir un modelo cinético tipo Monod, al graficar la ecuación No. 2 con los valores obtenidos al relacionar la concentración de sacarosa con la concentración de biomasa (Tabla No. 72), además se empleó el modelo de las variables adimensionales (ecuación No. 4) y la ecuación desarrollada por Monod para determinar el espacio-tiempo, determinando los rendimientos fraccionales como los cambios de concentración en el intervalo entre 0 y el tiempo necesario para obtener 61 g/L de ácido láctico como producto y las constantes del modelo encontradas anteriormente (ecuación No. 3 y Tabla No. 15).

B. MÓDULO 2: DISEÑO DE UN REACTOR PARA LA REACCIÓN DE FORMACIÓN DEL OLIGÓMERO “LACTIDA”, PARA LA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE POLIÁCIDO LÁCTICO A PARTIR DE ÁCIDO LÁCTICO:

1. Diseño del sistema a escala laboratorio. Para el diseño del sistema a escala laboratorio se investigaron los requerimientos necesarios para llevar a cabo la reacción y los antecedentes experimentales disponibles, además, se tomó en cuenta el equipo disponible en el laboratorio de Operaciones Unitarias de la Universidad del Valle de Guatemala. Para el diseño del sistema se tomó en cuenta lo siguiente:

- Se requería un reactor a escala laboratorio para realizar la conversión de ácido láctico a oligómero, unido a un sistema que permita cumplir con los requerimientos de presión y temperatura.
- El sistema debía ser capaz de mantenerse al vacío y ser calentado a temperaturas superiores a los 150°C.
- En el sistema se debía extraer el agua que se forma como subproducto para inclinar la reacción hacia la formación de oligómero y obtener un producto de mayor peso molecular.
- Se requería que al retirar los condensados, estos deberían cuantificarse, por lo que se deberían almacenar a lo largo de la reacción.
- Se deseaba observar los cambios que llevados a cabo a lo largo del tiempo para caracterizarla reacción.

2. Obtención de los datos para la cinética. Para la obtención experimental de las concentraciones de reactivo residual a lo largo del avance de la reacción del oligómero, se corrieron experimentos a ochotiempos diferentes con temperatura constante de 160°C y presión de vacío constante de 0.25 atm. Los tiempos de reacción fueron 0.7833h, 1.5h, 2.5h, 3h, 4h, 5h, 6h y 7h; haciendo énfasis en los experimentos entre 1 y 3 horas, debido a que teóricamente en el inicio de la reacción es donde se tiene la mayor conversión de ácido láctico, esto se puede observar en la figura No. 11 de Pinzón, 2006 y figura No. 13 de Yoo, 2004.

El producto de cada tiempo de reacción se caracterizó por una titulación con el método ASTM D974-12 Método Estándar para el número Ácido y Base por Titulación colorimétrica, el cual se puede consultar en Anexos. El equipo necesario para llevar a cabo el análisis es bureta de 50mL, balón aforado de 500mL y sistema de agitación magnética. Se realiza una corrección por el punto de viraje de la fenolftaleína que se encuentra teóricamente sobre el punto de pH neutro, en general entre 8.0 y 10.0 dependiendo lo que se está titulando.

3. Determinación del tipo de reactor. Para determinar el tipo de reactor a utilizar en la reacción de pre- polimerización analizó los principios fundamentales, metodología básica del diseño de reactores y se tomó en cuenta que las reacciones de polimerización presentan características particulares como la obtención de un producto cuyo peso molecular no es un valor fijo, dificultades para realizar operaciones unitarias luego de la conversión, se obtienen pesos

moleculares con amplia dispersión que dependen de las características del monómero en el flujo de alimentación y se requiere extracción del subproducto (una molécula de agua por cada dos moléculas de monómeros que se unen). La variación en sus tamaños moleculares influye sobre las propiedades fisicoquímicas, propiedades de transporte y mecánicas; todo esto se debe tener en cuenta para el diseño, control del proceso y las propiedades básicas del sistema de agitación necesario.

Para el cálculo del requerimiento del sistema de agitación, primeramente se hizo una revisión bibliográfica para conocer los tipos de impulsores comúnmente empleados y debido a la viscosidad manejada, se decide el tipo de impulsor a usar. Para el cálculo de potencia se usaron métodos gráficos para la determinación del número de potencia, además se calculó el Reynolds y con las relaciones utilizadas en tanques agitados se obtuvo el tamaño del impulsor, para posteriormente calcular la potencia requerida.

4. Dimensionamiento del reactor. Se determinaron las entradas y salidas del reactor de pre-polimerización de forma cualitativa y cuantitativa para el cálculo del balance de masa, partiendo de la demanda de poliláctico y la conversión obtenida por medio de las pruebas experimentales. Se determinó el caudal necesario para suplir ésta demanda, con la cual y usando el cálculo del espacio tiempo, se obtuvo el volumen necesario de mezcla reactiva. Haciendo uso de las reglas gruesas se determinó las relaciones entre diámetro, alto, diámetro de impulsor, entre otras.

C. MÓDULO 3: PROPUESTA DEL DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPOS AUXILIARES PARA UN SISTEMA DE ONCE FERMENTADORES DE MELAZA UTILIZANDO EL HONGO *RHIZOPUS ORYZAE* PARA LA PRODUCCIÓN DE ÁCIDO LÁCTICO

Durante la fase investigativa del proyecto se identificó y estableció las bases necesarias para el diseño de una planta de producción. Este comienza con la identificación de los puntos pilares sobre los cuales apoyar toda la construcción de la planta. Luego fue posible identificar y escoger los procesos necesarios y las operaciones unitarias requeridas para poder efectuar la producción a partir de las materias primas y obtener un producto final.

Luego, se determinó la magnitud de las corrientes de material entrante y saliente de cada operación, utilizando como base una hora de operación. Con un flujo másico de producto de 2,442kg/h de una solución de ácido láctico en agua al 87.17% M/M, el cual fue determinado por el balance de masa del proceso de polimerización de ácido láctico usando como base 1,900kg/h de "pellets" de poliláctico, determinado en el análisis financiero de mercado en el último módulo de este informe (Análisis del proceso de producción y estudio de costos para la fabricación de poliláctico proveniente de la fermentación de melaza utilizando el hongo *Rhizopus oryzae*).

Seguidamente se dimensionaron y diseñaron los equipos principales, y los auxiliares más importantes. Como paso final se hizo un juego preliminar de planos de la planta y los diagramas de tuberías. El proceso completo se definió en base a la siguiente lista de acciones:

- Definir las bases de diseño, identificando los puntos principales, críticos o más importantes sobre los cuales apoyar el resto de datos investigativos y de diseño. Las bases de diseño ayudarán a mantener el rumbo del diseño siempre en una misma dirección con el propósito de cumplir el objetivo del trabajo.
- Construir diagrama de operaciones unitarias (de procesos), el cual muestre la secuencia de procesos y operaciones elegidos por medio de investigación, identificando así los materiales y substancias involucradas como entradas y salidas de los procesos.
- Realizar cálculos de balances, utilizando una base de cálculo real obtenida por investigación para cuantificar las corrientes de entrada y salida de cada operación del proceso completo definiendo los límites y los requerimientos para la producción.
- Dimensionamiento y diseño de equipo principal, conociendo los flujos másicos de la planta y las propiedades físicas de los materiales para dimensionar el equipo necesario y diseñar el proceso general.
- Dimensionamiento y diseño de equipo auxiliar, el cual trabaje en conjunto con el equipo principal para cumplir con los requerimientos de producción.
- Identificación y cuantificación de instrumentación y elementos de control de proceso de manera similar, al conocer las características necesarias de los equipos involucrados es posible escoger toda la instrumentación necesaria para control de procesos y condiciones del equipo construyendo un diagrama de flujos e instrumentación para la mejor observación de su localización física y funcionamiento.
- Finalmente, con el equipo principal, el equipo auxiliar, instrumentación y mecanismos de control, tuberías, determinados y el proceso definido, puede construirse el plano final de distribución de planta.

A continuación se expone el proceso total de diseño de forma detallada:

En el diseño de los tanques de almacenamiento de materia prima, tomando en cuenta un rango de seguridad, para determinar el volumen necesario se estableció la cantidad de días para los cuales se desea mantener un inventario, se definió por reglas gruesas de diseño, según las propiedades de las materias primas a almacenar y por criterio propio del diseñador tomando en cuenta también el tiempo estimado que podría demorarse el distribuidor con la materia prima. Finalmente se decidió mantener inventario de 15 días para la melaza (siendo ésta la materia prima crítica por ser más difícil de obtener que las demás si endado caso existiera un retraso de entrega por parte del distribuidor), 8 días para el agua y 30 días para la solución de hidróxido de sodio ya que la cantidad que se utiliza es tan pequeña en comparación con la de agua y melaza.

El número de tanques, en cambio, se definió en función del volumen interno mínimo calculado utilizando el flujo másico del material a analizar y la cantidad de tiempo de inventario mencionado anteriormente. El número de tanques divide el volumen interno mínimo de material distribuido equitativamente en los mismos, pero luego se calcula el volumen real de cada uno de los tanques utilizando un valor porcentual del nivel que se mantendrá dentro del tanque. Por regla gruesa se definió el rango permisible entre 70 y 85% del volumen total lleno. Es decir, se determinaron las dimensiones del tanque cuya relación de volumen utilizado y volumen de diseño mayor al 70% y menor que el 85%

Una vez obtenidas las dimensiones mínimas (diámetro y altura), utilizando esta relación 1:1.5 y relaciones entre ellas también por reglas gruesas de diseño de tanques de almacenamiento con diámetro mayor a su altura, se determinó las medidas reales basándose en la comparación de las medidas requeridas con los tamaños estándar de láminas para la construcción de tanques de almacenamiento. Se debe recordar que es muy poco probable encontrar láminas cuyas dimensiones (ancho y alto) se adecuen perfectamente a las dimensiones mínimas requeridas del

tanque en cuestión, por lo que se escoge una unidad de lámina sobre pasante de la cantidad mínima de láminas. Esto sobredimensiona aún más el tanque, disminuyendo la relación real y final de volumen interno y volumen real del tanque, por lo que se procuró trabajar con relaciones altas al principio para que luego de la comparación con los estándares de láminas de construcción no bajaran del 70% de relación de volumen.

Las dimensiones del tanque de mezclado de melaza, agua, e hidróxido de sodio es un poco más complicado de calcular ya que el volumen debe calcularse en función de los flujos másicos de los tres componentes y el tiempo que tardará el mezclado de los mismos para obtener el nivel de homogenización deseado. Para ello se calculó el número de Reynolds dentro del tanque y se utilizó una gráfica de tiempos de mezclado en tanques agitados (Gráfica No.3).

Se definió un valor de velocidad de mezclado de 150RPM encontrado en la literatura y se definieron las demás características y dimensiones internas del tanque y del agitador utilizando las relaciones teóricas encontradas en la literatura consultada como reglas gruesas (Gráfica No. 4).

Una vez se determina el tiempo de mezclado, puede realizarse el cálculo exactamente igual al cálculo de las dimensiones de los tanques de almacenamiento de materia prima utilizando el tiempo de mezclado en vez del tiempo para el cual se deseaba almacenar materia prima por seguridad, ya que éste no es un tanque de almacenamiento y en él sólo se desea mantener la mezcla que de inmediato se utilizará en el proceso.

De las 60 bombas identificadas, se realizaron los cálculos de dimensionamiento únicamente de 54 de ellas. Estas 6 bombas ignoradas son las bombas identificadas como necesarias en el proceso de aislamiento, separación y purificación del ácido láctico presente en el caldo de fermentación, sección que no fue considerada en la totalidad de este proyecto. De la investigación de los métodos existentes de separación se escogió el que, según la literatura consultada, presenta la manera más eficiente de purificar el ácido láctico y devuelve los porcentajes de recuperación más altos, la extracción líquido-líquido. Como parte de este módulo del proyecto, entonces, se identificaron los elementos más importantes y el equipo necesario para poder efectuar una extracción líquido-líquido con la magnitud de los flujos de diseños de las demás secciones del proyecto.

De las 54 bombas que se diseñaron, 35 bombas son centrífugas y 25 bombas son de desplazamiento positivo con un método de diseño muy similar. Partiendo de los valores determinados para las propiedades físicas de los materiales a transportar, se calculó el Reynolds para luego poder determinar el factor de fricción de Fanning utilizando gráficos de Moody (Gráfica No. 14).

En este gráfico se observa la relación que existe entre el número de Reynolds, la rugosidad relativa de la tubería y el factor de fricción de Fanning. El número de Reynolds, como fue explicado anteriormente, se calcula a partir de las propiedades físicas de los materiales determinadas por diversas maneras explicadas más adelante. La rugosidad relativa es un valor propio del material componente de las tuberías y se puede encontrar en la literatura. Para todas las tuberías de la planta se eligió acero o hierro forjado como material de construcción, con una rugosidad de 0.0457mm.

Utilizando el gráfico de Moody pudo determinarse el factor de fricción de fanning, que junto con la longitud de tubería recta y la longitud de elevación de flujos y un factor de fricción k_f por accesorios de tubería estimado utilizando datos encontrados en la literatura como reglas gruesas se determinó la potencia mínima que debe tener la bomba para impulsarlo.

Para calcular la caída de presión del flujo de material al pasar por el interior de los intercambiadores de calor se utilizó la ecuación 12.2 de Sinnott:

$$\Delta P_c = N_p \left[8j_f \left(\frac{L}{d_i} \right) \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-m} + 2.5 \right] \frac{\rho u_c^2}{2}$$

Ecuación 90

Donde ΔP_t es la caída total de presión del lado de la coraza, N_p es el número de pasos del fluido por la coraza, u_c es la velocidad del fluido dentro de la coraza, L es la longitud del trayecto de flujo, ρ y μ son la densidad y viscosidad del fluido que pasa por la coraza y d_i es el diámetro interno de la coraza. El subíndice w de la viscosidad μ_w hace referencia a que es la viscosidad del fluido a la temperatura de pared dentro de los intercambiadores de calor.

D. MÓDULO 4: DISEÑO DE UNA PLANTA PARA LA PRODUCCIÓN DE POLIÁCIDO LÁCTICO POR POLICONDENSACIÓN A PARTIR DE ÁCIDO LÁCTICO PROVENIENTE DE LA FERMENTACIÓN DE MELAZA UTILIZANDO EL HONGO *RHIZOPUS ORYZAE*

La metodología empleada utiliza el método sistemático para el diseño de procesos químicos industriales usando la siguiente secuencia de actividades que permiten establecer un plano de distribución de equipo para la planta.

Para la realización del diagrama de entradas y salidas se tomaron de base los datos obtenidos de pruebas a escala laboratorio y los procedimientos empleados actualmente para la producción industrial de ácido láctico. El proceso de producción de ácido láctico a nivel industrial actual se basa en tres etapas, una de polimerización a bajos pesos moleculares, posteriormente una depolimerización al dímero lactida y posteriormente una polimerización a altos pesos moleculares. Para el diseño del sistema se tomaron en cuenta los flujos necesarios que se observaron a nivel experimental y se extrapolaron para ser las bases del diseño de la planta.

En la elaboración del balance masa y de energía se tomaron de base una cantidad de producción de PLA obtenida de un estudio de demanda. Esto a tal manera que el PLA cubra parte de la demanda de los polímeros a nivel nacional que pueden ser sustituidos por el PLA. La corriente entrante en este proceso de oligomerización y polimerización se considerará como ácido láctico al 80% (v/v). Respecto a las conversiones obtenidas en cada proceso, se emplearon las conversiones en masa obtenidas experimentalmente. La demanda de calor necesaria para el reactor se calculó usando la cantidad de agua que se requiere remover por evaporación en el reactor y también, de acuerdo a la pérdida de calor al ambiente, fijando una temperatura de superficie en la capa exterior al reactor. Para el cálculo de los coeficientes de transferencia de calor se consideraron propiedades teóricas obtenidas de la literatura para el PLA y su oligómero. Por las dimensiones grandes del reactor se considerará una convección externa forzada ya que el medio de calentamiento se definió como una chaqueta de calentamiento.

Dimensionamiento de condensadores: Para el dimensionamiento de los condensadores se asumió un régimen de condensación en película que es el caso que más comúnmente se observa en la industria. Se tomó en cuenta la modificación de Rohsenow en el momento de calcular la entalpía de vaporización del fluido como recomienda (Cengel, 2011). La caída de presión en el condensador se efectuó con la ecuación recomendada en (Sinnot, 2005).

Dimensionamiento de Intercambiadores de calor: En el primero de los casos por tenerse un flujo laminar se consideró la ecuación recomendada por (Cengel, 2011). En el caso del régimen externo de convección externa forzada se emplea la recomendación del flujo alrededor de bancos de tubos (Cengel, 2011). La caída de presión se determinó mediante la expresión recomendada por (Sinnot, 2005).

Dimensionamiento de Chaquetas de calentamiento para ambos reactores: Se empleó la expresión para convección interna forzada en chaquetas recomendada por (Sinnot, 2005). Esta a su vez se basa en la modificación de Sieder y Tate (Cengel, 2011).

Dimensionamiento de Bombas: Se emplearon las ecuaciones básicas de balance de momentum y de caída de accesorios en tuberías. Establecidas por (McCabe W. S., 2007).

Dimensionamiento de Torre de enfriamiento: Se empleó el método de coeficientes globales de transferencia mediante la construcción de gráficas de entalpía de vapor contra temperatura del líquido. (Treybal, 1980).

Bombas de vacío: Para la selección de las bombas de vacío se escogió un modelo industrial capaz de proveer el vacío requerido y capaz de desplazar el volumen de agua evaporada hacia el condensador para su remoción en el tiempo adecuado.

Extrusora: Para la selección de la extrusora se escogió un equipo de procesamiento de polímeros con la capacidad requerida y con las propiedades para tratar polímeros similares al PLA como el PE.

E. MÓDULO 5: ANÁLISIS DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN Y ESTUDIO DE COSTOS PARA LA FABRICACIÓN DE POLIÁCIDO LÁCTICO PROVENIENTE DE LA FERMENTACIÓN DE MELAZA UTILIZANDO EL HONGO *RHIZOPUS ORYZAE*

Para hacer la documentación del proceso, primero se realizaron pruebas de laboratorio para establecer el proceso lógico que tuviera que existir en la producción, basado en los otros módulos y el diseño de la planta, se establecieron los tiempos de transporte y de operación basado en los volúmenes, tiempos de reacción y distancias entre tanques, maquinarias y equipos.

Se investigaron en el sistema arancelario Centroamericano (SAC) el listado de los aranceles de polímeros, con esto se determinaron por medio de las aplicaciones más comunes de los polímeros y las características de que cada uno de ellos cuales podría sustituir el poliácido láctico. Se recopiló los datos de la demanda histórica mundial de estos polímeros escogidos y mediante una gráfica de dispersión se analizará la tendencia de cada uno de ellos en el mercado en los últimos años, al mismo tiempo se extrajeron los datos de importación en Guatemala de los polímeros seleccionados. Con los datos históricos, tanto mundiales como locales de los polímeros,

incluyendo el políácido láctico, se realizaron los pronósticos para conocer cómo será la fluctuación del mercado en el consumo de estos polímeros. Con el pronóstico realizado, se crearon posibles escenarios para la demanda del políácido láctico para conocer las capacidades que se deben manejar en la planta de producción.

Con los polímeros escogidos, se hicieron cotizaciones internacionales del precio de la resina, tanto de ellos como de la resina del políácido láctico. Se investigó que país es actualmente el mayor productor y conociendo esto, se cotizaron con diferentes productoras a las que Guatemala compra materia prima. La mayoría de precios manejados por estas productoras son FOB, por lo que utilizando un formato para determinar los costos CIF a puerta, se determinaron tanto los precios FOB como CIF. Con los datos obtenidos se creó un promedio y con los datos de las importaciones de cada polímero, se analizaron los precios manejados en Guatemala contra los manejados en el país a cotizar. También se investigó el tiempo de entrega del producto y la capacidad de producto que pueden ofertar por cada proveedor.

Para determinar la administración de la cadena de suministros en la planta de producción de políácido láctico, se analizaron los elementos de cada componente y se describió como se manejará cada uno de ellos. Se realizaron cotizaciones para conocer los precios y el canal de distribución de la materia prima, para el almacenaje de materia prima se realizó un análisis de Pareto para conocer cuáles son las materias indispensables, distribución y venta se realizarán estimaciones de cuanto producto se desea abastecer, conociendo la demanda diaria que se propondrá.

Para la inversión de la planta se utilizó el método propuesto en el Manual del Ingeniero Químico de Perry para encontrar todos los precios de los equipos, tuberías, sistemas eléctricos, instrumentación, excavaciones, terreno y equipos auxiliares. Para determinar los precios de los instrumentos de oficinas administrativas, laboratorio, equipo de bodega y transporte, se realizaron cotizaciones en laboratorios, mueblerías y tiendas de equipos de oficina. Con ayuda de asesores en el Ministerio de Salud Pública y contadores, se estableció la inversión de trámites legales como licencias y patentes. Para las construcciones de bodega y oficinas se investigó el precio por m² dependiendo del material a construir que se maneja en las constructoras de Guatemala y para los procesos que no se tengan diseñados los equipos se supuso un porcentaje sobre los totales de equipo o de inversión.

Con las cotizaciones requeridas para determinar la administración de la cadena de suministros y conociendo los flujos que se necesitarán en cada parte de la producción descrita en el diagrama del proceso, se establecieron los precios por materia prima utilizada mensualmente, para los costos indirectos de fabricación se investigaron las tasas del precio por Kwh, de gasolina, se supuso el porcentaje sobre los equipos para las depreciaciones, reparaciones y repuestos. Se creó el organigrama de la empresa y con este, se determinó la cantidad de operarios en cada parte de la planta según las tareas establecidas, con ello se realizó una planilla del personal, tanto de producción como de oficina, cumpliendo con los salarios, bonificaciones y horarios que el ministerio de trabajo establece. Se cubrió un porcentaje de gastos adicionales para cubrir diferentes tipos de actividades.

La melaza es la materia prima principal del políácido láctico, pero actualmente en Guatemala, la mayoría de melaza es utilizada para la producción de etanol. Como último paso se investigó la relación de políácido láctico y etanol con la melaza. Por medio de la asociación azucarera de Guatemala, se investigó la capacidad de producción actual de etanol y los costos y mediante las exportaciones se estableció el precio. Todo esto se comparó contra el método

propuesto de capacidad de producción de la planta de poliácido láctico, analizando la relación utilidad por volumen producido.

VI. RESULTADOS

A. MÓDULO 1:

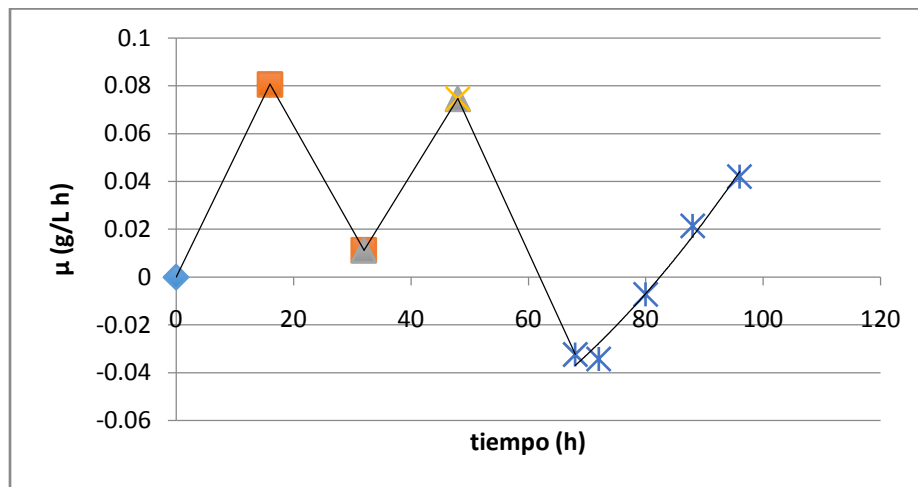
Tabla No. 13 Rendimientos totales de formación de producto y formación de biomasa

R/C	R/A
7.714467391	0.749735807

R/C = rendimiento de ácido láctico respecto a la biomasa.

R/A = rendimiento de ácido láctico respecto a sacarosa. (ver cálculos de rendimientos en la sección de Cálculos de muestra).

Gráfica No. 1 Fases de crecimiento durante la fermentación para producir 61 g/L ácido láctico



Gráfica No. 2 Linealización de las concentraciones de sacarosa y biomasa para determinar las constantes de una cinética tipo Monod

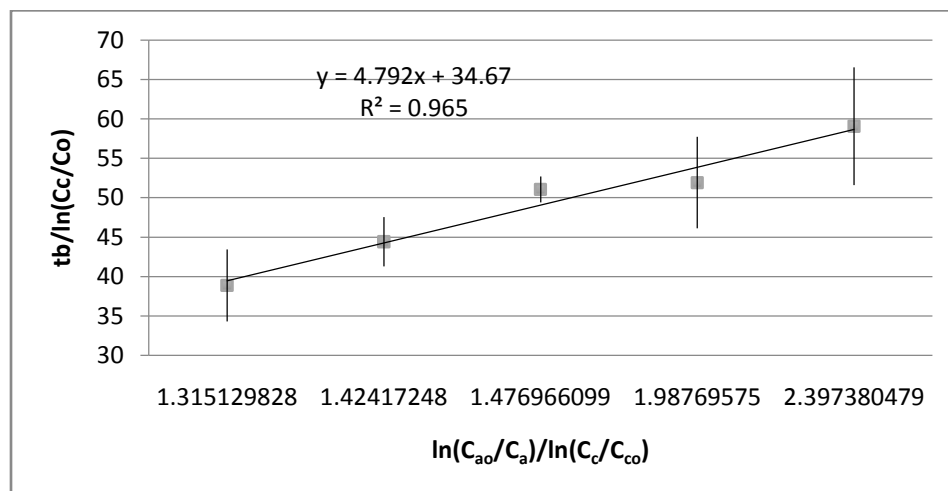


Tabla No.14 Constantes de Monod para la última fase de crecimiento durante la fermentación

K	0.0334
C_m	16.008
C/R (rendimiento fraccional)	0.129

Ecuación Modelo de la velocidad de reacción para la producción de ácido láctico para la última fase de crecimiento

$$r_R = \frac{R}{C}(r_C) = \frac{0.0334C_A C_C}{(C_A + 16.008)(0.129)}$$

Tabla No. 15 tiempo-espacio requerido en cada reactor para alcanzar una concentración de ácido láctico de 61 g/L

τ reactor 1 (h)	16
τ reactor 2 (h)	16
τ reactor 3 (h)	16
τ reactor 4 (h)	20
τ reactor 5 (h)	36.042

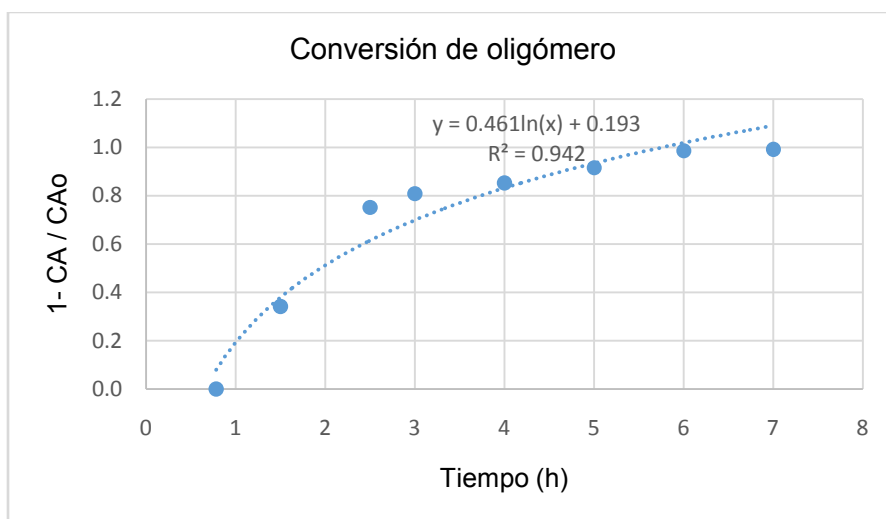
τ = tiempo-espacio

Tabla No. 16 Parámetros básicos de los fermentadores

Primer reactor	Fermentador 1	Fermentador 2	Fermentador 3	Fermentador 4	Fermentador 5
C_{a0} (g/L)	83.45	64.8	46.84	38.68	10.11
C_a (g/L)	64.80	46.84	38.68	10.11	1.41
r_C (g/L h)	0.13	0.01	0.41	0.252	
V. reactor (m ³)	745.60	745.60	745.60	932	1679.54
diámetro (m)	9.83	9.83	9.83	10.59	12.88
altura (m)	11.79	11.79	11.79	12.70	15.46

B. MÓDULO 2:

Gráfica No. 3 Conversión de oligómero de ácido láctico



Gráfica No. 4 Ácido láctico residual en el tiempo de reacción

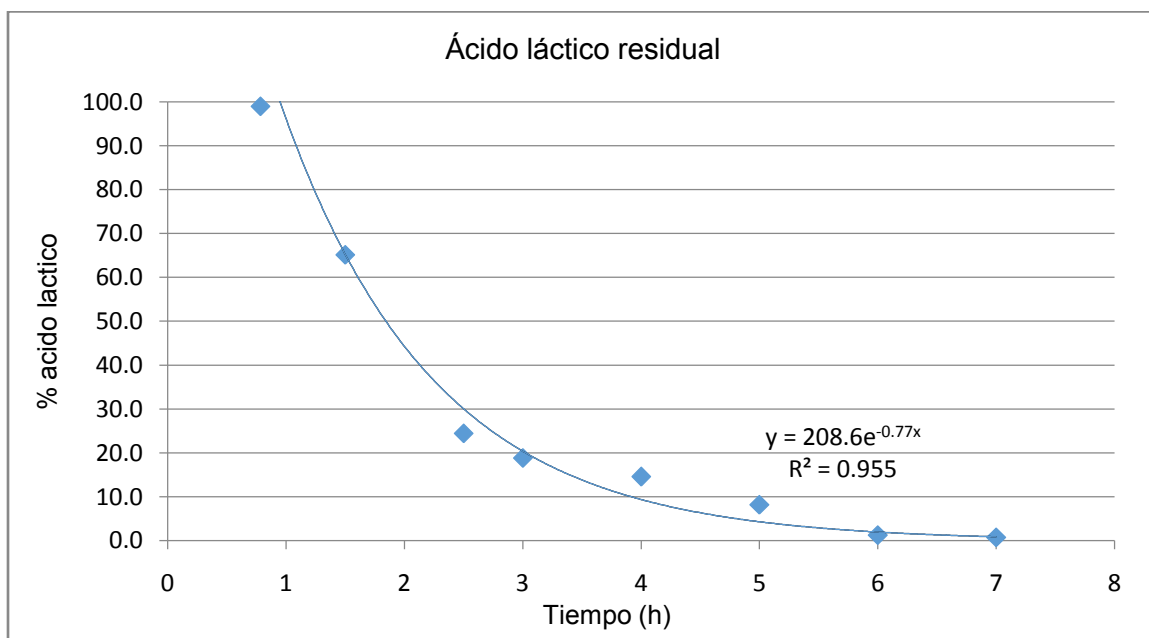


Figura No. 25 Diagrama del sistema a escala laboratorio*
 *Fotografía del sistema en anexos

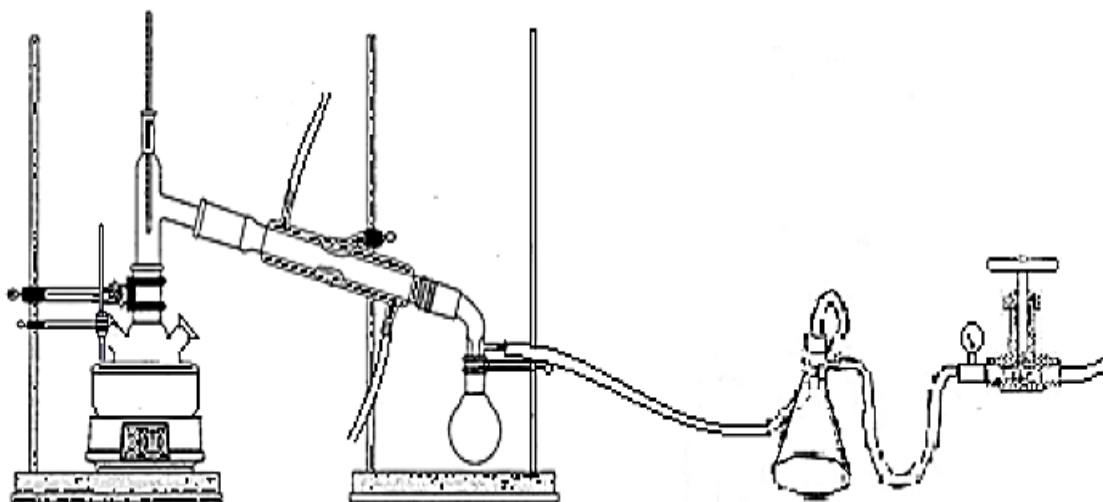


Tabla No. 17 Datos de producto final de reacción

Datos de producto final	
Tiempo (h)	7
Ácido láctico (% v/v)	0.4599
Ácido láctico (% m/m)	0.7702
Concentración ácido láctico (mol/L)	0.1187

Gráfica No. 5 Orden de reacción por método diferencial

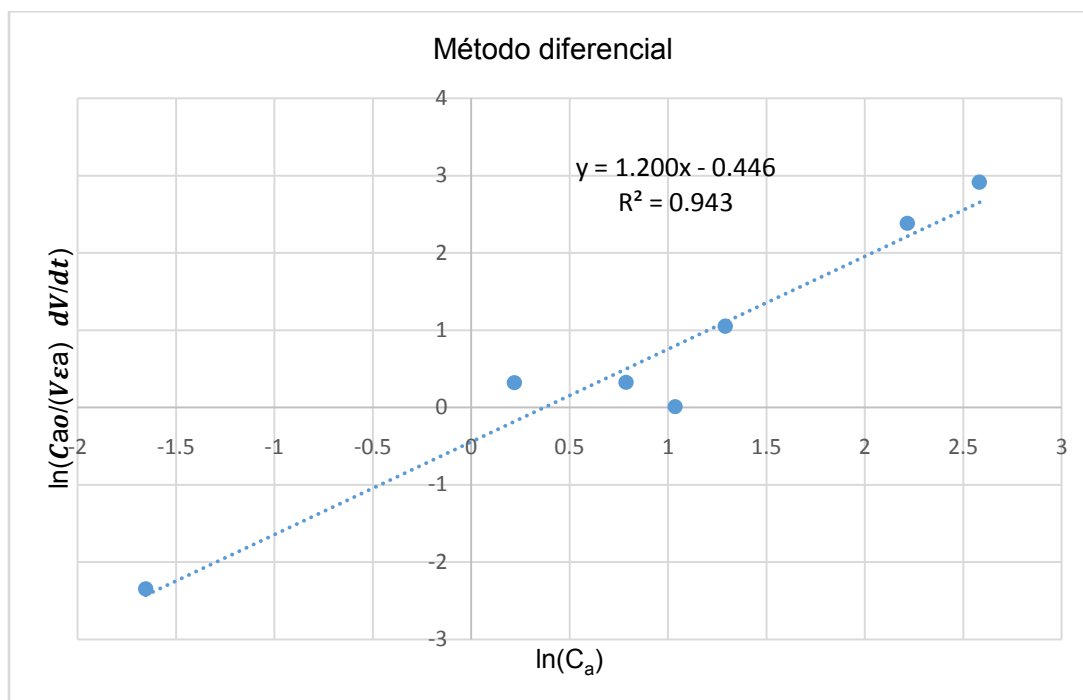


Tabla No. 18 Resultados de la cinética experimental de oligomerización

Cinética de oligomerización	
Orden de reacción (n)	1.2
Constante cinética (k)	1.5627
Ecuación de velocidad	$-r_A = 1.5627 \left(\frac{L^{0.2}}{mol^{0.2} * s} \right) C_A^{1.2}$
Espacio-tiempo τ (h)	109.94
Peso molecular (g/mol)	300.52

Figura No. 26 Balance de masa y energía del sistema

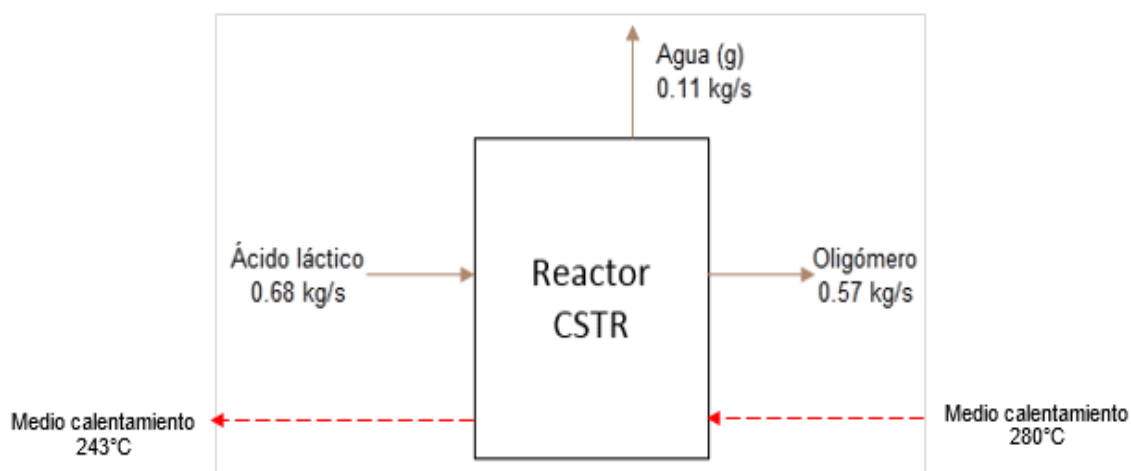


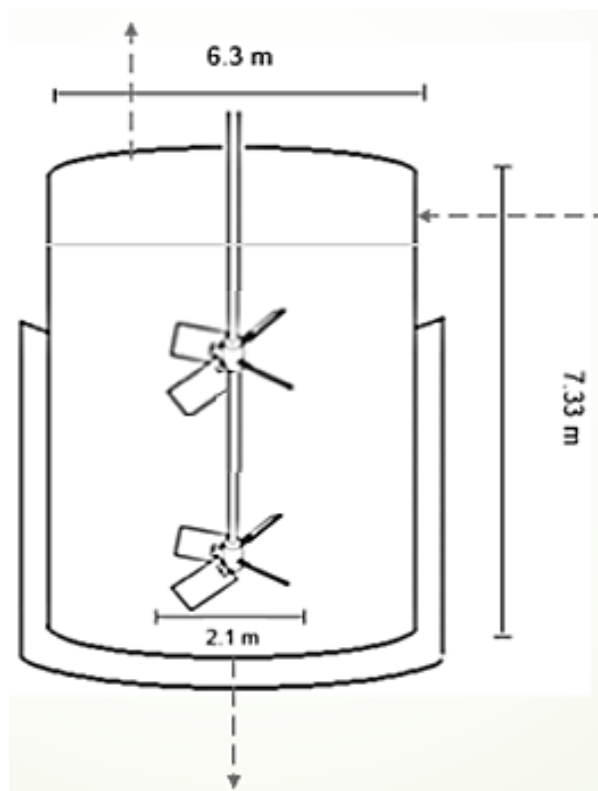
Tabla No.19 Resultados de dimensionamiento requerido del reactor de pre-polimerización

Dimensionamiento del reactor	
Material	Acero AISI 316
Relación D:h	1 : 1
Diámetro (m)	6.33
Altura (m)	7.3

Tabla No.20 Descripción de la agitación requerida

Sistema de agitación	
Tipo de agitador	2 Agitadores de cuatro paletas inclinadas
Diámetro del impulsor (m)	2.089
Dimensiones del impulsor	<p>1.044 m</p> <p>0.6267 m</p>
Velocidad (rpm)	50
Potencia (kW)	14.385

Figura No. 27 Reactor de pre-polimerización

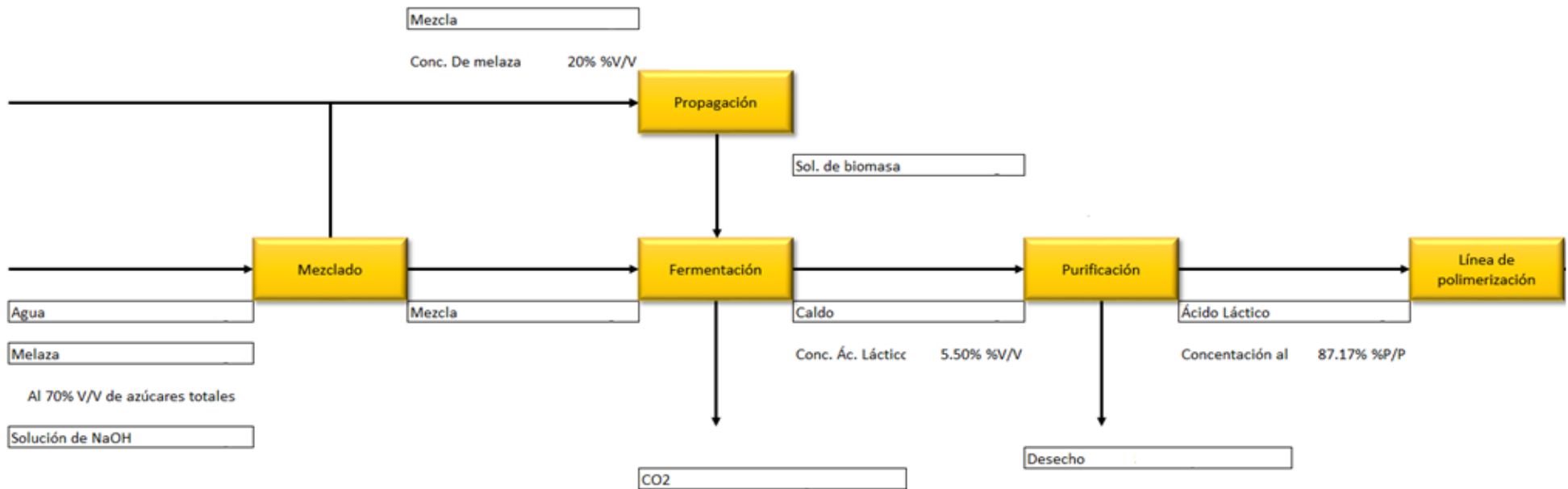


Esquema de reactor de pre-polimerización con chaqueta y agitador de paletas inclinadas.

C. MÓDULO 3:

1. Diagrama de bloques de entradas y salidas

Figura. No.28 Diagrama de bloques de entradas y salidas producción de ácido láctico



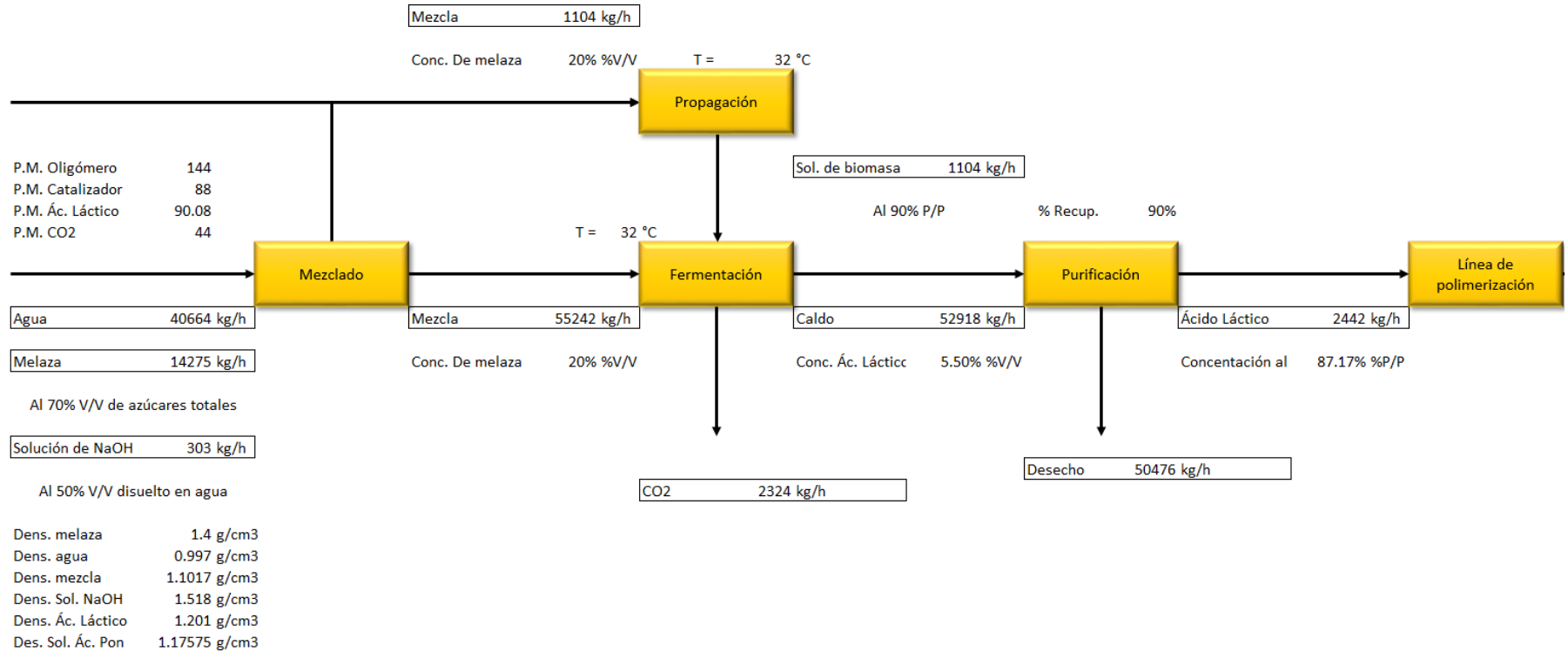
2. Balance de masa de procesos

Tabla No.21 Balance de masa de procesos de producción de ácido láctico

Proceso	Entradas			Salidas		
Mezclado	Agua	40664	kg/h	Mezcla	55242	kg/h
	Melaza 70% V/V	14275	kg/h			
	Solución de NaOH en agua al 50% V/V	303	kg/h			
Fermentación	Mezcla	55242	kg/h	Caldo	52918	kg/h
				CO ₂	2324	kg/h
Purificación	Caldo	52918	kg/h	Ácido láctico 87.17% M/M	2442	kg/h
				Ácido láctico 87.17% M/M	3	kg/h
				Desecho	50476	kg/h

3. Diagrama de bloques y flujos

Figura No. 28 Diagrama de bloques y flujos



4. Dimensionamiento de equipo

Tabla No. 22 Dimensiones de tanques de almacenamiento de materia prima

	Melaza (70% V/V)	Agua	Solución de NaOH (50% V/V)
Tiempo de almacenamiento (días)	15	8	30
Número de tanques	2	3	1
Diámetro real (m)	14.00	15.00	5.50
Altura real (m)	13.00	16.00	6.50
Volumen real (m ³)	2001	2827	154

Tabla No.23 Dimensiones de tanque de mezclado de agua, melaza e hidróxido de sodio

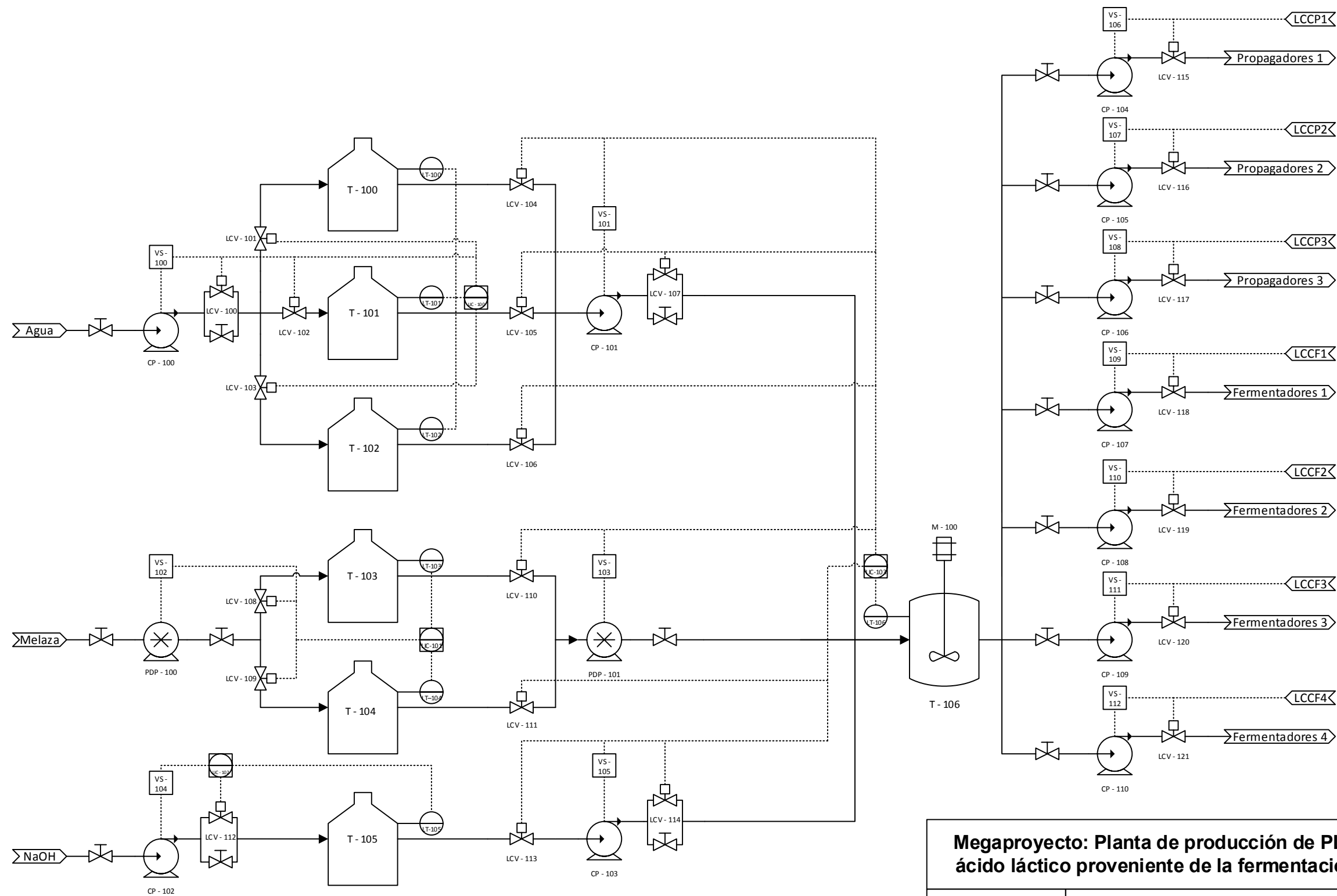
	Valor
Número de tanques	1
Velocidad de agitador (RPM)	150
Tiempo de residencia (s)	41
Diámetro real (m)	9.00
Altura real (m)	11.25
Volumen real (m ³)	715

Tabla No.24 Dimensiones de torre de enfriamiento de agua de los intercambiadores de calor utilizados para enfriar el caldo de fermentación

Aspecto	Valor
Flujo másico entrante de agua (kg/s)	105
Flujo másico entrante de aire seco (kg/s)	8
Diámetro de ventilador, 4 unidades (m)	1
Humedad relativa de entrada (%)	50.00
Humedad relativa de salida (%)	97.30
Temperatura inicial del agua (°C)	30
Temperatura final del agua (°C)	24
Altura empacada	5
Régimen de flujo	Contracorriente
Tipo de tiro	Inducido

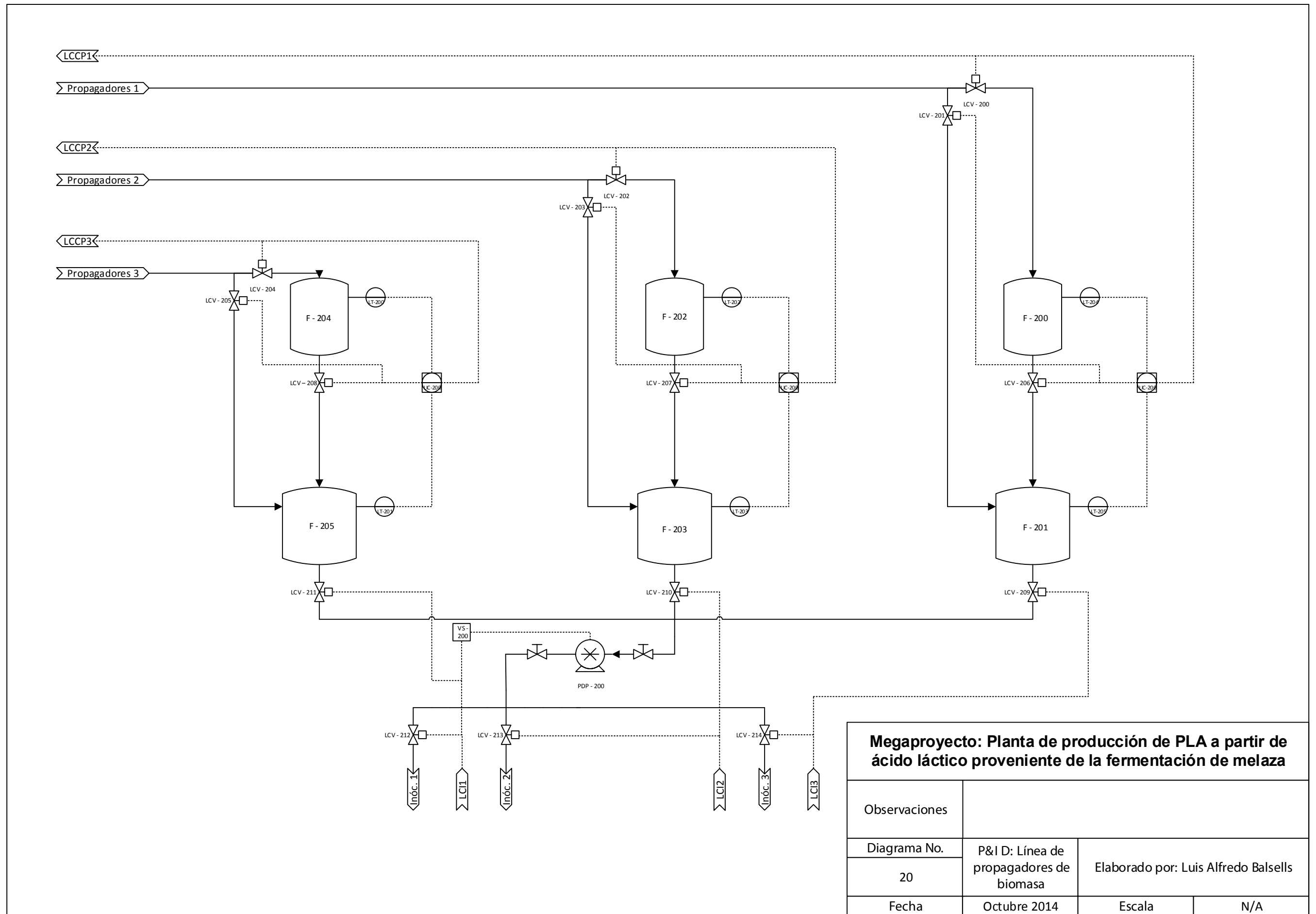
Tabla No.25 Dimensiones y cantidad de bombas centrífugas y de desplazamiento positivo

Bomba	Tipo	Unidades	Diámetro nominal (in)	Potencia requerida kJ/s (hp)	Capacidad (m³/h)
Bomba de agua como materia prima	Centrífuga	2	5	3.68 (5)	36.2
Bomba de melaza como materia prima	Desplazamiento positivo	2	2.5	3.68 (5)	9.1
Bomba de solución de hidróxido de sodio como materia prima	Centrífuga	2	0.5	0.368 (0.5)	0.2
Bomba de distribución de medio de cultivo a fermentadores	Centrífuga	7	2.5	3.68 (5)	11.1
Bomba de enfriamiento de caldo de quimiostato	Desplazamiento positivo (lóbulo)	11	5	3.68 (5)	4.2
Bomba de agua de enfriamiento de enfriadores de caldo de quimiostato	Centrífuga	11	18	51.49 (70)	173.3
Bomba de transporte de caldo de fermentación	Desplazamiento positivo (lóbulo)	11	5	0.368 (0.5)	4.2



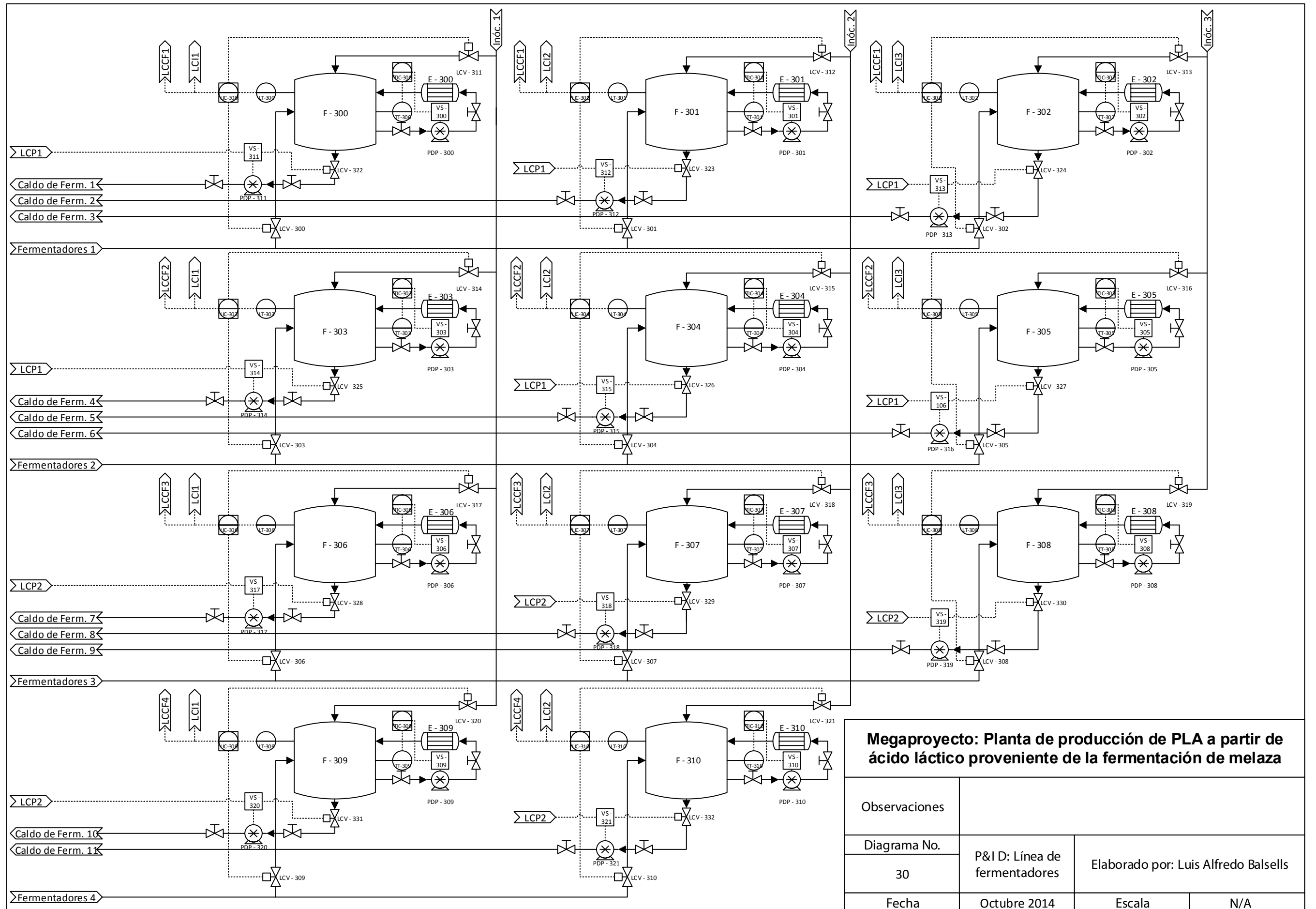
Megaproyecto: Planta de producción de PLA a partir de ácido láctico proveniente de la fermentación de melaza

Observaciones			
Plano No.	P&I D: Línea de almacenamiento de materia prima	Elaborado por: Luis Alfredo Balsells	
10			
Fecha	Septiembre 2014	Escala	N/A



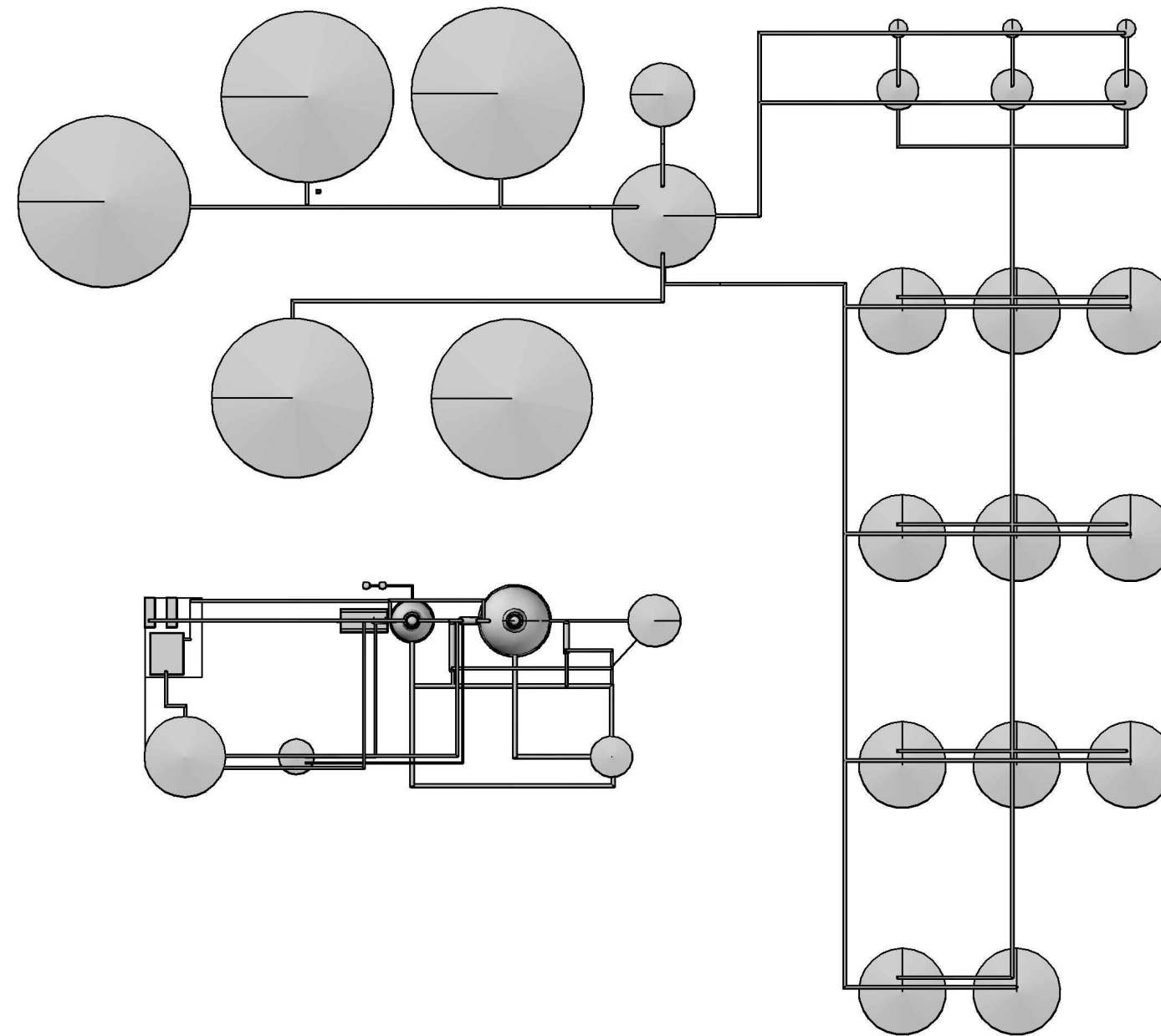
Megaproyecto: Planta de producción de PLA a partir de ácido láctico proveniente de la fermentación de melaza

Observaciones			
Diagrama No.	P&ID: Línea de propagadores de biomasa	Elaborado por: Luis Alfredo Balsells	
20			
Fecha	Octubre 2014	Escala	N/A



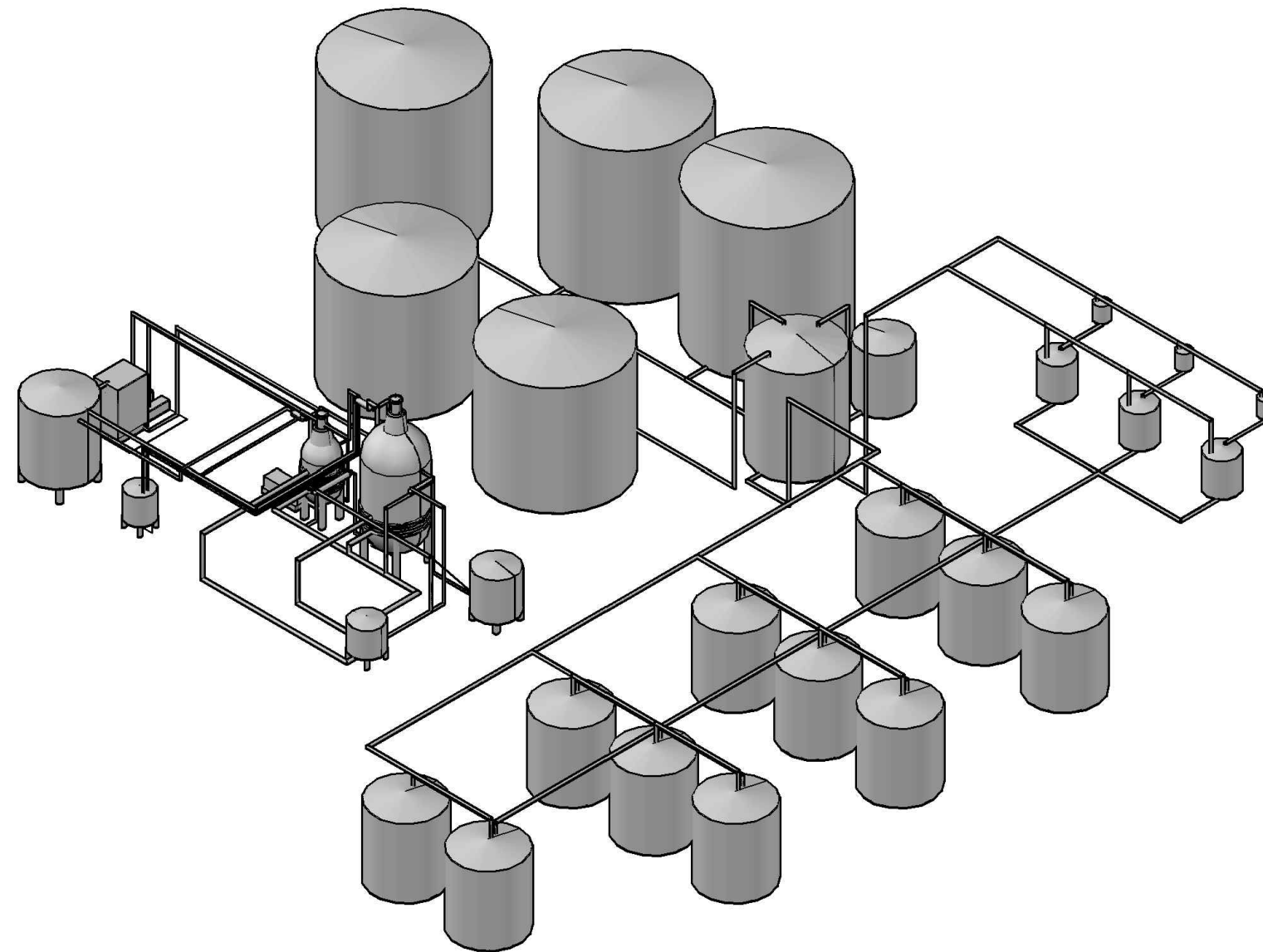
Megaproyecto: Planta de producción de PLA a partir de ácido láctico proveniente de la fermentación de melaza

Observaciones			
Diagrama No.	P&I D: Línea de fermentadores	Elaborado por: Luis Alfredo Balsells	
30			
Fecha	Octubre 2014	Escala	N/A



Megaproyecto: Planta de producción de PLA a partir de ácido láctico proveniente de la fermentación de melaza

Observaciones			
Plano No.	Distribución de planta – Vista aérea	Elaborado por: Luis Alfredo Balsells	
40			
Fecha	Noviembre 2014	Escala	N/A



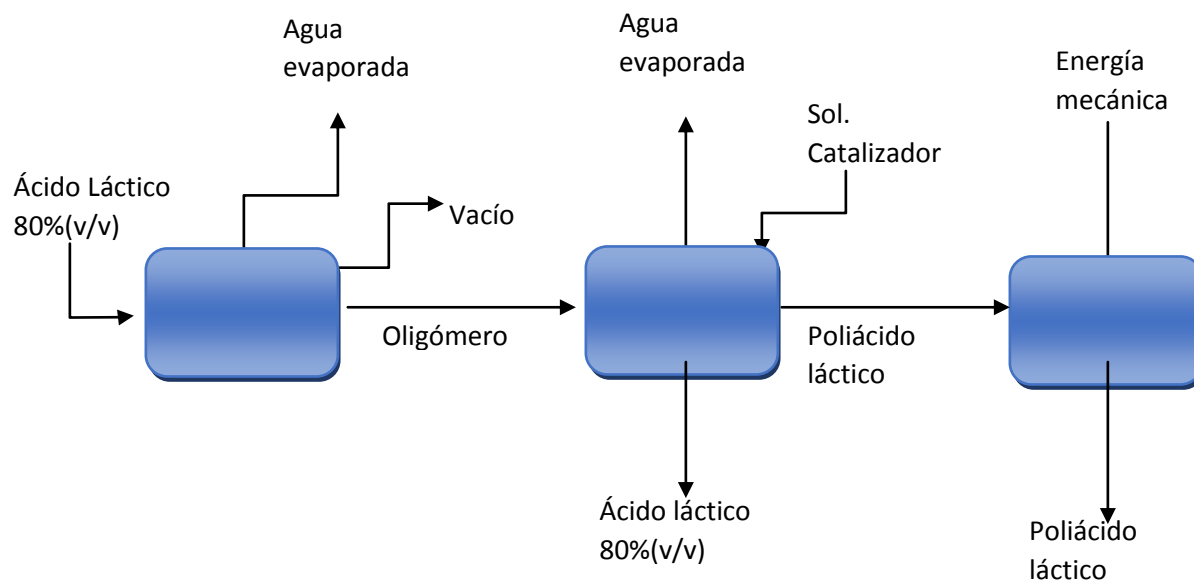
Megaproyecto: Planta de producción de PLA a partir de ácido láctico proveniente de la fermentación de melaza

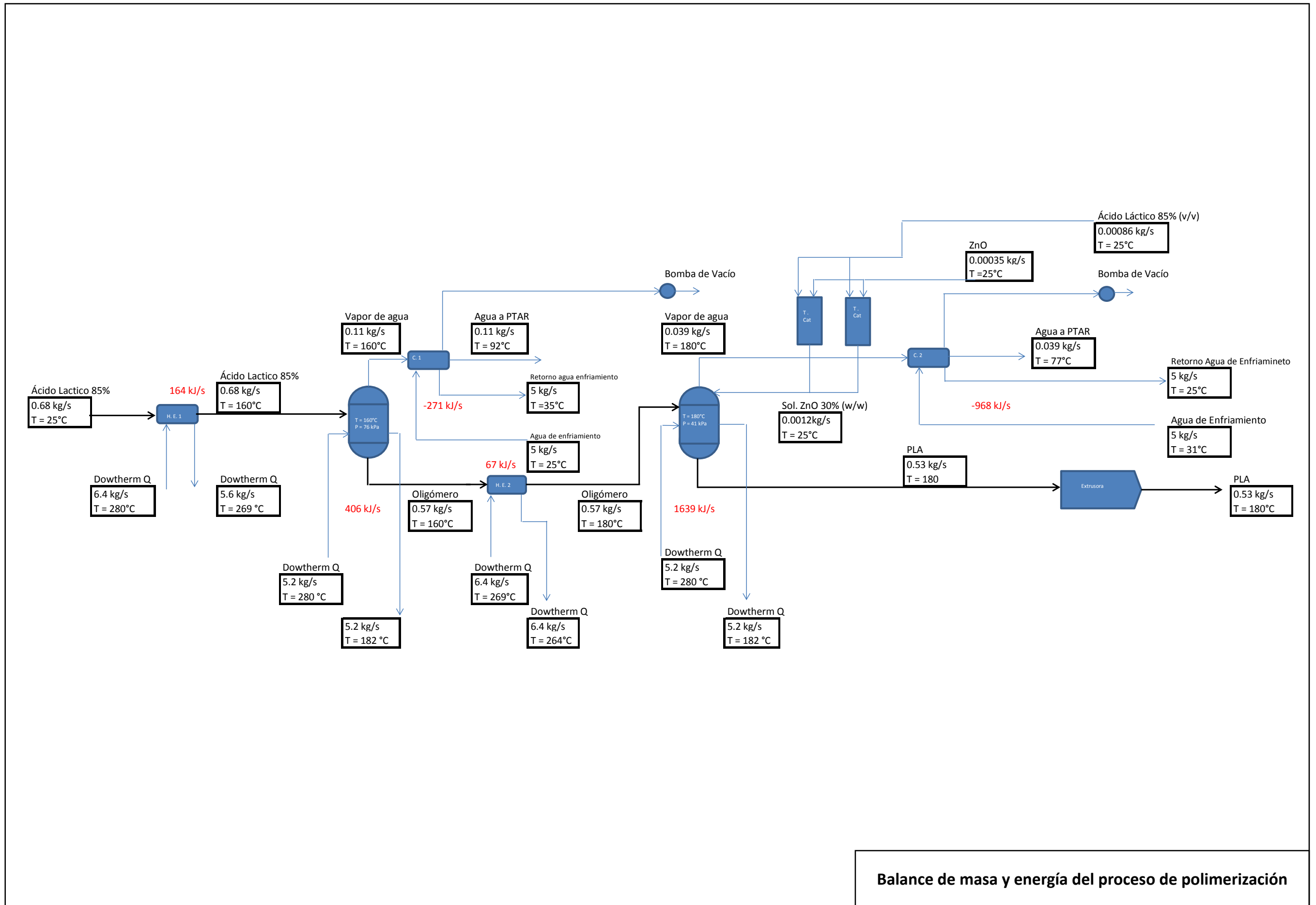
Observaciones			
Plano No.	Distribución de planta – Vista isométrica	Elaborado por: Luis Alfredo Balsells	
50			
Fecha	Noviembre 2014	Escala	N/A

D. MÓDULO 4:

1. Diagrama de entradas y salidas

Figura No. 29 Diagrama de entradas y de salidas del proceso





Balance de masa y energía del proceso de polimerización

3. Equipo de transferencia de calor

Dimensionamiento de condensadores:

Tabla No. 26 Especificaciones de los condensadores empleados en los reactores de prepolimerización y de polimerización:

Parámetro	Condensador 1	Condensador 2
Diámetro interno carcasa (m)	0.50	0.50
Diámetro externo carcasa (m)	0.50	0.50
Número de tubos internos	9.00	9.00
Diámetro interno de tubos (m)	0.05	0.05
Diámetro de tubos externo (m)	0.05	0.05
Numero de pasos en tubos	1.00	1.00
Numero de pasos en coraza	1.00	1.00
Longitud (m)	1.68	1.00
Área de transferencia (m ²)	2.37	1.09
U _{tot} (J/sm ² °C)	1771.00	1873.00
Flujo de calor transferido (kJ/s)	271.00	968.00
Temperatura inicial de agua de enfriamiento (°C)	25.00	25.00
Temperatura final de agua de enfriamiento	33.00	31.00
Temperatura inicial de vapor (°C)	160.00	180.00
Temperatura final del fluido (°C)	92.00	76.45
Flujo másico de vapor (kg/s)	0.11	0.04
Flujo másico de agua de enfriamiento (kg/s)	5.00	5.00
Caída de presión (Pa)	65.56	22.37

En los anexos figura no. 93 se observa una ilustración del condensador propuesto para el reactor de prepolimerización.

Tabla No.27 Especificaciones de intercambiadores de calor que se encuentran previos a los reactores de prepolimerización y polimerización:

Parámetro	Intercambiador de Calor 1: Calentamiento de ácido láctico de 25°C a 160°C	Intercambiador 2: Calentamiento de oligómero de 160 a 180 °C
Diámetro interno carcasa (m)	0.30	0.40
Diámetro externo carcasa (m)	0.30	0.40
Número de tubos internos	6.00	10.00
Diámetro interno de tubos (m)	0.03	0.01
Diámetro de tubos externo (m)	0.03	0.02
Numero de pasos en tubos	4.00	8.00
Numero de pasos en coraza	2.00	2.00
Longitud (m)	2.08	3.94
Área de transferencia (m ²)	2.24	11.45
U _{tot} (J/sm ² °C)	265.00	53.70
Flujo de calor transferido (kJ/s)	164.00	67.00
Temperatura inicial de DowTherm (°C)	280.00	280.00
Temperatura final de Dowtherm (°C)	269.00	278.00
Temperatura inicial ácido láctico (°C)	25.00	160.00
Temperatura final ácido láctico	160.00	180.00
Flujo másico de ácido láctico	0.68	0.57
Flujo másico de Dowtherm Q	5.60	13.80
Caída de presión interna (kPa)	7.68	196.45
Caída de presión en coraza (kPa)	0.26	0.73

Nota: el Dowtherm es un líquido fabricado por la casa DOW CHEMICALS usado en procesos de intercambio de calor

En los anexos 94 se puede observar una imagen del intercambiador propuesto para el reactor de prepolimerización

Tabla No.28 Especificaciones de las chaquetas de calentamiento del reactor de prepolimerización y de polimerización

Parámetro	Chaqueta de reactor de prepolimerización	Chaqueta de reactor de polimerización
Diámetro de chaqueta (m)	6.00	3.50
Diámetro interno de media caña (m)	0.20	0.20
Diámetro externo media caña (m)	0.22	0.22
Longitud (m)	95.48	85.27
Área de transferencia (m ²)	19.35	17.29
Número de giros	5.00	8.00
Coefficiente de transferencia de calor (J/m ² s°C)	208.00	1097.00
Flujo de calor neto (kJ/s)	406.00	1639.00
Temperatura de ingreso Dowtherm (°C)	280.00	280.00
Temperatura de egreso Dowtherm (°C)	243.00	254.00
Flujo másico de Dowtherm (°C)	5.20	30.00
Caída de presión (kPa)	30.01	356.12

En los anexos 95 se pueden observar ilustraciones de ambas chaquetas de calentamiento

4. Dimensionamiento de bombas

Tabla No.29 Dimensionamiento de bombas en la planta de polimerización cada bomba debe de instalarse en paralelo a otra bomba igual en caso la primera falle (las cantidades se duplican):

Fluido	Tipo de bomba	Diámetro de tubería nominal (")	Material	Temperatura de fluido (°C)	Viscosidad de fluido (cP)	Velocidad (m/s)	Caída de Presión total (m)	Capacidad requerida (m ³ /h)	BHP (hp)
Ácido láctico	Centrífuga	1.00	Acero Inox 316	25	0.27	1.01	13.42	2.03	0.50
Oligómero	Desplazamiento Positivo	0.50	Acero Inox 316	160	38.1	2.59	82.24	1.83	1.00
Poliácido láctico	Desplazamiento Positivo (Tornillo)	1.50	Acero Inox 317	180	28910	0.50	626.90	1.74	7.00
Agua de enfriamiento	Centrífuga	3.00	Acero Galvanizado	25	0.89	2.10	28.46	36.11	7.00
Solución de óxido de Zinc	Centrífuga	0.13	Acero Inox 316	25	0.27	0.03	2.29	0.003	30W
Dowtherm Q *	Centrífuga	4.50	Acero al carbón	280	0.2	3.08	29.37	91.15	15.00
Dowtherm Q **	Centrífuga	5.00	Acero al carbón	280	0.2	0.50	13.19	22.95	1.50
Dowtherm Q ***	Centrífuga	5.00	Acero al carbón	280	0.2	2.90	129.37	132.35	70.00

5. **Bombas de vacío para reactores.** Se escogió una bomba de vacío de Busch Vacuum Modelo R5 RA 0202 D:

Tabla No.30 Especificaciones de la bomba de vacío que se empleará para ambos sistemas de vacío (serán independientes, o sea una bomba por reactor se tendrá una tercera bomba igual para emplear en caso de la falla de alguna de las dos primeras)

Datos técnicos:	Modelo:		R 5 RA 0202 D
Caudal nominal	m ³ /h	60 Hz	240
Vacío límite	(kPa)	60 Hz	0.01
Potencia nominal del motor	kW	60 Hz	6.6
Velocidad nominal de rotación	1/min	60 Hz	1800
Nivel sonoro (ISO 2151)	dB(A)	60 Hz	74
Capacidad de aceite	L	60 Hz	5
Peso aproximado	Kg		140
Dimensiones (L X W X H)	Mm		920 X 536 X 410

6. Extrusora

Tabla No. 31 Extrusora seleccionada: Extrusora de tornillos gemelos de alto torque marca Harden: Parámetros de equipo:

Extrusora de tornillos gemelos de alto torque (Harden)	
Marca:	Harden San U
Modelo:	SZS-104(40D)
Estándar:	CE
Diámetro de tornillo (m)	0.104
Largo de tornillos(m)	4.16
Torque (Nm/cm ³)	10.8
Potencia (kW)	1044
Presión máxima de operación (bar)	800

7. Embolsadora

Se escogió para la operación una embolsadora Elocm Modelo EP-1200 diseñada para gránulos plásticos, en la siguiente tabla se muestran sus especificaciones:

Tabla No.32 Especificaciones técnicas de embolsadora:

Modelo	Productos	Tipo de Saco	Dimensiones mínimas de saco (mm)	Dimensiones máximas de saco (mm)	Producción máxima (sacos/h)	Consumo de aire comprimido (6 bar) (L/min)	Potencia Eléctrica (kW)
EP-1200	Granulados, arroz, azúcar, fertilizantes, plásticos granulados	Tipo almohada o con fuelles	250X500	650X1100	1200	850	8.5

8. Torre de enfriamiento

Se empleará una torre de enfriamiento con 4 celdas de enfriamiento con los siguientes parámetros de operación:

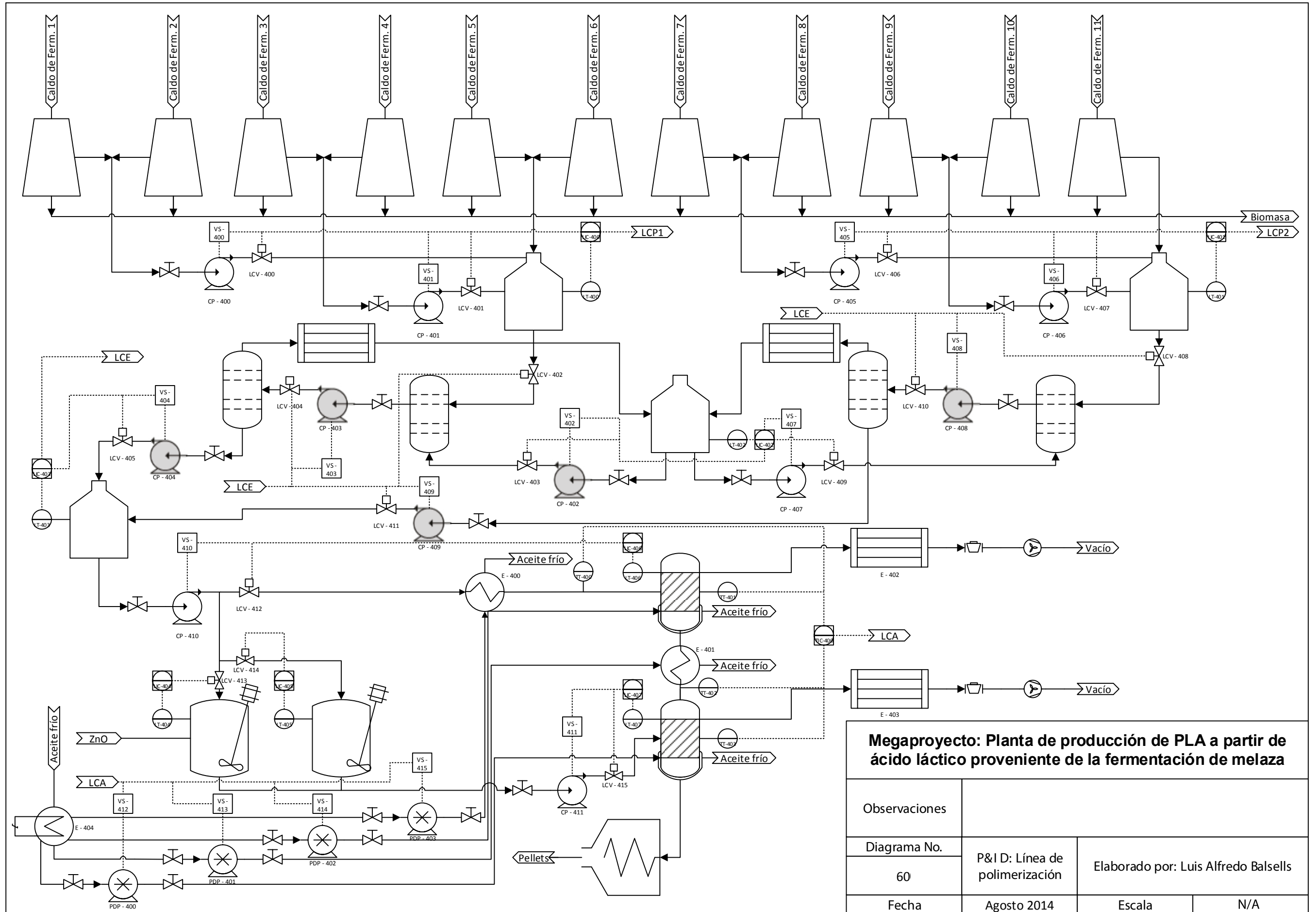
Tabla No.33 Parámetros de operación de torre de enfriamiento:

Flujo másico de líquido entrante (kg/s) =	2.5
Flujo másico de aire seco (kg/s) =	4
Caudal (CFM) =	7500
Diámetro de ventilador (m) =	1
HRentrada(%) =	50%
HRsalida(%) =	97.30%
Temperatura inicial del agua (°C) =	33
Temperatura final del agua(°C) =	25
Altura empacada (m)	3.00

9. Instrumentación

Tabla No.34 Listado de instrumentación básica:

#	TAG	Descripción	Tipo
1	CP-401	Bomba alimentación de reactor 1	Centrífuga
2	VS-401	Variador de bomba de alimentación de reactor 1	Variador
3	TT-400	Temperatura de ingreso a reactor 1	RTD
4	LT-406	Nivel de reactor 1	Ultrasónico
5	TT-401	Temperatura en reactor 1	RTD
6	TT-402	Temperatura ingreso a reactor 2	RTD
7	TT-403	Temperatura interior de reactor 2	RTD
8	LT-407	Nivel de reactor 2	Diafragma
9	LCV-415	Válvula de ingreso reactor 2	Asiento inclinado
10	LCV-412	Valvula de ingreso reactor 1	Globo
11	CP-411	Bomba de solución de catalizador	Peristáltica de bajo flujo
12	PT-400	Vacuómetro en reactor 1	Diagrama
13	PT-401	Vacuómetro en reactor 2	Diafragma
14	FCV-400	Válvula de control ingreso a extrusora	Asiento inclinado
15	PDP-404	Bomba de alimentación de extrusora	Tornillo
16	PDP-405	Bomba de alimentación reactor 2	Lóbulos
17	VS-415	Variador de bomba de vacío 1	Variador
18	VS-416	Variador de bomba de vacío 2	Variador
19	PDP-400	Alimentación de Dowtherm a reactor 2	Centrífuga
20	PDP-401	Alimentación de Dowtherm a intercambiador 2	Centrífuga
21	PDP-402	Alimentación de Dowtherm a reactor 1	Centrífuga
22	PDP-403	Alimentación de Dowtherm a intercambiador 1	Centrífuga
23	VS-12	Variador de Alimentación de Dowtherm a reactor 2	Centrífuga
24	VS-413	Variador de Alimentación de Dowtherm a intercambiador 2	Variador
25	VS-414	Variador de Alimentación de Dowtherm a reactor 1	Variador
26	VS-415	Variador de Alimentación de Dowtherm a intercambiador 1	Variador
27	LT-404	Nivel de tanque de solución de catalizador 1	Diafragma
28	LT405	Nivel de tanque de solución de catalizador 2	Diafragma



Megaproyecto: Planta de producción de PLA a partir de ácido láctico proveniente de la fermentación de melaza

Observaciones			
Diagrama No.	P&I D: Línea de polimerización	Elaborado por: Luis Alfredo Balsells	
60			
Fecha	Agosto 2014	Escala	N/A

E.MÓDULO 5:

1. Demanda

Tabla No. 35 Aranceles sustituibles por el poliácido láctico en Guatemala

Polímeros de etileno (Polietileno)	POLIETILENO <0.94
	POLIETILENO >0.94
	COPOLIMEROS DE ETILENO
	DE ALTA DENSIDAD, TIPO TWIST
	LAS DEMÁS
	FLEXIBLES DE ESPESOR INFERIOR O IGUAL A 0.10
Polímeros de propileno (Polipropileno)	POLIPROPILENO
	COPOLIMEROS DE POLIPROPILENO
	ESTRATIFICADAS, REFORZADAS O COMBINADAS
Polímeros de estireno	COPOLIMEROS DE ESTIRENO-ACRILONITRILO (SAN)
	COPOLIMEROS DE ACRILONITRILO-BUTADIENO-ESTIRENO
PET	POLI(TEREFALATO DE ETILENO) (PET)
	ESTRATIFICADAS, REFORZADAS O COMBINADAS

Fuente: (Sistema Arancelario Centroamericano)

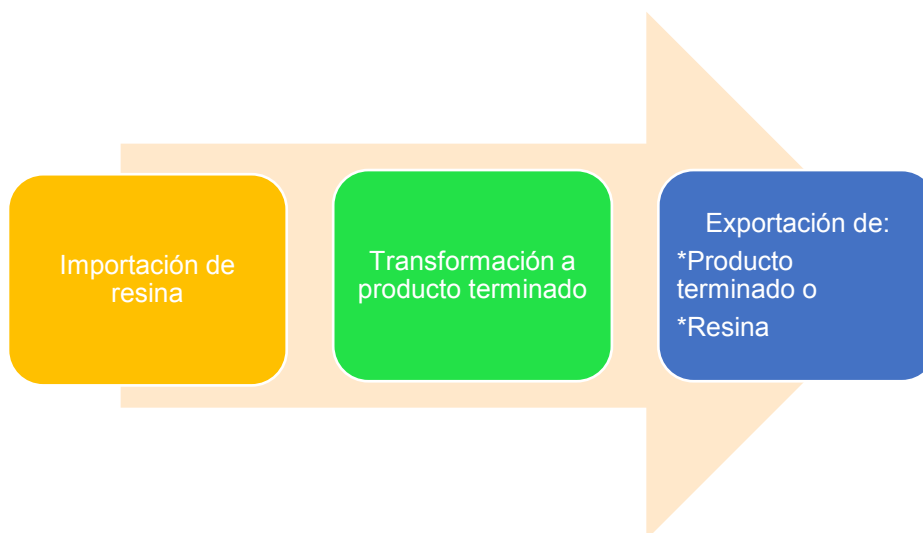
Tabla No. 36 Escenarios propuestos de la demanda de PLA en porcentaje

Año	Optimista	Más probable	Pesimista
2014	4.00%	0.29%	0.08%
2015	4.08%	0.15%	0.08%
2016	4.18%	0.18%	0.11%
2017	4.31%	0.19%	0.13%
2018	4.45%	0.20%	0.14%
2019	4.60%	0.21%	0.15%
2020	4.78%	0.23%	0.18%
2021	4.98%	0.25%	0.20%
2022	5.21%	0.28%	0.23%
2023	5.47%	0.31%	0.26%
2024	5.77%	0.35%	0.30%

Tabla No.37 Escenarios propuestos de la demanda de PLA en toneladas métricas

Año	Optimista	Más probable	Pesimista
2014	9,477	684	180
2015	10,102	373	193
2016	10,818	453	276
2017	11,618	523	349
2018	12,462	551	379
2019	13,391	619	449
2020	14,419	699	531
2021	15,563	794	628
2022	16,842	905	742
2023	18,281	1037	876
2024	19,905	1193	1,034

Figura No. 30 Proceso de exportación de resina de polímeros en Guatemala



2. Precios

a. PLA

Tabla No.38 Precios FOB (colocado en puerto de China) y precios CIF (colocado en bodega) de PLA

PLA					
Empresa	Localización	Precio/t (FOB)	Capacidad de oferta (t)	Días	Precio/t (CIF)
Shanghai Tong-Jie-Liang biomaterial	Shangai, China	\$ 3,750.00	1,000	60	\$ 4,262.72
Dalian Bona Biological Technology	Liaoning, China	\$ 1,390.00	1,100	60	\$ 1,595.67
Glory Tang Technology	Tianjin, China	\$ 2,875.00	1,600	66	\$ 3,273.64
Tianjin Tiger International Trade	Tianjin, China	\$ 3,250.00	1,600	66	\$ 3,697.39
Shanghai Guanghe Bio-Tech	Shangai, China	\$ 4,150.00	200	60	\$ 4,721.72
Wuhu Bridge Trade	Anhui, China	\$ 5,500.00	350	60	\$ 6,243.07
Hangzhou Ruijiang Chemical	Zhejiang, China	\$ 3,950.00	375	60	\$ 4,491.70
Guangzhou Baochu Chemical	Guangdong, China	\$ 2,700.00	1,600	66	\$ 3,075.44
Dongguan Pionner Trading	Guangdong, China	\$ 3,840.00	1,600	54	\$ 4,363.64
Suzhou Hanfeng New Material	Jiangsu, China	\$ 1,400.00	1,000	60	\$ 1,607.22
Fuente: Focus Technology Co., Ltd				PROMEDIO	\$ 3,733.22

Tabla No.39 Importaciones de PLA en Guatemala en los últimos 3 años

Año	Valor CIF	Masa en kg	Precio/ kg	Precio/t (CIF)
2010	\$7,205	3,110	\$2.00	\$2,317
2011	\$2019	795	\$3.00	\$2,540
2013	\$ 408	47	\$9.00	\$8,673
Fuente: Banco de Guatemala			PROMEDIO	\$ 4,510

b. Tereftalato de polietileno (PET)

Tabla No. 40 Precios FOB (colocado en puerto de China) y precios CIF (colocado en bodega) de PET

PET					
Empresa	Localización	Precio/t (FOB)	Capacidad de oferta (t)	Días	Precio/t (CIF)
Dalian Bona Biological Technology	Liaoning, China	\$ 1,250.00	2,500	50	\$ 1,436.71
Puyang Toptech Commercial and trade	Henan, China	\$ 1,375.00	3,000	50	\$ 1,572.17
Hefei Fuxiang Import&Export	Anhui, China	\$ 1,750.00	2,000	51	\$ 2,002.20
Shanghai Tong-Jie-Liang biomaterial	Shanghai, China	\$ 1,250.00	4,473	47	\$ 1,429.97
Shanghai Yipin Industry	Shanghai, China	\$ 1,450.00	3,000	54	\$ 1,656.92
Nanchang Shunjie Import&Export	Jianxi, China	\$ 1,250.00	4,473	50	\$ 1,430.73
Fuente: Focus Technology Co., Ltd				PROMEDIO	\$ 1,588.12

Tabla No. 41 Importaciones de PET en Guatemala en los últimos 3 años

Año	Valor CIF	Peso en kilogramos	Precio/ kg	Precio/t (CIF)
2011	\$52,606,667.00	32,689,422	\$ 1.80	\$ 1802
2012	\$45,657,507.00	28,334,502	\$ 1.80	\$ 1805
2013	\$54,397,095.00	34,970,911	\$ 1.74	\$ 1742
			PROMEDIO	\$1,783

Fuente: Banco de Guatemala

c. Polietileno de alta densidad (HDPE)

Tabla No. 42 Precios FOB (colocado en puerto de China) y precios CIF (colocado en bodega) de HDPE

HDPE					
Empresa	Localización	Precio/t (FOB)	Capacidad de oferta	Días	Precio/t (CIF)
Shanghai Yipin Industry	Shanghai, China	\$ 1,300.00	3,000	46	\$ 1,493.05
Zibo City Linzi Yixiang Chemical	Shandong, China	\$ 1,025.00	3,000	46	\$ 1,182.30
Xingtai Greatwall Hydraulic Manufacturing	Hebei, China	\$ 1,450.00	3,000	46	\$ 1,663.00
Lanzhou Quianmiaonuo Trading	Gansu, China	\$ 1,250.00	5,000	51	\$ 1,436.32
Hefei Fuxiang Import&Export	Anhui, China	\$ 1,750.00	2,000	48	\$ 1,994.16
Shandong Fengshou Industrial Group	Shandong, China	\$ 1,025.00	6,289	49	\$ 1,179.79
Guangzhou Baochu Chemical	Guangdong, China	\$ 900.00	6,289	49	\$ 1,041.22
PROMEDIO					\$ 1,427.12

Fuente: Focus Technology Co., Ltd

Tabla No.43 Importaciones de HDPE en Guatemala en los últimos 3 años

Año	Valor CIF	Peso en Kilogramos	Precio/ kg	Precio/t (CIF)
2011	\$62,745,744.00	44,315,359	\$1.59	\$1,585.80
2012	\$57,167,755.00	39,457,422	\$1.62	\$1,622.71
2013	\$73,920,091.00	49,271,871	\$1.68	\$1,680.28
Fuente: Banco de Guatemala			PROMEDIO	\$ 1,629.60

d. Polietileno de baja densidad (LDPE)

Tabla No.44 Precios FOB (colocado en puerto de China) y precios CIF (colocado en bodega) de LDPE

LDPE					
Empresa	Localización	Precio/t (FOB)	Capacidad de oferta	Días	Precio/t (CIF)
Lanzhou Quianmiaonuo Trading	Gansu, China	\$ 1,250.00	7,116	54	\$1,433.62
Shanghai Yipin Industry	Shangai, China	\$ 1,150.00	3,000	49	\$ 1,318.80
Hefei Fuxiang Import&Export	Anhui, China	\$ 1,675.00	5,000	51	\$ 1,917.02
Hangzhou Zhenghan Biological Technology	Zhejiang, China	\$ 1,150.00	3,000	54	\$ 1,318.80
Tian City Taishan Distric Trading	Shandong, China	\$ 1,150.00	5,000	49	\$ 1,316.50
Yiwu Queengift Accesories E-comercial Film	Zhejiang, China	\$ 750.00	7,116	54	\$ 871.20
PROMEDIO					\$ 1,362.65

Fuente: Focus Technology Co., Ltd

Tabla No.45 Importaciones de LDPE en Guatemala en los últimos 3 años

Año	Valor CIF	Masaen kg	Precio/ kg	Precio/t (CIF)
2011	\$106,195,940.00	71,468,676	\$ 1.66	\$ 1,664.22
2012	\$ 97,899,979.00	63,853,207	\$ 1.72	\$ 1,717.19
2013	\$114,518,446.00	71,075,342	\$ 1.80	\$ 1,804.58
Fuente: Banco de Guatemala			PROMEDIO	\$ 1,728.66

e. Polietileno de baja densidad lineal (LLDPE)

Tabla No. 46 Precios FOB (colocado en puerto de China) y precios CIF (colocado en bodega) de LLDPE

LLDPE					
Empresa	Localización	Precio/t (FOB)	Capacidad de oferta	Días	Precio/t (CIF)
Shanghai Yipin Industry	Shangai, China	\$1,400.00	3000	49	\$1,601.30
Lanzhou Quianmiaonuo Trading	Gansu, China	\$ 1,250.00	5000	53	\$1,436.32
Hangzhou Zhenghan Biological Technology	Zhejiang, China	\$1,130.00	4000	54	\$1,293.62
Dalian Bona Biological Technology	Liaoning, China	\$ 1,135.00	2000	49	\$1,304.36
ChuangAn Photoelectric Technology	Fujian, China	\$ 1,270.00	4000	61	\$ 1,454.26
Taian Delalike trading	Shandong, China	\$1,300.00	2000	54	\$ 1,488.56
PROMEDIO					\$1,429.74

Fuente: Focus Technology Co., Ltd

Tabla No. 47 Importaciones Guatemala de LLDPE últimos 3 años

Año	Valor CIF	Masaen kg	Precio/ kg	Precio/t (CIF)
2011	\$ 1,859,047.00	856,943	\$ 2.43	\$ 2,430.00
2012	\$ 2,211,015.00	881,279	\$ 2.81	\$ 2,810.21
2013	\$ 1,958,539.00	772,715	\$ 2.84	\$ 2,839.08
PROMEDIO				\$ 2,693.10

Fuente: Banco de Guatemala

f. Polipropileno (PP)

Tabla No. 48 Precios FOB (colocado en puerto de China) y precios CIF (colocado en bodega) de PP

PP					
Empresa	Localización	Precio/t (FOB)	Capacidad de oferta	Días	Precio/t (CIF)
Shanghai Yipin Industry	Shangai, China	\$1,400.00	3000	54	\$ 1,600.42
Xingtai Greatwall Hydraulic Manufacturing	Hebei, China	\$1,450.00	4000	54	\$ 1,654.57
Tianjin Jixin Industrial&Trade	Tianjin, China	\$1,250.00	3000	49	\$1,431.80
Fozhou Xurui Import & Export	Fujian, China	\$1,650.00	6343	61	\$1,883.57
Guangzhou Baochu Chemical	Guangdong, China	\$1,305.00	2000	51	\$1,725.35
Suzhou Yipin Fashion Gift	Jiangsu, China	\$1,900.00	6343	54	\$ 2,166.43
Fuente: Focus Technology Co., Ltd				PROMEDIO	\$ 1,743.69

Tabla No. 49 Importaciones de PP en Guatemala en los últimos 3 años

Año	Valor CIF	Masa en kg	Precio/ kg	Precio/t (CIF)
2011	\$ 91,625,186.00	55,382,071	\$ 1.85	\$ 1,852.95
2012	\$ 81,372,050.00	53,220,512	\$ 1.71	\$ 1,712.44
2013	\$ 88,805,419.00	54,849,986	\$ 1.81	\$ 1,813.35
Fuente: Banco de Guatemala			PROMEDIO	\$ 1,792.92

3. Personal

Figura No. 31 Organigrama

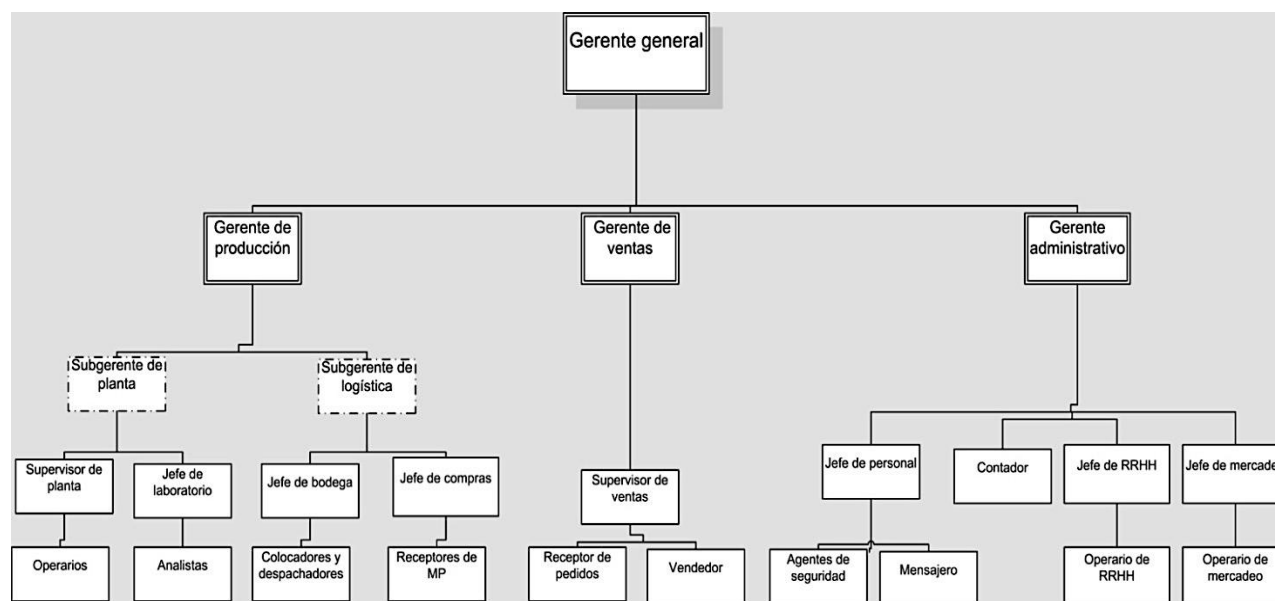


Tabla No. 50 Salarios mensuales del personal de producción y bodega

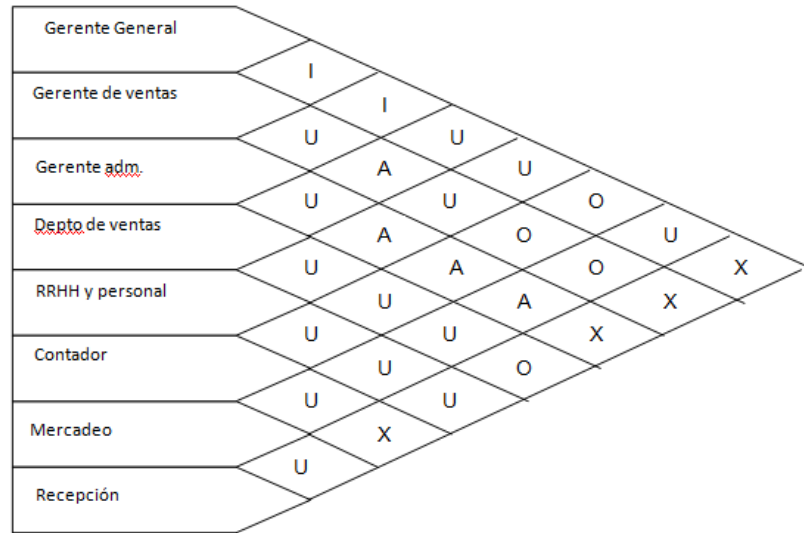
PRODUCCIÓN-BODEGA	Cantidad	SALARIO TOTAL/PERSONA	SALARIO TOTAL
Gerente de producción	1	\$5,540.51	\$ 5,540.51
Secretaria	1	\$ 674.71	\$ 674.71
Subgerente de planta	1	\$4,071.59	\$ 4,071.59
Supervisor de planta/mantenimiento	4	\$1,500.97	\$ 6,003.90
Operarios de planta/Mecánicos	20	\$ 674.71	\$ 13,494.10
Subgerente de logística	1	\$5,540.51	\$ 5,540.51
Jefe de bodega	4	\$1,500.97	\$ 6,003.90
Despachadores/Colocadores	12	\$ 674.71	\$ 8,096.46
Jefe de compras	1	\$1,500.97	\$ 1,500.97
Receptores de MP	2	\$ 674.71	\$ 1,349.41
Jefe de laboratorio	1	\$1,500.97	\$ 1,500.97
Analistas	1	\$ 674.71	\$ 674.71
TOTAL	49		\$54,451.74

Tabla No. 51 Salarios mensuales del personal de administración

ADMINISTRACIÓN	CANTIDAD	SALARIO TOTAL/PERSONA	SALARIO TOTAL
Gerente General	1	\$ 7,376.67	\$ 7,376.67
Secretaria	1	\$ 674.71	\$ 674.71
Gerente de ventas	1	\$ 5,540.51	\$ 5,540.51
Enfermera	1	\$ 674.71	\$ 674.71
Supervisor de ventas	1	\$ 1,500.97	\$ 1,500.97
Receptor de pedidos	2	\$ 674.71	\$ 1,349.41
Vendedor	3	\$ 674.71	\$ 2,024.12
Gerente administrativo	1	\$ 5,540.51	\$ 5,540.51
Secretaria/Recepcionista	1	\$ 674.71	\$ 674.71
Jefe de personal	1	\$ 1,500.97	\$ 1,500.97
Agente de seguridad	8	\$ 674.71	\$ 5,397.64
Mensajero	1	\$ 674.71	\$ 674.71
Contador	1	\$ 1,500.97	\$ 1,500.97
Jefe de RRHH	1	\$ 1,500.97	\$ 1,500.97
Operario RRHH	1	\$ 674.71	\$ 674.71
Jefe de mercadeo	1	\$ 674.71	\$ 674.71
Operario de mercadeo	1	\$ 674.71	\$ 674.71
TOTAL	27		\$ 37,955.69

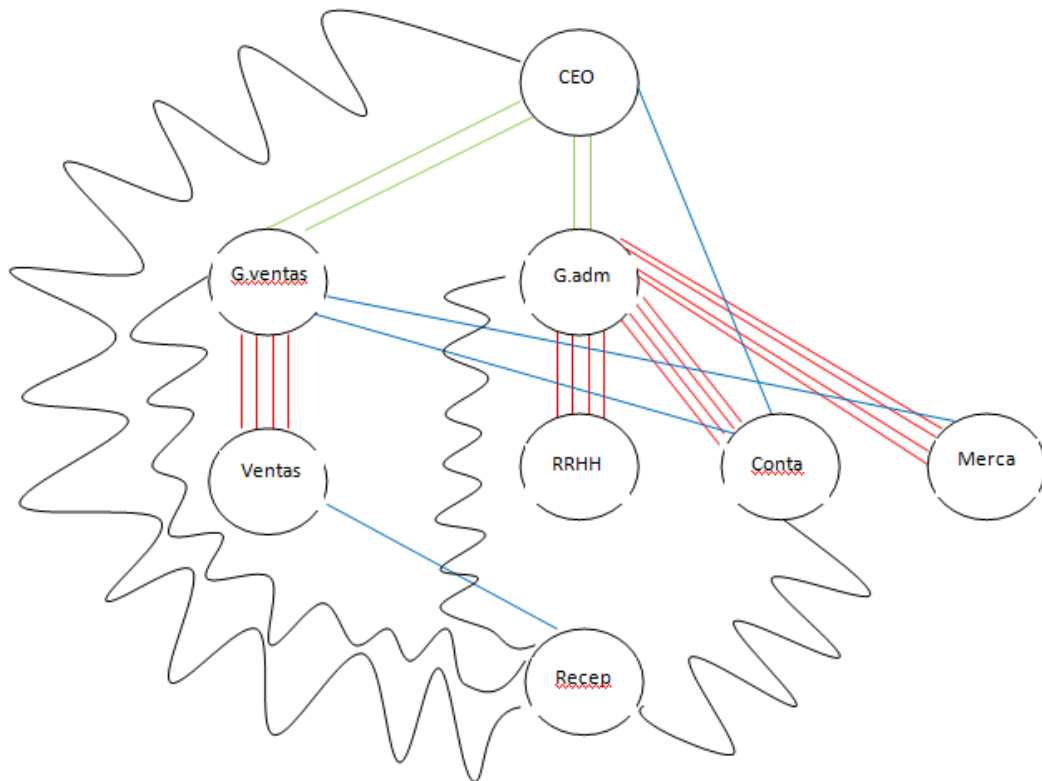
4. Distribución de oficinas

Figura No. 32 Diagrama de relaciones de las oficinas



(Niebel, 2009)

Figura No. 33 Relaciones de espacio en la distribución de la oficina



(Niebel, 2009)

Figura No. 34 Distribución de la parte administrativa de la planta en m.

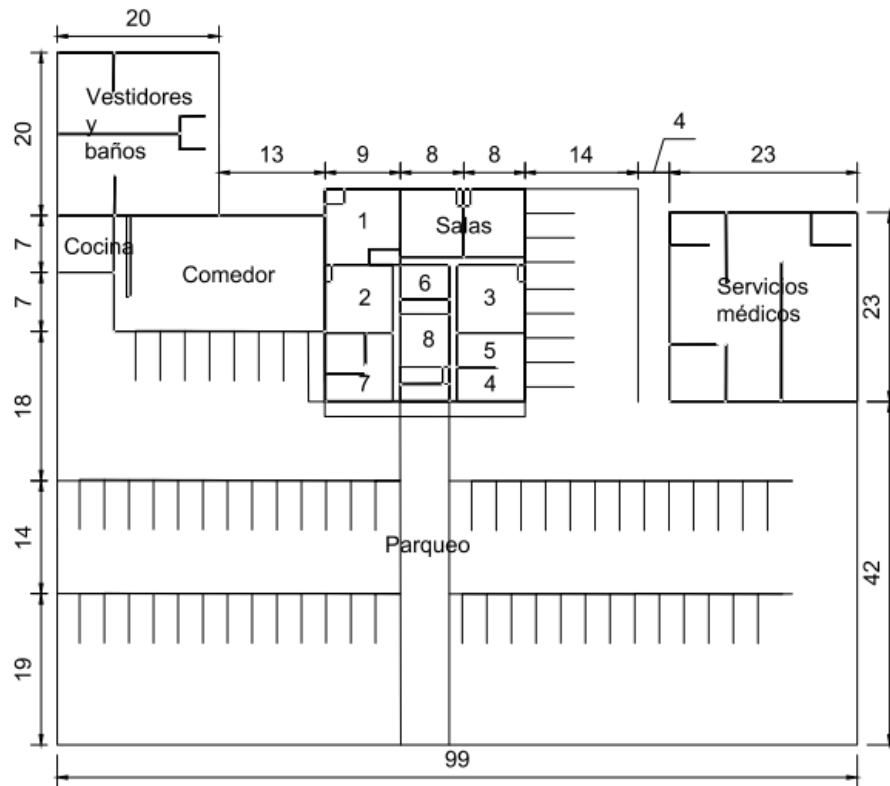


Figura No. 35 Distribución de la parte administrativa de la planta en 3D

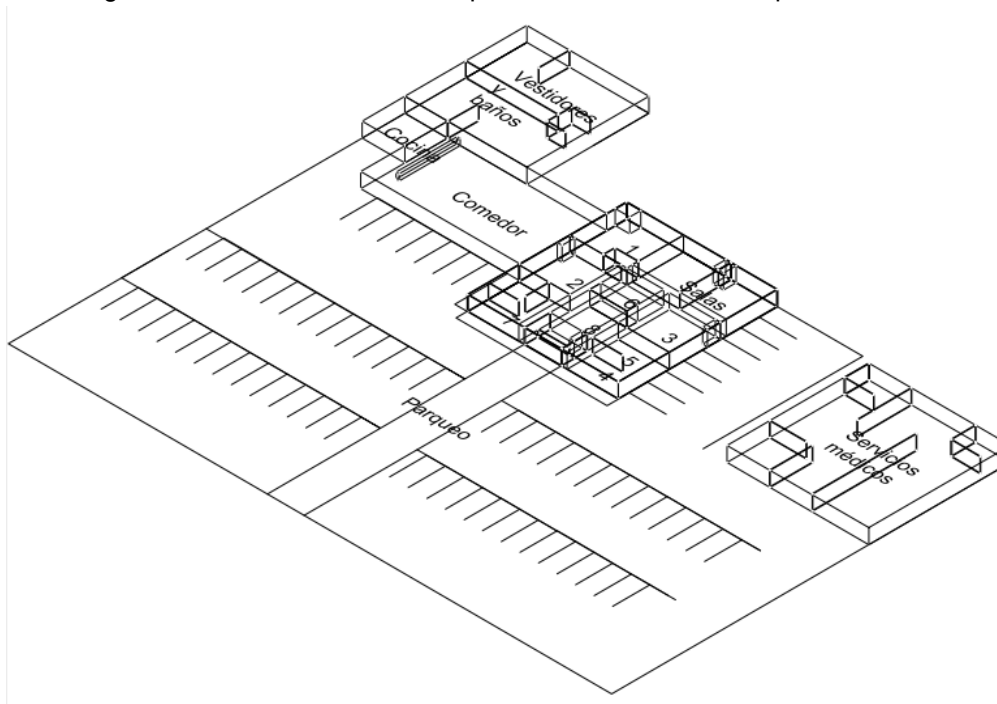


Tabla No. 1 Oficinas de la figura 35,36 y 37

No.	Oficina
1	Gerente general
2	Gerente de ventas
3	Gerente administrativo
4	Recursos humanos
5	Mercadeo
6	Contador
7	Depto. de ventas
8	Recepción

Figura No. 36 Isométrico de distribución de oficinas



5. Cadena de suministros

a. Compras

Tabla No. 54 Materia prima

Producto	Proveedor	Tiempo de abasto	Relación	Condiciones de pago
Melaza	AAG	15 días	Contrato	Crédito 90 días
Agar	RGH	30 días	Sin contrato	Contado
Hidróxido de sodio (NaOH)	Proquirsa	30 días	Contrato	Crédito 90 días
Catalizador (ZnO)	Quirsa	1 día	Contrato	Crédito 30 días
Nitrógeno	Productos del aire	30 días	Contrato	Crédito 90 días
Empaque	Sacos agroindustriales	30 días	Contrato	Crédito 30 días
Plástico para forrar	Sacos agroindustriales	30 días	Contrato	Crédito 30 días
Pallets	CGM	N/A	Sin contrato	Crédito 60 días

b. Almacenamiento

Tabla No. 55 Utilización de materia prima

MATERIA PRIMA	DEMANDA MENSUAL	Unidades
Melaza	9,122,400	Kg
Hidróxido de sodio	193,680	Kg
Empaque	53,565	Saco
Nitrógeno	10,000	L
Tarimas	1,340	tarima
Catalizador	900	kg
Agar	250	g
Plástico para forrar empaque	39	rollos

Tabla No.56 Almacenaje y políticas de materia prima

Producto	Almacenaje	Políticas
Melaza	Tanques de acero al carbón	De reorden
Hidróxido de sodio (NaOH)	Tanques de acero al carbón	Licencia sanitaria
Empaque	Bodega	N/A
Nitrógeno	Tanques	Pedidos una vez al mes como mínimo
Pallets	Bodega	N/A
Catalizador (ZnO)	Bodega	N/A
Agar	Laboratorio	N/A
Plástico para forrar empaque	Bodega	N/A
Materia prima terminada	Sacos 25kg/pallets/bodega	N/A

Figura No. 37 Plano de la de bodega en m.

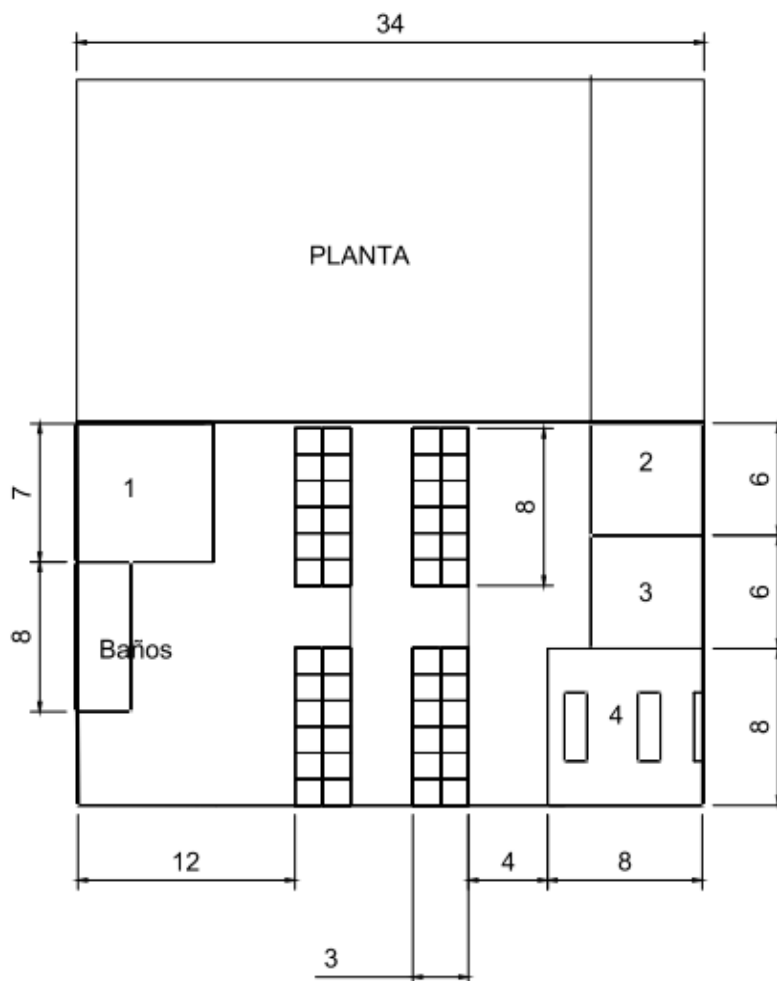
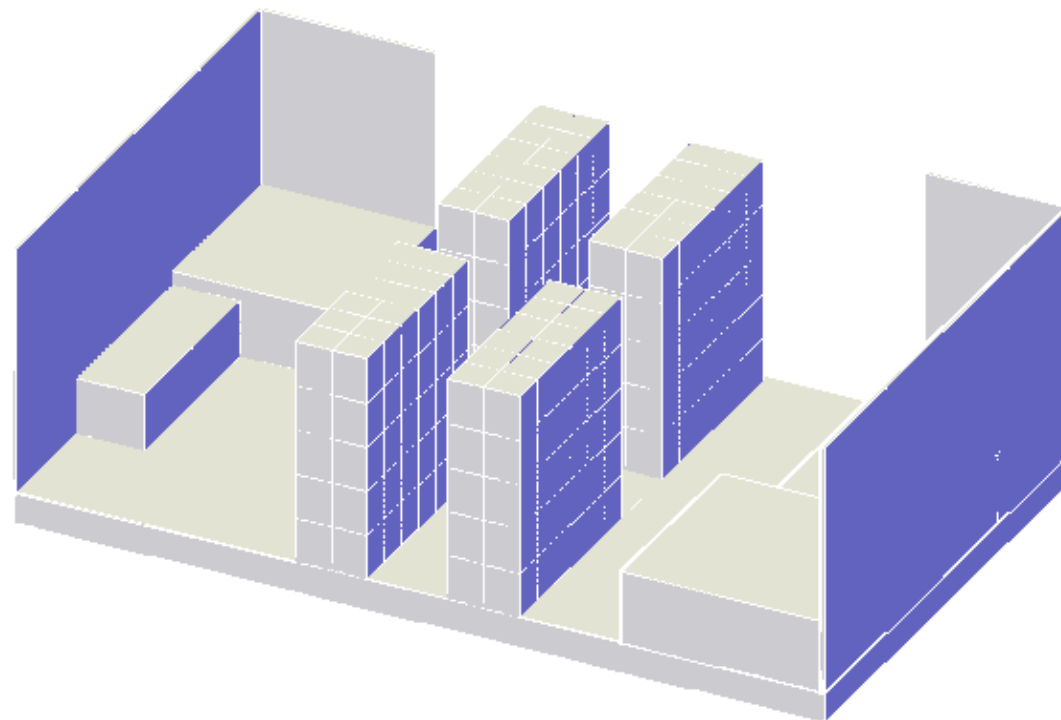


Figura No. 38 Isométrico de la bodega



La Figura No. 38 en el área de bodega hace referencia las siguientes oficinas:

1. Subgerente de logística
2. Jefe de bodega
3. Jefe de compras
4. Operarios

c. Distribución y ventas

Tabla No. 57 Distribución y venta

No.	Oficina
Distribución	Pedido/exportación
Transporte	Tercerizado
Venta	30 a 60 días/inmediato

6. Inversión

Tabla No.58 Inversión del equipo de planta

No.	Descripción	Capacidad	Unidades	Costo unitario	Total
1	Tanque de agua	2.39 MM	L	\$ 36,446.08	\$ 109,338.25
2	Tanque de melaza	1.89 MM	L	\$ 33,988.58	\$ 67,977.17
3	Tanque NaOH	2.02 MM	L	\$ 15,306.03	\$ 15,306.03
4	Tanque ZnO	87	L	\$ 1,698.87	\$ 3,397.74
5	Tanque de mezclado agua-melaza-NaOH	715,000	L	\$ 269,336.03	\$ 269,336.03
6	Fermentadores	300,000	L	\$ 509,565.51	\$ 5,605,220.60
7	Propagadores	30,000	L	\$ 27,415.83	\$ 82,247.49
8	Propagadores	3,000	L	\$ 13,740.46	\$ 41,221.39
9	centrifugas continuas	1,500	L/s	\$ 50,000.00	\$ 550,000.00
12	Reactor	200,000	L	\$1,150,879.06	\$ 2,301,758.12
13	Condensadores	3	m2	\$ 4,101.73	\$ 4,101.73
14	Condensadores	1	m2	\$ 2,388.82	\$ 2,388.82
15	Intercambiador	5	m2	\$ 6,174.12	\$ 6,174.12
16	Bomba centrífuga 1	0.5	hp	\$ 1,039.77	\$ 25,994.36
17	Bomba de desplazamiento positivo 1	1	hp	\$ 1,280.11	\$ 1,280.11
18	Bomba de desplazamiento positivo 2	7	hp	\$ 2,294.97	\$ 2,294.97
19	Bomba centrífuga 2	7	hp	\$ 2,294.97	\$ 2,294.97
20	Bomba centrífuga 3	15	hp	\$ 2,884.53	\$ 2,884.53
21	Bomba centrífuga 4	1.5	hp	\$ 1,445.69	\$ 1,445.69
22	Bomba centrífuga 5	70	hp	\$ 5,530.91	\$ 5,530.91
23	Bomba centrífuga 6	5	hp	\$ 2,074.62	\$ 24,895.47
24	Intercambiador	0.16	m2	\$ 810.24	\$ 9,722.88
25	motor c1	0.5	hp	\$ 3,668.23	\$ 11,004.69
26	motor dp1	1	hp	\$ 5,407.96	\$ 5,407.96
27	motor dp2	7	hp	\$ 16,080.08	\$ 16,080.08
28	motor c2	7	hp	\$ 16,080.08	\$ 16,080.08
29	motor c3	15	hp	\$ 24,640.21	\$ 24,640.21
30	motor c4	1.5	hp	\$ 6,786.48	\$ 6,786.48
31	motor c5	70	hp	\$ 30,809.56	\$ 30,809.56
32	motor c6	5	hp	\$ 13,318.53	\$ 159,822.41
33	Extrusora	2,250	kg/h	\$ 300,000.00	\$ 300,000.00
34	Conjunto para embolsar	600	kg/h	\$ 25,640.00	\$ 76,920.00

Fuente: Megaproyecto: Diseño de una planta para la producción de poliácido láctico por policondensación a partir de ácido láctico proveniente de la fermentación de melaza utilizando el hongo *Rhizopus Oryzae*. (Modulo 3 de Resultados).

Tabla No. 59 Servicios auxiliares de inversión

Costo Total de equipos		\$ 9,782,362.82
Flete		\$ 97,823.63
Subtotal		\$ 9,880,186.45
Flete internacional		\$ 296,405.59
Subtotal		\$ 10,176,592.05
Arancel		\$ 508,829.60
IVA		\$ 1,221,191.05
Gasto aduanal		\$ 101,765.92
Subtotal		\$ 12,008,378.61
Flete desde puerto		\$ 120,083.79
TOTAL		\$ 12,128,462.40
Instalación	0.41	\$ 4,972,669.58
Tubería	0.34	\$ 4,123,677.22
Eléctrico	0.13	\$ 1,576,700.11
Instrumentos	0.13	\$ 1,576,700.11
Baterías y construcción	0.3	\$ 3,638,538.72
Excavaciones y sitio	0.15	\$ 1,819,269.36
Auxiliares	0.52	\$ 6,306,800.45
TOTAL		\$ 36,142,817.95

La inversión del proceso de producción es de \$36,142,817.95.

Tabla No. 60 Otros equipos y materiales para la inversión

Laboratorio			
Bastidores	1	\$ 36.00	\$ 36.00
Erlenmeyer	5	\$ 355.00	\$ 1,775.00
Balanza	1	\$ 1,750.00	\$ 1,750.00
Soportes	2	\$ 130.00	\$ 260.00
Autoclave	1	\$ 9,020.00	\$ 9,020.00
Probeta	10	\$ 11.25	\$ 112.50
Cajas Petri	1	\$ 21.25	\$ 21.25
Otros instrumentos			\$ 2,000.00
Rhyzopus oryzae	1	\$ 354.00	\$ 354.00
Total laboratorio			\$ 15,328.75

Bodega			
Construcción			\$ 89,582.00
Estantería	60	\$ 413.73	\$ 24,824.00
Montacargas	4	\$ 15,384.62	\$ 61,538.46
Fuente: Farusac Remoto 2014		Total bodega	\$ 175,944.46
Transporte			
Camión 20´	1	\$ 10,256.41	\$ 10,256.41
Camión 40´	2	\$ 17,948.72	\$ 35,897.44
Fuente: Anuncios Guate 2014		Total transporte	\$ 46,153.85
Administración			
Construcción			\$ 1,554,848.35
Fuente: Farusac Remoto 2014		Total Adm	\$ 1,554,848.35
Gastos			
Patente de comercio	1	\$ 33.59	\$ 33.59
licencia sanitaria	1	\$ 96.15	\$ 96.15
escritorio CEO	1	\$ 500.00	\$ 500.00
Escritorios	24	\$ 97.31	\$ 2,335.38
Escritorios gerentes	5	\$ 228.08	\$ 1,140.38
Sillas	50	\$ 3.08	\$ 1,153.85
Sillas de escritorio	6	\$ 78.21	\$ 469.23
Sillas de escritorio	24	\$ 42.31	\$ 1,015.38
Computadoras	26	\$ 499.87	\$ 12,996.67
Mesas	5	\$ 397.44	\$ 1,987.18
Equipo de oficina		\$ 923.08	\$ 923.08
aire acondicionado	13	\$ 410.13	\$ 5,331.67
Cañoneras	2	\$ 705.13	\$ 1,410.26
Recepción	1	\$ 1,012.82	\$ 1,012.82
Impresoras	5	\$ 192.18	\$ 960.90
TV	5	\$ 512.82	\$ 2,564.10
Pizarrones	5	\$ 80.77	\$ 403.85
Fuente: Office Depto, 2014 y Ministerio de salud pública		Total gastos	\$ 34,334.49
		Subtotal	\$ 37,969,428
Planta de tratamiento de agua			\$ 5,695,414.18

INVERSIÓN TOTAL	\$ 43,664,842.03
------------------------	-------------------------

El costo total es de la inversión es de \$ 43,664,842.03

7. Costos de producción

Tabla No. 61 Clasificación ABC de la materia prima

MATERIA PRIMA	DEMANDA MENSUAL	Unidades	PRECIO TOTAL	%	Clasificación
Melaza	9,122,400	kg	\$ 912,240	79.98%	A
hidróxido de sodio	193,680	kg	\$ 123,955	10.87%	B
nitrógeno	10,000	L	\$ 50,600	4.44%	C
Pallets	1,340	palet	\$ 33,500	2.94%	C
empaque	53,565	saco	\$ 14,463	1.27%	C
catalizador	900	kg	\$ 4,617	0.40%	C
Plástico para forrar empaque	39	rollos	\$ 1,050	0.09%	C
Agar	250	g	\$ 175	0.02%	C
		TOTAL	\$ 1,140,600		

Tabla No. 62 Costeo de producción mensual (10 meses)

MATERIA PRIMA	DEMANDA MENSUAL	Unidades	PRECIO UNITARIO	PRECIO TOTAL
Melaza	9,122,400	kg	\$ 0.10	\$ 912,240.00
Agar	250	g	\$ 0.70	\$ 175.00
hidróxido de sodio	193,680	kg	\$ 0.64	\$ 123,955.00
Catalizador	900	kg	\$ 5.13	\$ 4,617.00
Nitrógeno	10,000	L	\$ 5.06	\$ 50,600.00
Empaque	53,565	saco	\$ 0.27	\$ 14,463.00
Plástico para forrar empaque	39	rollos	\$ 26.92	\$ 1,050.00
Tarimas	1,340	tarima	\$ 25.00	\$ 33,500.00
Fuente: cotizaciones por proveedor			Total MP	\$ 1,140,600.00
Costos de fabricación				
consumo de energía eléctrica producción	1,000,000	kWh	\$ 0.15	\$ 163,694
Otros cargos por electricidad			\$ 1.28	\$ 19,000
gasolina transporte interno	150	gal	\$ 4.49	\$ 673
Transporte				\$ 3,000
Depreciación de maquinaria y equipo				\$ 150,708
Seguro maquinaria				\$ 113,031
Reparaciones y mantenimiento				\$ 226,062
Repuestos y accesorios				\$ 113,031
depreciación de equipo de oficina				\$ 285
Tratamiento de agua				\$ 23,731
Fuente: CNEE			Total CIF	\$ 813,215

Continuación Tabla 62

MATERIA PRIMA	DEMANDA MENSUAL	Unidades	PRECIO UNITARIO	PRECIO TOTAL
Indirecta	13	personas	\$30,162.36	\$ 30,162.36
Directa	35	personas	\$23,614.68	\$ 23,614.68
Administrativa	28	personas	\$38,630.40	\$ 38,630.40
			Total MO	\$ 92,407
GASTOS				
gasto de publicidad en general				\$ 750
capacitación para personal en general				\$ 750
Gastos administrativos				\$ 500
Servicios				\$ 769
Arbitrios municipales				\$ 3,205
			Total gastos	\$ 5,974
			TOTAL	\$ 2,052,197
PRODUCCION MENSUAL (kg)				1,368,000
COSTO UNITARIO/kg				\$ 1.50
PRODUCCION MENSUAL (t)				1,368
COSTO UNITARIO/t				\$ 1,500.14

Tabla No. 63 Costeo de producción mensual (2 meses)

MATERIA PRIMA	DEMANDA MENSUAL	Unidades	PRECIO UNITARIO	PRECIO TOTAL
Agar	250	g	\$ 0.70	\$ 175.00
			Total MP	\$ 175.00
Costos de fabricación				
consumo de energía eléctrica producción	50,000	Kwh	\$ 0.15	\$ 8,186.00
Otros cargos por electricidad			\$ 1.28	\$ 950.20
gasolina transporte interno	150	gal	\$ 4.49	\$ 673.00
Depreciación de maquinaria y equipo				\$150,708.00
Seguro maquinaria				\$113,031.00
depreciación de equipo de oficina				\$ 285.00
Fuente: CNEE			Total CIF	\$273,833.00
MANO DE OBRA				
Indirecta	13	Personas	\$30,162.36	\$30,162.36
Directa	35	personas	\$23,614.68	\$23,614.68
Administrativa	28	personas	\$38,630.40	\$38,630.40
			Total MO	\$92,407.00
GASTOS				
gasto de publicidad en general				\$ 750.00
capacitación para personal en general				\$ 750.00
Gastos administrativos				\$ 500.00
Servicios				\$ 769.00
Arbitrios municipales				\$ 3,205.00
			Total gastos	\$ 5,974.00
			TOTAL	\$ 372,390.00

Tabla No. 64 Resumen de producción y venta

Año	Demanda (t)	Capacidad (t)	Costo/t	Incremento	Precio/t
1	9,477	13,680	\$1,500.14	70%	\$ 2,550.24
2	10,102	13,680	\$1,500.14	75%	\$ 2,625.25
3	10,818	13,680	\$1,500.14	80%	\$ 2,700.26
4	11,618	13,680	\$1,500.14	85%	\$ 2,775.27
5	12,462	13,680	\$1,500.14	90%	\$ 2,850.27
6	13,391	13,680	\$1,500.14	95%	\$ 2,925.28

Tabla No. 65 Comparación de precios de China , precios CIF Guatemala con precio propuesto

	PLA	PET	HDPE	LDPE	LLDPE	PP
Precio China	\$ 3,733	\$ 1,588	\$ 1,427	\$ 1,363	\$ 1,430	\$ 1,744
Precio Guatemala	\$ 4,510	\$ 1,783	\$ 1,630	\$ 1,729	\$ 2,693	\$ 1,793
Precio propuesto	\$ 2,550	\$ 2,550	\$ 2,550	\$ 2,550	\$ 2,550	\$ 2,550
Razón entre China y precio propuesto	32%	-61%	-79%	-87%	-78%	-46%
Razón entre Guatemala y precio propuesto	43%	-43%	-56%	-48%	5%	-42%

Tabla No. 66 Flujo de efectivo neto

Año	inversión inicial	ingresos anuales	costos anuales	FEN
0	\$ (43,664,842)			\$ (43,664,842)
1		\$ 24,167,539	\$ (21,266,746)	\$ 2,900,793
2		\$ 26,519,217	\$ (21,266,746)	\$ 5,252,470
3		\$ 29,210,318	\$ (21,266,746)	\$ 7,943,572
4		\$ 32,242,393	\$ (21,266,746)	\$ 10,975,646
5		\$ 35,521,128	\$ (21,266,746)	\$ 14,254,382
6		\$ 39,173,402	\$ (21,266,746)	\$ 17,906,656
			TIR	7.3%

Gráfica No. 6 Decisión para TIR

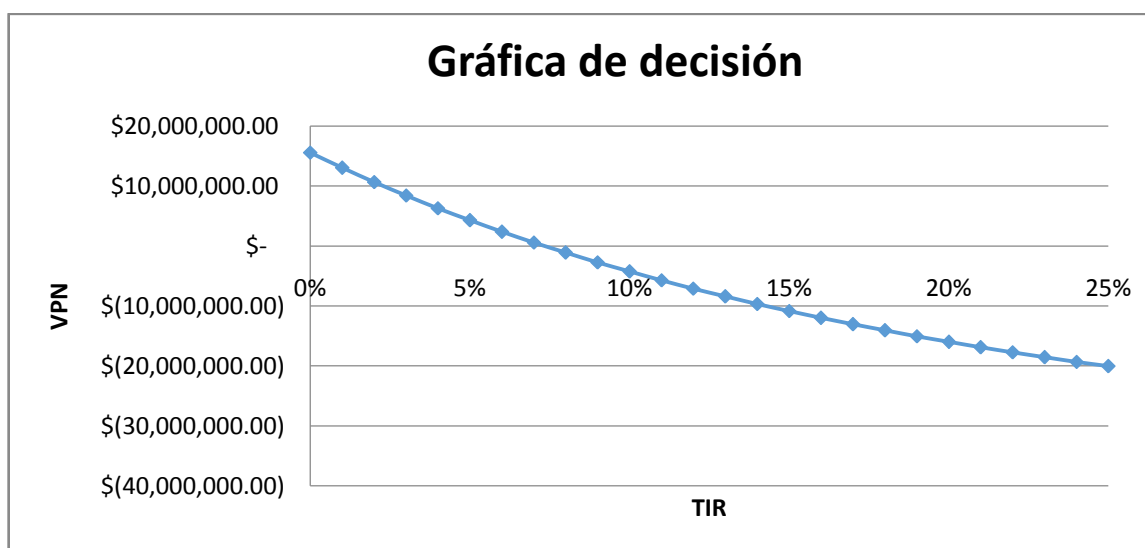


Tabla No. 67 Propuesta 1 para apoyar a la rentabilidad del proyecto

Año	Demanda (t)	Capacidad (t)	Costo/t	Incremento	Precio/t
1	9,477	13,680	\$1,500.14	249%	\$3,733.22
2	10,102	13,680	\$1,500.14	249%	\$3,733.22
3	10,818	13,680	\$1,500.14	249%	\$3,733.22
4	11,618	13,680	\$1,500.14	249%	\$3,733.22
5	12,462	13,680	\$1,500.14	249%	\$3,733.22
6	13,391	13,680	\$1,500.14	249%	\$3,733.22

Año	inversión inicial	ingresos anuales	costos anuales	FEN
0	\$ (43,664,842)			\$ (43,664,842)
1		\$ 35,378,077	\$ (21,266,746)	\$ 14,111,331
2		\$ 37,711,461	\$ (21,266,746)	\$ 16,444,816
3		\$ 40,384,480	\$ (21,266,746)	\$ 19,117,950
4		\$ 43,371,680	\$ (21,266,746)	\$ 22,105,166
5		\$ 46,524,731	\$ (21,266,746)	\$ 25,258,234
6		\$ 49,992,793	\$ (21,266,746)	\$ 28,726,314
			TIR	35.6%

Tabla No. 68 Propuesta 2 para apoyar a la rentabilidad del proyecto

Año	Demanda (t)	Capacidad (t)	Costo/t	Precio/t
1	13,680	13,680	\$1,500.14	\$ 2,550.24
2	13,680	13,680	\$1,500.14	\$ 2,625.25
3	13,680	13,680	\$1,500.14	\$ 2,700.26
4	13,680	13,680	\$1,500.14	\$ 2,775.27
5	13,680	13,680	\$1,500.14	\$ 2,850.27
6	13,680	13,680	\$1,500.14	\$ 2,925.28

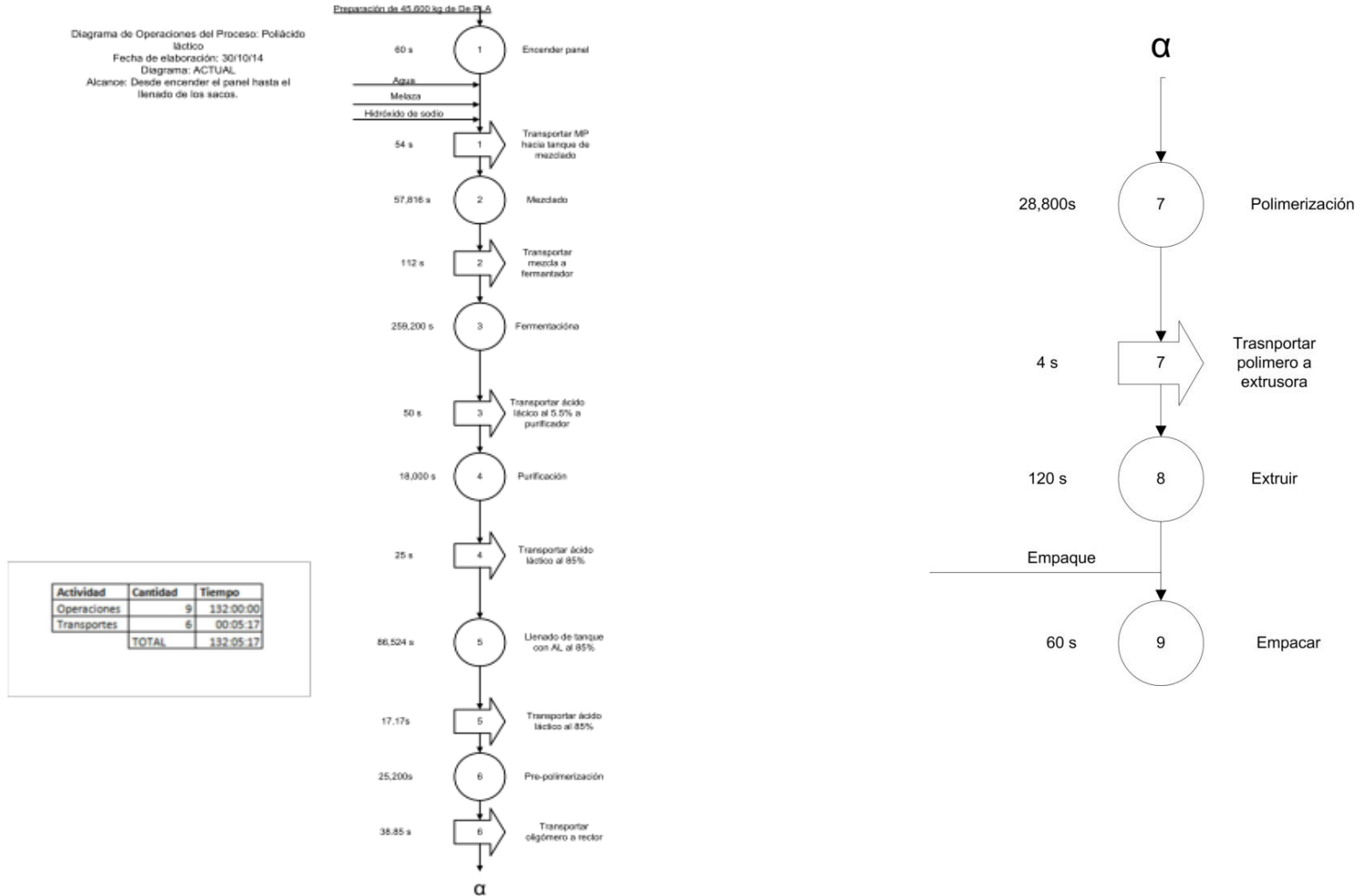
Año	inversión inicial	ingresos anuales	costos anuales	FEN
0	\$ (43,664,842)			\$ (43,664,842)
1		\$ 34,887,342	\$ (21,266,746)	\$ 13,620,596
2		\$ 35,913,441	\$ (21,266,746)	\$ 14,646,694
3		\$ 36,939,539	\$ (21,266,746)	\$ 15,672,792
4		\$ 37,965,637	\$ (21,266,746)	\$ 16,698,891
5		\$ 38,991,735	\$ (21,266,746)	\$ 17,724,989
6		\$ 40,017,834	\$ (21,266,746)	\$ 18,751,087
			TIR	27.0%

Tabla No. 69 PLA vs Etanol

	PLA	ETANOL
Producción anual	13,680,000 kg/año	164,506,500 kg/año
Relación producto/melaza	0.15 kg de PLA /kg de melaza	0.21 de etanol/kg de melaza
Costo	\$ 1.50	\$0.22
Precio	\$2.55	\$0.27
Utilidad/kg	\$1.05	\$0.05
Utilidad al año	\$14,364,000	\$8,225,325

Fuente: Horta, L.2006 y Alvarado, V 2014.

Figura No. 39 Diagrama de operaciones del proceso de producción de PLA



VII. ANÁLISIS DE RESULTADOS

A. DETERMINACIÓN DE UN MODELO CINÉTICO Y DE LOS PARÁMETROS BÁSICOS DE FUNCIONAMIENTO DE UN BIORREACTOR PARA LA PRODUCCIÓN DE ÁCIDO LÁCTICO A PARTIR DE FERMENTACIÓN DE MELAZA CON EL HONGO *RHIZOPUS ORYZAE*

Al realizar el estudio se determinó que en efecto es factible, desde el punto de vista técnico, producir ácido láctico fermentando melaza de caña de azúcar con el hongo *Rhizopus oryzae*. Esto se observó al determinar cambios de concentración de biomasa con respecto al tiempo, asimismo como los cambios de concentración de ácido láctico con respecto al tiempo. De manera que se obtuvo rendimientos fraccionales, tanto del ácido láctico respecto a la biomasa como del ácido láctico respecto al consumo de sacarosa. El simple hecho que ambos valores no sean cero quiere decir que hubo crecimiento del hongo. Para este estudio, se fijó una relación 20% (V/V) de melaza en agua sin ningún tipo de aditivo y se trabajó todo el tiempo con la misma relación. Por lo que no se determinó si la producción de ácido láctico mejoraba o no, con la cantidad de melaza disuelta. Los rendimientos obtenidos son útiles para saber que en este tipo de medio con melaza el hongo si se reproduce y forma ácido láctico, pero no se tienen otros rendimientos con otras condiciones para poder juzgar si son buenos o bajos. Por lo que sólo se puede observar que hay crecimiento y producción de ácido láctico. Si es factible producir el ácido láctico con este hongo y melaza. Al final las concentraciones encontradas fueron de 61 g/L de ácido láctico, sin embargo el tiempo de fermentación fue de 96 horas, lo cual pareciera ser bastante si se compara con las bacterias productoras de ácido láctico (30-40 horas).

Al graficar la velocidad de crecimiento contra el tiempo (Gráfica No. 1) se observó que el hongo no crece en una sola fase normal que consta de acomodamiento, crecimiento exponencial, estacionario y muerte. En vez de eso se observa el comportamiento anterior tres veces. Sucede que como la melaza tiene principalmente glucosa, sacarosa y fructosa. Al estar las tres azúcares presentes, empieza a haber crecimientos con cambios diáuxicos. El primer cambio sucede entre las treinta y cuarenta horas, el siguiente cambio sucede entre las 60 y 70 horas. Esto se explica porque al principio el hongo, que tiene mayor afinidad por la glucosa, comienza metabolizando la glucosa, cuando esta se agota sucede el primer cambio diáuxico a sacarosa, pero la sacarosa debe ser separada en glucosa y fructosa para que el hongo metabolice azúcares mas simples, de manera que en el segundo cambio diáuxico la concentración de glucosa es nuevamente apreciable en el medio, debido a que los hongos no fagocitan parte de la glucosa que obtienen al romper la sacarosa se queda nadando en el medio.

Como resultado del curioso crecimiento del hongo en este caldo de melaza, se distinguen 5 fases de crecimiento apreciables y de interés para diseñar un proceso de producción de ácido láctico. Donde tres de esas fases son crecimientos exponenciales y las otras dos son decrecimiento exponencial (por muerte), se desprecia cualquier etapa estacionaria por ser muy cortas. El hecho de tener cinco fases en el comportamiento de crecimiento del hongo en la melaza sugiere que no se puede obtener un modelo cinético general durante toda la reacción, ya que este no representaría bien los datos y seria muy poco confiable. Por lo tanto para diseñar el proceso

deben hacerse cinco modelos de cinética que describan el avance de la reacción en cada una de las etapas. Sin embargo al experimentar no se logró recuperar un número representativo para cada etapa, solo se tienen suficientes datos para la última etapa. Esto sucedió ya que al principio se ignoraba este comportamiento y se tomaron muestras a través del intervalo sin ningún énfasis en algún intervalo.

Sólo se obtuvo las constantes, para construir un modelo de Monod, en la última fase (ver tabla No. 14) porque era el único caso con los valores suficientes para graficar el modelo de Monod. En los demás, como sólo se tenían dos puntos, entonces, para calcular el parámetro básico de volumen de los reactores se tuvo que suponer una velocidad de crecimiento lineal y por lo tanto una velocidad de formación de ácido láctico lineal, porque una es proporcional a la otra siendo el rendimiento fraccional la constante de proporcionalidad. Esta suposición es muy idealizada y lógicamente se aleja de la realidad, pero se utilizó para fines de los cálculos básicos de un diseño preliminar.

Por lo tanto, se obtuvo un sistema de cinco reactores en serie, en el cual cada reactor opera para llevar a cabo cada una de las fases de crecimiento del hongo en la melaza, cabe resaltar que el crecimiento del hongo está relacionado directamente con la producción de ácido láctico, nuevamente siendo la constante de proporcionalidad el rendimiento fraccional (asumiéndolo constante a lo largo de la fermentación)

El volumen de los primeros reactores es igual mientras que el cuarto es un poco más grande y el último es el más grande de todos (ver tabla No.16) sucede que al suponer velocidades lineales el tiempo-espacio del CSTR viene a ser el mismo que el tiempo necesario para producir el cambio de biomasa, por lo que si el intervalo en que se tomaron las muestras fue de 16 horas, el tiempo de espacio para los primeros 3 CSTRs es de 16 horas, el cuarto tiene un tiempo-espacio de 20 horas porque el intervalo de medición fue más largo. Para el último reactor si se obtuvo un modelo de cinética que describe el crecimiento del hongo con respecto al cambio de concentración. Por lo que en este caso si se obtuvo un tiempo-espacio confiable, para completar la última fase de la fermentación y obtener 61 g/L de ácido láctico. Cabe aclarar que al asumir las velocidades de reacción constantes durante cada una de las primeras 4 fases de fermentación, afectará teniendo volúmenes menores a los que se necesitan normalmente en una fermentación continua y con un modelo que describa de forma fiel los valores experimentales, por lo que la concentración final de 61 g/L es sólo un aproximado.

Se observa que es en la última fase en la que se tiene un tiempo-espacio más largo y por lo tanto un volumen mayor. Esto es producto de que en este intervalo, la velocidad de crecimiento es baja, y que después de el último cambio diáuxico, hay un descenso considerable de hongos vivos.

B. DISEÑO DE UN REACTOR PARA LA REACCIÓN DE FORMACIÓN DEL OLIGÓMERO “LACTIDA”, PARA LA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE POLIÁCIDO LÁCTICO, A PARTIR DE ÁCIDO LÁCTICO

El poliácido láctico es un poliéster biodegradable que se obtiene por policondensación de ácido láctico, para su estudio se deben diseñar sistemas experimentales que permitan conocer el avance

de la reacción, determinar condiciones de operación y la cinética con la que la reacción ocurre. El diseño del sistema a escala laboratorio posee todos los elementos necesarios para llevar a cabo la reacción, un reactor que contiene la materia prima que es el monómero ácido láctico, un medio de calentamiento que permite mantener la temperatura constante a lo largo de la reacción, un sistema capaz de generar y mantener el vacío necesario para llevar a cabo la reacción. Además es requerido un desplazamiento del oxígeno dentro del sistema al inicio de la reacción para evitar la oxidación del ácido láctico, por lo que se requiere de un gas inerte, en éste caso se utilizó nitrógeno para formar una atmósfera inerte y asegurar la ausencia de oxígeno en el momento que el calentamiento del ácido comienza. Otro factor muy importante es contar con un sistema que permita que el agua liberada por cada unión formada sea removida efectivamente de la mezcla reactiva para desplazar el equilibrio hacia la formación del oligómero. En anexos se especifica la experimentación realizada para llegar a determinar las condiciones del sistema y la disposición de los equipos.

El reactor en el que se realizaron las pruebas es de tipo intermitente por lo que se dejó transcurrir la reacción de pre-polimerización el tiempo establecido y luego fue retirado el producto. Para la obtención de los datos cinéticos se realizó una medición durante la extensión de la reacción a diferentes tiempos, los cuales fueron 50 minutos, 1.5, 2.5, 3, 4, 5, 6 y 7 horas, determinando la concentración del ácido láctico y la variación del volumen para cada prueba. Debido a la naturaleza de la reacción se realizó una prueba diferente para cada tiempo y al producto obtenido se le midieron los ácidos libres por medio de titulación por el método ASTM D974-12: Método Estándar para el Número Ácido y Base por medio de Titulación colorimétrica, con el objetivo de obtener los datos de la concentración y conocer el avance de la reacción con el consumo de ácido láctico en el tiempo. El volumen fue tomado de forma experimental sin embargo con las características del oligómero de alta viscosidad y plastificación a temperatura ambiente, el trasiego no resulta efectivo por lo que se decidió determinar el volumen de forma teórica basándose en la conversión a cada tiempo.

El medio de calentamiento resulta importante para operar de forma isotérmica en el reactor intermitente experimental y obtener datos de cinética que describan de forma apropiada el modelo, además se debe tomar en cuenta que se está tratando con una reacción endotérmica y realizar un mal o un lento suministro de calor al sistema puede causar diferencias de temperatura en diferentes puntos, lo cual puede llegar a limitar la velocidad de reacción y al no operar de forma isotérmica asumiendo un sistema de temperatura constante para la determinación de la velocidad de reacción, se incurre en la descripción de una ecuación que en realidad no modela el sistema.

Como se mencionó anteriormente el retiro del agua formada durante la reacción es clave para desplazar el equilibrio hacia la formación de oligómeros de ácido láctico, si el agua se queda en el medio el peso molecular del oligómero no puede incrementar porque siempre habrán moléculas de agua rompiendo los enlaces ésteres formados por la polimerización. Debido a esto otra consideración que se debe tomar en cuenta es que el reactor debe ser modelado considerando un volumen variable a lo largo de la reacción, lo cual se puede observar en los datos obtenidos de forma experimental ya que desde el primer tiempo de reacción hay un diferencial de volumen notable por el agua que se evapora y es retirada del sistema. Para este caso se pueden utilizar los métodos de análisis de datos experimentales diferencial e integral, descritos en el marco teórico, considerando la variación del volumen. Una de las consideraciones tomadas a la hora de realizar los cálculos y de diseñar el sistema a escala laboratorio es la variación del volumen a presión y temperatura constantes y que es posible relacionar el volumen con la conversión de manera lineal.

Para la determinación de las condiciones de operación se realizó una revisión bibliográfica. En el caso de la temperatura, el estudio de Moniz 2010 demuestra que la temperatura óptima para trabajar la formación del oligómero se encuentra entre 150°C y 170°C ya que se obtiene un producto con poca cantidad de agua y los condensados contienen mayor cantidad de agua que de compuestos de reacciones laterales con la temperatura más alta utilizada de 150°C se obtiene una mejor constante de velocidad de reacción. Por lo que en el presente experimento se trabajará con una temperatura de 160°C.

En el caso de la presión, se trabaja a 0.25atm debido a que este vacío facilita la remoción de agua desde el inicio hasta cuando se alcanza una viscosidad máxima, en donde se complica la salida de éste subproducto, además un vacío alto y constante ayuda a la obtención de polímeros más lineales porque disminuye las ramificaciones, entonces ayuda a tener un mejor control del producto obtenido. Tomando en cuenta que se está trabajando a 160°C y solamente se desea que el agua existente al inicio y que se va formando a lo largo de la reacción, sea separada en los condensados sin acarrear el monómero o el producto. Moniz 2010, en la reacción de depolimerización de Lactida utiliza presiones inferiores alrededor de las 0.033atm, sin embargo se debe tomar en cuenta que en este paso la remoción de agua es más complicada y que en este caso se realizan solamente dos reacciones para llegar al polímero por lo que en la formación del oligómero se debe alcanzar el mayor peso molecular posible.

Otra variable muy importante a considerar es el tiempo de reacción, el cual varía según las condiciones de reacción, desde Achmad. F 2009 en su publicación sobre Síntesis de ácido láctico por policondensación al vacío con catálisis, solventes ni iniciadores, en la cual llevó a cabo la reacción por 89 horas. Por ejemplo Pinzón 2006, llevó a cabo sus experimentos entre 6-8 horas y Yoo 2004 que la llevo a cabo por 12 horas. En base a la revisión de ésta literatura se definió un tiempo de reacción de 7 horas, en el cual con la temperatura de 160°C y la presión de 0.25atm se estima acercase al 0% de ácido láctico residual en el oligómero.

Se utiliza el método diferencial para la obtención de la ecuación de velocidad de la reacción, en donde se linealiza utilizan logaritmos para volver lineal la relación entre la concentración y la relación entre la concentración inicial, el volumen por el cambio fraccional y el diferencial de volumen en el tiempo. Mediante éste método gráfico se obtiene la ecuación de la recta cuya pendiente es directamente el orden de reacción y el intercepto es el logaritmo natural de la constante cinética de la reacción, se obtuvo un orden de reacción de 1.2 y una cinética de $1.5627 \frac{L^{0.2}}{mol^{0.2} * s}$. Teóricamente la reacción de policondensación no catalizada del ácido láctico sigue una ecuación de segundo orden, lo cual ocurre porque el ácido láctico actúa como un catalizador externo durante la policondensación por ser un ácido fuerte. Entonces es él mismo quien induce una migración de electrones hacia el oxígeno del grupo OH que se encuentra en el ácido carboxílico mientras que el grupo alcohol de un segundo monómero secuestra éste hidrógeno que se encuentra polarizado con una carga parcial positiva, formando una molécula de agua.

Esta diferencia entre el orden de reacción teórica y el orden real puede tener varias causas, la principal causa identificada es que se debe verificar que la presión de vacío que se tiene a la salida de la bomba sea la misma exactamente en el reactor, ésta presión es muy importante tanto el valor como mantenerla constante a lo largo de todo el tiempo, por lo que se recomienda una bomba de vacío que pueda suministrar solamente al sistema y no un sistema conectado a una red, pues si el vacío se cae, las condiciones constantes se pierden y la velocidad de reacción no puede asumirse

igual en todos los tiempos de reacción. Además se debe tomar en cuenta que para la obtención de los datos cinéticos se hicieron diferentes reacciones para cada tiempo de reacción, en diferentes días debido a la larga extensión de la reacción, y se debe tener especial cuidado en mantener en todo momento las mismas condiciones, lo cual representa otra complicación.

Otro modelo teórico es una reacción representada por tercer orden, estudiada por Pinzón 2006. Esta es una reacción por pasos autocatalítica, comparando este modelo con el obtenido de forma experimental se muestra un error mayor, sin embargo las reacciones autocatalíticas transcurren de modo particular, en donde la velocidad de desaparición es baja al inicio porque hay poco producto presente, luego aumenta mientras se va formando el producto hasta un valor máximo para luego descender a medida que el reactivo se consume. Éste no fue el comportamiento observado en la velocidad de reacción a escala laboratorio, por lo cual se determina que el modelo teórico que mejor representa a la reacción de formación de oligómero de ácido láctico es de segundo orden, en donde el crecimiento de la cadena polimérica continúa hasta su terminación o hasta que el monómero es consumido en su totalidad.

El modelo de contacto a utilizar es un reactor de tipo CSTR por el hecho de estar trabajando con grandes volúmenes y se vuelve complicado operar las reacciones de polimerización en un reactor intermitente. Un reactor de tipo tubular tampoco puede ser empleado porque se crearía un flujo turbulento complicando que avanzaría a través del reactor complicando la remoción del agua formada. Un reactor de flujo en estado estacionario agitado, es la mejor opción pues permite trabajar en continuo por un largo periodo de tiempo, minimizando los paros en planta. Cada paro implica enfriamiento del reactor, limpieza del polímero y posteriormente un arranque con alto consumo de energía para el calentamiento y mucho tiempo en llegar a la temperatura y demás condiciones de operación; es por esto que este tipo de reactores operan por varios meses y luego realizan dos paros al año aproximadamente para hacer mantenimiento al equipo.

Para el diseño del tanque se utilizó un estándar de relación diámetro alto 1:1 con el fondo redondeado con el fin de eliminar regiones muertas y que la mezcla permanezca homogénea a lo largo de la reacción. El reactor tiene 15% más de altura para permitir al agua que se está evaporando constantemente abandone la mezcla reactiva que es lo que se desea para desplazar el equilibrio. El sistema de agitación a utilizar es un agitador como muestra la Figura 15, de paletas inclinadas debido a que se maneja un fluido viscoso en un reactor donde se desea tener un patrón de flujo axial para evitar zonas sin agitación que puedan modificar la velocidad de reacción. La viscosidad es un factor clave cuando el fluido agitado es un polímero debido a que se está tratando con un fluido no newtoniano, por lo que la viscosidad varía a lo largo del reactor al ser dependiente de la velocidad de corte a la que se encuentra sometido, como lo demuestra Castro 2012 en su estudio, la viscosidad dinámica del oligómero en la punta de las aspas del impulsor es de $8.92 \times 10^{-3} \text{ Pa}\cdot\text{s}$ y en las demás zonas del reactor es de $0.038 \text{ Pa}\cdot\text{s}$. En consecuencia una buena agitación es indispensable para disminuir la resistencia friccional de las corrientes de fluido rápido y favorecer al movimiento deseado.

C. PROPUESTA DEL DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPOS AUXILIARES PARA UN SISTEMA DE ONCE FERMENTADORES DE MELAZA UTILIZANDO EL HONGO *RHIZOPUS ORYZAE* PARA LA PRODUCCIÓN DE ÁCIDO LÁCTICO

1. **Diseño de tanques.** El tiempo de residencia calculado para el tanque de mezclado de agua, melaza e hidróxido de sodio de 41s es bastante corto debido al elevado caudal de salida que se posee el mezclador (55.240t/h) para poder alimentar con medio de cultivo los 11 fermentadores en paralelo. Sin embargo, el proceso de diseño con el factor de tiempo de mezclado en función del Re asegura que también es lo suficientemente largo para lograr homogenización en la mezcla. Esto tiene sentido considerando que a temperaturas cercanas a 25°C, la melaza utilizada posee una viscosidad relativamente cercana a la del agua y a la de la solución de hidróxido de sodio, que a la vez es un 50% agua. Finalmente, se determinó que se necesita un sólo tanque de mezclado de un tamaño medio, donde el factor más significativo para su dimensionamiento es el caudal de salida necesario y no el tiempo de residencia o tiempo necesario para asegurar la homogeneidad.

Cabe mencionar también que la entalpía de mezclado de estos componentes es muy poco significativa e incluso es despreciable.

Los tanques de almacenamiento de materia prima, por lo contrario, son de mayor tamaño principalmente debido a la cantidad fijada de días ¿cuál? para los cuales se desea mantener inventario de seguridad.

2. **Reactores.** Las gráficas No. 8 y 9 en la sección de “Anexos” muestran la tendencia de la velocidad de crecimiento de biomasa y la velocidad de producción de ácido láctico del hongo *Rhizopus oryzae*, respectivamente. Puede observarse que tanto la velocidad de crecimiento de biomasa como la producción de ácido láctico poseen un nivel máximo en un punto cima de la fase de crecimiento, por lo que se desea es mantener en equilibrio el crecimiento del microorganismo en este punto con velocidad máxima de crecimiento de biomasa y de producción de ácido láctico.

Esto se consigue operando los fermentadores de forma continua (quimiostato), donde la biomasa que se retira junto con el caldo de fermentación como parte de la corriente de salida del fermentador se compensa con el flujo de mezcla de medio de cultivo que ingresa al fermentador, el cual durante el tiempo de residencia de los fermentadores produciría la misma cantidad de biomasa por unidad de tiempo que aquella que abandona el proceso.

Con esta operación continua, entonces, ingresan alrededor de 5,000kg/h de medio de cultivo y salen aproximadamente 4,800kg/h de caldo de fermentación y 200kg/h de dióxido de carbono.

Asimismo, toda la biomasa que abandona el proceso fermentativo es producida completamente a partir de la reproducción del microorganismo que se mantiene en el fermentador. La biomasa se reproduce y genera al mismo ritmo que se pierde por abandono en la corriente de salida controlando la concentración y flujo del medio de cultivo y la temperatura del quimiostato. Esto significa que no es necesario introducir biomasa joven de forma continua en el proceso. Toda la línea de propagación de biomasa, entonces, es utilizada para introducir nueva biomasa a los

quimiostatos, operación que se realiza únicamente cuando se desea volver a llenar los mismos después de un período de limpieza general, el cual se efectúa cada 5 meses de operación.

3. Bombas. El dimensionamiento y la determinación de las características básicas del funcionamiento de las bombas centrífugas y de desplazamiento positivo involucradas en el proceso muestran que los requerimientos de potencia necesarios para impulsar el material de una etapa a otra no es significativa (con bombas con entre 0.5 y 5hp de potencia requerida). En cambio, el requerimiento de potencia de las bombas centrífugas para el agua de enfriamiento que pasa por la coraza de los intercambiadores de calor de concha y tubos es bastante alto, reflejando la necesidad de las bombas más grandes y potentes de la planta, con una potencia mínima requerida de 70hp y un diámetro nominal de succión de 43.18 cm (17 in). Esto se debe principal y probablemente a la velocidad escogida como factor de diseño para el fluido en el interior de la coraza (0.3m/s).

Entonces, la principal fuente de diferenciación entre la necesidad de una bomba centrífuga y una bomba de desplazamiento positivo no fue la necesidad de la presión que se desea ejercer sobre el fluido (ya que de ser necesaria una presión muy elevada se hubiese optado por más bombas de desplazamiento positivo) sino que es por seguridad y cuidado de las bombas centrífugas o del microorganismo. Entonces, únicamente se escogieron bombas de desplazamiento positivo cuando era necesario mover corrientes con presencia de biomasa de *Rhizopus Oryzae* para no terminar con la vida del hongo para que éste pueda ser recirculado o reutilizado en otro proceso. También se escogió utilizar bombas de desplazamiento positivo para llenar y vaciar el tanque de almacenamiento de melaza ya que en su estado inicial y de ingreso a la planta, su concentración de azúcares es lo suficientemente alto como para dañar el impulsor de una bomba centrífuga.

4. Equipos principales. Los intercambiadores de calor de concha y tubos encargados de enfriar el contenido de los fermentadores presentan el punto de transferencia de calor más pertinente de toda la sección de producción de ácido láctico, que incluso a su vez es bastante bajo, con un flux de calor de 24kJ/s.

El equipo principal la necesidad de 9 tanques (6 de almacenamiento de materia prima, 2 de amortiguamiento y 1 de mezclado), 6 propagadores de biomasa (en tres líneas de dos propagadores en serie con volumen incremental), 11 quimiostatos, 12 intercambiadores de calor, 11 centrífugas, 2 torres de extracción líquido-líquido, 2 torres de destilación y 60 bombas (35 centrífugas y 25 de desplazamiento positivo).

Se identificaron 216 elementos de instrumentación necesarios: 86 válvulas eléctricas de control y 47 transmisores (32 sensores de nivel y 15 de temperatura).

D. DISEÑO DE UNA PLANTA DE POLIÁCIDO LÁCTICO A PARTIR DE UN PROCESO DE POLICONDENSACIÓN UTILIZANDO ÁCIDO LÁCTICO COMO MATERIA PRIMA

1. **Condensadores:** La condensación de dos moléculas de ácido láctico para dar como resultado el oligómero deseado produce una molécula de agua. De esta manera por cada unión de moléculas de monómeros se obtendrá una molécula de agua. El agua producida en el reactor de oligomerización por ejemplo se encuentra en un estado termodinámico tal que se presenta como un vapor sobrecalentado. Esto debido a la condición de vacío de 76kPa y la temperatura de operación de 160°C. El condensador por ende debe de ser capaz de primero someter al vapor a un enfriamiento hasta la temperatura de saturación del vapor de agua en estas condiciones de presión que correspondería a un valor de 92°C. Es evidentemente lógico ver un valor por debajo del punto de ebullición de agua normal que correspondería a una presión de 101.325kPa. El modelo seleccionado para la determinación de los coeficientes de transferencia de calor en la operación fue el modelo de condensación en película. Los modelos que describen la condensación por película otorgan coeficientes de transferencia de calor hasta 10 veces más bajos que los presentados en los modelos de condensación por gotas. En la práctica el fenómeno que se presenta más comúnmente es la condensación en película ya que la continua y excesiva evaporación del vapor sobre los tubos llega a crear una capa continua de fluido que entorpece la transferencia de calor del vapor hacia los tubos. Debido a esto se escoge el modelo de condensación en película que presenta un acercamiento apegado a la realidad y bastante conservador como menciona Cengel. En el cálculo del calor latente de vaporización del vapor de agua se incluyeron dos principales factores de corrección que están involucrados en el fenómeno de la condensación. El primero toma en cuenta que se está trabajando con un vapor sobrecalentado y se aporta por ende el calor sensible que disminuye la temperatura del vapor de agua desde 160°C hasta su respectivo valor de saturación a 76 kPa de 92°C. El segundo factor de corrección es la modificación debida a Rohsenow en la que se considera el subenfriamiento del parte del líquido que se condensa en los tubos hasta la temperatura superficial del tubo. Otro factor de importancia que se consideró a la hora del dimensionamiento de los condensadores es el hecho de que la temperatura del fluido de enfriamiento varía a medida que este se desplaza a lo largo del condensador. Para lograr tomar en cuenta la variación por ende de la temperatura superficial de los tubos se tomó en cuenta la suposición de un flujo de calor constante a lo largo del condensador. De lo contrario, al tomar en cuenta la suposición de tener una temperatura constante en la superficie se estaría suponiendo que el flujo de agua es tan grande que la absorción de calor sensible, como consecuencia del calor liberado por la condensación de los tubos, no causaría ninguna variación en la temperatura del agua. Tal no es el caso. Por lo tanto se analizaron porciones diferenciales del condensador. Asumiendo que en estas porciones las condiciones eran constantes y generaban una nueva temperatura de salida que ingresaba a la siguiente porción diferencial. De esta manera se determinaron las áreas de transferencia de calor necesarias para poder condensar el flujo de vapor de agua que se desprendía por la operación del reactor. Como fluido de enfriamiento se empleó agua a 25°C. Esto debido a la disponibilidad del agua y a que a 25°C se lograba generar la diferencia de temperaturas suficiente como para condensar el flujo de vapor ascendente que debemos de recordar que es un valor moderadamente bajo de 0.11 kg/s.

2. Intercambiadores de calor: En la planta de oligomerización y polimerización se tienen cuatro equipos importantes de transferencia de calor. Los primeros dos son los intercambiadores a la entrada del reactor de oligomerización y a la entrada del reactor de polimerización. Respecto al intercambiador de calor previo al reactor de oligomerización. Las dimensiones de la carcasa y del diámetro de los tubos parecen a primera vista como pequeñas. Esto especialmente si se comparan con el reactor de oligomerización que debido al flujo empleado y al espacio tiempo requerido por la reacción, tiene un volumen de reacción de 200m^3 . Pero las dimensiones compactas del intercambiador de calor se deben al bajo flujo de material que se requiere calentar. Este flujo es de apenas 0.68 kg/s . Se puede observar que como escenario general la planta emplea volúmenes grandes previos a la etapa de purificación. Luego de esta etapa los flujos son relativamente pequeños. Esto debido a la baja concentración a la cual se obtiene el ácido láctico de la fermentación. El bajo flujo por ende causaba que esta al incluso dividirse en los tubos del intercambiador de coraza y tubos disminuyera su velocidad considerablemente. Este es un factor crítico respecto a la transferencia de calor que se obtendrá en la parte interna de los tubos del intercambiador. Esto se debe a que el número de Nusselt en el medio depende del número de Reynolds que a su vez depende de la velocidad del fluido, estas relaciones son directamente proporcionales, aunque en el caso de Nusselt y Reynolds no lineales. Esto nos lleva a que en altas turbulencias el coeficiente de transferencia de calor es favorecido. Por lo tanto se emplearon diámetros disponibles pequeños para mantener un valor de Reynolds tal que no afectara a la transferencia de calor. Del lado de la coraza ocurre una situación completamente análoga. Ya que el flujo de material a calentar es bajo a pesar de que la diferencia de temperaturas es alta se pudo lograr cubrir la demanda de energía térmica con un flujo moderado de fluido de calentamiento. El fluido de calentamiento empleado fue el Dowtherm Q que es un fluido de calentamiento comercial del cual se dará una breve descripción y justificación posteriormente. El fluido de Dowtherm Q requerido fue de 5.6 kg/s cambiando su temperatura desde 220°C hasta 207°C . Se requirió por ende un área de transferencia superficial de calor de 5.75m^2 que se cubrió con tan solo 6 tubos ya que una división más de caudal en el interior de cada tubo significaba una dramática caída del número de Reynolds y por ende del coeficiente de transferencia de calor en el sistema. Dejar los seis tubos de forma lineal causaba de igual forma una longitud amplia por el bajo diámetro de los tubos empleados (factor a su vez también empleado para generar una velocidad del fluido conveniente del lado de los tubos). Por lo tanto se tomó la decisión de emplear cuatro pasos por los tubos y dos por la coraza. Esto redujo de forma importante la longitud necesaria en el intercambiador de calor y creó el área de transferencia de calor necesaria incluso luego de la aplicación del respectivo factor de corrección a la temperatura media logarítmica. En los anexos se muestra una ilustración del intercambiador de calor propuesto para calentar la solución de ácido láctico a la entrada del reactor de oligomerización. Se tomaron en cuenta las mismas consideraciones para el dimensionamiento del intercambiador previo al reactor de polimerización. Cabe resaltar lo siguiente. A pesar de que el aumento de temperaturas es mucho menor desde el reactor de oligomerización al de polimerización que el aumento previo al de oligomerización se necesita una mayor área de transferencia en el intercambiador de calor previo a la etapa de polimerización. Esto se debe a dos factores principales. El primero es debido a la fuerza motriz. La diferencia de temperaturas entre la solución a calentar (160°C) y el fluido de calentamiento no es para nada tan amplia como en el primer caso. La segunda razón son las propiedades del fluido a calentar. Para empezar el primer intercambiador maneja una solución de ácido láctico acuosa con una viscosidad mucho más favorable que la observada por el oligómero que se pretende calentar en el segundo intercambiador de calor. Esto causa que se necesite una mayor área superficial de transferencia de calor.

3. **Chaqueta de calentamiento de reactor de pre-polimerización y de polimerización.** Los dos sistemas de interés de transferencia de calor remanentes son las chaquetas de calentamiento de ambos tanques. Se escogieron chaquetas de media caña ya que estas son más eficientes que las chaquetas abiertas sin baffles o deflectores. En las chaquetas sin baffles el fluido desacelera y su velocidad baja de forma considerable al ingresar en la chaqueta. Esto causa poca turbulencia y por ende, bajos números de Reynolds y un coeficiente de transferencia de calor comprometido. Por esta razón se tomó la selección de una chaqueta de doble caña que circula en una hélice en espiral el tanque de los reactores. Se puede observar un diagrama de la chaqueta propuesta en la sección de anexos. El requerimiento calórico de esta etapa está compuesto por tres requerimientos. El primero y más importantes es la entalpía de reacción. La reacción de condensación es una reacción endotérmica. Debido a esto se debe de suministrar un flujo constante de calor al reactor para que la temperatura se mantenga constante. El segundo requerimiento energético importante es la evaporación del agua que se desprende de la reacción. El calor absorbido por el agua en esta etapa debe de provenir de la misma solución reactiva por lo cual este calor también debe de ser compensado dándole calor al reactor. El último rubro de importancia es el calor que se pierde del reactor a sus alrededores.

4. **Bombas de vacío y bombas.** La mayoría de bombas seleccionadas tienen un caudal bajo. Debido a esto a pesar de que pueda tener cabezas altas de presión en sus trayectorias, los requerimientos energéticos de los motores que las mueven no son altos. Esto presenta una ventaja ya que por las propiedades de viscosidad de los fluidos éstos presentan caídas de presión considerables. Se debe notar que las caídas de presión más relevantes en los equipos se deben a accesorios especiales en la tubería como intercambiadores de calor, condensadores o las chaquetas de calentamiento de ambos reactores. En estos casos se maneja un Reynolds laminar como por ejemplo en el segundo intercambiador de calor. En el caso del bombeo del poliácido láctico a la extrusora, las fuerzas viscosas son predominantes. Esto causa grandes caídas de presión en estos tramos, pero por ser caudales pequeños los transportados no se requieren motores de caballos más altos que de 70 hp. Se seleccionó el mismo modelo de bomba de vacío para ambos reactores porque la bomba tenía la capacidad de generar el vacío requerido en ambos sistemas y la capacidad también de desplazar la cantidad de vapor de agua formado en el primer reactor donde el caudal es mucho mayor que en el segundo.

5. **Torre de enfriamiento.** El dimensionamiento de las torres de enfriamiento se realizó en base a las siguientes dos suposiciones principales. Primer se asumió el coeficiente de transferencia de masa global provisto por la estructura empacada de la torre. Se asumió un valor obtenido de la literatura que es común en torres industriales $K_{ya} = 0.9 \text{ kg/m}^3$ (Treybal, 1980). La otra suposición de importancia fue que el aire entrante estaría en un 50% de su humedad relativa. Este valor impacta en el caudal de aire que será necesario para remover el agua que se deba de remover en función del calor sensible de evaporación que debería de igualar al calor sensible de agua para el cambio de estado del agua desde su temperatura original hasta la final. Debido a que al emplear una torre los requerimientos de caudal eran altos se optó por dividir el flujo de agua a enfriar en 4 torres de menores dimensiones.

6. **Extrusora y embolsadora.** La extrusora y la embolsadora se seleccionaron de tal forma de poder tener un equipo que trabaje de forma adecuada con polímeros similares como el polietileno en el caso de la extrusora. Se tomó la decisión también en base a la capacidad necesaria en los equipos. La extrusora empleada cubre una amplia gama de diferentes polímeros entre los cuales se incluyen polímeros similares al PLA. Respecto a la embolsadora se tomó la decisión en base a que la venta del producto terminado se realizará en sacos de 25 kg. El rango de materiales con los que puede trabajar la embolsadora son amplios ya que puede trabajar desde alimentos como arroz hasta materiales plásticos en pellets.

E. ANÁLISIS DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN Y ESTUDIO DE COSTOS PARA LA FABRICACIÓN DE POLIÁCIDO LÁCTICO PROVENIENTE DE LA FERMENTACIÓN DE MELAZA UTILIZANDO EL HONGO RHIZOPUS ORYZAE

De acuerdo a la Tabla No. 36, para el análisis del proceso de producción de poliácido láctico se investigó acerca de la demanda que se propone a abastecer del mismo, esto surgió de analizar la demanda de los posibles polímeros que se podrían sustituir. El listado de aranceles a sustituir fue proporcionado por el Sistema Arancelario Centroamericano (SAC) y la selección fue basada en las aplicaciones comunes que se realizan con estos polímeros en Guatemala y las características de cada uno.

Cabe mencionar que en el SAC existen otros aranceles posibles de sustituir que se clasifican en “otros” los cuales incluyen a los sujetadores de envase (por ejemplo para “six pack”), asas y mangos y polímeros a base de capas de papel impregnadas que no se incluyeron en los aranceles seleccionados ya que no se tiene un único polímero que realice estos productos, y al no tenerlo, no se podría incluir en otra demanda, ya que podría dar como resultado un pronóstico de la demanda con un porcentaje de error alto.

Con los aranceles seleccionados se extrajeron las importaciones de cada uno de ellos en Guatemala (Anexo Q. 112-116), para conocer como ha sido la tendencia del mercado. Cada arancel tenía importaciones y exportaciones, pero se tomó solo las importaciones, sin restar las exportaciones, para tener un porcentaje de demanda externa actual y con ellos suponer que no solo se cubrirá un porcentaje local, sino un porcentaje internacional también.

Se supuso que las capacidades de producción mundiales de los diferentes polímeros eran igual a las demandas de cada uno de ellos. Al mismo tiempo se analizó la demanda mundial para cada uno de los polímeros (Anexo Q. 117) y en base a esta, se pronosticó la demanda tanto mundial como local para todos los polímeros seleccionados (Anexo Q. 117).

Con esta información se eligieron posibles escenarios de la demanda del PLA en Guatemala tal como se muestra en la Tabla No.36. El escenario optimista es el porcentaje propuesto a abarcar, el escenario más probable es el porcentaje solamente de la demanda de PLA sobre la demanda total de polímeros en el mundo, más el porcentaje del cambio respecto a un año anterior del total de polímeros a sustituir sobre la demanda total de polímeros en el mundo.

Es decir, suponiendo que se cubrirá el porcentaje que PLA abarca en la demanda mundial y la demanda de los demás plásticos se quedara estática, ya que la posible alza, será cubierta por PLA. El escenario pesimista: Es el porcentaje solamente de la demanda de PLA sobre la demandan total de polímeros en el mundo.

Todos los escenarios están calculados sobre la suma de las toneladas métricas demandadas de cada polímero a sustituir que se muestran en la Tabla No.37.

En el año 2012, el plástico tuvo una participación porcentual del 3% en las exportaciones (Anexo Q. 118). En Guatemala no existe ninguna planta productora de resina, por lo que no hay exportación de este tipo de materiales.

Además el flujo de inversión extranjera directa, supone un crecimiento del 10.2% en el 2013, dándole prioridad al sector manufacturero, en especial de plástico (Anexo Q.118).

Para el 2017, el Instituto de Bioplásticos y Biocompuestos pronostican que el 1.9% (1.34% más que en el 2012) de la demanda de plásticos mundial será de bioplásticos, siendo el PLA el 1°. La mayoría de estos, serán producidos en Sur América.

Tomando en cuenta el peso de la exportación de plástico, la posible inversión extranjera, el mercado sin abastecer por ser Guatemala un país que no produce ninguna resina de polímeros y el clima que podría ser un factor clave de la producción de esta, el escenario a escoger es el escenario optimista.

Es necesario conocer los precios de PLA y de los demás polímeros en el mundo para tener un panorama de las fluctuaciones y rangos para la decisión final del precio de venta y así poder comparar el precio que se propondrá con los precios de los polímeros sustitutos y del mismo mundialmente.

El continente que produce más bioplásticos es Asia (Anexo R. Gráficas 19-20), por ello se escogió China para cotizar, además de ser un país productor por excelencia.

Todos los precios cotizados de los polímeros, fueron proporcionados como precios FOB, los productores proporcionaban las capacidades de oferta y el tiempo de entrega que se tomaban para tener el producto en los puertos de China.

Para conocer los precios CIF, se tuvo acceso a un tarifario de transportistas de China (Anexo 10) y se selecciono al mejor transportista en cuanto a precio y tiempo. Ninguno de los polímeros cotizados paga arancel y se tomó en cuenta posibles gastos extras por inconvenientes en la aduana, se tomó en cuenta el flete terrestre hacia la bodega y la mano de obra para descargar mercadería, para tener el resultado de ello se utilizó un formato para costear los productos CIF.

Basados en la Tabla No.38, se tomó de referencia los precios de diez productoras de resina mundiales en China. Los precios oscilan de \$1,000/t hasta \$6,000/t. Es importante observar que de las productoras investigadas, sólo 4 de ellas pueden abastecer la demanda del escenario optimista y los pedidos tendrían que ser cada mes, ya que el tiempo de entrega a ofrecer es entre 60 y 70 días.

En Guatemala, según la Tabla No.39, fue hasta el año 2010 que la partida arancelaria 3907.70.00 Poli(ácido láctico) obtuvo datos de importaciones. Aún así, éstas, en comparación con

las importaciones de las partidas arancelarias del polietileno de baja y alta densidad, etc. son mínimas.

Debido a la poca cantidad de datos históricos tanto en el mundo como en Guatemala de precios de PLA, se utilizó un promedio para establecer un método sencillo de comparación. El promedio del precio CIF del PLA en Guatemala es de \$4,510.00/t, un 17% más alto que el promedio de los precios de productoras en China. Aun así el precio CIF del PLA en Guatemala está entre los precios de los proveedores que podrían satisfacer la demanda del escenario optimista.

Con base en las Tablas No.40 y 41, en el mundo el precio promedio de 2002-2013, ha sido de \$2,061.86/t de PET y el promedio de las importaciones de PET en Guatemala entre los mismos años es de \$1,668.00/t, es decir que Guatemala compra aproximadamente 20% abajo del promedio mundial. El promedio del valor CIF en importaciones de PET en los últimos 3 años, ha sido 10% más alto que el precio actual que ofrecen los productores chinos.

El precio promedio para el HDPE de 2002-2013, ha sido de \$2,060.00/t y el promedio de las importaciones de este polímero en Guatemala para los mismos años fue de \$1,227.74/t, es decir, Guatemala compra aproximadamente 40% abajo del promedio mundial, esto se puede observar en las Tablas No.42 y 43. El promedio del valor CIF en importaciones de HDPE en los últimos 3 años, ha sido 12% más alto que el precio actual que ofrecen los productores chinos.

En el caso del LDPE el precio promedio de 2002-2013, ha sido de \$2,050/t según la Tabla No.48 y el promedio de las importaciones para Guatemala en los mismos años fue \$1,325.81/t basado en la Tabla No. 45, es decir, Guatemala compra aproximadamente 35% abajo del promedio mundial. El promedio del valor CIF en importaciones de LDPE en los últimos 3 años, ha sido 21% más alto que el precio actual que ofrecen los productores chinos.

En base a la Tabla No.46, en el mundo el precio promedio de 2002-2013, ha sido de \$1,880/t para el LLDPE y el promedio de las importaciones de LLDPE en Guatemala según la Tabla No.16, en los mismos años de \$1,712.94/t, es decir, Guatemala compra aproximadamente 8% abajo del promedio mundial. El promedio del valor CIF en importaciones de LLDPE en los últimos 3 años, ha sido 47% más alto que el precio actual que ofrecen los productores chinos.

En la Tabla No.48 se puede observar que el promedio de las importaciones de PP en los años 2002-2013 en Guatemala es de \$1,267.88/t. La Tabla No.49 muestra el promedio del valor CIF en importaciones de PP en los últimos 3 años, ha sido 2% más alto que el precio actual que ofrecen los productores chinos.

Se puede verificar que todos los precios de polímeros por sustituir en Guatemala, del 2002-2013, tuvieron un promedio más bajo que el promedio de precios mundial, pero durante los últimos tres años, esto ha cambiado respecto a los proveedores cotizados de todos los polímeros y el precio ha sido más elevado. Hay que tomar en cuenta que los promedios se pueden ver afectados si existen puntos atípicos dentro de los datos, por lo que los porcentajes calculados pueden tener un margen de error significativo

Toda planta de producción, debe tener personal que pueda llevar a cabo la planificación y organización de la misma. Para este proceso productivo que es automatizado y continuo, el personal debe de ser el suficiente para poder controlar la planta en general desde un panel, dar

mantenimiento cuando sea necesario y empacar de forma adecuada. Además es necesario contar con personal de oficina para que exista una división del trabajo administrativo y de planta y por ende exista la especialización. La distribución de cargos dentro de la empresa está basada en la necesidad de los departamentos que debe de tener una empresa, para controlar toda la cadena de suministros, las cuentas, al personal y su participación en el mercado. Como se puede observar en la Figura No.32, la compañía será dirigida por el gerente general. Este a su cargo tendrá al gerente de producción, de ventas y administrativo. Cada uno de estos, tiene a su cargo el departamento que su cargo indica.

La compañía la conforman tres departamentos que son: el primero es el departamento de producción, este está constituido por el subgerente de planta, que a su cargo tiene al supervisor de planta y al jefe de laboratorio y estos a su vez tienen a su cargo a los operarios y al analista respectivamente. Este mismo departamento lo constituye el subgerente de logística que a su cargo tiene al jefe de bodega y al jefe de compras y estos tienen a su cargo a los colocadores y despachadores y a los receptores de materia prima, respectivamente.

Este departamento se encarga de toda la operación de producción, su labor inicia en la compra y el abastecimiento a tiempo de toda la materia prima y termina en el despacho de pedidos al camión, todo esto, basados en la logística de la cadena de suministros que el subgerente de logística, será el encargado de administrar.

El proceso inicia con el jefe de compras, el cual, llevará una relación directa con los proveedores, y será este apoyado del subgerente de logística, que realizará los contratos para lograr una estandarización de materiales y una asociación con todos los proveedores. Este a su vez, recibirá de parte de producción, las solicitudes de compras, si hubiese necesidad de reabastecer fuera de tiempo por una falla interna, si no es así, los pedidos serán administrados como muestra la cadena de suministros. Después de tener abastecida toda la planta de la materia prima necesaria, el subgerente de planta, administra el tiempo y planifica la producción mensual para cumplir con la demanda.

El proceso de producción inicia y la planificación debe de ser por cinco meses, es decir, es un proceso continuo. Durante los cinco meses que la planta esté funcionando 24/7, se trabajaría con cuatro turnos, respetando las horas trabajadas por semana según la jornada que el código de trabajo indica. Jornada diaria no puede exceder ocho horas diarias, ni exceder de un total de 48 horas a la semana. La jornada nocturna no puede ser mayor de seis horas diarias, ni exceder de un total de 36 horas a la semana. La jornada mixta no puede ser mayor de siete horas diarias, ni exceder de un total de 42 horas a la semana. Trabajo diurno se efectúa entre las 6:00 a 18:00 y el nocturno de 18:00 a 6:00.

Los supervisores de planta (1 por turno) serán los encargados de velar, para que la producción este saliendo con las velocidades esperadas y a lo largo del proceso se cumplan las metas establecidas, estos tendrán a su cargo a cinco operarios por turno, los cuales verificaran el buen funcionamiento de las maquinas durante el proceso, y empacaran en pallets, al terminar el proceso productivo.

El jefe de laboratorio junto al analista, serán los encargados de la cultivación del *Rizhopus oryzae* y el análisis de pruebas que se deberán correr cada cierto tiempo de diferentes partes del proceso, para conocer si se están cumpliendo con las condiciones y características esperadas.

Se trabajará con sacos de 25kg, y estos colocados en pallets para obtener 1 t/tarima, es decir 40 sacos de 25 kg por tarima. Cuando un operario termina de armar una tarima, un colocador, ayudado por un montacargas, la llevará a las estanterías y ahí se almacenará, hasta que los camiones lleguen para enviar la mercadería al cliente final, en caso de que sea un cliente guatemalteco o a puerto cuando sea mercadería de exportación, y los mismos colocadores, llevarán la mercadería al camión. Cuando sean pedidos menores a 1 t, los despachadores, colocarán, los sacos necesarios retirándolos de la primera estantería y los colocarán en una pallet nueva o en una caja, según el tamaño de pedido.

En todo el proceso de compra, producción, almacenaje y despacho, los mismo operadores, supervisores y jefes, deberán de controlar el control de calidad, es decir, asegurar que el producto final, sea el esperado, que el empaque sea el adecuado y al momento del despacho, no se entregue ningún saco roto, o tarima en mal estado. El control de calidad de toda la materia prima será supervisado por el personal del laboratorio.

El segundo departamento es el de ventas y será el encargado de recibir todos los pedidos, tanto locales como internacionales y junto al jefe de bodega, decidir si los despachos se pueden hacer inmediatos, si el producto terminado está disponible y de no ser así con el supervisor de planta establecer la entrega del pedido según la planificación de producción. El supervisor de ventas se encargará de establecer la relación con el jefe de bodega y supervisor de planta, y de apoyar a los vendedores con la información requerida para las ventas en los distintos comercios e industrias.

El último departamento será el administrativo, el jefe de personal tendrá a su cargo a los agentes de seguridad, los cuales deberán de solicitar un pase tanto de entrada como de salida para asegurar que se llevan lo que solicitaron al entrar, este también tendrá a su cargo al mensajero, el cual tendrá entre sus tareas recoger papelería y apoyar con pagos. En este departamento también se encuentra el contador, el cual llevará toda la contabilidad interna y externa de la compañía, la planilla y los estados de resultados para presentarlos frente al gerente general. El jefe de recursos humanos junto al operario, serán los encargados de administrar todo el recurso humano en la compañía, entrevistar a los nuevos colaboradores y organizar y planificar las capacitaciones del personal. Por último en este departamento se encuentra mercadeo, el cual se encargará de la página de internet, la comunicación con los clientes y analizar el mercado de PLA a nivel local e internacional.

Para el personal de la planta tanto supervisores, como operarios, los turnos propuestos serán los descritos en la Tabla No.56. Todos los operarios tienen derecho a hora de almuerzo y media hora de refacción. El personal tendrá rotación en los turnos, cada 7 o 15 días, según los meses a trabajar. Los meses que se le dará mantenimiento a la planta, los operarios tendrán los mismos turnos, para no tener una alta rotación del personal.

El personal administrativo tendrá una jornada de trabajo diurno, es decir de 8:00 a 17:00 de lunes a viernes y sábado de 8:00 a 12:00.

Con el organigrama presentado en la Figura No.32, la descripción de los cargos y la cantidad de personal en cada cargo es posible realizar la distribución de oficinas de una manera cualitativa, según las necesidades de comunicación y de flujo de información.

Se utilizó el diagrama de Muther para desarrollar la distribución de una manera ordenada y sencilla para representar de una manera visual las diferentes actividades. La Figura 33 muestra el diagrama de relaciones para la construcción de las oficinas de la planta de producción de PLA. Al obtener la relación actividades-relación, se creó un diagrama de espacio en la distribución, utilizando solamente las relaciones y ordenando de una manera lógica siguiendo las líneas establecidas en la Figura No.34. Este diagrama permite conocer cómo será la distribución de espacios para la creación del área administrativa. De acuerdo al tamaño de áreas propuestas por Tompkins, J. J. White Y. Bozer y J. Tanchoco, se realizó el plano que se muestra en la Figura No.36, donde muestra cada una de las áreas anteriormente distribuidas además del área de conferencias o reuniones, servicios médicos, servicios de alimentos y paqueos.

Los servicios médicos del la Figura No. 35, se refieren a la enfermería que se tendrá para cualquier accidente o padecimiento que se tenga o tenga algún colaborador de la empresa.

La relación entre los departamentos y las diferentes áreas que toda planta debe de tener, no es la más óptima, pero si es la adecuada para la propuesta que se está brindando de la parte administrativa y de personal de la planta. Algunas oficinas, se dividen, ya que son estas, las que necesitan una mayor comunicación por lo que se encuentra tanto los supervisoras o jefes como los operarios, todo esto para lograr un rápido flujo y efectivo. La secretaria del gerente general, se encuentra en un cubículo al inicial la oficina del mismo.

Entre la recepción y la oficina de contabilidad, se encuentran los baños para el personal de la oficina, ya que el gerente general cuenta con su propio baño. La recepción tiene su baño, para las visitas, al igual que las salas de conferencias o reuniones que cuentan con un baño cada una.

El área de servicios médicos cuenta con el tamaño adecuado, y se espera tener clínica de medicina general y sala de emergencias. Al lado de la enfermería se encuentra un pasillo que lleva directamente a la planta, para que el acceso a ella sea rápido en caso de emergencias.

El comedor es común y los horarios serán los rotativos, la comida se tercerizará, y se les darán convenios de pago para su alimentación dentro de la compañía. Al iniciar la planta y el comedor se encuentran los vestidores y baños, de un lado los de mujeres y del otro lado los de hombres, estos contarán con casilleros, duchas y cambiadores para que se trabaje en un ambiente cómodo.

Los parqueos al lado de la enfermería son para los gerentes y/o personas inválidas o mujeres embarazadas. Además se cuenta con el espacio suficiente para que una ambulancia pueda parquear en esa área en una situación de emergencia que no pueda ser tratada ahí. Los parqueos del frente del área administrativa son para todos los operarios y para visitas.

Al conocer la distribución de las oficinas es necesario describir cómo serán los procesos administrativos, y a su vez la administración de la cadena de suministros, la misma estará a cargo del gerente de logística, apoyado de los demás gerentes. Existen factores clave que se deben de controlar y planificar para que no exista ningún retraso, alguna falla tanto interna y atrasos de tiempos con los pedidos y entregas.

Las materias primas a comprar serán las siguientes: melaza, agar, hidróxido de sodio, catalizador, nitrógeno gaseoso, empaques, termoencogible y tarimas. Para toda la materia prima se realizaron cotizaciones y se escogió los proveedores que garantizan la cantidad solicitada en el

tiempo establecido. Además, se eligieron por las cantidades que se estarán manejando. Es conveniente que la estabilidad del precio se mantenga, ya que la mayoría de compras serían por contratos, es decir la relación con los proveedores será a largo plazo. Para algunos materiales se cuenta con soporte post-venta. La forma de pago para la materia prima principal, será tratada mediante el contrato y según el proveedor y producto.

La melaza es el producto que tiene una alta demanda, ya que es esta la materia prima del PLA. Es necesario tener una administración correcta de pedidos y de almacenaje para este, debido a que no se pueden tener desabastecimientos porque la producción es continua, se debe de tener una política de reorden, y debido a las válvulas de cada tanque, estas mismas indicarán cuando el tanque de melaza llegue al límite del inventario de seguridad, y es en ese momento que se debe pedir a los ingenios, el inventario de seguridad, debe de estar calculado, según de tiempo que la melaza llegue sin importar el mes del año.

La materia prima se almacena en sacos de 25 kg. 40 de estos sacos son colados en tarimas para tener un total de 1 tpor tarima y serán reforzadas con plástico para evitar que se caigan o se rompan los sacos.

El almacenaje en la bodega será realizado por el personal de colocación y despacho. La cantidad de estanterías dentro de la bodega es de 8, con 30 espacios para colocar tarimas cada una, es decir para almacenar cincodías de producción. Los espacios que siempre estarán libres, serán los utilizados para colocar el catalizador, el empaque y las pallets.

La bodega de producto terminado y de almacenaje de material de empaque (sacos, termoencogible) y ZnO, estará en la parte en la ultima sección de la planta, la cual deberá tener un muelle de carga con una elevación requerida para que los camiones puedan estacionarse y descargar o cargar el producto.

La ubicación de las oficinas dentro de la bodega se determinó de acuerdo a la necesidad de control del ingreso o egreso de materiales y producto terminado. Las oficinas de los trabajadores son comunales donde cada uno tiene su estación de trabajo y puede realizar las actividades de su cargo. La bodega cuenta con baños separados a los de la planta y los del área administrativa.

La distribución de la materia prima terminada, será mediante pedidos de los clientes. Nuestra meta es distribuir a todas las productoras de plástico de Guatemala, que actualmente trabajen con los plásticos anteriormente listados, para que puedan introducir el PLA como materia prima para sus productos. Además se espera cumplir con la capacidad mediante la exportación de resina al mundo, en especial a Asia, donde se realizan la mayor cantidad de productos de plástico. Los precios propuestos serán FOB Puerto Quetzal.

El transporte para la distribución y venta de PLA, será tercerizado. Se contratará un servicio para los fletes de la bodega hacia puerto o de la bodega hacia el cliente final cuando sea en Guatemala.

La logística de la distribución se espera que sea cada 3 días, ya sea para clientes locales o hacia puerto, para que la rotación del producto terminado sea alta y no se incurran en gastos altos de almacenaje. Se trabajara con un sistema PEPS.

Para asegurar la lealtad de los clientes, se trabajaran con contratos de un año y la venta será mediante créditos de 30 días a 60 días, según el volumen de los pedidos. Para industrias que necesiten menos de 1 t de resina al mes, será posible distribuirles en la bodega, es decir que estos clientes recojan su mercadería en la bodega de la empresa.

La distribución de las áreas administrativas, de la bodega, el diseño de los equipos, el diseño de la planta, la cadena de suministros, y muchas otras cosas no tendrán sentido si no se analizan los costos del proceso y de la inversión. Invertir está ligado a la parte económica relacionada con la producción de nuevos bienes y no al consumo inmediato. Sin una inversión el proyecto no está completo.

Para la inversión se tomó en cuenta todos los equipos diseñados para la producción de PLA, sus capacidades y la cantidad de cada uno. Además se cotizó una peletizadora y una estación de llenado y cerrado de sacos.

La necesidad de camiones para las entregas de poco volumen, los instrumentos de laboratorio, los muebles y equipos para el personal administrativo, la patente, la licencia sanitaria entre otros artefactos utilizados para que se pueda dar el giro del negocio serán presentados en las tablas No.58 a 61.

Debido a que en este trabajo no se diseñó la planta de tratamiento de agua, se usó un costo equivalente al 15% del subtotal del costo de los equipos de producción.

La inversión descrita contiene todo el material, equipo, instalaciones, transportes y servicios que toda planta debe de tener para iniciar su producción. Algunas de los equipos que no se tenía información se usó como supuesto un porcentaje del total para que se tome en cuenta esas etapas que son necesarias para obtener PLA.

Cuando se obtenga el precio unitario, se realizará un análisis del flujo neto y se analizará la posibilidad de realizar un análisis de recuperación de capital, y con esto se podrá obtener la rentabilidad de la planta.

1. Costo de producción. La planta de producción, opera continuamente, 10 meses al año y los 2 meses restantes del año se utilizan para dar mantenimiento a los equipos, instrumentos, cambiar accesorios si fuera necesario y capacitar al personal.

La calificación ABC de la materia prima se muestra en la Tabla 62, donde A son los productos que deben de tener mayor importancia y cuidado de abastecimiento, B los que implican mucho costo pero no es tan indispensable cuidar todo acerca de ellos, y los C son los productos comunes.

Con las materias primas clasificadas, se realizó en la Tabla No.64 el costeo del producto final, este es el que se tendrá los 10 meses del año, en los cuales se estará operando.

La depreciación que se supuso fue lineal, con un periodo de tiempo de 15 años. Las reparaciones se supuso un porcentaje del 10% anual, para los repuestos y accesorios y el seguro se supuso un 5% sobre el total de equipos.

Para el cálculo de los gastos generales, se supuso un estimado de la cantidad dispuesta a gastar para cumplir con esos servicios. El costo unitario es de \$1,500.14/t.

En los dos meses del año que no se producirá, aun se tienen costos se deben de cubrir. Si en estos meses aún se tienen pedidos, existirá la posibilidad de distribuirlos, debido a la tercerización del transporte. El objetivo es tener lo mínimo de inventario los dos meses que se dará mantenimiento para no incurrir en gastos por almacenaje e inventario estancado, además si esto no se administra así, cuando la planta inicie las operaciones nuevamente, el inventario será difícil de manejar, es por eso, que dentro de los contratos estará como política, el lead time en dado caso necesitaran producto urgentemente, dentro de los dos meses.

El costeo de producción durante los dos meses de mantenimiento se muestra en la Tabla No.65. En cada uno de los dos meses de mantenimiento, los costos se reducen un 82% aproximadamente, ya que no se utiliza melaza, la cual es la única materia prima con clasificación "A".

Conociendo la demanda anual, el costo por tonelada métrica y el costo total se pueden analizar si es rentable el proyecto. Como se puede observar en la Tabla No.67, solamente comparado con el mismo, tiene una ventaja de precios el precio propuesto, pero al compararlo con los polímeros a sustituir, los precios son demasiado altos. Conociendo la inversión, el costo unitario, el costo mensual y la demanda es posible analizar si el proyecto será rentable. Con este escenario, el proyecto es rentable. La TIR es de 7.3% siendo esta una posible tasa de interés a comparación de la tasa de interés de un banco.

Otros posibles escenarios para que el proyecto sea rentable, podría ser aumentar el precio, Este aumento está basado en el precio promedio, que los productores de China ofrecen.

Si se hace esto, desde el principio, vendiendo cada tonelada métrica al precio promedio ofertado por China, el proyecto si es rentable, ya que con cualquier Tmar debajo e 12.1% será una tasa mínima atractiva de retorno.

También se podría analizar, si se vendiera desde el año uno todas las toneladas métricas que la planta puede producir, utilizando el rango de precios anteriores.

Si se hace de esta forma, el proyecto sería rentable con una TMAR debajo de 27%.

Para establecer el escenario a escoger basado en la rentabilidad, se tendría que diseñar el proceso de purificación y la planta de tratamiento de agua para asegurar los equipos de estos procesos y no solo estimar un cierto porcentaje para la fabricación de ellos. Se tendría que determinar si es posible reducir o eliminar ciertos costos del proceso de producción mensual para obtener mayor beneficios.

Podría aumentar el precio al promedio que vende actualmente China, con la misma demanda y el proyecto se vuelve rentable si la TMAR escogida es menor a 35.6%.

Otra opción, como se pudo observar en la Tabla 67, sería aumentar la demanda del año exportando más de la mitad de la producción. Este sería un posible reto que no es difícil de lograr

ya que el precio es bajo a comparación de los precios de China y los tiempos de entrega para América podrían ser más cortos.

Se tendrían que analizar varios factores abarcando desde la demanda, hasta el costeo para deducir que datos pueden ser irrelevantes o estén sobre dimensionados que requiera una inversión tan alta y con ellos determinar nuevamente la inversión y costos.

Otra opción que se podría considerar es el uso de economías de escala en parte de los procesos, como el de la producción de ácido láctico o crear alianzas con ingenios para la compra de melaza, ya que esta es el costo más elevado en las producciones mensuales. Existen posibilidades para hacer un proyecto mucho más rentable, y como se pudo observar no es necesario realizar grandes cambios.

Como se pudo analizar en la Tabla 61, la melaza es la única materia prima con clasificación "A", por lo que analizar la producción del PLA vs. la del etanol, que es el producto que utiliza la melaza como materia prima ayudará a conocer la relación de entre ellos según las capacidades de producción.

A pesar del alto volumen de producción de etanol, la utilidad que se puede obtener del PLA es mayor, esto hace que con la capacidad y producción propuesta, pueda ser una opción viable realizar PLA, haciendo uso de la materia prima del etanol.

Todo proceso de producción lleva un diagrama de flujo, por lo que se documentó la secuencia lógica de procesos que pasa la materia prima en el proceso de producción para tener como salida 1 kg de PLA.

Se debe de recordar que este proceso es continuo, por lo que al salir 1 kg de PLA, detrás de el viene otro y otro y otro, hasta completar el total de kilogramos producidos al día. Además la base del diseño de los equipos fue este diagrama del proceso, y fue parte de la flexibilidad con la que se trabajo el diseño de planta, que se utilizaron hasta 11 fermentadores, para acortar esos tiempos y que todo pudiera ser continuo.

Ya que es un proceso continuo y los equipos están diseñados para cumplir con la demanda, se puede analizar únicamente la productividad en base a materias primas como razón entre entradas y salidas. Las salidas consideradas fueron: residuo, agua y PLA. Las entradas consideradas fueron: agua, melaza, NaOH, catalizador, cepa y materiales de empaque. Esto proporciona un total de 60% de productividad en la planta de utilización de materia prima.

VIII. CONCLUSIONES

- Para una fermentación realizada con un caldo hecho con melaza, al 20% (V/V), y utilizando el hongo *Rhizopus oryzae* con 32°C, sí se puede producir ácido láctico y obtener rendimientos de 0.75 gramo de ácido láctico/ gramo de sacarosa.
- No se determinaron constantes para construir un modelo de cinética que describiera la reacción de fermentación porque se detectaron 5 fases de crecimiento; por lo tanto se deben hacer 5 modelos cinéticos para describir la reacción, de los cuales sólo se obtuvo la cinética para la última fase de crecimiento. $C_m = 16$, $K = 0.0334$.
- Para producir un caldo de fermentación con una concentración de ácido láctico de 61g/L y un caudal de 46.6m³ se necesitan 5 reactores en serie diseñados cada uno para tener las condiciones necesarias para llevar a cabo únicamente una de las fases de crecimiento del hongo durante la fermentación.
- Para alcanzar una concentración de 61g/L de ácido láctico en el caldo de fermentación se necesitan tiempos de retención de 16 horas para los primeros 3 reactores, 10 horas para el cuarto reactor, 36 horas para el último reactor, operando de forma continua.
- Para alcanzar una concentración de 61g/L de ácido láctico en un caudal de 46.6m³ de caldo de fermentación, 20% (V/V), se necesita que los primeros 3 reactores tengan un volumen de 746.5m³, que el cuarto fermentador tenga un volumen de 932m³ y que el quinto reactor tenga un volumen de 1679.5m³.
- El sistema a escala laboratorio para la reacción de oligomerización resultó ser efectivo para llevar a cabo la reacción a condiciones constantes de temperatura y vacío, por lo que se asegura que los modelos utilizados para la obtención de la expresión cinética son confiables.
- La ecuación obtenida por medio de los datos experimentales para la velocidad de reacción de oligomerización experimental de la formación de oligómeros a partir de ácido láctico resultó de orden 1.2 con una constante cinética de 1.5627 L^{0.2}/(mol^{0.2}*s).
- El oligómero obtenido tiene un peso molecular aproximado de 300.52 g/mol, por lo que se puede determinar que se logra obtener un intermediario de bajo peso molecular, el cual es un requerimiento para la obtención de polímeros de alto peso molecular en una segunda etapa.
- El tipo de reactor a utilizar para la oligomerización será uno de tanque continuo agitado (CSTR), debido a los requerimientos de las reacciones de síntesis de polímeros y naturaleza del proceso, con un tiempo de residencia de 109.41 h y un agitador de paletas inclinadas con un requerimiento de potencia de 14.385 kW.
- Con la demanda proyectada a 5 años de 13,400 toneladas anuales, se utilizará un reactor de 230m³ de tipo CSTR con un agitador de paletas inclinadas, manejando un caudal de 1.82 m³/h, con una altura de 7.3 metros y un diámetro de 6.33 metros para la reacción de oligomerización.
- Las operaciones unitarias que pueden identificarse como necesarias para el proceso de producción de ácido láctico son: Almacenamiento, mezclado, propagación de biomasa y fermentación, centrifugación, extracción líquido-líquido y destilación.
- Se identifica la necesidad de seis tanques de almacenamiento de materia prima: 3 para agua, 2 para melaza y 1 para la solución de hidróxido de sodio, con un abastecimiento para quince, ocho y treinta días de producción respectivamente.

- Se necesita mezclar las corrientes de agua, melaza al 70% V/V de azúcares totales y la solución de hidróxido de sodio en agua al 50% V/V por 41 segundos para asegurar homogeneidad en el medio de cultivo.
- Se necesitan cuatro ventiladores de 1m de diámetro cada uno para impulsar 8kg/s de aire por una altura de 5m para enfriar el agua utilizada en los intercambiadores de calor del sistema de enfriamiento de los fermentadores, de 30 a 24°C a contracorriente con tiro inducido.
- Las bombas centrífugas de agua de enfriamiento para los intercambiadores de calor de concha y tubos que enfrían el contenido de los once fermentadores son las bombas de mayor potencia requerida (70hp) y representan el mayor consumo energético de la operación de la planta con un diámetro nominal de 0.45m (18in) y una potencia requerida de 5.5 kJ/s (70hP).
- Para la remoción de agua de los reactores de oligomerización y polimerización son necesarios dos condensadores de tubos verticales. El primero de 2.37 m² y el segundo de 1.09 m².
- Para las demandas de energía térmica del reactor de oligomerización y polimerización se necesita un circuito cerrado de fluido de calentamiento (Dowtherm Q). Con dos intercambiadores de calor y dos chaquetas de calentamiento:
- El intercambiador de entrada al reactor de oligomerización debe ser de 2.24m² de concha y tubos, con 6 tubos, 4 pasos por los tubos y 2 pasos por la coraza (flujo de 6.36kg/s de Dowtherm Q a 280°C).
- El intercambiador de entrada al reactor de polimerización debe ser de 11.45m² de concha y tubos, con 10 tubos, 8 pasos por los tubos, 2 pasos por la coraza (flujo de 6.36kg/s de Dowtherm Q a 269°C)
- La chaqueta de calentamiento para el reactor de oligomerización requiere un largo de 95.48m para poseer un área de 19.35m² (flujo de 5.20kg/s de Dowtherm a 280°C)
- La chaqueta de calentamiento para el reactor de polimerización requiere un largo de 85.27m para poseer un área total de 17.29m² (flujo de 30.0kg/s de Dowtherm Q).
- El vacío requerido en los reactores de oligomerización y polimerización se genera utilizando dos bombas de vacío marca Busch Modelo **R 5 RA 0202 D** que alcanzan un vacío máximo de 0.1kPa.
- Se requieren cuatro torres de enfriamiento trabajando a contracorriente con tiro inducido para el enfriamiento del agua de los condensadores de 33 a 25°C cada una con una altura empacada de 3m, cada una con un ventilador de 7500 CFM.
- Los principales sistemas de control de los reactores de oligomerización y polimerización son:
 - Control de temperatura, monitoreado por RTDs en los reactores controlado por válvulas proporcionales en las líneas de Dowtherm
 - Control de vacío, monitoreado por transmisores de presión absoluta en los reactores y controlados por variadores conectados a los motores de las bombas.
- El diagrama de operaciones del proceso completo da como resultado un tiempo de 5.5 días para el primer kilogramo de PLA, con un total de 9 operaciones y 6 transportes, después de éste, el proceso será continuo.
- Los datos de demanda de PLA son escasos; aun así, basado en las posibilidades de sustitución y la presión global de buscar productos a base de recursos naturales es posible proponer porcentajes a cubrir del mercado local e internacional, se estima que para el

primer año sea de 9,477 toneladas métricas y para el año 2019, cubrir un 4.60% del mercado de polímeros en Guatemala, produciendo 13,680 toneladas métricas al año.

- Por cada kilogramo de melaza se obtiene 0.15kg de PLA y 0.21kg de etanol. En Guatemala actualmente se utiliza la melaza para producir etanol, en una medida de 164,506.5 toneladas métricas al año, obteniendo una utilidad aproximada de \$8,225,325. Con la capacidad anual propuesta de la planta, producir PLA da un beneficio de \$14,364,000, 14% más grande que el beneficio por producir etanol.
- La inversión inicial de la planta de PLA se aproxima a los \$44,000,000, una inversión dentro del rango de inversiones de plantas de polímeros, aun así por la incertidumbre de algunos equipos y la planta de tratamiento de agua, tendría que diseñarse las partes específicas que faltan y cotizar todos aquellos equipos que estén fuera del rango establecido.
- El costo de producción es de \$1,500.14 por cada tonelada métrica de PLA. Para el primer año, se propuso un precio del 70% sobre el costo de producción, obteniendo un precio final de \$2,550.24/T, 32% más económico que los precios propuestos por productores chino y un 43% más barato que el precio de PLA que se compra en Guatemala, aun así con los precios de otros polímeros que podría sustituir no es comparable, ya que estos son muy económicos.
- La TIR determinada es de 7.3%, un tasa atractiva para un proyecto, ya que una TMAR debajo de eso sería podría ser comparable con una tasa de interés del banco.
- La necesidad en biopolímeros es notoria, y el instituto de bioplásticos y biocompuestos ha predicho que el PLA será el biopolímero más consumido en el año 2017, por lo que es cuestión de análisis de las posibles variaciones por hacer, para que el proyecto sea rentable, ya que el beneficio para Guatemala y el mundo es mucho mayor.

IX. RECOMENDACIONES

- Realizar estudios utilizando distintas concentraciones de melaza disuelta en agua, para obtener rendimientos totales de gramo de ácido láctico producido por gramo de sacarosa, para determinar mejores condiciones para la fermentación.
- Realizar varias pruebas enfocadas en cada una de las primeras 4 fases de crecimiento del hongo para poder generar modelar cinéticas que describan el comportamiento de la fermentación en el intervalo y en base a ello recalcular los parámetros básicos para el diseño de los fermentadores.
- Llevar a cabo un estudio cinético de la reacción de oligomerización disminuyendo los intervalos de tiempo en los que son tomadas las muestras, cada media hora durante el tiempo de reacción.
- Evaluar el uso de un catalizador para disminuir la energía de activación en la oligomerización y realizar la reacción en menos tiempo o con una temperatura menor.
- Llevar a cabo un estudio cinético de la reacción de oligomerización a diferentes temperaturas de reacción, con las demás condiciones constantes, evaluar temperaturas entre 130°C-190°C.
- Llevar a cabo un estudio cinético de la reacción de oligomerización a diferentes presiones de vacío, con las demás condiciones constantes, relacionando el costo de operar a altos vacíos con la calidad del producto obtenida.
- Realizar un scramber del diseño experimental para la reacción de oligomerización, tomando en cuenta las variables mencionadas anteriormente, para comparar al menos 3 escenarios de condiciones y determinar cuál trabaja mejor.
- Realizar caracterizaciones del oligómero que permitan conocer la distribución de los pesos moleculares y el largo de cadena que posee el producto.
- Se sugiere la realización de trabajo de diseño del área de purificación de ácido láctico del caldo de fermentación ampliando el método de purificación escogido por este proyecto (extracción líquido-líquido) y que se adicione a este informe.
- Realizar un análisis de las condiciones iniciales microbiológicas de la melaza para determinar y caracterizar los microorganismos que puedan estar presentes originalmente en ella y que puedan competir con el hongo *Rhizopus oryzae* por la fuente de carbono para poder diseñar el método de eliminación microbiana óptimo para el tipo de microorganismo presente.
- Realizar un estudio civil para determinar la mejor forma de instalar el equipo identificado en las secciones de diseño de planta, y dimensionado a una superficie plana que asegure el mejor funcionamiento del equipo asegurando las condiciones de proceso utilizadas para su diseño.
- Realizar un diseño estructural de la edificación de la planta en donde se localizará el equipo identificado y dimensionado en este informe para asegurar la distribución de la planta propuesta.
- Se recomienda considerar y comparar el empleo de otro fluido de calentamiento para los reactores de oligomerización y de polimerización.
- Se recomienda realizar un análisis pinch del proceso entero para determinar puntos de mejora del aprovechamiento energético.
- Se recomienda el análisis de la corriente de agua residual de los condensadores para el diseño de una planta de tratamiento de agua para la planta.

- Se recomienda el diseño y dimensionamiento de sistemas de seguridad para reactores que incluyan mecanismos de protección en contra de sobrepresiones o de sobre vacío en su interior.
- Existen muchas formas para lograr el objetivo de la rentabilidad, y con administración del mercadeo, de los clientes o creando alianzas con los proveedores en especial con los ingenios para la melaza, podría surgir un proyecto muy atractivo y con una tasa de interés de retorno alta.
- Analizar la demanda desde otros puntos de vista, estos podrían ser cualitativos, debido a la falta de información histórica del PLA.
- Analizar el proceso de producción solamente de ácido láctico frente al proceso de producción de etanol, podría ser un dato importante para conocer si es mejor producir o comprar ácido láctico.
- Cotizar todo el quipo que se desea utilizar con unos proveedores en específico, para que puedan ser proporcionados sin ningún atraso, utilizar métodos como el del manual del ingeniero químico para tener un dato aproximado y conocer la variación de estos frente a cotizaciones reales.
- Diseñar un programa de seguridad industrial ya que se trabaja con muchos riesgos que se pueden convertir en accidentes.

X. BIBLIOGRAFÍA

Ariza, B y Gonzalez, L. 1997. *Producción de Proteína Unicelular a partir de levaduras y melaza de caña de azúcar como sustrato*. Tesis de pregrado Bacteriología. Pontificia Universidad Javeriana. Facultad de Ciencias. Departamento de bacteriología. Bogotá. Colombia. 22'27p.

Asturias M. 2006. *Síntesis de ácido láctico a partir de bagazo de caña de azúcar y de desecho de dieta, a escala laboratorio*. Tesis de Ingeniería. Guatemala, Guatemala. Universidad Rafael Landívar. PP. 101.

Baird, D. G. (2014). *Polymer Processing Principle and Design*. New Jersey: Wiley.

Belkis, R. (2010). *Evaluación de los criterios de diseño y configuración estructural de recipientes a presión*. Venezuela.

Blanco, F. (2009). *Síntesis de polímeros*. Universidad de Oviedo. Oviedo.

Bombas centrífugas. MP Pumps. Modelo FLOMAX. Recuperado de: <http://mppumps.com/category/Flomax>

Bombas de desplazamiento positivo de lóbulos. Viking. Modelo Optimus. Recuperado de: <http://www.vikingpump.com/products/industrial-lobe-pumps>

Bonilla, A. (2012). *Polymer Synthesis Theore and Practice*. Costa Rica: Revista Iberoamericana de polímeros.

Broad Institute, 2010. Mucorales Database – Rhizous Oryzae. Recupeado de: http://www.broadinstitute.org/annotation/genome/rhizopus_oryzae/MultiHome.html

Castro Gomez, J. (2012). *Diseño de Reactores de Prepolimerización y Polimerización para la Producción de Ácido Poliláctico en una Planta Industrial*. Cartagena: Facultad de Ingeniería, Universidad de Cartagena de Indias.

Castro, J. (2012). *Diseño de reactores de prepolimerización y polimerización para la producción de ácido poliláctico en una planta industrial*. Cartagena de Indias: Universidad de Cartagena.

Castro M. 1993. *Estudio de la melaza de caña como sustrato de la fermentación acetobutiliza*. Tesis pregrado Ingeniería Química. Universidad Nacional de Colombia. Facultad de Ingeniería. Bogotá, Colombia. Pp 3-85.

Cengel. Y. A. *Transferencia de calor y masa – Un enfoque práctico*. 2007. 3era edición McGraw Hill. México.

Cengel, Y. (2011). *Transferencia de Calor y Masa Fundamentos y Aplicaciones*. México D.F.: McGraw Hill.

Comisión Nacional de energía eléctrica. Pliegos tarifas conoce tu tarifa, compara y ahorra. <http://www.cnee.gob.gt/Calculadora/pliegoswp.php> [2014]

Company, T. D. (1994). *Equipment for Systems Using Dowtherm Heat Transfer Fluids*. U.S.A.: Dow.

Chopra, Sunil. 2010. Administración de la Cadena de Suministro. Estrategia, Planeación y Operación. 3ª Edición. 420 pp.

Edward, P. Atiemo, V. Kresta, S. 2004. *Handbook of industrial mixing. Única edición. John Wiley & Sons*. USA. Pp. 535-541.

Esperanza, E. Constanza, S. 2007. *Evaluación de melaza de caña como sustrato para la producción de Sacchamoryces cerevisiae*. Tesis de licenciatura. Colombia, Bogotá. Pontificia Universidad Javeriana. PP. 120.

Focus Technology. Made in china. <http://made-in-china.com/> [2014]

Farusac Remoto. El colegio de arquitectos de Guatemala y normativas. <http://farusacremoto.blogspot.com/search/label/Arancel> [2014]

Gordon, M. H. (1973). *Cinética Química*. Buffalo, New York: reverté, S.A.

Horta, Luis. 2006. *Costos y precios para etanol combustible en América Central*. <<Convenio CEPAL/República de Italia>>. Naciones Unidas, Comisión Económica para América Latina y El Caribe –CEPAL-. LC/MEX/L.716. PDF. Distribución Limitada. 102 págs.

Hugot, E. (1986). *Handbook of cane sugar engineering*. Amsterdam: elsevier.

Järvinen M, Myllykoski L, Keiski R, Sohlo J. Separation of lactic acid from fermented broth by reactive extraction. 1999. Kluwer Academic Publishers. Recuperado de: <http://link.springer.com/article/10.1023%2FA%3A1008183322075#page-2>

Jie, R. (2010). *Biodegradable Poly(Lactic Acid) Synthesis, Modification, Processing and Applications*. Shanghai: Springer.

Karassic. I.J. Pump Handbook. Pump Handbook. 1976. 1era edición. McGraw Hill. New York.

Konz, Stephan. 2001. Diseño de instalaciones industriales. Octava edición. Balderas, México. 405 pp

Lee, T. (2012). PLA Biopolymer Technology and Applications. En R. A. Tin Sin, *PDL Handbook Series* (pág. 350). ELSEVIER.

Levenspiel. (2004). *Diseño de reactores químicos*.

Liao W. *et al.* 2006. Un nuevo enfoque de la formación de gránulos de un hongo filamentoso *Rhizopus oryzae*. Estados Unidos. Biosource technology 98 (2007) 3415'3423. Pp.3415.

Liao W, Liu Y, Chen S. Studying pellet formation of a filamentous *Rhizopus oryzae* organic acid producton. 2007. Appl Biochem Biotechnol. Recuperado de: <http://www.ncbi.nlm.nih.gov/pubmed/18478426>

López, 2013. Respiración celular y fermentación láctica. Clase virtual de bioquímica. Recuperado de: <https://www.youtube.com/watch?v=7vyCkz05e-8>

- McCabe, W. L. (2007). *Operaciones Unitarias en Ingeniería Química*. México D.F.: McGraw Hill.
- McCabe, W.L., J. C. Smith, P. Harriott. Operaciones unitarias en ingeniería química. 2007. 7ma edición McGraw Hill. México.
- McMurry. (2010). *Química Orgánica*
- Martínez, Balcunas, Salgado, 2012. Lactic acid properties, applications and production..
- Ministerio de Trabajo y Previsión Social de Guatemala.1995. Código de Trabajo.
- Moniz, A. (2010). *Study of lactic acid polycondensation and lactide production*. Zürich: Eidgenössische Technische Hochschule.
- Myers, R. L. (2007). *The 100 Most important Chemical Compounds*. USA: Greenwood Press.
- Niebel, Benjamin; A. Frievalds. 2009. Ingeniería industrial métodos, estándares y diseño del trabajo. México. 586pp.
- Perry, R.H., D. W. Green. Perry's Chemical Engineers' Handbook. 2008. 8va edición. McGraw Hill. China
- Pethrick, R. (2014). *Polymer Products and Chemical Processes*. Oakville Canada: Apple Academic Press.
- Pinzon, J. M. (2006). *Polimerización de ácido (DL) Láctico mediante policondensación por fusión directa*. Colombia: Revista Colombiana de Química.
- Polylactic Acid Technology. (2005). En G. P. Henton David, *Natural Fibers, Biopolymers and Biocomposites* (págs. 527-578).
- Pumped Storage. 1975. 1era edición. American Society of Civil Engineers. New York
- Qasim M. 2013. *Optimal design of multistage chemostats in series using different microbial growth kinetics*. International Journal of Energy and Environment. Volumen 4, ejemplar 6. Pp. 1025-1032.
- Química Analítica. (2009). En G. Christian. México : McGraw Hill.
- Ren. J. Biodegradable Poly (Lactic Acid) – Synthesis, modification, processing and applications. 2010. 1era edición. Springer. China.
- Sandoval. P.M. 2014. Análisis del proceso de producción y estudio de costos para la fabricación de poliácido láctico proveniente de la fermentación de melaza utilizando el hongo *Rhizopus oryzae*. Módulo de Megaproyecto.
- Seavey, K. (2008). Step-Growth Polymerization Process Modeling and Product Design . New Jersey: Wiley.
- Sinnot, R. (2005). *Coulson & Richardson's Chemical Engineering Design 4th Edition*. Oxford, UK: ELSEVIER.
- Skoog, D. (2007). *Fundamentos de química analítica*. Mexico: Mc Graw-Hill

Smith, J.M., H. C. van Ness, M. M. Abbott. Introducción a la termodinámica en Ingeniería Química. 2007. 7ma edición McGraw Hill. México.

Sinnott, R. 2004. *Chemical Engineering Design*. Tercera edición. Elsevier. USA. Pp. 1045.

Sinnott, R. K. (2005). *Chemical Engineering Design*. Oxford: Elsevier.

Sistema Arancelario Centroamericano (SAC). Secretaría del Tratado General de Integración Económica Centroamericana (SIECA)

Suñe, Albert; Francisco Gil; Ignasi Arcusa. 2010. Manual práctico de diseño de sistemas productivos. Madrid. 320 pp

Swan, H y Karalazos, A. 1990. *Las melazas y sus derivados*. Revista Tecnología. Geplacea. No. 19. España. 78'82p.

Tompkins, J; John White; Yavuz Bozer; J.M Tanchoco. 2011. Planeación de instalaciones. México. 853 pp

Transmisores de nivel de tipo presión diferencial. Rosemount Emerson. Modelo 3051. Recuperado de: <http://www2.emersonprocess.com/en-US/brands/rosemount/Pressure/DP-Level-Products/3051S-ERS/Pages/index.aspx>

Transmisores de temperatura de tipo termocupla. Rosemount Emerson. Modelo 3144P. Recuperado de: <http://www2.emersonprocess.com/en-us/brands/rosemount/temperature/single-point-measurement/3144p/pages/index.aspx>

Treybal, R. E. (1980). *Operaciones de Transferencia de Masa*. Madrid: McGraw Hill.

Válvulas de control de tipo cilindro de potencia. Daniel Emerson. Modelo S500. Recuperado de: <http://www2.emersonprocess.com/en-US/brands/daniel/control-valves/Balanced-piston/Pages/series-500-power-cylinder-operated.aspx>

Walas, S *et. al.* 2010. *Chemical Process Equipment*. Segunda edición. Elsevier. USA. Pp. 811.

Wee, Y. *et al.* 2006. *Biotechnological Production of Lactic Acid and its recent applications. Estados Unidos. Biotechnol.* 44 (2) 163-172 (2006).

Yan Liu, Craig Frear, 2007, A new approach of pellet formation of a filamentous fungus – *Rhizopus Oryzae*. Versión electrónica. Recuperado de: <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0960852406005876>

Yoo, D. K. (2004). Reaction Kinetics for the Synthesis of Oligomeric Poly(lactic acid). *Macromolecular Research, Vol. 13, No. 1*, 68-72.

Zhou Y, Domínguez JM, Cao N, Du J, Tsao GT. Optimization of L-lactic acid production from glucose by *Rhizopus oryzae* ATCC 52311. 1999. Appl Biochem Biotechnol. Recuperado de: <http://www.ncbi.nlm.nih.gov/pubmed/15304710>

XI. ANEXOS

C_a = concentración de sacarosa

C_C = concentración de biomasa

C_R = concentración de ácido láctico

A. DATOS ORIGINALES

Tabla No. 70 Concentraciones, obtenidas durante la fermentación, de sacarosa y biomasa

muestra	tiempo (h)	C_{ao} (g/mL)	C_a	C_{co}	C_c
2	16.00	83.46	45.38	0.79	2.57
17	16.00	83.46	46.85	0.79	3.18
3	32.00	83.46	70.93	0.79	3.43
4	32.00	83.46	64.80	0.79	2.76
5	48.00	83.46	9.49	0.79	11.53
6	48.00	83.46	38.68	0.79	8.93
18	48.00	83.46	74.57	0.79	8.59
7	68.00	83.46	0.50	0.79	5.31
8	68.00	83.46	10.11	0.79	3.96
9	72.00	83.46	8.72	0.79	4.33
10	72.00	83.46	7.92	0.79	3.69
11	80.00	83.46	8.44	0.79	3.91
12	80.00	83.46	8.06	0.79	3.64
13	88.00	83.46	2.79	0.79	5.90
14	88.00	83.46	2.93	0.79	3.40
15	96.00	83.46	1.97	0.79	3.50
16	96.00	83.46	1.42	0.79	4.69

Datos obtenidos de las cromatografías para azúcares (ver anexo C) y de los pesos secos de la biomasa después de la incubación.

Tabla No. 71 Porcentajes de azúcares y ácido láctico obtenidos en la prueba No.2

Tiempo (h)	Muestra	Porcentaje glucosa	Porcentaje sacarosa	Porcentaje fructosa	Porcentaje azúcares	Porcentaje A. Láctico
0	1	2.57	8.35	3.20	14.11	1
0	1	2.13	7.89	3.60	13.63	0.33
16	2	1.44	4.54	2.02	8.00	4.98
32	3	1.12	7.09	1.78	9.99	4.57
32	4	1.83	6.48	4.34	12.65	3.37
48	5	2.45	0.95	4.66	8.06	5.32
48	6	2.35	3.87	3.96	10.18	7.01
68	7	2.27	0.00	4.62	6.88	5.88
68	8	3.12	1.01	5.04	9.17	4.99
72	9	3.06	0.87	5.19	9.12	4.50
72	10	3.08	0.79	5.27	9.14	4.37
80	11	3.18	0.84	5.05	9.07	3.71
80	12	3.21	0.81	5.35	9.38	3.88
88	13	1.16	0.28	4.35	5.79	4.15
88	14	2.93	0.29	5.38	8.60	4.11
96	15	3.06	0.20	5.40	8.66	4.38
96	16	2.59	0.14	5.25	7.97	4.11
16	17	2.22	4.68	3.78	10.69	0.33
48	18	1.84	7.46	3.58	12.87	3.62

Datos obtenidos de las áreas bajo la curva integradas de las cromatografías para azúcares y ácido láctico (ver anexo C).

B. CÁLCULOS DE MUESTRA

Cálculo No. 1 Valores de eje Y cinética de Monod

$$y = \frac{t_b}{\ln\left(\frac{C_c}{C_o}\right)}$$

$$y = \frac{16}{\ln\left(\frac{2.56}{0.78}\right)} = 13.52$$

Cálculo No. 2 Valores de eje X cinética de Monod

$$x = \frac{\ln\left(\frac{C_{ao}}{C_a}\right)}{\ln\left(\frac{C_c}{C_{co}}\right)}$$

$$x = \frac{\ln\left(\frac{83.45}{45.37}\right)}{\ln\left(\frac{2.56}{0.78}\right)} = 0.51$$

Cálculo No. 3 Cálculo de k

$$\frac{M}{k} = 19.89$$

$$\frac{M + 1}{k} = 13.803$$

$$M = 3.26$$

$$k = 0.1641$$

Cálculo No. 4 Cálculo de rendimiento fraccional A/C

$$A/C = \frac{C_{AO} - C_A}{C_c - C_{CO}}$$

$$A/C = \frac{83.45 - 1.4153}{4.68 - 0.78}$$

$$A/C = 21.03$$

Cálculo No. 5 Cálculo de la constante de Michaelis-Menten

$$M = \frac{C_M}{C_{AO} + A/C C_{CO}}$$

$$4.79 = \frac{C_M}{83.45 + 21.03 * 0.78}$$

$$C_M = 16.008$$

Cálculo No. 6 Cálculo del espacio tiempo

$$k\tau = \frac{R/A (C_{AO} + C_M) - C_R}{R/A C_{AO} - C_R}$$

$$0.0334\tau = \frac{0.749(83.45 + 326.5) - 6.51}{0.153(83.45) - 6.51}$$

$$\tau = 36.04 \text{ h}$$

Cálculo No. 7 Cálculo del volumen

$$\begin{aligned}V &= \tau \dot{V} \\V &= (36.04h)(46.6 m^3/h) \\V &= 1679.5m^3\end{aligned}$$

Cálculo No. 8 Cálculo de velocidad lineal

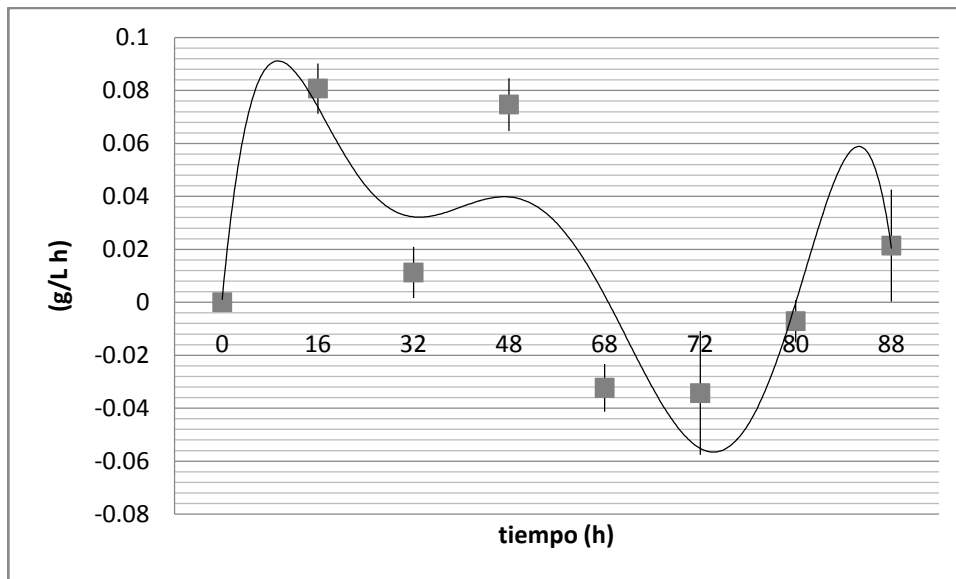
$$\begin{aligned}r_a &= \frac{\Delta C_C}{\Delta t} \\r_a &= \frac{2.88 - 0.79}{16} = 0.13 \frac{g}{Lh}\end{aligned}$$

Cálculo No. 9 Cálculo de volumen de reactores (asumiendo velocidad constante)

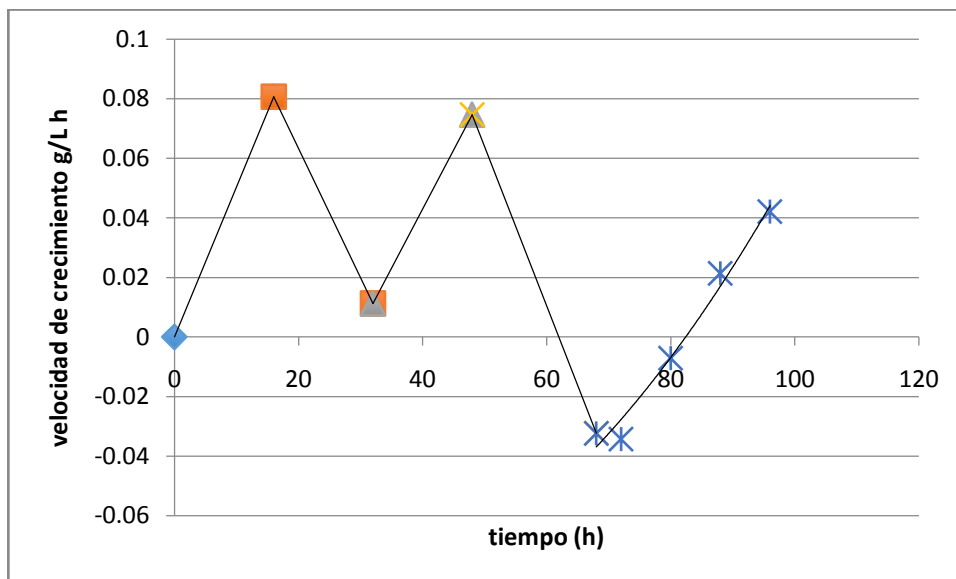
$$\begin{aligned}V &= \frac{C_{a0} - C_a}{r_a} \\V &= \frac{2.88 - 0.79}{0.13} = 16 h\end{aligned}$$

C. DATOS CALCULADOS

Gráfica No. 7 Velocidad de crecimiento vs. tiempo para la prueba 2



Gráfica No. 8 Fases de crecimiento durante fermentación



Gráfica No. 9 Velocidad de crecimiento durante la fermentación

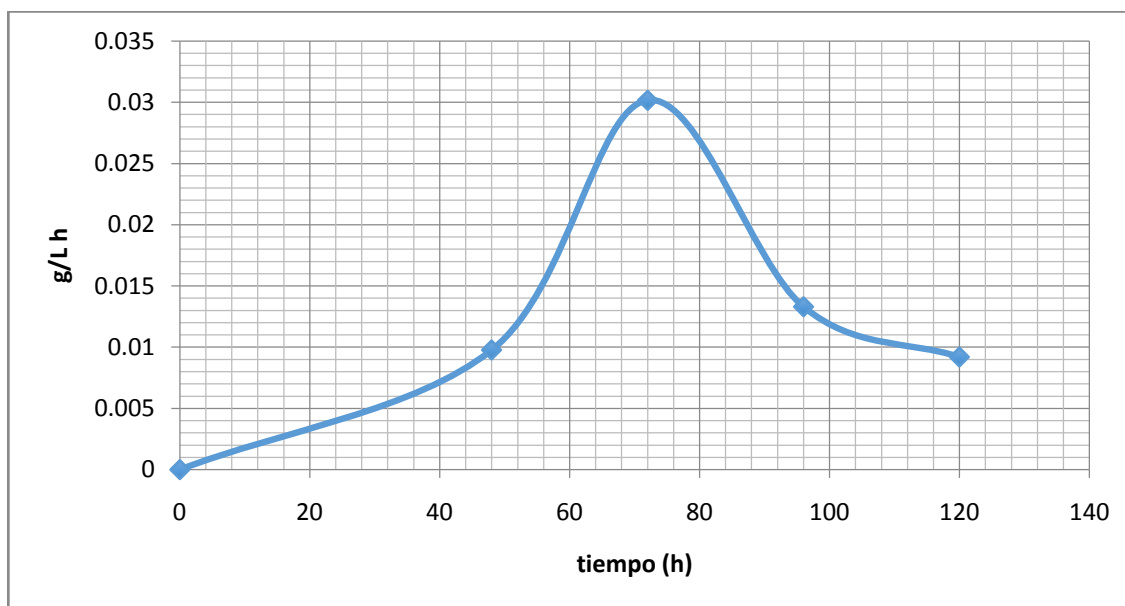


Tabla No. 72 Valores para el modelo de la cinética

Muestra	$T_p/\ln(C_c/C_o)$	$\ln(C_{a0}/C_a)/\ln(C_c/C_{c0})$
2	13.520	0.515
17	11.449	0.413
3	21.740	0.110
4	25.516	0.202
5	17.880	0.810
6	19.759	0.317
18	20.078	0.047
8	42.081	1.306
9	42.199	1.324
10	46.609	1.524
11	49.875	1.429
12	52.212	1.525
13	43.675	1.687
14	60.133	2.288
15	64.337	2.511
16	53.783	2.284

Cálculos hechos con el procedimiento de cálculos eje X cinética de Monod y cálculos eje Y cinética de Monod (ver datos calculados)

Tabla No. 73 Rendimientos fraccionales

R/C	C/R
1.053	0.949

Siguiendo el esquema de cálculo de rendimientos fraccionales (ver datos calculados).

Tabla No. 74 Velocidad de crecimiento

Muestra	Velocidad crecimiento (g/L h)	Tiempo (h)
i	0	0
2	0.074	16
17	0.087	16
3	0.018	32
4	0.004	32
5	0.076	48
6	0.073	48
18	0.057	48
7	-0.026	68
8	-0.039	68
9	-0.051	72
10	-0.018	72
11	-0.013	80
12	-0.002	80
13	0.051	88
14	-0.009	88
15	-0.065	96
16	0.040	96

Calculadas siguiendo el esquema del cálculo de r_a (datos calculados)

D. REPORTES DE CROMATOGRAFÍAS DE AZÚCARES Y ÁCIDO LÁCTICO

1. Azúcares prueba No.2

Figura No. 40 Curvas de calibración azúcares prueba No. 2

```

Method C:\HPCHEM\2\METHODS\AZAGUA.M

=====
                          Calibration Table
=====

CURVA DE CALIBRACIÓN DE AZUCARES

Calib. Data Modified   :    Thursday, October 09, 2014 1:06:00 PM

Calculate              :    External Standard
Based on              :    Peak Area

Rel. Reference Window :    5.000 %
Abs. Reference Window :    4.500 min
Rel. Non-ref. Window  :    5.000 %
Abs. Non-ref. Window  :    0.000 min
Use Multiplier & Dilution Factor with ISTDs
Uncalibrated Peaks    :    not reported
Partial Calibration   :    Yes, identified peaks are recalibrated
Correct All Ret. Times:    No, only for identified peaks

Curve Type            :    Linear
Origin                :    Forced
Weight                :    Equal

Recalibration Settings:
Average Response      :    Average all calibrations
Average Retention Time:    Floating Average New 7.5%

Calibration Report Options :
  Printout of recalibrations within a sequence:
    Calibration Table after Recalibration
    Normal Report after Recalibration
  If the sequence is done with bracketing:
    Results of first cycle (ending previous bracket)

Signal 1: RID1 A, Refractive Index Signal

RetTime  Lvl  Amount      Area      Amt/Area  Ref  Grp Name
 [min] Sig  [%]
-----|---|-----|-----|-----|---|-----
 10.759  1  1  3.98594  1.22565e7  3.25211e-7      Sacarosa
          2  7.97188  2.42616e7  3.28580e-7
          3  9.96485  2.97110e7  3.35393e-7
          4  13.95079  4.09367e7  3.40790e-7
 12.731  1  1  1.00677  2.61614e6  3.84830e-7      Glucosa
          2  2.01354  5.24609e6  3.83817e-7
          3  2.51692  6.44343e6  3.90619e-7
          4  3.52370  8.54532e6  4.12354e-7
 19.808  1  1  9.95282e-1  2.51205e6  3.96203e-7      Fructosa
          2  1.99056  5.42498e6  3.66926e-7
          3  2.48820  6.76265e6  3.67934e-7
          4  3.48349  9.29516e6  3.74763e-7

More compound-specific settings:

Compound: Sacarosa
  Time Window      :    From 8.149 min To 12.149 min

Compound: Glucosa
  Time Window      :    From 12.068 min To 15.068 min

Compound: Fructosa
  Time Window      :    From 17.065 min To 23.065 min

1 Warnings or Errors :

Warning : Overlapping peak time windows at 10.759 min, signal 1
=====

```

Figura No. 42 Muestra 2 azúcares prueba No. 2

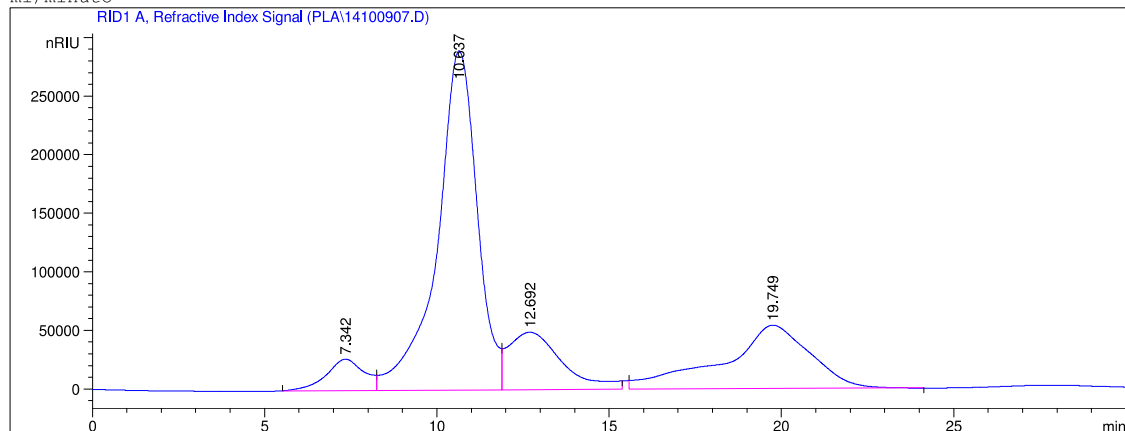
Data File C:\HPCHEM\2\DATA\PLA\14100907.D

Sample Name: 2

```

=====
Injection Date : 10/9/2014 1:03:48 PM      Seq. Line : 5
Sample Name    : 2                          Location  : Vial 6
Acq. Operator  : AdeM                       Inj       : 1
Acq. Instrument : Instrument 2              Inj Volume: 20 µl
Acq. Method    : C:\HPCHEM\2\METHODS\AZAGUA.M
Last changed   : 10/8/2014 1:59:04 PM by AdeM
Analysis Method : C:\HPCHEM\2\METHODS\PLMCAL.M
Last changed   : 10/10/2014 8:38:43 AM by AdeM
Metodo para determinacion de azucares, columnas Biorad Aminex HPX-87P 300x7.8mm , 5µm, fase movil
Agua, temperatura de 60, 55 en el detector y 25 en el termostato del automuestreador ( tcc), 0.6
ml/minuto

```



External Standard Report

```

Sorted By      : Signal
Calib. Data Modified : 10/9/2014 2:21:00 PM
Multiplier     : 1.0000
Dilution       : 1.0000
Use Multiplier & Dilution Factor with ISTDs

```

Signal 1: RID1 A, Refractive Index Signal

RetTime [min]	Type	Area [nRIU*s]	Amt/Area	Amount [%]	Grp	Name
10.637	VV	2.34423e7	3.36535e-7	7.88916		Sacarosa
12.692	VB	5.33382e6	4.00150e-7	2.13433		Glucosa
19.749	BB	9.67263e6	3.72428e-7	3.60236		Fructosa

Totals : 13.62585

Results obtained with enhanced integrator!
 1 Warnings or Errors :

Warning : Calibration warnings (see calibration table listing)

*** End of Report ***

Figura No. 43 Muestra 3 azúcares prueba No. 2

Data File C:\HPCHEM\2\DATA\PLA\14100908.D

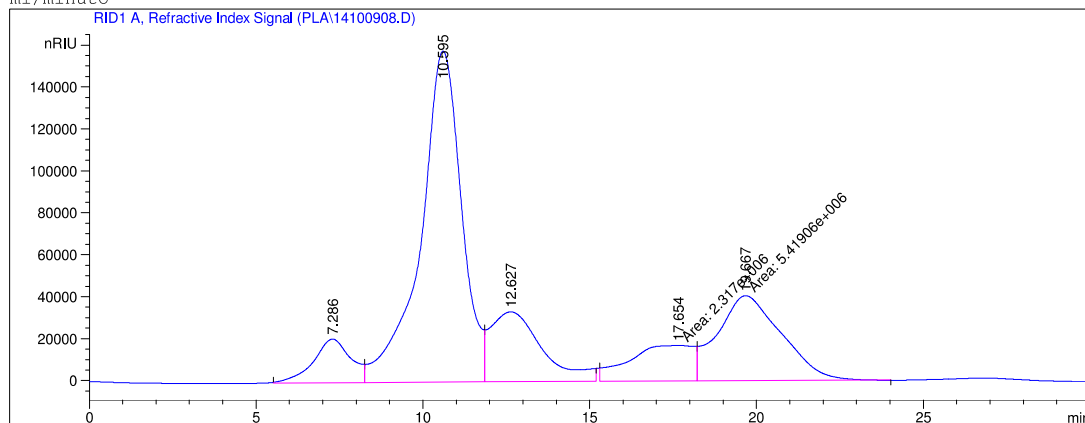
Sample Name: 3

```

=====
Injection Date   : 10/9/2014 1:36:02 PM      Seq. Line :    6
Sample Name     : 3                          Location  : Vial 7
Acq. Operator   : AdeM                       Inj       :    1
Acq. Instrument : Instrument 2                Inj Volume: 20 µl
Acq. Method     : C:\HPCHEM\2\METHODS\AZAGUA.M
Last changed    : 10/8/2014 1:59:04 PM by AdeM
Analysis Method : C:\HPCHEM\2\METHODS\AZAGUA.M
Last changed    : 10/9/2014 2:21:47 PM by AdeM
                  (modified after loading)

```

Metodo para determinacion de azúcares, columnas Biorad Aminex HPX-87P 300x7.8mm , 5µm, fase movil Agua, temperatura de 60, 55 en el detector y 25 en el termostato del automuestreador (tcc), 0.6 ml/minuto



```

=====
External Standard Report
=====

```

```

Sorted By      :      Signal
Calib. Data Modified : 10/9/2014 2:21:00 PM
Multiplier     :      1.0000
Dilution       :      1.0000
Use Multiplier & Dilution Factor with ISTDs

```

Signal 1: RID1 A, Refractive Index Signal

RetTime [min]	Type	Area [nRIU*s]	Amt/Area	Amount [%]	Grp	Name
10.595	VV	1.34836e7	3.36535e-7	4.53772		Sacarosa
12.627	VB	3.60262e6	4.00150e-7	1.44159		Glucosa
19.667	FM	5.41906e6	3.72428e-7	2.01821		Fructosa

```
Totals :                               7.99752
```

```
Results obtained with enhanced integrator!
1 Warnings or Errors :
```

Warning : Calibration warnings (see calibration table listing)

```

=====
*** End of Report ***
=====

```

Figura No. 44 Muestra 4 azúcares prueba No. 2

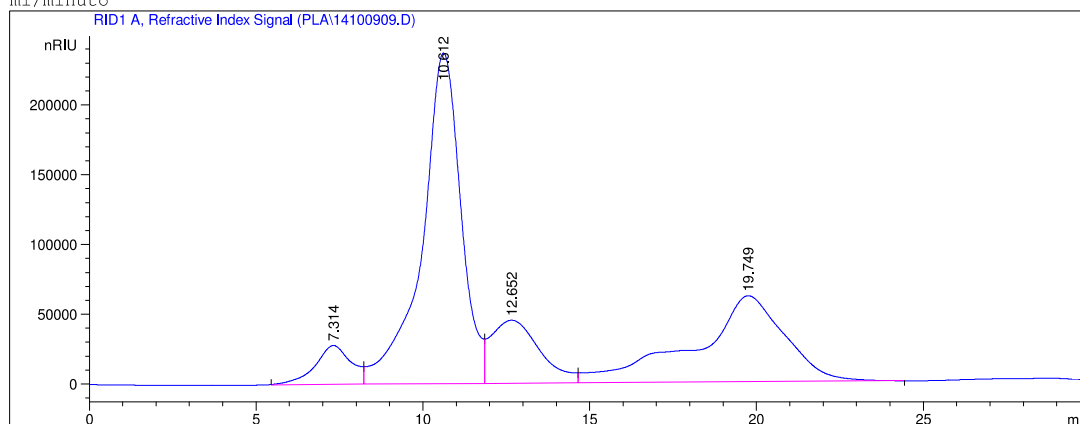
Data File C:\HPCHEM\2\DATA\PLA\14100909.D

Sample Name: 4

```

=====
Injection Date   : 10/9/2014 2:08:19 PM      Seq. Line :    7
Sample Name     : 4                          Location  : Vial 8
Acq. Operator   : AdeM                       Inj       :    1
Acq. Instrument : Instrument 2                Inj Volume: 20 µl
Acq. Method     : C:\HPCHEM\2\METHODS\AZAGUA.M
Last changed    : 10/8/2014 1:59:04 PM by AdeM
Analysis Method : C:\HPCHEM\2\METHODS\PLMCAL.M
Last changed    : 10/10/2014 8:38:43 AM by AdeM
Metodo para determinacion de azúcares, columnas Biorad Aminex HPX-87P 300x7.8mm , 5µm, fase movil
Agua, temperatura de 60, 55 en el detector y 25 en el termostato del automuestreador ( tcc), 0.6
ml/minuto

```



```

=====
External Standard Report
=====

```

```

Sorted By      : Signal
Calib. Data Modified : 10/9/2014 2:21:00 PM
Multiplier     : 1.0000
Dilution       : 1.0000
Use Multiplier & Dilution Factor with ISTDs

```

Signal 1: RID1 A, Refractive Index Signal

RetTime [min]	Type	Area [nRIU*s]	Amt/Area	Amount [%]	Grp	Name
10.612	VV	1.92562e7	3.36535e-7	6.48040		Sacarosa
12.652	VV	4.58537e6	4.00150e-7	1.83484		Glucosa
19.749	VB	1.16495e7	3.72428e-7	4.33859		Fructosa

```
Totals :                               12.65382
```

Results obtained with enhanced integrator!

1 Warnings or Errors :

Warning : Calibration warnings (see calibration table listing)

```

=====
*** End of Report ***
=====

```

Figura No. 45 Muestra 5 azúcares prueba No. 2

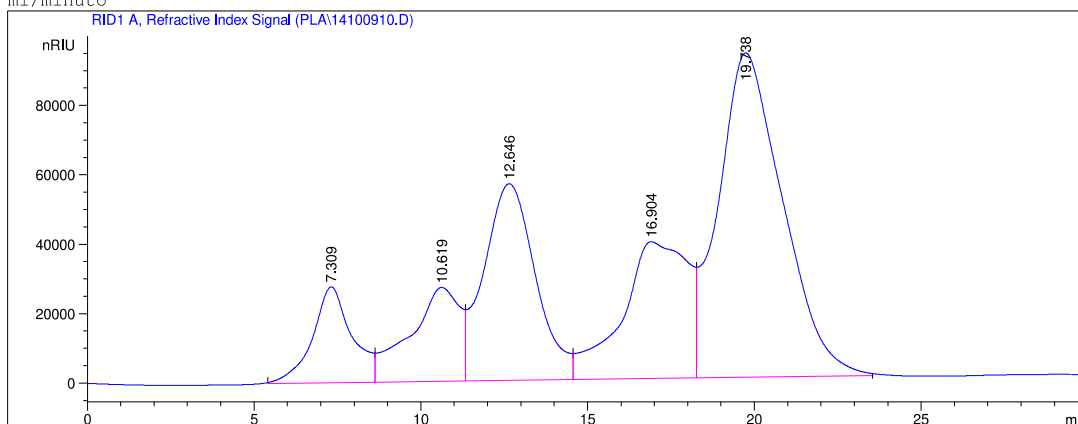
Data File C:\HPCHEM\2\DATA\PLA\14100910.D

Sample Name: 5

```

=====
Injection Date   : 10/9/2014 2:40:37 PM      Seq. Line :    8
Sample Name     : 5                          Location  : Vial 9
Acq. Operator   : AdeM                       Inj       :    1
Acq. Instrument : Instrument 2                Inj Volume: 20 µl
Acq. Method     : C:\HPCHEM\2\METHODS\AZAGUA.M
Last changed    : 10/8/2014 1:59:04 PM by AdeM
Analysis Method : C:\HPCHEM\2\METHODS\PLMCAL.M
Last changed    : 10/10/2014 8:38:43 AM by AdeM
Metodo para determinacion de azuceres, columnas Biorad Aminex HPX-87P 300x7.8mm , 5µm, fase movil
Agua, temperatura de 60, 55 en el detector y 25 en el termostato del automuestreador ( tcc), 0.6
ml/minuto

```



```

=====
External Standard Report
=====

```

```

Sorted By      : Signal
Calib. Data Modified : 10/9/2014 2:21:00 PM
Multiplier    : 1.0000
Dilution      : 1.0000
Use Multiplier & Dilution Factor with ISTDs

```

Signal 1: RID1 A, Refractive Index Signal

RetTime [min]	Type	Area [nRIU*s]	Amt/Area	Amount [%]	Grp	Name
10.619	VV	2.82054e6	3.36535e-7	9.49209e-1		Sacarosa
12.646	VV	6.11125e6	4.00150e-7	2.44542		Glucosa
19.738	VB	1.25218e7	3.72428e-7	4.66348		Fructosa

```
Totals :                               8.05811
```

Results obtained with enhanced integrator!

1 Warnings or Errors :

Warning : Calibration warnings (see calibration table listing)

```

=====
*** End of Report ***
=====

```

Figura No. 46 Muestra 6 azúcares prueba No.2

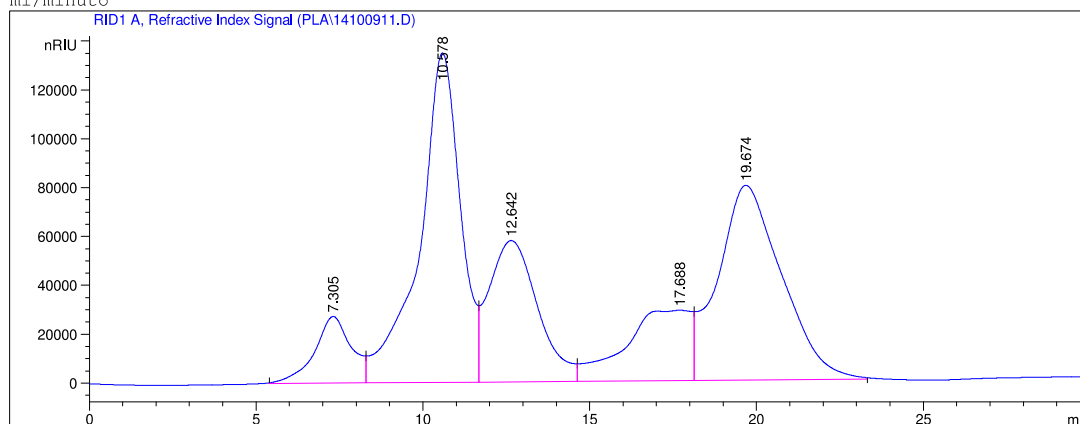
Data File C:\HPCHEM\2\DATA\PLA\14100911.D

Sample Name: 6

```

=====
Injection Date : 10/9/2014 3:12:52 PM      Seq. Line : 9
Sample Name    : 6                          Location  : Vial 10
Acq. Operator  : AdeM                       Inj       : 1
Acq. Instrument : Instrument 2              Inj Volume: 20 µl
Acq. Method    : C:\HPCHEM\2\METHODS\AZAGUA.M
Last changed   : 10/8/2014 1:59:04 PM by AdeM
Analysis Method : C:\HPCHEM\2\METHODS\PLMCAL.M
Last changed   : 10/10/2014 8:38:43 AM by AdeM
Metodo para determinacion de azuceres, columnas Biorad Aminex HPX-87P 300x7.8mm , 5um, fase movil
Agua, temperatura de 60, 55 en el detector y 25 en el termostato del automuestreador ( tcc), 0.6
ml/minuto

```



```

=====
External Standard Report
=====

```

```

Sorted By      : Signal
Calib. Data Modified : 10/9/2014 2:21:00 PM
Multiplier    : 1.0000
Dilution      : 1.0000
Use Multiplier & Dilution Factor with ISTDs

```

Signal 1: RID1 A, Refractive Index Signal

RetTime [min]	Type	Area [nRIU*s]	Amt/Area	Amount [%]	Grp	Name
10.578	VV	1.14940e7	3.36535e-7	3.86812		Sacarosa
12.642	VV	5.87300e6	4.00150e-7	2.35008		Glucosa
19.674	VB	1.06254e7	3.72428e-7	3.95720		Fructosa

```
Totals :                               10.17540
```

Results obtained with enhanced integrator!

1 Warnings or Errors :

Warning : Calibration warnings (see calibration table listing)

```

=====
*** End of Report ***
=====

```

Figura No. 47 Muestra 7 azúcares prueba No.2

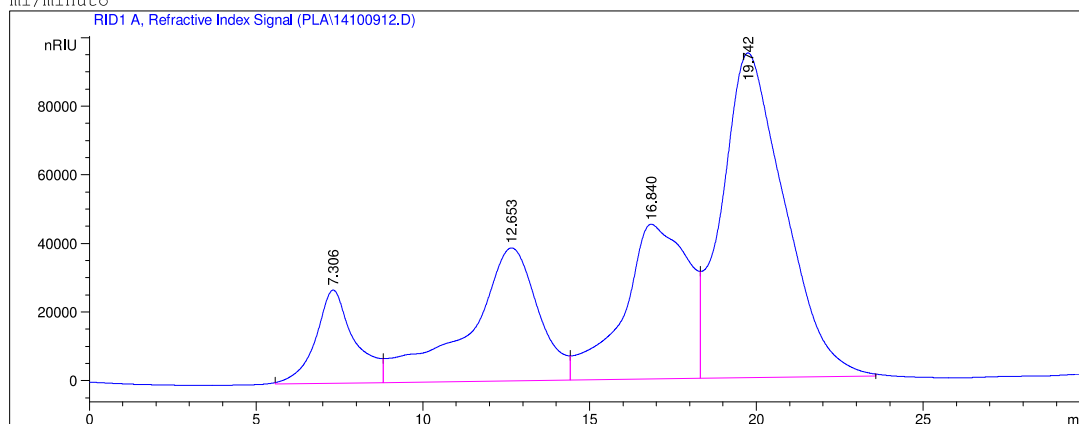
Data File C:\HPCHEM\2\DATA\PLA\14100912.D

Sample Name: 7

```

=====
Injection Date   : 10/9/2014 3:45:08 PM      Seq. Line : 10
Sample Name     : 7                          Location  : Vial 11
Acq. Operator   : AdeM                       Inj       : 1
Acq. Instrument : Instrument 2                Inj Volume: 20 µl
Acq. Method     : C:\HPCHEM\2\METHODS\AZAGUA.M
Last changed    : 10/8/2014 1:59:04 PM by AdeM
Analysis Method : C:\HPCHEM\2\METHODS\PLMCAL.M
Last changed    : 10/10/2014 8:38:43 AM by AdeM
Metodo para determinacion de azuceres, columnas Biorad Aminex HPX-87P 300x7.8mm , 5µm, fase movil
Agua, temperatura de 60, 55 en el detector y 25 en el termostato del automuestreador ( tcc), 0.6
ml/minuto

```



External Standard Report

```

Sorted By      : Signal
Calib. Data Modified : 10/9/2014 2:21:00 PM
Multiplier     : 1.0000
Dilution       : 1.0000
Use Multiplier & Dilution Factor with ISTDs

```

Signal 1: RID1 A, Refractive Index Signal

RetTime [min]	Type	Area [nRIU*s]	Amt/Area	Amount [%]	Grp	Name
10.759	-	-	-	-	-	Sacarosa
12.653	VV	5.66533e6	4.00150e-7	2.26698	-	Glucosa
19.742	VB	1.23960e7	3.72428e-7	4.61662	-	Fructosa

Totals : 6.88360

Results obtained with enhanced integrator!

2 Warnings or Errors :

Warning : Calibration warnings (see calibration table listing)
Warning : Calibrated compound(s) not found

*** End of Report ***

Figura No. 48 Muestra 8 azúcares prueba No.2

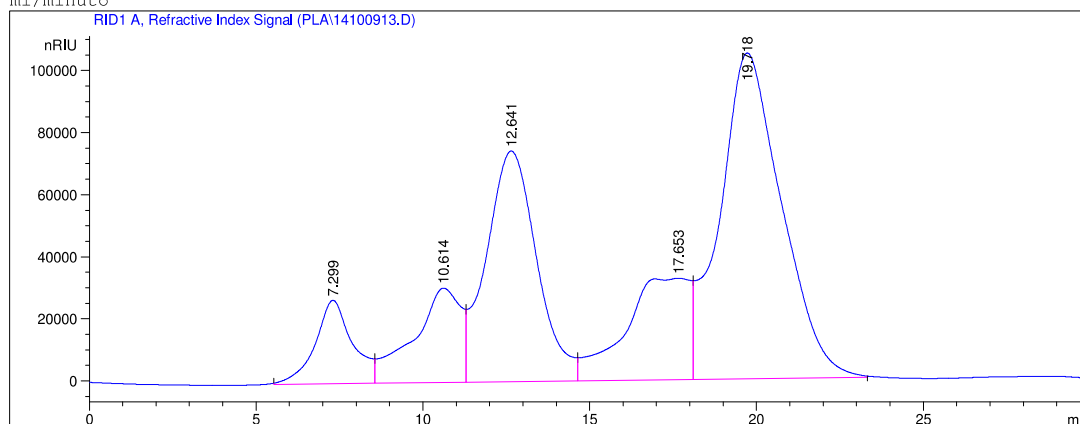
Data File C:\HPCHEM\2\DATA\PLA\14100913.D

Sample Name: 8

```

=====
Injection Date   : 10/9/2014 4:17:25 PM           Seq. Line : 11
Sample Name     : 8                             Location  : Vial 12
Acq. Operator   : AdeM                          Inj       : 1
Acq. Instrument : Instrument 2                   Inj Volume: 20 µl
Acq. Method     : C:\HPCHEM\2\METHODS\AZAGUA.M
Last changed    : 10/8/2014 1:59:04 PM by AdeM
Analysis Method : C:\HPCHEM\2\METHODS\PLMCAL.M
Last changed    : 10/10/2014 8:38:43 AM by AdeM
Metodo para determinacion de azucares, columnas Biorad Aminex HPX-87P 300x7.8mm , 5µm, fase movil
Agua, temperatura de 60, 55 en el detector y 25 en el termostato del automuestreador ( tcc), 0.6
ml/minuto

```



```

=====
External Standard Report
=====

```

```

Sorted By      : Signal
Calib. Data Modified : 10/9/2014 2:21:00 PM
Multiplier    : 1.0000
Dilution      : 1.0000
Use Multiplier & Dilution Factor with ISTDs

```

Signal 1: RID1 A, Refractive Index Signal

RetTime [min]	Type	Area [nRIU*s]	Amt/Area	Amount [%]	Grp	Name
10.614	VV	3.00445e6	3.36535e-7	1.01110		Sacarosa
12.641	VV	7.80760e6	4.00150e-7	3.12421		Glucosa
19.718	VB	1.35316e7	3.72428e-7	5.03957		Fructosa

```
Totals :                               9.17488
```

Results obtained with enhanced integrator!

1 Warnings or Errors :

Warning : Calibration warnings (see calibration table listing)

```

=====
*** End of Report ***
=====

```

Figura No. 49 Muestra 9 azúcares prueba No.2

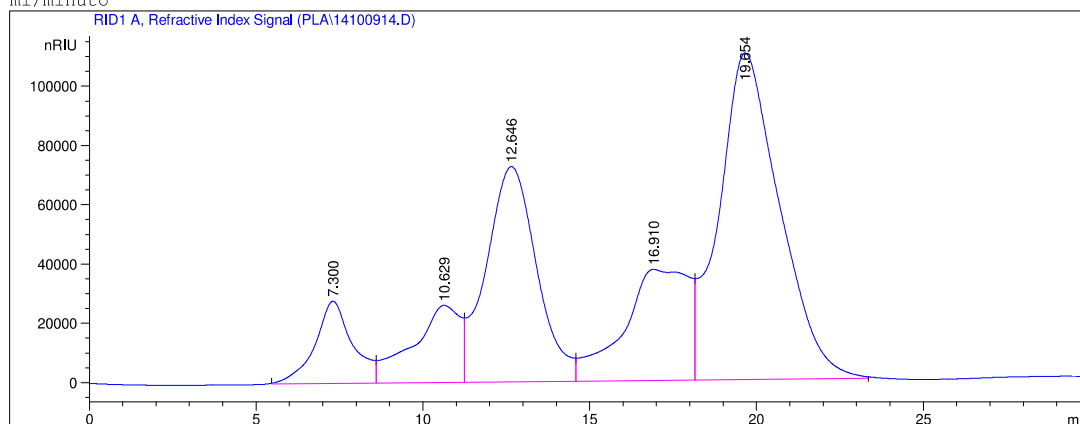
Data File C:\HPCHEM\2\DATA\PLA\14100914.D

Sample Name: 9

```

=====
Injection Date   : 10/9/2014 4:49:38 PM      Seq. Line : 12
Sample Name     : 9                          Location  : Vial 13
Acq. Operator   : AdeM                       Inj       : 1
Acq. Instrument : Instrument 2                Inj Volume: 20 µl
Acq. Method     : C:\HPCHEM\2\METHODS\AZAGUA.M
Last changed    : 10/8/2014 1:59:04 PM by AdeM
Analysis Method : C:\HPCHEM\2\METHODS\PLMCAL.M
Last changed    : 10/10/2014 8:38:43 AM by AdeM
Metodo para determinacion de azucares, columnas Biorad Aminex HPX-87P 300x7.8mm , 5µm, fase movil
Agua, temperatura de 60, 55 en el detector y 25 en el termostato del automuestreador ( tcc), 0.6
ml/minuto

```



```

=====
External Standard Report
=====

```

```

Sorted By      : Signal
Calib. Data Modified : 10/9/2014 2:21:00 PM
Multiplier     : 1.0000
Dilution       : 1.0000
Use Multiplier & Dilution Factor with ISTDs

```

Signal 1: RID1 A, Refractive Index Signal

RetTime [min]	Type	Area [nRIU*s]	Amt/Area	Amount [%]	Grp	Name
10.629	VV	2.58998e6	3.36535e-7	8.71619e-1		Sacarosa
12.646	VV	7.65954e6	4.00150e-7	3.06497		Glucosa
19.654	VB	1.39312e7	3.72428e-7	5.18836		Fructosa

```
Totals :                               9.12494
```

Results obtained with enhanced integrator!

1 Warnings or Errors :

Warning : Calibration warnings (see calibration table listing)

```

=====
*** End of Report ***
=====

```

Figura No. 50 Muestra 10 azúcares prueba No.2

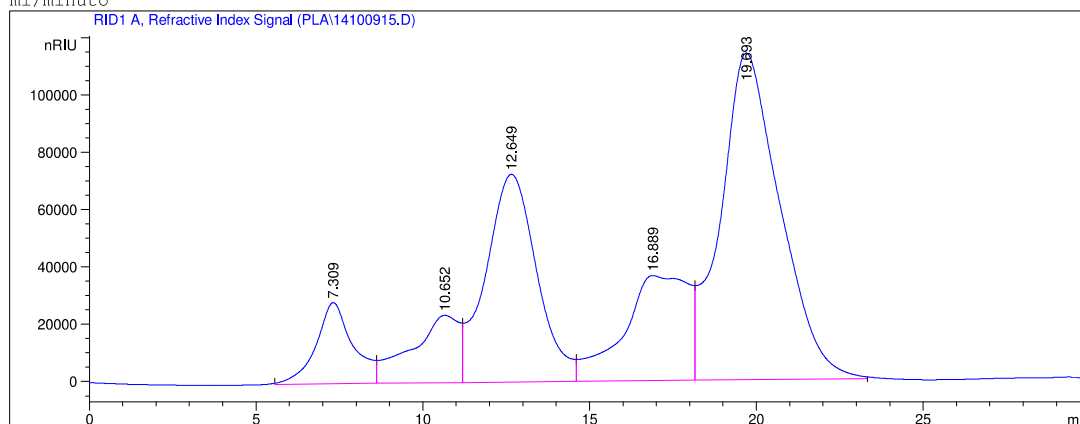
Data File C:\HPCHEM\2\DATA\PLA\14100915.D

Sample Name: 10

```

=====
Injection Date   : 10/9/2014 5:21:51 PM           Seq. Line : 13
Sample Name     : 10                             Location  : Vial 14
Acq. Operator   : AdeM                          Inj       : 1
Acq. Instrument : Instrument 2                   Inj Volume: 20 µl
Acq. Method     : C:\HPCHEM\2\METHODS\AZAGUA.M
Last changed    : 10/8/2014 1:59:04 PM by AdeM
Analysis Method : C:\HPCHEM\2\METHODS\PLMCAL.M
Last changed    : 10/10/2014 8:38:43 AM by AdeM
Metodo para determinacion de azucres, columnas Biorad Aminex HPX-87P 300x7.8mm , 5µm, fase movil
Agua, temperatura de 60, 55 en el detector y 25 en el termostato del automuestreador ( tcc), 0.6
ml/minuto

```



```

=====
External Standard Report
=====

```

```

Sorted By      : Signal
Calib. Data Modified : 10/9/2014 2:21:00 PM
Multiplier     : 1.0000
Dilution       : 1.0000
Use Multiplier & Dilution Factor with ISTDs

```

Signal 1: RID1 A, Refractive Index Signal

RetTime [min]	Type	Area [nRIU*s]	Amt/Area	Amount [%]	Grp	Name
10.652	VV	2.35740e6	3.36535e-7	7.93349e-1		Sacarosa
12.649	VV	7.69590e6	4.00150e-7	3.07951		Glucosa
19.693	VB	1.41541e7	3.72428e-7	5.27140		Fructosa

```
Totals :                               9.14426
```

Results obtained with enhanced integrator!

1 Warnings or Errors :

Warning : Calibration warnings (see calibration table listing)

```

=====
*** End of Report ***
=====

```

Figura No.51 Muestra 11 azúcares prueba No.2

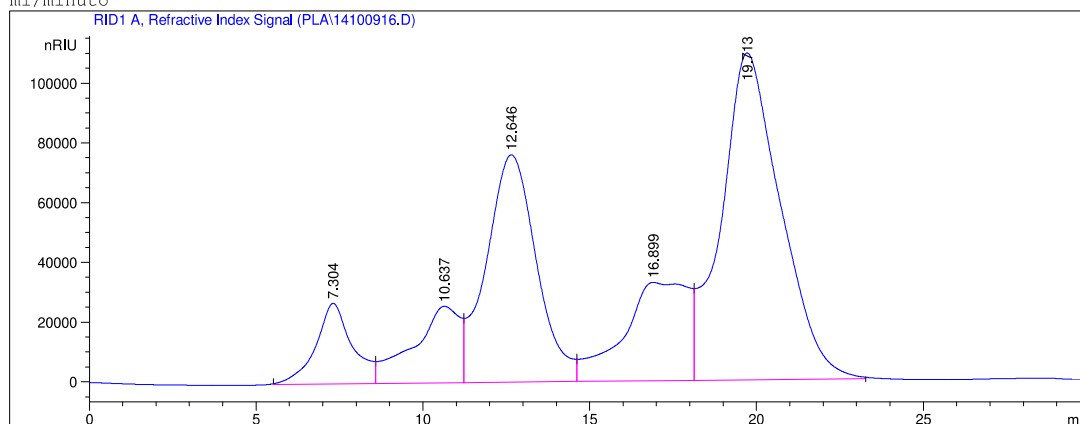
Data File C:\HPCHEM\2\DATA\PLA\14100916.D

Sample Name: 11

```

=====
Injection Date   : 10/9/2014 5:54:03 PM      Seq. Line : 14
Sample Name     : 11                        Location  : Vial 15
Acq. Operator   : AdeM                      Inj       : 1
Acq. Instrument : Instrument 2              Inj Volume: 20 µl
Acq. Method     : C:\HPCHEM\2\METHODS\AZAGUA.M
Last changed    : 10/8/2014 1:59:04 PM by AdeM
Analysis Method : C:\HPCHEM\2\METHODS\PLMCAL.M
Last changed    : 10/10/2014 8:38:43 AM by AdeM
Metodo para determinacion de azucares, columnas Biorad Aminex HPX-87P 300x7.8mm , 5µm, fase movil
Agua, temperatura de 60, 55 en el detector y 25 en el termostato del automuestreador ( tcc), 0.6
ml/minuto

```



```

=====
External Standard Report
=====

```

```

Sorted By      : Signal
Calib. Data Modified : 10/9/2014 2:21:00 PM
Multiplier    : 1.0000
Dilution      : 1.0000
Use Multiplier & Dilution Factor with ISTDs

```

Signal 1: RID1 A, Refractive Index Signal

RetTime [min]	Type	Area [nRIU*s]	Amt/Area	Amount [%]	Grp	Name
10.637	VV	2.50755e6	3.36535e-7	8.43880e-1		Sacarosa
12.646	VV	7.94855e6	4.00150e-7	3.18061		Glucosa
19.713	VB	1.35499e7	3.72428e-7	5.04638		Fructosa

```
Totals :                               9.07088
```

Results obtained with enhanced integrator!

1 Warnings or Errors :

Warning : Calibration warnings (see calibration table listing)

```

=====
*** End of Report ***
=====

```

Figura No.52 Muestra 12 azúcares prueba No.2

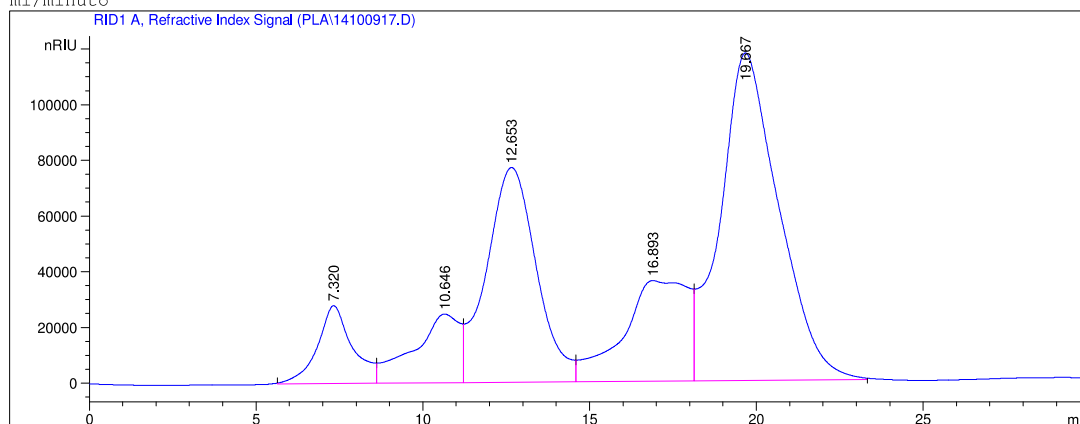
Data File C:\HPCHEM\2\DATA\PLA\14100917.D

Sample Name: 12

```

=====
Injection Date   : 10/9/2014 6:26:18 PM      Seq. Line : 15
Sample Name     : 12                        Location  : Vial 16
Acq. Operator  : AdeM                      Inj      : 1
Acq. Instrument : Instrument 2              Inj Volume: 20 µl
Acq. Method    : C:\HPCHEM\2\METHODS\AZAGUA.M
Last changed   : 10/8/2014 1:59:04 PM by AdeM
Analysis Method: C:\HPCHEM\2\METHODS\PLMCAL.M
Last changed   : 10/10/2014 8:38:43 AM by AdeM
Metodo para determinacion de azucares, columnas Biorad Aminex HPX-87P 300x7.8mm , 5µm, fase movil
Agua, temperatura de 60, 55 en el detector y 25 en el termostato del automuestreador ( tcc), 0.6
ml/minuto

```



```

=====
External Standard Report
=====

```

```

Sorted By      : Signal
Calib. Data Modified : 10/9/2014 2:21:00 PM
Multiplier    : 1.0000
Dilution      : 1.0000
Use Multiplier & Dilution Factor with ISTDs

```

Signal 1: RID1 A, Refractive Index Signal

RetTime [min]	Type	Area [nRIU*s]	Amt/Area	Amount [%]	Grp	Name
10.646	VV	2.39577e6	3.36535e-7	8.06259e-1		Sacarosa
12.653	VV	8.03359e6	4.00150e-7	3.21464		Glucosa
19.667	VB	1.43772e7	3.72428e-7	5.35447		Fructosa

```
Totals :                               9.37538
```

Results obtained with enhanced integrator!

1 Warnings or Errors :

Warning : Calibration warnings (see calibration table listing)

```

=====
*** End of Report ***
=====

```

Figura No.53 Muestra 13 azúcares prueba No.2

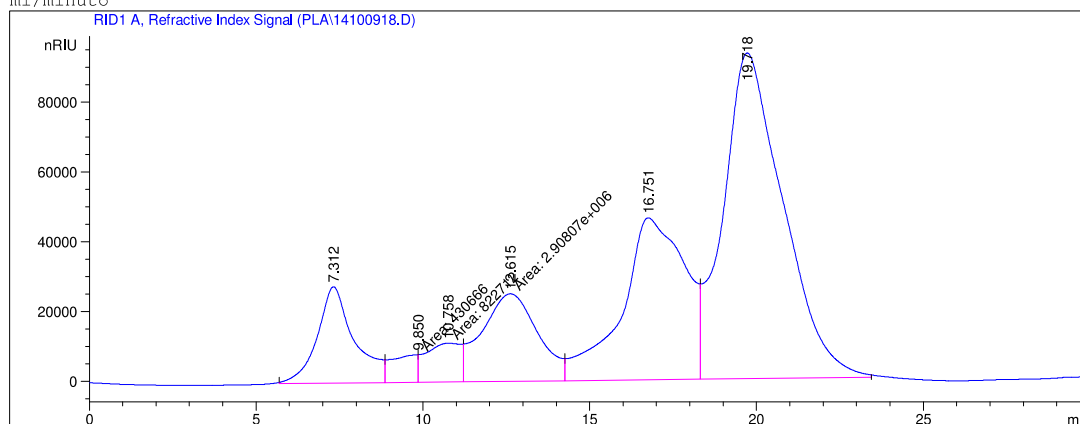
Data File C:\HPCHEM\2\DATA\PLA\14100918.D

Sample Name: 13

```

=====
Injection Date   : 10/9/2014 6:58:34 PM      Seq. Line : 16
Sample Name     : 13                        Location  : Vial 17
Acq. Operator   : AdeM                      Inj       : 1
Acq. Instrument : Instrument 2              Inj Volume: 20 µl
Acq. Method     : C:\HPCHEM\2\METHODS\AZAGUA.M
Last changed    : 10/8/2014 1:59:04 PM by AdeM
Analysis Method : C:\HPCHEM\2\METHODS\PLMCAL.M
Last changed    : 10/10/2014 8:38:43 AM by AdeM
Metodo para determinacion de azucres, columnas Biorad Aminex HPX-87P 300x7.8mm , 5µm, fase movil
Agua, temperatura de 60, 55 en el detector y 25 en el termostato del automuestreador ( tcc), 0.6
ml/minuto

```



```

=====
External Standard Report
=====

```

```

Sorted By      : Signal
Calib. Data Modified : 10/9/2014 2:21:00 PM
Multiplier    : 1.0000
Dilution      : 1.0000
Use Multiplier & Dilution Factor with ISTDs

```

Signal 1: RID1 A, Refractive Index Signal

RetTime [min]	Type	Area [nRIU*s]	Amt/Area	Amount [%]	Grp	Name
10.758	FM	8.22712e5	3.36535e-7	2.76871e-1		Sacarosa
12.615	FM	2.90807e6	4.00150e-7	1.16367		Glucosa
19.718	VB	1.16741e7	3.72428e-7	4.34775		Fructosa

```
Totals :                               5.78829
```

Results obtained with enhanced integrator!

1 Warnings or Errors :

Warning : Calibration warnings (see calibration table listing)

```

=====
*** End of Report ***
=====

```

Figura No.54 Muestra 14 azúcares prueba No.2

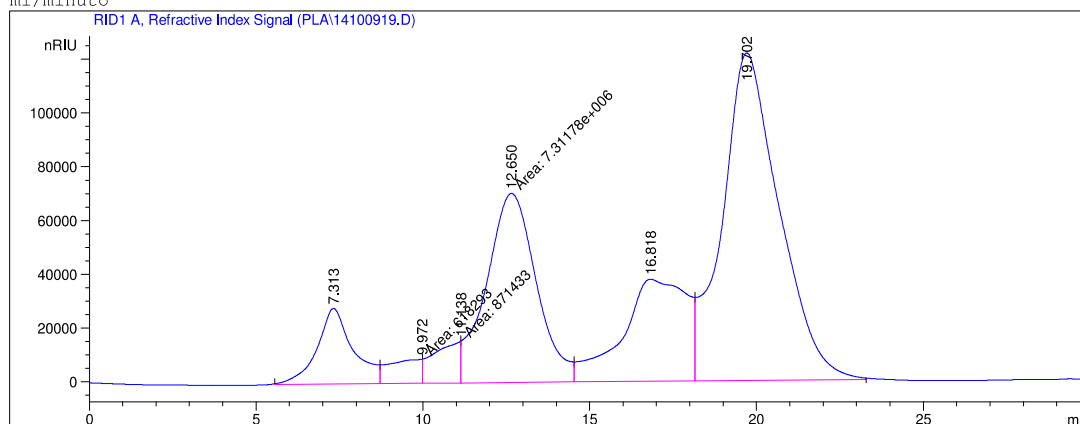
Data File C:\HPCHEM\2\DATA\PLA\14100919.D

Sample Name: 14

```

=====
Injection Date   : 10/9/2014 7:30:48 PM      Seq. Line : 17
Sample Name     : 14                        Location  : Vial 18
Acq. Operator   : AdeM                      Inj       : 1
Acq. Instrument : Instrument 2              Inj Volume: 20 µl
Acq. Method     : C:\HPCHEM\2\METHODS\AZAGUA.M
Last changed    : 10/8/2014 1:59:04 PM by AdeM
Analysis Method : C:\HPCHEM\2\METHODS\PLMCAL.M
Last changed    : 10/10/2014 8:38:43 AM by AdeM
Metodo para determinacion de azucares, columnas Biorad Aminex HPX-87P 300x7.8mm , 5µm, fase movil
Agua, temperatura de 60, 55 en el detector y 25 en el termostato del automuestreador ( tcc), 0.6
ml/minuto

```



```

=====
External Standard Report
=====

```

```

Sorted By      : Signal
Calib. Data Modified : 10/9/2014 2:21:00 PM
Multiplier    : 1.0000
Dilution      : 1.0000
Use Multiplier & Dilution Factor with ISTDs

```

Signal 1: RID1 A, Refractive Index Signal

RetTime [min]	Type	Area [nRIU*s]	Amt/Area	Amount [%]	Grp	Name
11.138	MF	8.71433e5	3.36535e-7	2.93268e-1		Sacarosa
12.650	FM	7.31178e6	4.00150e-7	2.92581		Glucosa
19.702	VB	1.44506e7	3.72428e-7	5.38183		Fructosa

```
Totals :                               8.60091
```

Results obtained with enhanced integrator!

1 Warnings or Errors :

Warning : Calibration warnings (see calibration table listing)

```

=====
*** End of Report ***
=====

```

Figura No.55 Muestra 15 azúcares prueba No.2

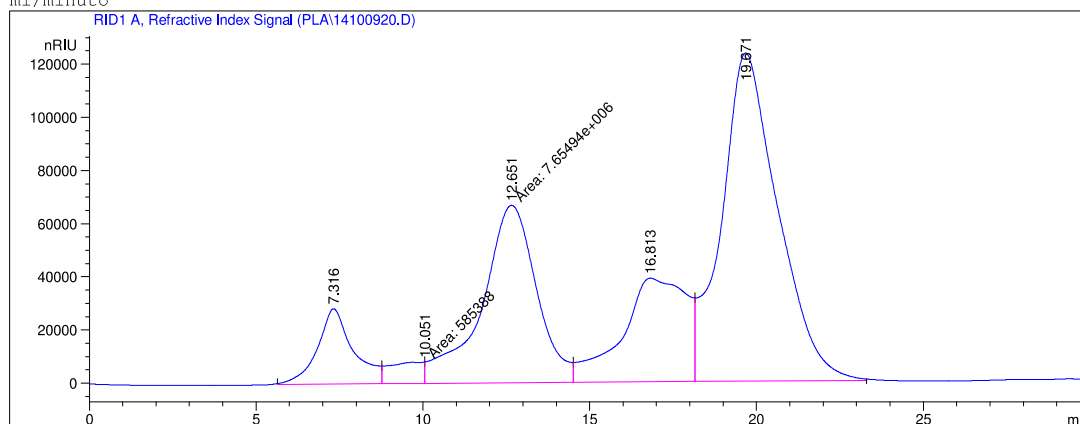
Data File C:\HPCHEM\2\DATA\PLA\14100920.D

Sample Name: 15

```

=====
Injection Date   : 10/9/2014 8:03:04 PM      Seq. Line : 18
Sample Name     : 15                        Location  : Vial 19
Acq. Operator   : AdeM                      Inj       : 1
Acq. Instrument : Instrument 2              Inj Volume: 20 µl
Acq. Method     : C:\HPCHEM\2\METHODS\AZAGUA.M
Last changed    : 10/8/2014 1:59:04 PM by AdeM
Analysis Method : C:\HPCHEM\2\METHODS\PLMCAL.M
Last changed    : 10/10/2014 8:38:43 AM by AdeM
Metodo para determinacion de azucares, columnas Biorad Aminex HPX-87P 300x7.8mm , 5µm, fase movil
Agua, temperatura de 60, 55 en el detector y 25 en el termostato del automuestreador ( tcc), 0.6
ml/minuto

```



```

=====
External Standard Report
=====

```

```

Sorted By      : Signal
Calib. Data Modified : 10/9/2014 2:21:00 PM
Multiplier    : 1.0000
Dilution      : 1.0000
Use Multiplier & Dilution Factor with ISTDs

```

Signal 1: RID1 A, Refractive Index Signal

RetTime [min]	Type	Area [nRIU*s]	Amt/Area	Amount [%]	Grp	Name
10.051	MF	5.85388e5	3.36535e-7	1.97004e-1		Sacarosa
12.651	FM	7.65494e6	4.00150e-7	3.06312		Glucosa
19.671	VB	1.45080e7	3.72428e-7	5.40320		Fructosa

```
Totals :                               8.66333
```

Results obtained with enhanced integrator!

1 Warnings or Errors :

Warning : Calibration warnings (see calibration table listing)

```

=====
*** End of Report ***
=====

```

Figura No.56 Muestra 16 azúcares prueba No.2

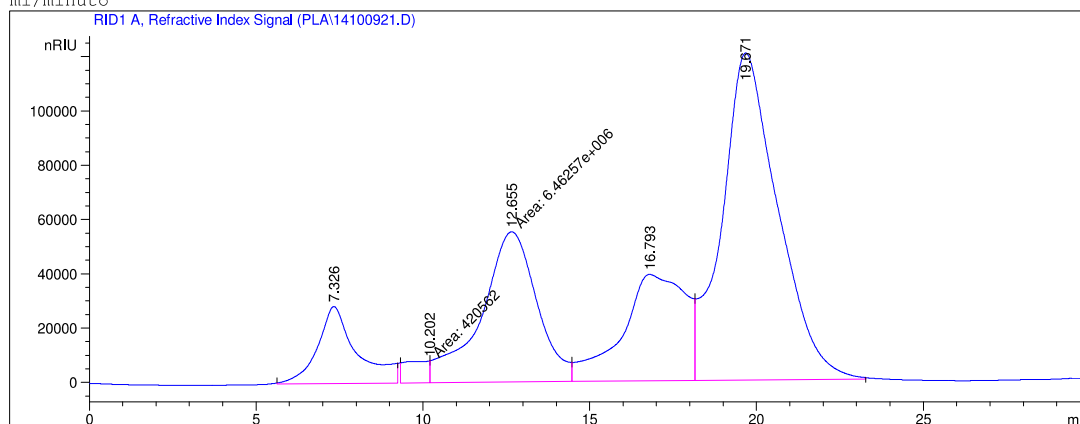
Data File C:\HPCHEM\2\DATA\PLA\14100921.D

Sample Name: 16

```

=====
Injection Date : 10/9/2014 8:35:21 PM      Seq. Line : 19
Sample Name   : 16                        Location  : Vial 20
Acq. Operator : AdeM                      Inj      : 1
Acq. Instrument : Instrument 2            Inj Volume : 20 µl
Acq. Method   : C:\HPCHEM\2\METHODS\AZAGUA.M
Last changed  : 10/8/2014 1:59:04 PM by AdeM
Analysis Method : C:\HPCHEM\2\METHODS\PLMCAL.M
Last changed  : 10/10/2014 8:38:43 AM by AdeM
Metodo para determinacion de azucares, columnas Biorad Aminex HPX-87P 300x7.8mm , 5um, fase movil
Agua, temperatura de 60, 55 en el detector y 25 en el termostato del automuestreador ( tcc), 0.6
ml/minuto

```



```

=====
External Standard Report
=====

```

```

Sorted By      : Signal
Calib. Data Modified : 10/9/2014 2:21:00 PM
Multiplier    : 1.0000
Dilution      : 1.0000
Use Multiplier & Dilution Factor with ISTDs

```

Signal 1: RID1 A, Refractive Index Signal

RetTime [min]	Type	Area [nRIU*s]	Amt/Area	Amount [%]	Grp	Name
10.202	MF	4.20562e5	3.36535e-7	1.41534e-1		Sacarosa
12.655	FM	6.46257e6	4.00150e-7	2.58600		Glucosa
19.671	VB	1.40858e7	3.72428e-7	5.24594		Fructosa

```
Totals :                               7.97347
```

Results obtained with enhanced integrator!

1 Warnings or Errors :

Warning : Calibration warnings (see calibration table listing)

```

=====
*** End of Report ***
=====

```

Figura No.57 Muestra 17 azúcares prueba No.2

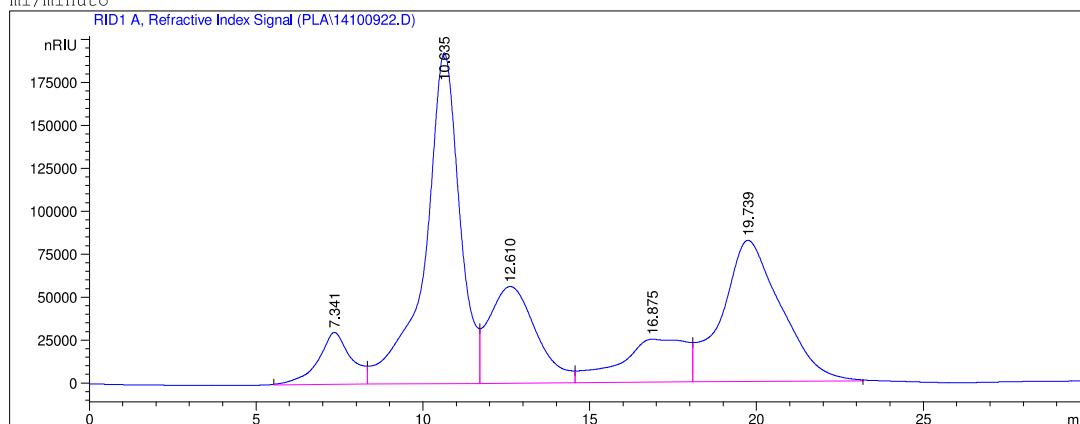
Data File C:\HPCHEM\2\DATA\PLA\14100922.D

Sample Name: 17

```

=====
Injection Date   : 10/9/2014 9:07:39 PM      Seq. Line : 20
Sample Name     : 17                        Location  : Vial 21
Acq. Operator   : AdeM                      Inj       : 1
Acq. Instrument : Instrument 2              Inj Volume: 20 µl
Acq. Method     : C:\HPCHEM\2\METHODS\AZAGUA.M
Last changed    : 10/8/2014 1:59:04 PM by AdeM
Analysis Method : C:\HPCHEM\2\METHODS\PLMCAL.M
Last changed    : 10/10/2014 8:38:43 AM by AdeM
Metodo para determinacion de azucares, columnas Biorad Aminex HPX-87P 300x7.8mm , 5µm, fase movil
Agua, temperatura de 60, 55 en el detector y 25 en el termostato del automuestreador ( tcc), 0.6
ml/minuto

```



```

=====
External Standard Report
=====

```

```

Sorted By      : Signal
Calib. Data Modified : 10/9/2014 2:21:00 PM
Multiplier    : 1.0000
Dilution      : 1.0000
Use Multiplier & Dilution Factor with ISTDs

```

Signal 1: RID1 A, Refractive Index Signal

RetTime [min]	Type	Area [nRIU*s]	Amt/Area	Amount [%]	Grp	Name
10.635	VV	1.39201e7	3.36535e-7	4.68461		Sacarosa
12.610	VV	5.55864e6	4.00150e-7	2.22429		Glucosa
19.739	VB	1.01516e7	3.72428e-7	3.78074		Fructosa

```
Totals :                               10.68965
```

Results obtained with enhanced integrator!

1 Warnings or Errors :

Warning : Calibration warnings (see calibration table listing)

```

=====
*** End of Report ***
=====

```

Figura No.58 Muestra 18 azúcares prueba No.2

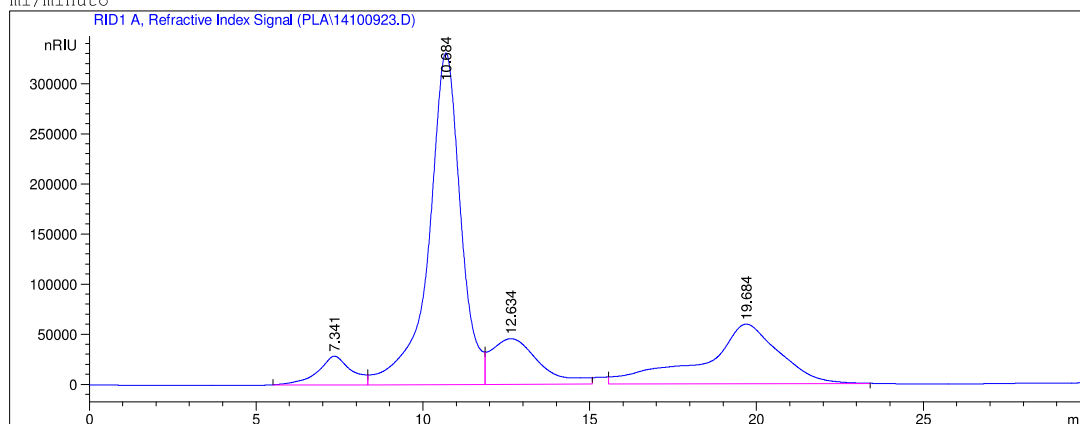
Data File C:\HPCHEM\2\DATA\PLA\14100923.D

Sample Name: 18

```

=====
Injection Date : 10/9/2014 9:39:55 PM      Seq. Line : 21
Sample Name    : 18                        Location  : Vial 22
Acq. Operator  : AdeM                      Inj      : 1
Acq. Instrument : Instrument 2              Inj Volume : 20 µl
Acq. Method    : C:\HPCHEM\2\METHODS\AZAGUA.M
Last changed   : 10/8/2014 1:59:04 PM by AdeM
Analysis Method : C:\HPCHEM\2\METHODS\PLMCAL.M
Last changed   : 10/10/2014 8:38:43 AM by AdeM
Metodo para determinacion de azúcares, columnas Biorad Aminex HPX-87P 300x7.8mm , 5µm, fase movil
Agua, temperatura de 60, 55 en el detector y 25 en el termostato del automuestreador ( tcc), 0.6
ml/minuto

```



```

=====
External Standard Report
=====

```

```

Sorted By      : Signal
Calib. Data Modified : 10/9/2014 2:21:00 PM
Multiplier    : 1.0000
Dilution      : 1.0000
Use Multiplier & Dilution Factor with ISTDs

```

Signal 1: RID1 A, Refractive Index Signal

RetTime [min]	Type	Area [nRIU*s]	Amt/Area	Amount [%]	Grp	Name
10.684	VV	2.21573e7	3.36535e-7	7.45671		Sacarosa
12.634	VB	4.58727e6	4.00150e-7	1.83560		Glucosa
19.684	BB	9.60705e6	3.72428e-7	3.57794		Fructosa

```
Totals :                               12.87025
```

Results obtained with enhanced integrator!

1 Warnings or Errors :

Warning : Calibration warnings (see calibration table listing)

```

=====
*** End of Report ***
=====

```

Figura No.59 Muestra 19 inicial azúcares prueba No.2

Data File C:\HPCHEM\2\DATA\PLA\14100906.D

Sample Name: I

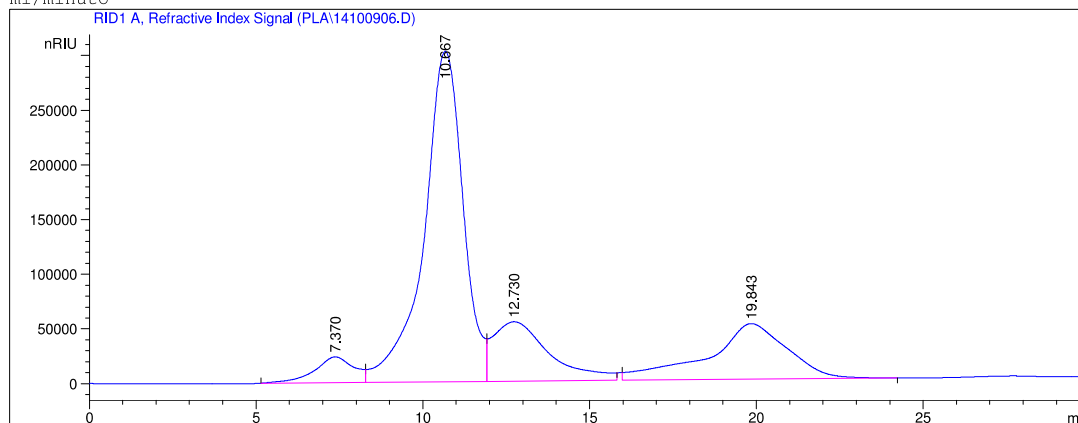
Inicio

```

=====
Injection Date   : 10/9/2014 12:31:32 PM      Seq. Line :    4
Sample Name     : I                          Location  : Vial 5
Acq. Operator  : AdeM                        Inj       :    1
Acq. Instrument : Instrument 2                Inj Volume: 20 µl
Acq. Method    : C:\HPCHEM\2\METHODS\AZAGUA.M
Last changed   : 10/8/2014 1:59:04 PM by AdeM
Analysis Method: C:\HPCHEM\2\METHODS\AZAGUA.M
Last changed   : 10/9/2014 1:06:00 PM by AdeM
                (modified after loading)

```

Metodo para determinacion de azucares, columnas Biorad Aminex HPX-87P 300x7.8mm , 5µm, fase movil Agua, temperatura de 60, 55 en el detector y 25 en el termostato del automuestreador (tcc), 0.6 ml/minuto



```

=====
External Standard Report
=====

```

```

Sorted By       : Signal
Calib. Data Modified : Thursday, October 09, 2014 1:06:00 PM
Multiplier      : 1.0000
Dilution        : 1.0000
Use Multiplier & Dilution Factor with ISTDs

```

Signal 1: RID1 A, Refractive Index Signal

RetTime [min]	Type	Area [nRIU*s]	Amt/Area	Amount [%]	Grp	Name
10.667	VV	2.47991e7	3.36535e-7	8.34576		Sacarosa
12.730	VB	6.41957e6	4.00150e-7	2.56879		Glucosa
19.843	BB	8.58140e6	3.72428e-7	3.19596		Fructosa

Totals : 14.11050

Results obtained with enhanced integrator!
1 Warnings or Errors :

Warning : Calibration warnings (see calibration table listing)

```

=====
*** End of Report ***
=====

```

2. Ácido láctico prueba No. 2

Figura No.60 Curva de calibración ácido láctico prueba No.2

```

Method C:\HPCHEM\2\METHODS\ACLACT.M
=====
                          Calibration Table
=====

Curva de calibracion acido lactico

Calib. Data Modified   :      Friday, October 10, 20 14 10:55:42 AM

Calculate              :      External Standard
Based on              :      Peak Area

Rel. Reference Window :      10.000 %
Abs. Reference Window :      0.000 min
Rel. Non-ref. Window  :      5.000 %
Abs. Non-ref. Window  :      0.000 min
Use Multiplier & Dilution Factor with ISTDs
Uncalibrated Peaks    :      not reported
Partial Calibration   :      Yes, identified peaks are recalibrated
Correct All Ret. Times:      No, only for identified peaks

Curve Type            :      Linear
Origin                :      Forced
Weight                :      Equal

Recalibration Settings:
Average Response      :      Average all calibrations
Average Retention Time:      Floating Average New 7 5%

Calibration Report Options :
  Printout of recalibrations within a sequence:
    Calibration Table after Recalibration
    Normal Report after Recalibration
  If the sequence is done with bracketing:
    Results of first cycle (ending previous bracket)

Signal 1: VWD1 A, Wavelength=214 nm

RetTime  Lvl  Amount      Area      Amt/Area  Ref  Grp Name
 [min] Sig  [g%]
-----|---|-----|-----|-----|---|---|-----
  1.697  1  1  3.60000  1.29475e4  2.78047e-4  ---|---|-----
           2  4.32000  1.55397e4  2.77997e-4
           3  6.48000  2.00710e4  3.22854e-4
           4  7.20000  2.46098e4  2.92566e-4
           5 14.40000  4.07086e4  3.53734e-4

More compound-specific settings:

Compound: Acido Lactico
Time Window      : From 1.534 min To 2.334 min
=====
                          Peak Sum Table
=====

***No Entries in table***
=====

```

Figura No. 61 Muestra 2 ácido láctico prueba No.2

Data File C:\HPCHEM\2\DATA\PLA\14101007.D

Sample Name: 2

```

=====
Injection Date : 10/10/2014 10:26:26 AM      Seq. Line : 7
Sample Name    : 2                          Location  : Vial 7
Acq. Operator  : AdeM                       Inj      : 1
Acq. Instrument : Instrument 2              Inj Volume : 5 µl
Acq. Method    : C:\HPCHEM\2\METHODS\ACLACT.M
Last changed   : 10/10/2014 9:14:51 AM by AdeM
Analysis Method : C:\HPCHEM\2\METHODS\ACLACT.M
Last changed   : 10/10/2014 12:34:58 PM by AdeM
                (modified after loading)

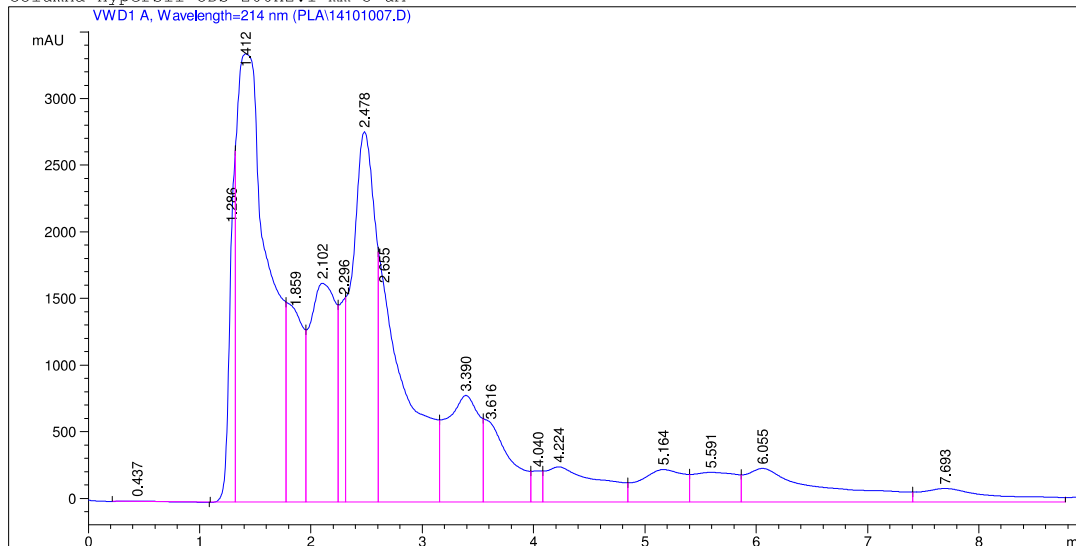
```

Metodo para analisis de Acido lactico.

Laboratorio de Instrumentacion Quimica Avanzada, Universidad del Valle de Guatemala.

Fase movil buffer fosfato 0.05M pH2.6

Columna Hypersil ODS 200x2.1 mm 5 µM



External Standard Report

```

Sorted By      : Signal
Calib. Data Modified : 10/10/2014 10:57:15 AM
Multiplier     : 1.0000
Dilution       : 1.0000
Use Multiplier & Dilution Factor with ISTDs

```

Signal 1: VWD1 A, Wavelength=214 nm

RetTime [min]	Type	Area mAU*s	Amt/Area	Amount [g%]	Grp	Name
1.859	VV B	1.50758e4	3.30435e-4	4.98158		Acido Lactico

Totals : 4.98158

Results obtained with enhanced integrator!

*** End of Report ***

Figura No. 62 Muestra 3 ácido láctico prueba No.2

Data File C:\HPCHEM\2\DATA\PLA\14101008.D

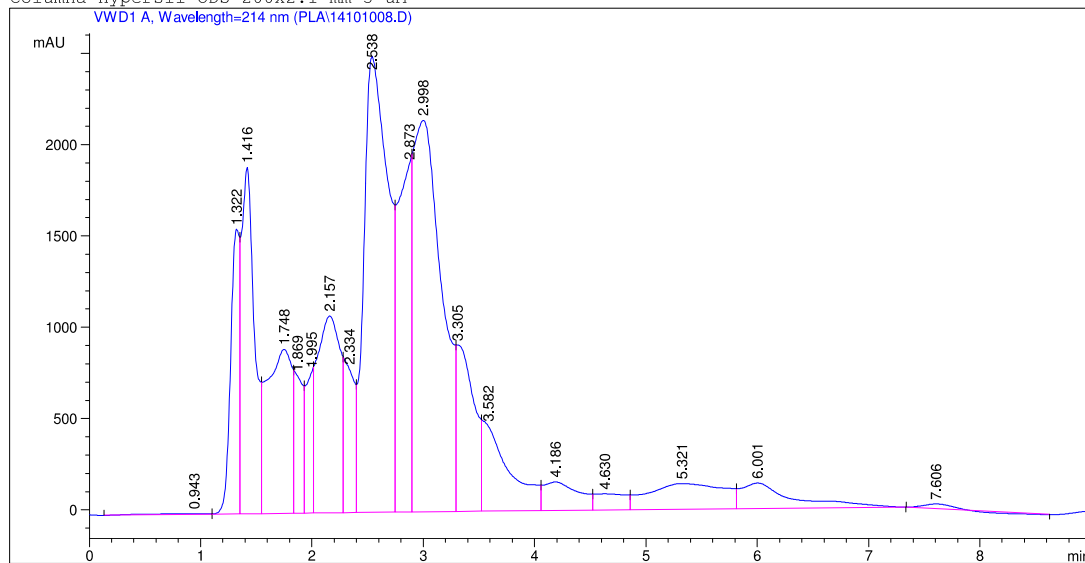
Sample Name: 3

```

=====
Injection Date : 10/10/2014 10:36:31 AM      Seq. Line : 8
Sample Name    : 3                          Location  : Vial 8
Acq. Operator  : AdeM                       Inj       : 1
Acq. Instrument : Instrument 2               Inj Volume: 5 µl
Acq. Method    : C:\HPCHEM\2\METHODS\ACLACT.M
Last changed   : 10/10/2014 9:14:51 AM by AdeM
Analysis Method : C:\HPCHEM\2\METHODS\ACLACT.M
Last changed   : 10/10/2014 12:34:58 PM by AdeM
                (modified after loading)

```

Metodo para analisis de Acido lactico.
 Laboratorio de Instrumentacion Quimica Avanzada, Universidad del Valle de Guatemala.
 Fase movil buffer fosfato 0.05M pH2.6
 Columna Hypersil ODS 200x2.1 mm 5 µM



```

=====
External Standard Report
=====

```

```

Sorted By      :      Signal
Calib. Data Modified : 10/10/2014 10:57:15 AM
Multiplier     :      1.0000
Dilution       :      1.0000
Use Multiplier & Dilution Factor with ISTDs

```

Signal 1: VWD1 A, Wavelength=214 nm

RetTime [min]	Type	Area mAU*s	Amt/Area	Amount [g%]	Grp	Name
1.748	VV	1.38397e4	3.30435e-4	4.57312		Acido Lactico

```
Totals :                               4.57312
```

Results obtained with enhanced integrator!

```

=====
*** End of Report ***
=====

```

Figura No. 63 Muestra 4 ácido láctico prueba No.2

Data File C:\HPCHEM\2\DATA\PLA\14101009.D

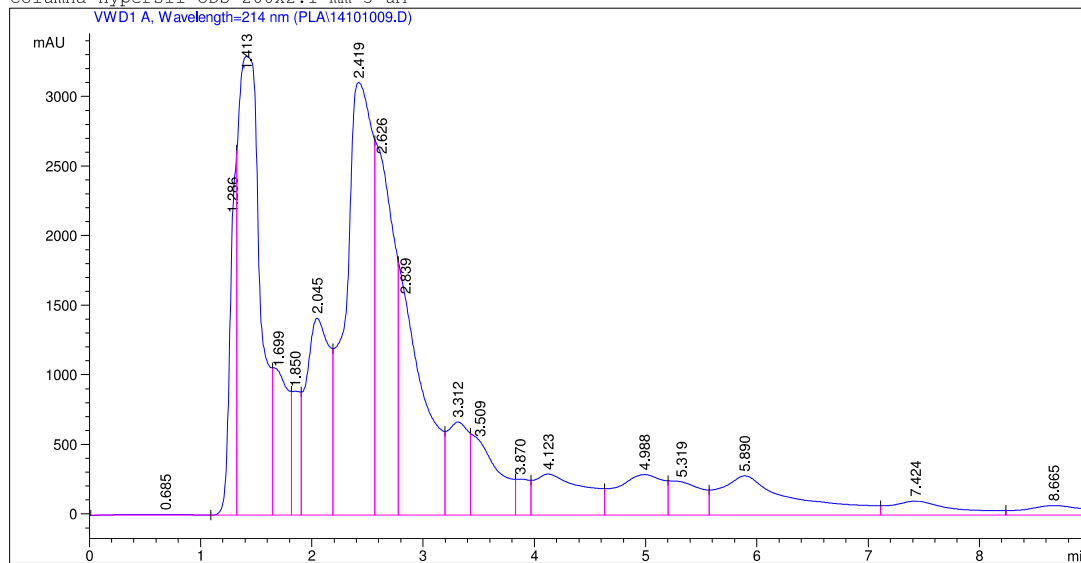
Sample Name: 4

```

=====
Injection Date : 10/10/2014 10:46:36 AM      Seq. Line : 9
Sample Name    : 4                          Location  : Vial 9
Acq. Operator  : AdeM                       Inj       : 1
Acq. Instrument : Instrument 2              Inj Volume: 5 µl
Acq. Method    : C:\HPCHEM\2\METHODS\ACLACT.M
Last changed   : 10/10/2014 9:14:51 AM by AdeM
Analysis Method : C:\HPCHEM\2\METHODS\ACLACT.M
Last changed   : 10/10/2014 12:34:58 PM by AdeM
                (modified after loading)

```

Metodo para analisis de Acido lactico.
 Laboratorio de Instrumentacion Quimica Avanzada, Universidad del Valle de Guatemala.
 Fase movil buffer fosfato 0.05M pH2.6
 Columna Hypersil ODS 200x2.1 mm 5 µM



External Standard Report

```

Sorted By      : Signal
Calib. Data Modified : 10/10/2014 10:57:15 AM
Multiplier     : 1.0000
Dilution       : 1.0000
Use Multiplier & Dilution Factor with ISTDs

```

Signal 1: VWD1 A, Wavelength=214 nm

RetTime [min]	Type	Area mAU*s	Amt/Area	Amount [g%]	Grp	Name
1.699	VV B	1.01985e4	3.30435e-4	3.36995		Acido Lactico

Totals : 3.36995

Results obtained with enhanced integrator!

*** End of Report ***

Figura No. 64 Muestra 5 ácido láctico prueba No.2

Data File C:\HPCHEM\2\DATA\PLA\14101010.D

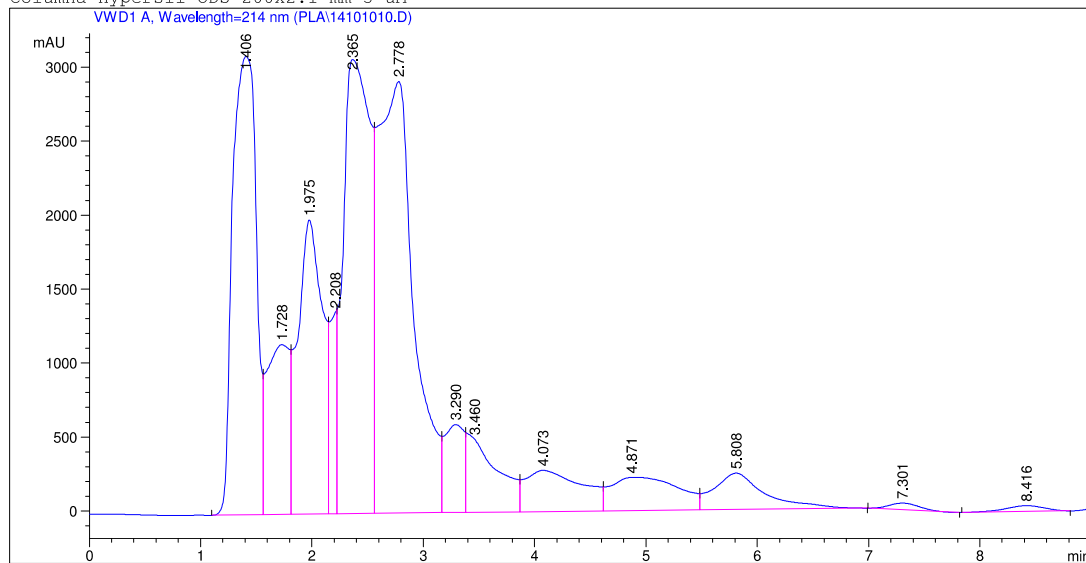
Sample Name: 5

```

=====
Injection Date : 10/10/2014 10:56:42 AM      Seq. Line : 10
Sample Name    : 5                          Location  : Vial 10
Acq. Operator  : AdeM                       Inj       : 1
Acq. Instrument : Instrument 2               Inj Volume: 5 µl
Acq. Method    : C:\HPCHEM\2\METHODS\ACLACT.M
Last changed   : 10/10/2014 9:14:51 AM by AdeM
Analysis Method : C:\HPCHEM\2\METHODS\ACLACT.M
Last changed   : 10/10/2014 12:34:58 PM by AdeM
                (modified after loading)

```

Metodo para analisis de Acido lactico.
 Laboratorio de Instrumentacion Quimica Avanzada, Universidad del Valle de Guatemala.
 Fase movil buffer fosfato 0.05M pH2.6
 Columna Hypersil ODS 200x2.1 mm 5 µM



```

=====
External Standard Report
=====

```

```

Sorted By      :      Signal
Calib. Data Modified : 10/10/2014 10:57:15 AM
Multiplier     :      1.0000
Dilution       :      1.0000
Use Multiplier & Dilution Factor with ISTDs

```

Signal 1: VWD1 A, Wavelength=214 nm

RetTime [min]	Type	Area mAU *s	Amt/Area	Amount [g%]	Grp	Name
1.728	VV	1.61042e4	3.30435e-4	5.32140		Acido Lactico

```
Totals :                               5.32140
```

Results obtained with enhanced integrator!

```

=====
*** End of Report ***
=====

```

Figura No. 65 Muestra 6 ácido láctico prueba No.2

Data File C:\HPCHEM\2\DATA\PLA\14101011.D

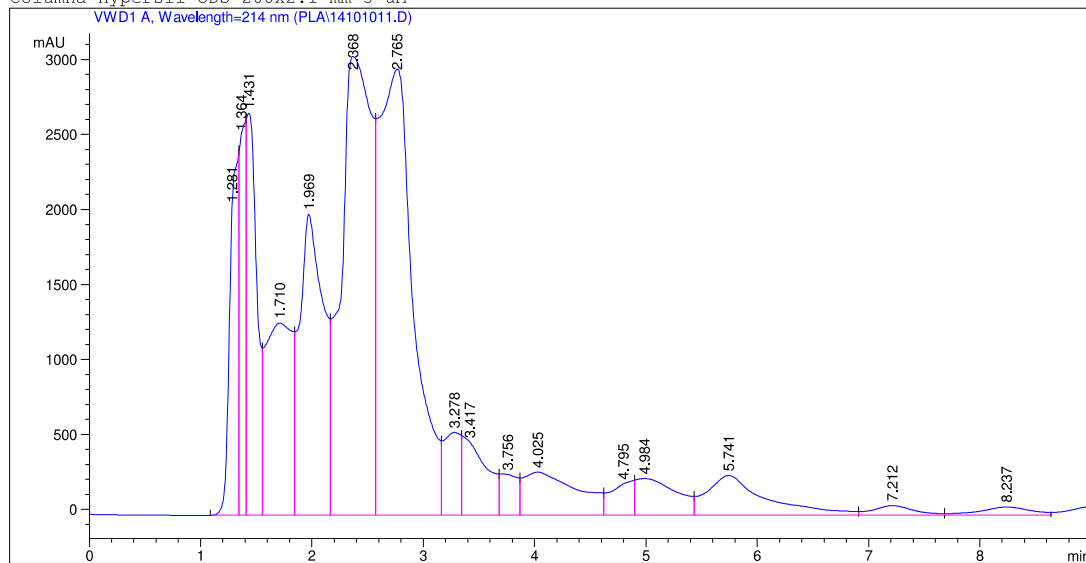
Sample Name: 6

```

=====
Injection Date : 10/10/2014 11:06:46 AM      Seq. Line : 11
Sample Name    : 6                          Location  : Vial 11
Acq. Operator  : AdeM                       Inj       : 1
Acq. Instrument : Instrument 2              Inj Volume: 5 µl
Acq. Method    : C:\HPCHEM\2\METHODS\ACLACT.M
Last changed   : 10/10/2014 9:14:51 AM by AdeM
Analysis Method : C:\HPCHEM\2\METHODS\ACLACT.M
Last changed   : 10/10/2014 12:34:58 PM by AdeM
                (modified after loading)

```

Metodo para analisis de Acido lactico.
 Laboratorio de Instrumentacion Quimica Avanzada, Universidad del Valle de Guatemala.
 Fase movil buffer fosfato 0.05M pH2.6
 Columna Hypersil ODS 200x2.1 mm 5 µM



```

=====
External Standard Report
=====

```

```

Sorted By      :      Signal
Calib. Data Modified : 10/10/2014 10:57:15 AM
Multiplier     :      1.0000
Dilution       :      1.0000
Use Multiplier & Dilution Factor with ISTDs

```

Signal 1: VWD1 A, Wavelength=214 nm

RetTime [min]	Type	Area mAU*s	Amt/Area	Amount [g%]	Grp	Name
1.710	VV	2.12144e4	3.30435e-4	7.00999		Acido Lactico

```
Totals :                               7.00999
```

Results obtained with enhanced integrator!

```

=====
*** End of Report ***
=====

```

Figura No. 66 Muestra 7 ácido láctico prueba No.2

Data File C:\HPCHEM\2\DATA\PLA\14101012.D

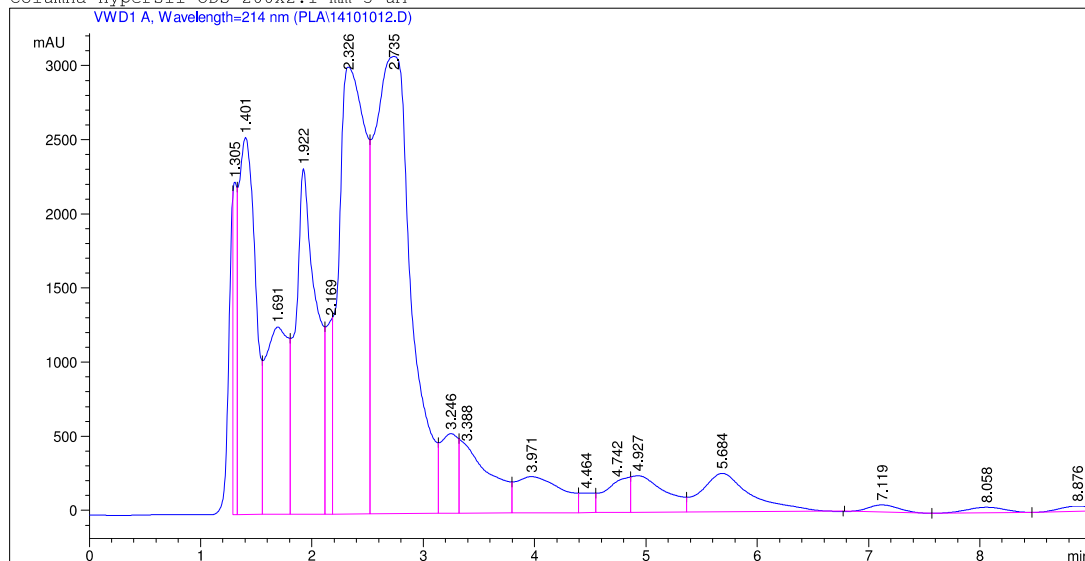
Sample Name: 7

```

=====
Injection Date : 10/10/2014 11:16:49 AM      Seq. Line : 12
Sample Name    : 7                          Location  : Vial 12
Acq. Operator  : AdeM                       Inj       : 1
Acq. Instrument : Instrument 2              Inj Volume: 5 µl
Acq. Method    : C:\HPCHEM\2\METHODS\ACLACT.M
Last changed   : 10/10/2014 9:14:51 AM by AdeM
Analysis Method : C:\HPCHEM\2\METHODS\ACLACT.M
Last changed   : 10/10/2014 12:34:58 PM by AdeM
                (modified after loading)

```

Metodo para analisis de Acido lactico.
 Laboratorio de Instrumentacion Quimica Avanzada, Universidad del Valle de Guatemala.
 Fase movil buffer fosfato 0.05M pH2.6
 Columna Hypersil ODS 200x2.1 mm 5 µM



```

=====
External Standard Report
=====

```

```

Sorted By      : Signal
Calib. Data Modified : 10/10/2014 10:57:15 AM
Multiplier     : 1.0000
Dilution       : 1.0000
Use Multiplier & Dilution Factor with ISTDs

```

Signal 1: VWD1 A, Wavelength=214 nm

RetTime [min]	Type	Area mAU*s	Amt/Area	Amount [g%]	Grp	Name
1.691	VV	1.77819e4	3.30435e-4	5.87577		Acido Lactico

```
Totals :                               5.87577
```

Results obtained with enhanced integrator!

```

=====
*** End of Report ***
=====

```

Figura No. 67 Muestra 8 ácido láctico prueba No.2

Data File C:\HPCHEM\2\DATA\PLA\14101013.D

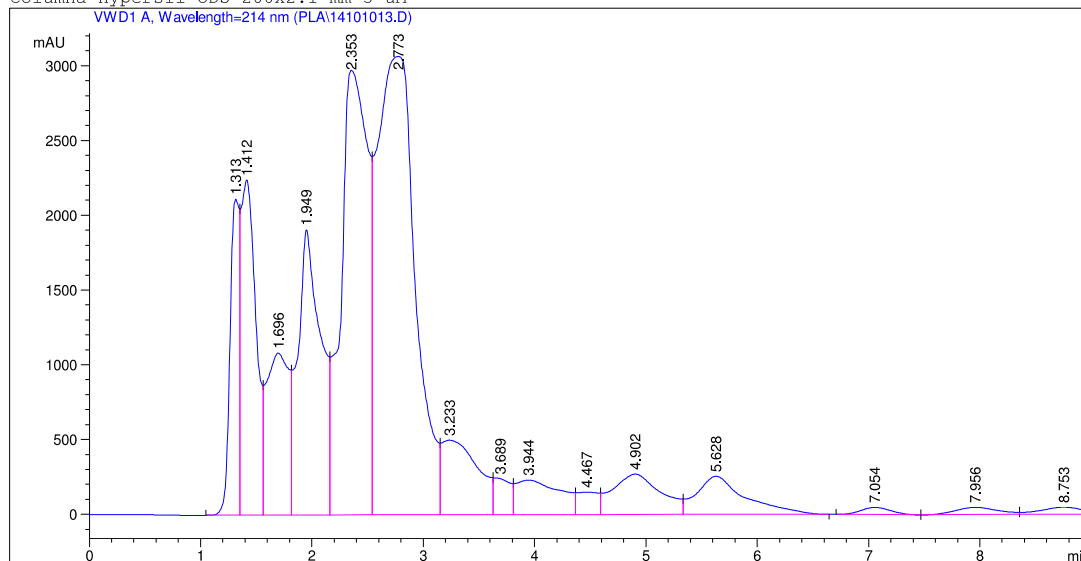
Sample Name: 8

```

=====
Injection Date : 10/10/2014 11:26:51 AM      Seq. Line : 13
Sample Name    : 8                          Location  : Vial 13
Acq. Operator : AdeM                        Inj      : 1
Acq. Instrument : Instrument 2              Inj Volume : 5 µl
Acq. Method   : C:\HPCHEM\2\METHODS\ACLACT.M
Last changed  : 10/10/2014 9:14:51 AM by AdeM
Analysis Method : C:\HPCHEM\2\METHODS\ACLACT.M
Last changed  : 10/10/2014 12:34:58 PM by AdeM
                (modified after loading)

```

Metodo para analisis de Acido lactico.
 Laboratorio de Instrumentacion Quimica Avanzada, Universidad del Valle de Guatemala.
 Fase movil buffer fosfato 0.05M pH2.6
 Columna Hypersil ODS 200x2.1 mm 5 µM



```

=====
External Standard Report
=====

```

```

Sorted By      :      Signal
Calib. Data Modified : 10/10/2014 10:57:15 AM
Multiplier     :      1.0000
Dilution       :      1.0000
Use Multiplier & Dilution Factor with ISTDs

```

Signal 1: VWD1 A, Wavelength=214 nm

RetTime [min]	Type	Area mAU*s	Amt/Area	Amount [g%]	Grp	Name
1.696	VV	1.50985e4	3.30435e-4	4.98906		Acido Lactico

```
Totals :                               4.98906
```

Results obtained with enhanced integrator!

```

=====
*** End of Report ***
=====

```

Figura No. 68 Muestra 9 ácido láctico prueba No.2

Data File C:\HPCHEM\2\DATA\PLA\14101014.D

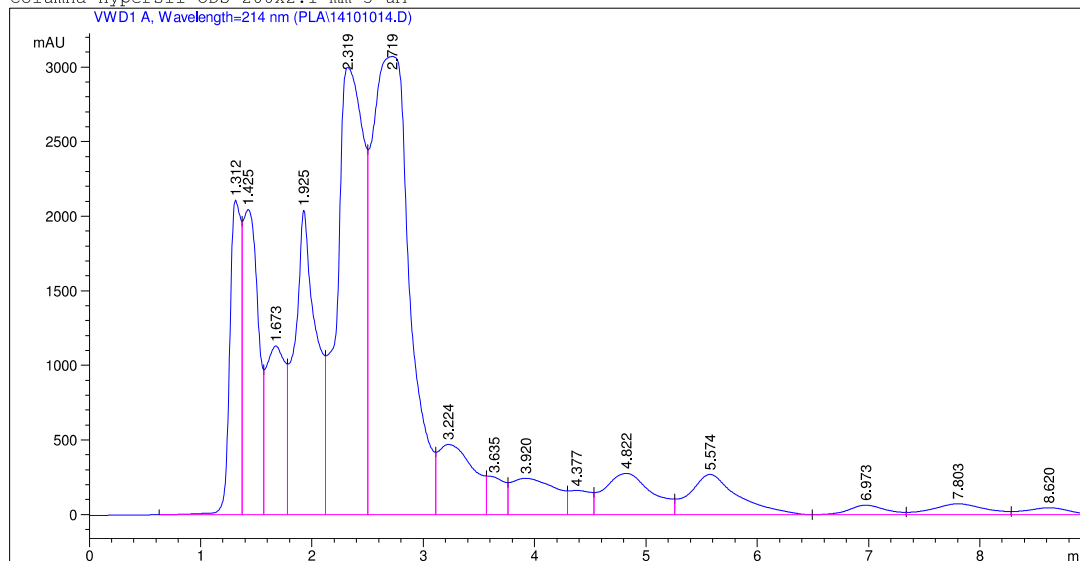
Sample Name: 9

```

=====
Injection Date : 10/10/2014 11:36:55 AM      Seq. Line : 14
Sample Name    : 9                          Location  : Vial 14
Acq. Operator  : AdeM                       Inj       : 1
Acq. Instrument : Instrument 2               Inj Volume: 5 µl
Acq. Method    : C:\HPCHEM\2\METHODS\ACLACT.M
Last changed   : 10/10/2014 9:14:51 AM by AdeM
Analysis Method : C:\HPCHEM\2\METHODS\ACLACT.M
Last changed   : 10/10/2014 12:34:58 PM by AdeM
                (modified after loading)

```

Metodo para analisis de Acido lactico.
 Laboratorio de Instrumentacion Quimica Avanzada, Universidad del Valle de Guatemala.
 Fase movil buffer fosfato 0.05M pH2.6
 Columna Hypersil ODS 200x2.1 mm 5 µM



```

=====
External Standard Report
=====

```

```

Sorted By      : Signal
Calib. Data Modified : 10/10/2014 10:57:15 AM
Multiplier     : 1.0000
Dilution       : 1.0000
Use Multiplier & Dilution Factor with ISTDs

```

Signal 1: VWD1 A, Wavelength=214 nm

RetTime [min]	Type	Area mAU*s	Amt/Area	Amount [g%]	Grp	Name
1.673	VV	1.36069e4	3.30435e-4	4.49621		Acido Lactico

```
Totals :                               4.49621
```

Results obtained with enhanced integrator!

```

=====
*** End of Report ***
=====

```

Figura No. 69 Muestra 10 ácido láctico prueba No.2

Data File C:\HPCHEM\2\DATA\PLA\14101015.D

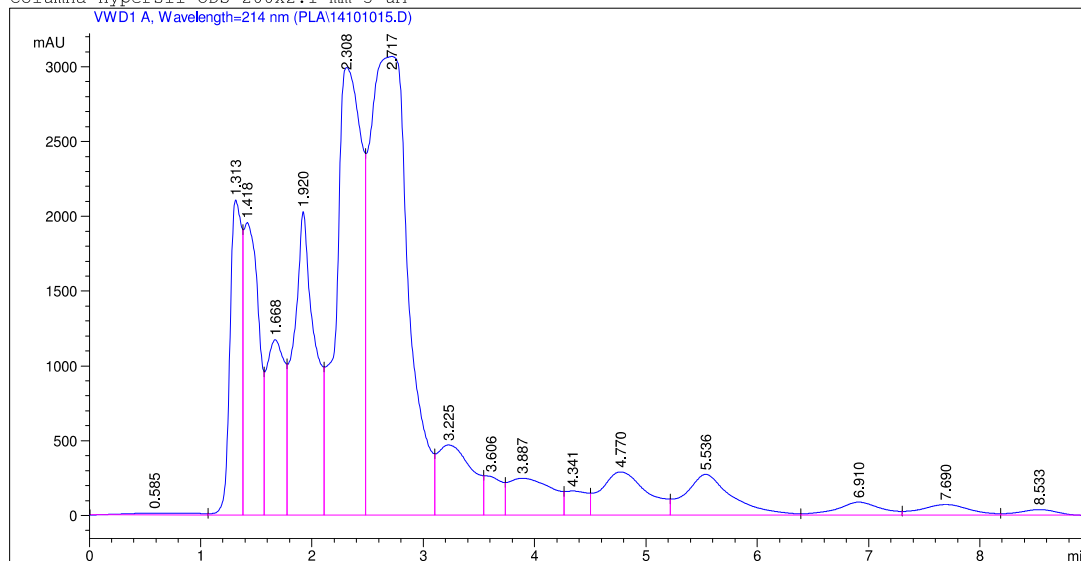
Sample Name: 10

```

=====
Injection Date : 10/10/2014 11:46:58 AM      Seq. Line : 15
Sample Name    : 10                          Location  : Vial 15
Acq. Operator  : AdeM                        Inj       : 1
Acq. Instrument : Instrument 2                Inj Volume: 5 µl
Acq. Method    : C:\HPCHEM\2\METHODS\ACLACT.M
Last changed   : 10/10/2014 9:14:51 AM by AdeM
Analysis Method : C:\HPCHEM\2\METHODS\ACLACT.M
Last changed   : 10/10/2014 12:34:58 PM by AdeM
                (modified after loading)

```

Metodo para analisis de Acido lactico.
 Laboratorio de Instrumentacion Quimica Avanzada, Universidad del Valle de Guatemala.
 Fase movil buffer fosfato 0.05M pH2.6
 Columna Hypersil ODS 200x2.1 mm 5 µM



```

=====
External Standard Report
=====

```

```

Sorted By      :      Signal
Calib. Data Modified : 10/10/2014 10:57:15 AM
Multiplier     :      1.0000
Dilution       :      1.0000
Use Multiplier & Dilution Factor with ISTDs

```

Signal 1: VWD1 A, Wavelength=214 nm

RetTime [min]	Type	Area mAU *s	Amt/Area	Amount [g%]	Grp	Name
1.668	VV	1.32163e4	3.30435e-4	4.36713		Acido Lactico

```
Totals :                               4.36713
```

Results obtained with enhanced integrator!

```

=====
*** End of Report ***
=====

```

Figura No. 70 Muestra 11 ácido láctico prueba No.2

Data File C:\HPCHEM\2\DATA\PLA\14101016.D

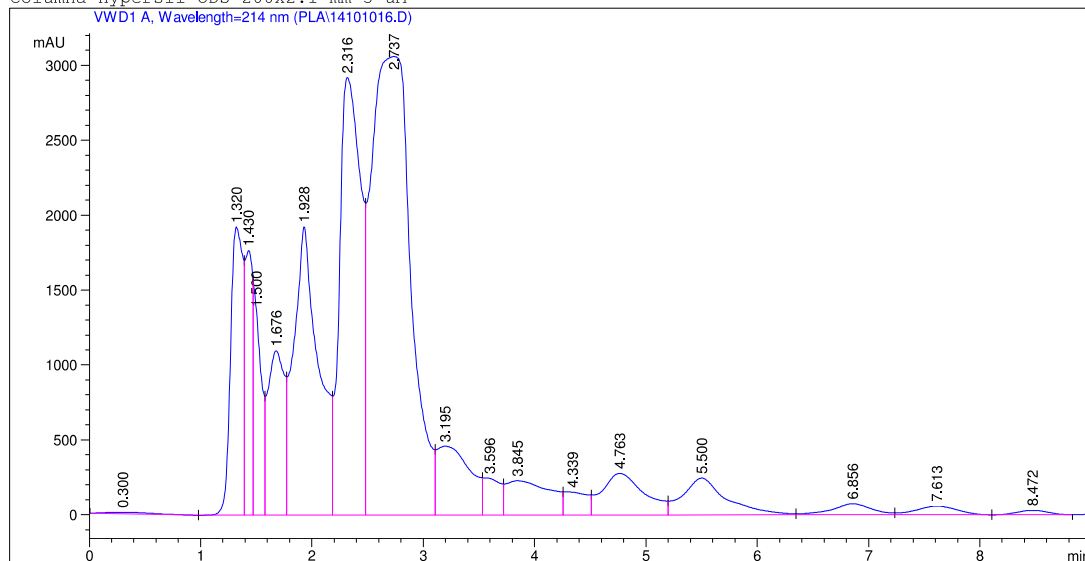
Sample Name: 11

```

=====
Injection Date : 10/10/2014 11:57:01 AM      Seq. Line : 16
Sample Name    : 11                          Location  : Vial 16
Acq. Operator  : AdeM                        Inj       : 1
Acq. Instrument : Instrument 2                Inj Volume: 5 µl
Acq. Method    : C:\HPCHEM\2\METHODS\ACLACT.M
Last changed   : 10/10/2014 9:14:51 AM by AdeM
Analysis Method : C:\HPCHEM\2\METHODS\ACLACT.M
Last changed   : 10/10/2014 12:34:58 PM by AdeM
                (modified after loading)

```

Metodo para analisis de Acido lactico.
 Laboratorio de Instrumentacion Quimica Avanzada, Universidad del Valle de Guatemala.
 Fase movil buffer fosfato 0.05M pH2.6
 Columna Hypersil ODS 200x2.1 mm 5 µM



```

=====
External Standard Report
=====

```

```

Sorted By      : Signal
Calib. Data Modified : 10/10/2014 10:57:15 AM
Multiplier     : 1.0000
Dilution       : 1.0000
Use Multiplier & Dilution Factor with ISTDs

```

Signal 1: VWD1 A, Wavelength=214 nm

RetTime [min]	Type	Area mAU*s	Amt/Area	Amount [g%]	Grp	Name
1.676	VV	1.12365e4	3.30435e-4	3.71294		Acido Lactico

```
Totals :                               3.71294
```

Results obtained with enhanced integrator!

```

=====
*** End of Report ***
=====

```

Figura No. 71 Muestra 12 ácido láctico prueba No.2

Data File C:\HPCHEM\2\DATA\PLA\14101017.D

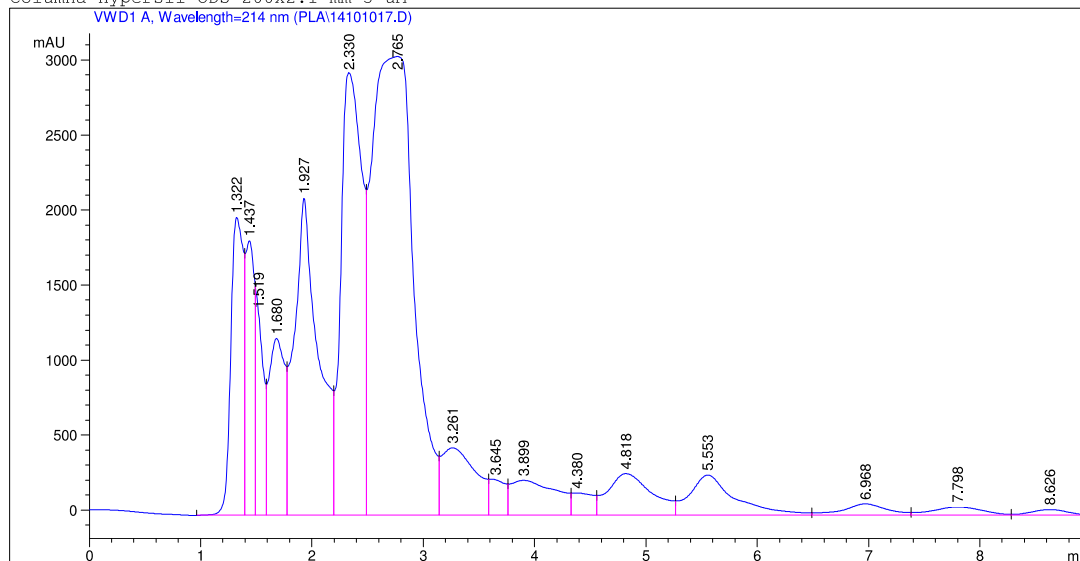
Sample Name: 12

```

=====
Injection Date : 10/10/2014 12:07:03 PM      Seq. Line : 17
Sample Name    : 12                          Location  : Vial 17
Acq. Operator  : AdeM                        Inj       : 1
Acq. Instrument : Instrument 2                Inj Volume: 5 µl
Acq. Method    : C:\HPCHEM\2\METHODS\ACLACT.M
Last changed   : 10/10/2014 9:14:51 AM by AdeM
Analysis Method : C:\HPCHEM\2\METHODS\ACLACT.M
Last changed   : 10/10/2014 12:34:58 PM by AdeM
                (modified after loading)

```

Metodo para analisis de Acido lactico.
 Laboratorio de Instrumentacion Quimica Avanzada, Universidad del Valle de Guatemala.
 Fase movil buffer fosfato 0.05M pH2.6
 Columna Hypersil ODS 200x2.1 mm 5 µM



```

=====
External Standard Report
=====

```

```

Sorted By      :      Signal
Calib. Data Modified : 10/10/2014 10:57:15 AM
Multiplier     :      1.0000
Dilution       :      1.0000
Use Multiplier & Dilution Factor with ISTDs

```

Signal 1: VWD1 A, Wavelength=214 nm

RetTime [min]	Type	Area mAU *s	Amt/Area	Amount [g%]	Grp	Name
1.680	VV	1.17369e4	3.30435e-4	3.87829		Acido Lactico

```
Totals :                               3.87829
```

```
Results obtained with enhanced integrator!
```

```
*** End of Report ***
```

Figura No. 72 Muestra 13 ácido láctico prueba No.2

Data File C:\HPCHEM\2\DATA\PLA\14101018.D

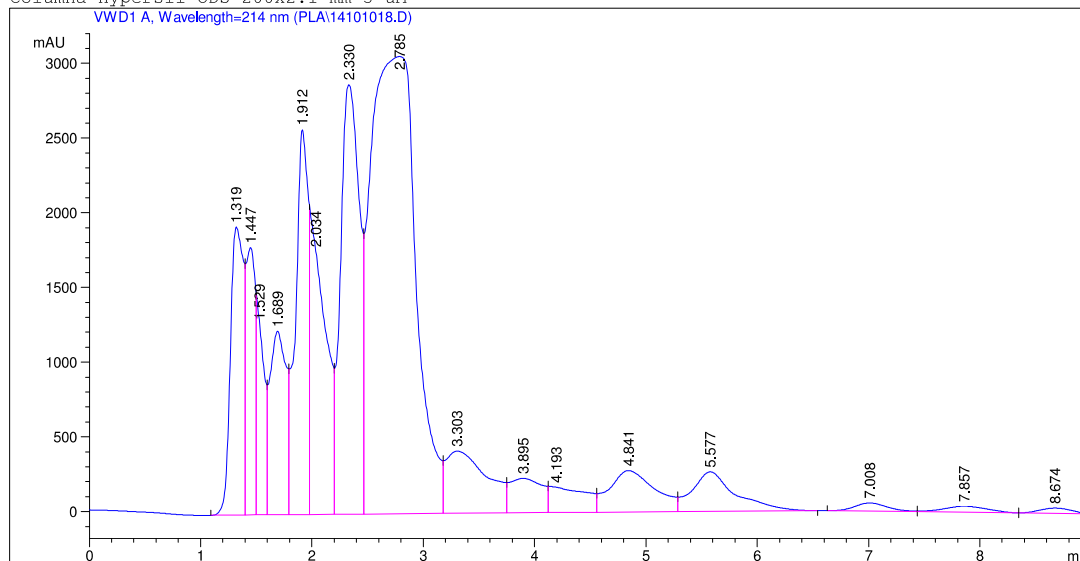
Sample Name: 13

```

=====
Injection Date : 10/10/2014 12:17:08 PM      Seq. Line : 18
Sample Name    : 13                          Location  : Vial 18
Acq. Operator  : AdeM                        Inj       : 1
Acq. Instrument : Instrument 2                Inj Volume: 5 µl
Acq. Method    : C:\HPCHEM\2\METHODS\ACLACT.M
Last changed   : 10/10/2014 9:14:51 AM by AdeM
Analysis Method : C:\HPCHEM\2\METHODS\ACLACT.M
Last changed   : 10/10/2014 12:34:58 PM by AdeM
                (modified after loading)

```

Metodo para analisis de Acido lactico.
 Laboratorio de Instrumentacion Quimica Avanzada, Universidad del Valle de Guatemala.
 Fase movil buffer fosfato 0.05M pH2.6
 Columna Hypersil ODS 200x2.1 mm 5 µM



```

=====
External Standard Report
=====

```

```

Sorted By      : Signal
Calib. Data Modified : 10/10/2014 10:57:15 AM
Multiplier     : 1.0000
Dilution       : 1.0000
Use Multiplier & Dilution Factor with ISTDs

```

Signal 1: VWD1 A, Wavelength=214 nm

RetTime [min]	Type	Area mAU*s	Amt/Area	Amount [g%]	Grp	Name
1.689	VV	1.25498e4	3.30435e-4	4.14689		Acido Lactico

```
Totals :                               4.14689
```

Results obtained with enhanced integrator!

```

=====
*** End of Report ***
=====

```

Figura No. 73 Muestra 14 ácido láctico prueba No.2

Data File C:\HPCHEM\2\DATA\PLA\14101019.D

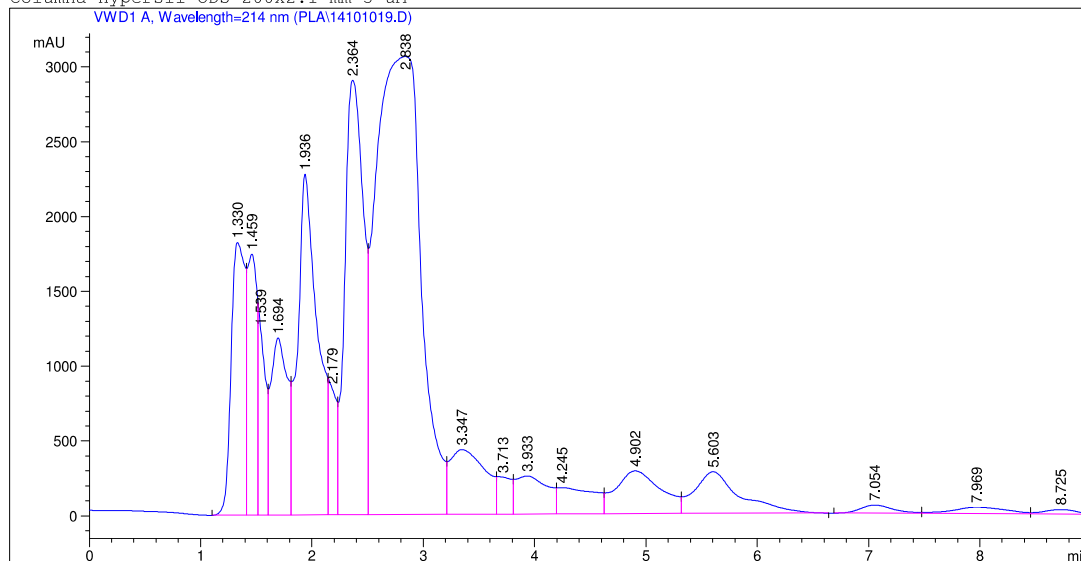
Sample Name: 14

```

=====
Injection Date   : 10/10/2014 12:27:13 PM      Seq. Line : 19
Sample Name     : 14                          Location  : Vial 19
Acq. Operator  : AdeM                          Inj      : 1
Acq. Instrument : Instrument 2                 Inj Volume: 5 µl
Acq. Method    : C:\HPCHEM\2\METHODS\ACLACT.M
Last changed   : 10/10/2014 9:14:51 AM by AdeM
Analysis Method : C:\HPCHEM\2\METHODS\ACLACT.M
Last changed   : 10/10/2014 12:34:58 PM by AdeM
                (modified after loading)

```

Metodo para analisis de Acido lactico.
 Laboratorio de Instrumentacion Quimica Avanzada, Universidad del Valle de Guatemala.
 Fase movil buffer fosfato 0.05M pH2.6
 Columna Hypersil ODS 200x2.1 mm 5 µM



```

=====
External Standard Report
=====

```

```

Sorted By      : Signal
Calib. Data Modified : 10/10/2014 10:57:15 AM
Multiplier     : 1.0000
Dilution       : 1.0000
Use Multiplier & Dilution Factor with ISTDs

```

Signal 1: VWD1 A, Wavelength=214 nm

RetTime [min]	Type	Area mAU*s	Amt/Area	Amount [g%]	Grp	Name
1.694	VV	1.24419e4	3.30435e-4	4.11123		Acido Lactico

```
Totals :                               4.11123
```

Results obtained with enhanced integrator!

```

=====
*** End of Report ***
=====

```

Figura No. 74 Muestra 15 ácido láctico prueba No.2

Data File C:\HPCHEM\2\DATA\PLA\14101020.D

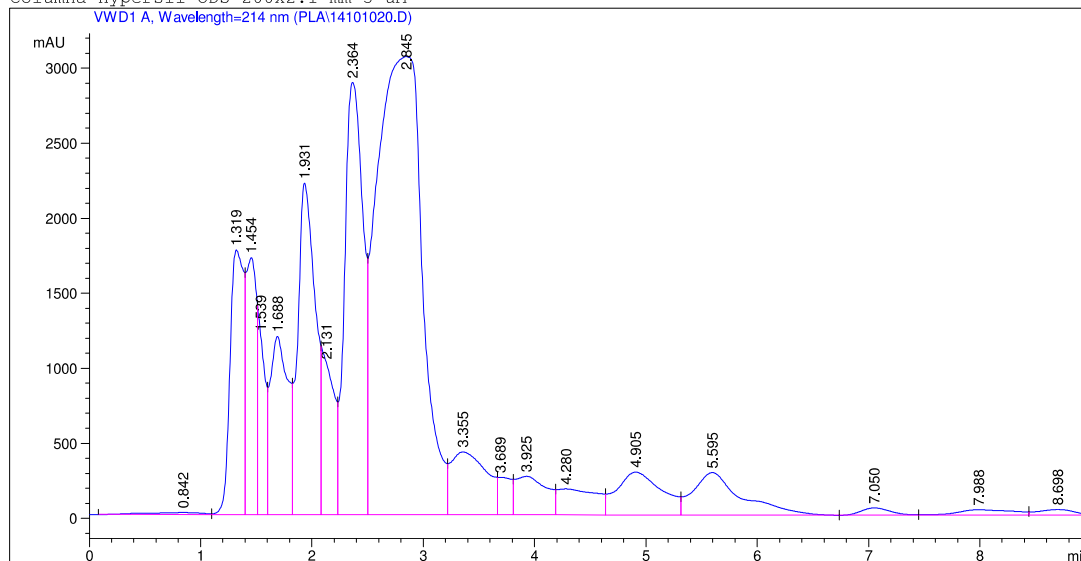
Sample Name: 15

```

=====
Injection Date : 10/10/2014 12:37:17 PM      Seq. Line : 20
Sample Name   : 15                          Location  : Vial 20
Acq. Operator : AdeM                        Inj      : 1
Acq. Instrument : Instrument 2              Inj Volume : 5 µl
Acq. Method   : C:\HPCHEM\2\METHODS\ACLACT.M
Last changed  : 10/10/2014 9:14:51 AM by AdeM
Analysis Method : C:\HPCHEM\2\METHODS\ACLACT.M
Last changed  : 10/10/2014 12:34:58 PM by AdeM
              (modified after loading)

```

Metodo para analisis de Acido lactico.
 Laboratorio de Instrumentacion Quimica Avanzada, Universidad del Valle de Guatemala.
 Fase movil buffer fosfato 0.05M pH2.6
 Columna Hypersil ODS 200x2.1 mm 5 µM



```

=====
External Standard Report
=====

```

```

Sorted By      :      Signal
Calib. Data Modified : 10/10/2014 10:57:15 AM
Multiplier     :      1.0000
Dilution       :      1.0000
Use Multiplier & Dilution Factor with ISTDs

```

Signal 1: VWD1 A, Wavelength=214 nm

RetTime [min]	Type	Area mAU *s	Amt/Area	Amount [g%]	Grp	Name
1.688	VV	1.32428e4	3.30435e-4	4.37590		Acido Lactico

```
Totals :                               4.37590
```

Results obtained with enhanced integrator!

```

=====
*** End of Report ***
=====

```

Figura No. 75 Muestra 16 ácido láctico prueba No.2

Data File C:\HPCHEM\2\DATA\PLA\14101021.D

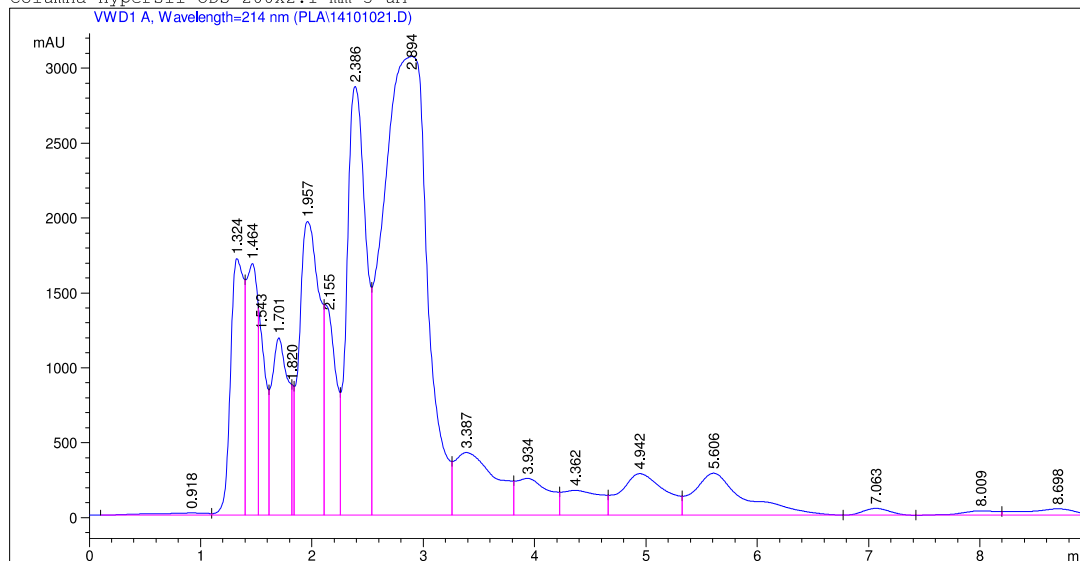
Sample Name: 16

```

=====
Injection Date : 10/10/2014 12:47:23 PM      Seq. Line : 21
Sample Name    : 16                          Location  : Vial 21
Acq. Operator  : AdeM                        Inj       : 1
Acq. Instrument : Instrument 2                Inj Volume: 5 µl
Acq. Method    : C:\HPCHEM\2\METHODS\ACLACT.M
Last changed   : 10/10/2014 9:14:51 AM by AdeM
Analysis Method : C:\HPCHEM\2\METHODS\ACLACT.M
Last changed   : 10/10/2014 12:34:58 PM by AdeM
                (modified after loading)

```

Metodo para analisis de Acido lactico.
 Laboratorio de Instrumentacion Quimica Avanzada, Universidad del Valle de Guatemala.
 Fase movil buffer fosfato 0.05M pH2.6
 Columna Hypersil ODS 200x2.1 mm 5 µM



```

=====
External Standard Report
=====

```

```

Sorted By      : Signal
Calib. Data Modified : 10/10/2014 10:57:15 AM
Multiplier     : 1.0000
Dilution      : 1.0000
Use Multiplier & Dilution Factor with ISTDs

```

Signal 1: VWD1 A, Wavelength=214 nm

RetTime [min]	Type	Area mAU*s	Amt/Area	Amount [g%]	Grp	Name
1.701	VV	1.24310e4	3.30435e-4	4.10765		Acido Lactico

```
Totals :                               4.10765
```

Results obtained with enhanced integrator!

```

=====
*** End of Report ***
=====

```

Figura No. 76 Muestra 17 ácido láctico prueba No.2

Data File C:\HPCHEM\2\DATA\PLA\14101022.D

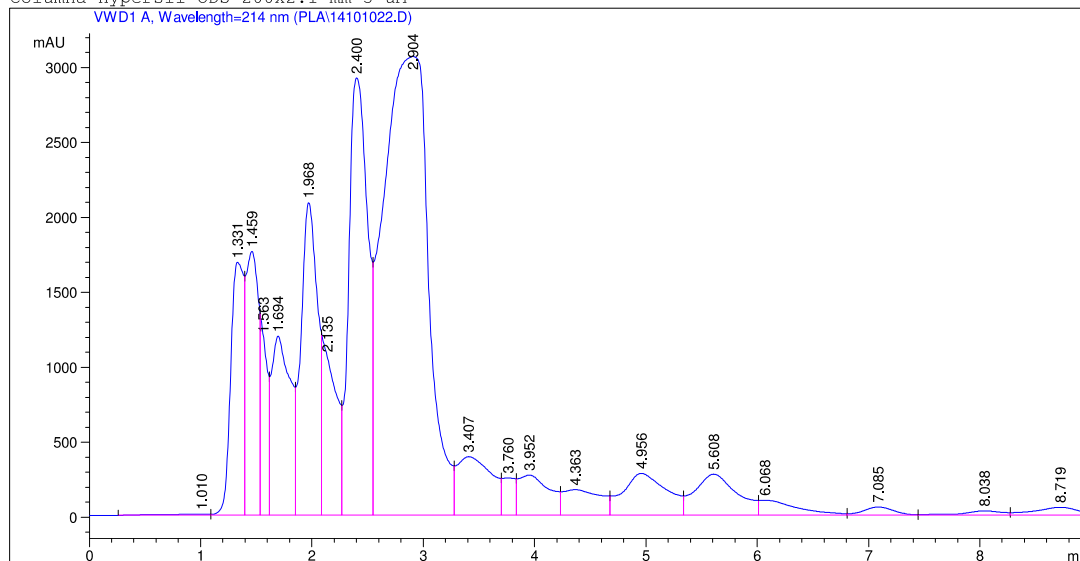
Sample Name: 17

```

=====
Injection Date : 10/10/2014 12:57:26 PM      Seq. Line : 22
Sample Name    : 17                          Location  : Vial 22
Acq. Operator  : AdeM                        Inj       : 1
Acq. Instrument : Instrument 2                Inj Volume: 5 µl
Acq. Method    : C:\HPCHEM\2\METHODS\ACLACT.M
Last changed   : 10/10/2014 9:14:51 AM by AdeM
Analysis Method : C:\HPCHEM\2\METHODS\ACLACT.M
Last changed   : 10/10/2014 12:34:58 PM by AdeM
                (modified after loading)

```

Metodo para analisis de Acido lactico.
 Laboratorio de Instrumentacion Quimica Avanzada, Universidad del Valle de Guatemala.
 Fase movil buffer fosfato 0.05M pH2.6
 Columna Hypersil ODS 200x2.1 mm 5 µM



```

=====
External Standard Report
=====

```

```

Sorted By      : Signal
Calib. Data Modified : 10/10/2014 10:57:15 AM
Multiplier     : 1.0000
Dilution       : 1.0000
Use Multiplier & Dilution Factor with ISTDs

```

Signal 1: VWD1 A, Wavelength=214 nm

RetTime [min]	Type	Area mAU*s	Amt/Area	Amount [g%]	Grp	Name
1.694	VV	1.41178e4	3.30435e-4	4.66501		Acido Lactico

```
Totals :                               4.66501
```

Results obtained with enhanced integrator!

```

=====
*** End of Report ***
=====

```

Figura No. 77 Muestra 18 ácido láctico prueba No.2

Data File C:\HPCHEM\2\DATA\PLA\14101023.D

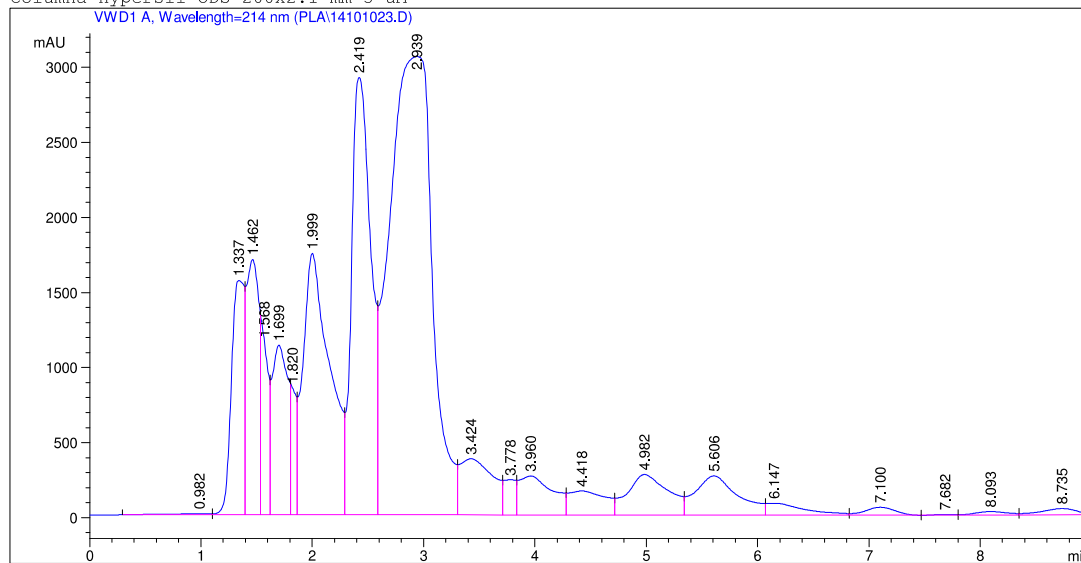
Sample Name: 18

```

=====
Injection Date : 10/10/2014 1:07:31 PM      Seq. Line : 23
Sample Name   : 18                          Location  : Vial 23
Acq. Operator : AdeM                        Inj      : 1
Acq. Instrument : Instrument 2              Inj Volume : 5 µl
Acq. Method   : C:\HPCHEM\2\METHODS\ACLA.M
Last changed  : 10/10/2014 9:14:51 AM by AdeM
Analysis Method : C:\HPCHEM\2\METHODS\ACLA.M
Last changed  : 10/10/2014 12:34:58 PM by AdeM
                (modified after loading)

```

Metodo para analisis de Acido lactico.
 Laboratorio de Instrumentacion Quimica Avanzada, Universidad del Valle de Guatemala.
 Fase movil buffer fosfato 0.05M pH2.6
 Columna Hypersil ODS 200x2.1 mm 5 µM



```

=====
External Standard Report
=====

```

```

Sorted By      :      Signal
Calib. Data Modified : 10/10/2014 10:57:15 AM
Multiplier    :      1.0000
Dilution      :      1.0000
Use Multiplier & Dilution Factor with ISTDs

```

Signal 1: VWD1 A, Wavelength=214 nm

RetTime [min]	Type	Area mAU*s	Amt/Area	Amount [g%]	Grp	Name
1.699	VV	1.09517e4	3.30435e-4	3.61882		Acido Lactico

```
Totals :                               3.61882
```

Results obtained with enhanced integrator!

```

=====
*** End of Report ***
=====

```

Figura No. 78 Muestra inicial ácido láctico prueba No. 2

Data File C:\HPCHEM\2\DATA\PLA\14101006.D

Sample Name: I

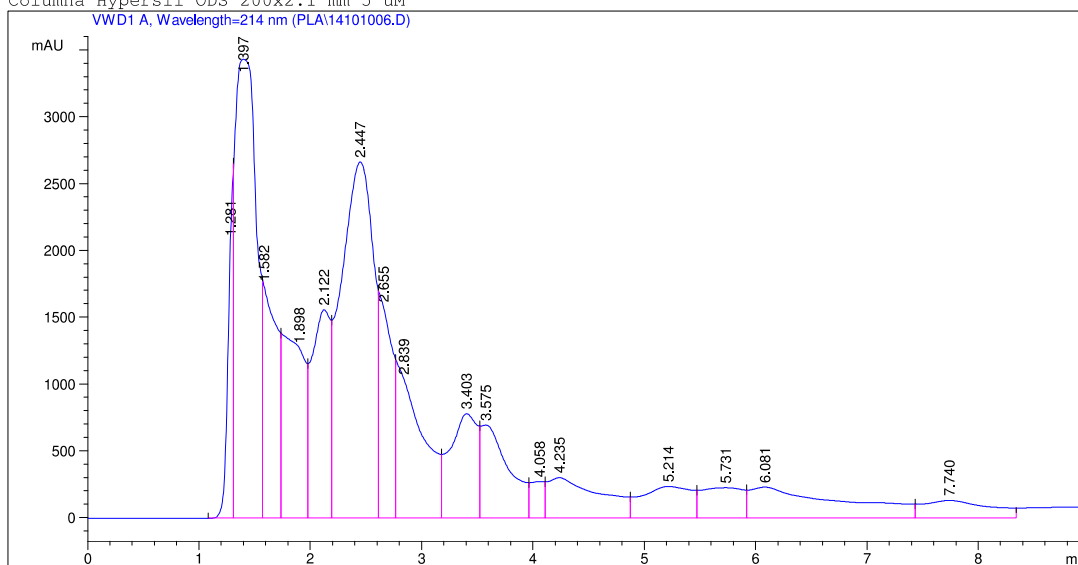
Inicio

```

=====
Injection Date : 10/10/2014 10:16:20 AM      Seq. Line : 6
Sample Name    : I                          Location  : Vial 6
Acq. Operator  : AdeM                       Inj       : 1
Acq. Instrument : Instrument 2              Inj Volume: 5 µl
Acq. Method    : C:\HPCHEM\2\METHODS\ACLACT.M
Last changed   : 10/10/2014 9:14:51 AM by AdeM
Analysis Method : C:\HPCHEM\2\METHODS\ACLACT.M
Last changed   : 10/10/2014 12:34:58 PM by AdeM
                (modified after loading)

```

Metodo para analisis de Acido lactico.
 Laboratorio de Instrumentacion Quimica Avanzada, Universidad del Valle de Guatemala.
 Fase movil buffer fosfato 0.05M pH2.6
 Columna Hypersil ODS 200x2.1 mm 5 uM



```

=====
External Standard Report
=====

```

```

Sorted By      : Signal
Calib. Data Modified : 10/10/2014 10:57:15 AM
Multiplier     : 1.0000
Dilution       : 1.0000
Use Multiplier & Dilution Factor with ISTDs

```

Signal 1: VWD1 A, Wavelength=214 nm

RetTime [min]	Type	Area mAU*s	Amt/Area	Amount [g%]	Grp	Name
1.582	VV B	1.52077e4	3.30435e-4	5.02515		Acido Lactico

```
Totals :                               5.02515
```

Results obtained with enhanced integrator!

```

=====
*** End of Report ***
=====

```

E. DATOS ORIGINALES

Tabla No. 75 Datos de titulación del oligómero

Tiempo (h)	Masa oligómero (g)	Volumen H ₂ O dilución (mL)	Volumen NaOH titulación (mL)
0.7833	0.0655	60	5.50
	0.063	60	5.24
	0.0597	60	5.05
1.5	0.0631	60	3.95
	0.0657	60	3.15
	0.0599	60	3.30
2.5	0.0529	60	1.25
	0.0673	60	1.20
3	0.0379	60	0.65
	0.0576	60	0.85
	0.0499	60	0.736
4	0.0319	60	0.55
	0.0334	60	0.40
	0.1208	60	0.95
5	0.0493	60	0.35
	0.0392	60	0.30
	0.0574	60	0.35
6	0.0448	60	0.05
	0.05	60	0.05
7	0.043	60	0.03
	0.038	60	0.023

Tabla No. 76 Pesos de agua y condensados en cada tiempo de reacción

Ítem	Tiempo (h)							
	0.7833	1.5	2.5	3	4	5	6	7
Balón de condensados (g)	76.8	76.8	76.8	76.8	76.8	76.9	76.8	76.8
Balón trampa de agua (g)	391.5	391.3	391.2	391.3	391.3	391.1	390.8	391.5
Agua en trampa inicial (g)	200.3	199.5	200.1	199	200	202.9	201.9	200.5
Trampa con agua final (g)	591.5	590.2	591	589.5	591	593.9	592.1	591.2
Agua en trampa final (g)	200	198.9	199.8	198.2	199.7	202.8	201.3	199.7
Masa agua condensada (g)	13.9	14.8	14.7	14.4	12.8	15.2	14.1	14.2

Tabla No. 77 Peso de ácido láctico y oligómero en cada tiempo de reacción

Ítem	Tiempo (h)							
	0.7833	1.5	2.5	3	4	5	6	7
Balón Ácido Láctico (g)	163.3	163.2	163.3	163	163.3	163.4	163.2	163.3
Masa Ácido Láctico (g)	87.7	88.6	88.1	88.2	88	87.7	88.8	88.1
Masa balón con polímero (g)	236.6	237	236.2	236.2	237	235.8	237.1	236.8
Masa polímero (g)	73.3	73.8	72.9	73.2	73.7	72.4	73.9	73.5

F. CÁLCULO DE MUESTRA

Cálculo No. 10 Cálculo de porcentaje de ácido láctico en masa en el oligómero

$$3.95 \text{ ml NaOH} * \frac{0.1310 \text{ mol NaOH}}{L} * \frac{1L}{1000 \text{ mL}} * \frac{1 \text{ mol Ác. Láctico}}{1 \text{ mol NaOH}} * \frac{90.08 \text{ g AL}}{1 \text{ mol AL}}$$

$$= 0.046605 \text{ g Ác. Láctico}$$

$$\frac{0.046605 \text{ g Ácido láctico}}{0.0631 \text{ g oligómero}} * 100 = 73.86\%$$

Ejemplo del cálculo para la titulación de la reacción realizada para el tiempo de reacción de 1.5 horas. Se realizó el mismo cálculo para cada titulación, la cual se realizó en triplicado para cada tiempo de reacción para 0.7833, 1.5, 2.5, 3, 4, 5, 6 y 7 horas.

Cálculo No. 11 Cálculo para la estandarización

$$\frac{0.0637 \text{ g KHP} * \frac{1 \text{ mol KHP}}{204.2 \text{ g KHP}} * \frac{1 \text{ mol NaOH}}{1 \text{ mol KHP}}}{2.1 \text{ mL NaOH}} * \frac{1000 \text{ mL}}{1 \text{ L}} = 0.14855 \frac{\text{mol NaOH}}{\text{L}}$$

Ejemplo de cálculo para la valoración de la solución de hidróxido de sodio 0.1M. El mismo cálculo se realizó en triplicado utilizando reactivo de ftalato ácido de potasio (KHP) para la estandarización de la solución.

Cálculo No. 12 Corrección por indicador de fenolftaleína

Utilizando la ecuación 15

$$\varepsilon_r = \frac{10^{-5.7} - 10^{-8.3}}{0.131 \text{ M NaOH}} * 100 = 0.0019903$$

El porcentaje obtenido es la corrección que se realiza para los porcentajes de acidez obtenidos a cada tiempo de reacción, por ejemplo para el porcentaje de acidez obtenido en la reacción de 1.5 horas utilizando el viraje de la fenolftaleína es de 65.14%, con la corrección por el punto de viraje se obtiene un porcentaje de ácido de 65.27%. Se realizó el mismo cálculo para la acidez en cada tiempo de reacción.

Cálculo No. 13 Volumen de mezcla reactiva

$$\begin{aligned} & 0.652725 \text{ g AL} * \frac{1 \text{ mL}}{1.206 \text{ g AL}} * \frac{1}{\left(0.34857 \text{ g LT} * \frac{1.38 \text{ g LT}}{1 \text{ mL}}\right) + \left(0.652725 \text{ g AL} * \frac{1.206 \text{ g AL}}{1 \text{ mL}}\right)} \\ & + 0.34857 \text{ g LT} * \frac{1 \text{ mL}}{1.38 \text{ g LT}} \\ & * \frac{1}{\left(0.34857 \text{ g LT} * \frac{1.38 \text{ g LT}}{1 \text{ mL}}\right) + \left(0.652725 \text{ g AL} * \frac{1.206 \text{ g AL}}{1 \text{ mL}}\right)} * 100 \\ & = 62.5934 \text{ mL oligómero} \end{aligned}$$

Ejemplo de cálculo para el volumen de reacción al tiempo de 1.5 horas con un porcentaje de ácido de 65.2725%. El mismo cálculo se realizó para el volumen de la mezcla reactiva de todos los tiempos de reacción.

Cálculo No. 14 Concentración de ácido láctico

$$\frac{0.7702 \text{ g AL}}{100 \text{ g LT}} * \frac{1 \text{ mol AL}}{90.08 \text{ g LT}} * \frac{1.3786}{1 \text{ mL LT}} * \frac{1000 \text{ mL}}{1 \text{ L}} = 0.1179 \frac{\text{mol Ácido láctico}}{\text{L}}$$

Ejemplo de cálculo para la concentración de ácido láctico residual para la reacción en el tiempo de 7 horas. El mismo cálculo se realizó para la concentración del ácido de la mezcla en todos los tiempos de reacción.

Cálculo No. 15 Cambio fraccional del volumen ε_A

Utilizando la ecuación 5

$$\varepsilon_A = \frac{55.1811 \text{ mL} - 64.013 \text{ mL}}{64.013 \text{ mL}} = -0.1379$$

Ejemplo de cálculo para el volumen fraccional al tiempo de reacción de 3 horas. Se realizó el mismo cálculo para los volúmenes en cada tiempo de reacción.

Cálculo No. 16 Orden de reacción por método diferencial

Utilizando la ecuación 10

$$\frac{C_{A0}}{V\varepsilon_A} \frac{dV}{dt} = \frac{13.2316 \frac{\text{mol AL}}{L}}{62.5934 \text{ mL} * -0.1236} * \frac{62.5934 \text{ mL} - 56.098 \text{ mL}}{2.5 \text{ h} - 1.5 \text{ h}} = 11.10463 \frac{\text{mol}}{L * h}$$

Ejemplo de cálculo para la diferencia de tiempo entre 1.5 y 2.5 horas. Se realiza el mismo cálculo para cada diferencial de volumen y tiempo en cada tiempo de la reacción.

Se calcula esta expresión en forma logarítmica contra el logaritmo de cada concentración a los diferentes tiempos de reacción para obtener una función cuya pendiente es el orden de reacción y del intercepto de obtiene la constante cinética.

Cálculo No. 17 Determinación de la constante cinética

Los parámetros cinéticos se muestran en la tabla No. 8. De la gráfica número 3 se obtiene la ecuación con intercepto en 0.4446, despejando los logaritmos de la ecuación 10, se obtiene:

$$k = e^{0.4464} = 1.5626 \frac{L^{0.2}}{\text{mol}^{0.2} * h}$$

Cálculo No. 18 Determinación del parámetro espacio-tiempo

Utilizando la ecuación 25

$$\tau = 13.2316 \frac{\text{mol AL}}{L} * \frac{0.9923}{1.5627 \frac{L^{0.2}}{\text{mol}^{0.2} * h} * 0.1179 \frac{\text{mol AL}}{L} * 1,2004} = 109.4107 \text{ h}$$

El espacio tiempo resulta de 109.41 horas.

Cálculo No. 19 Determinación del volumen de la mezcla reactiva

Utilizando la demanda anual calculada en el módulo "Análisis del proceso de producción y estudio de costos para la fabricación de poliácido láctico proveniente de la fermentación de melaza utilizando el hongo *Rhizopus oryzae*"

El cual reporta un dato de 13,400 toneladas de poliácido láctico al año, se determina un caudal para el reactor de pre-polimerización de 1.8227 m³/h

Despejando el volumen de la ecuación 22, se tiene que

$$V = \frac{1.8227 \frac{m^3}{h}}{109.4107 h} = 199.423 m^3$$

El volumen de la mezcla reactiva resulta de $199.42 m^3$.

Cálculo No. 20 Determinación de la altura y diámetro del reactor

Utilizando como regla gruesa una distribución de altura y diámetro 1:1, para cubrir el volumen de la mezcla reactiva se requiere un diámetro de

$$\phi = \sqrt[3]{\frac{4 * V}{\pi}} = \sqrt[3]{\frac{4 * (199.423 m^3)}{\pi}} = 6.3323 m$$

Aumentando el 15% mencionado anteriormente debido a la evaporación que se tiene, resulta un diámetro de 6.33m y una altura de 7.3m

Cálculo No. 21 Determinación del número de Reynolds

Utilizando la ecuación 28

$$\frac{(2.0889 m)^2 * \frac{50 rpm}{60 seg} * 1250 \frac{kg}{m^3}}{0.038 \frac{N^2}{m^2}} = 119,613.57 = 1.196 \times 10^5$$

El número de Reynolds fue calculado para una velocidad de 50 revoluciones por minuto.

Determinación de la potencia requerida

El número de potencia fue calculado con la figura No. 9, utilizando la ecuación 27 se tiene que

$$P = \frac{0.5 * \frac{50 rpm}{60 seg}^3 * (2.0889 m)^5 * 1250 \frac{kg}{m^3}}{g_c} = 14,385.48 W$$

$$P = 14.385 kW$$

G. DATOS CALCULADOS

Tabla No. 78 Porcentaje de ácido láctico por titulación con hidróxido de sodio 0.131 M

Tiempo (h)	% Ácido láctico	Promedio	Desviación
0.7833	99.07285395	99.004	0.8369
	98.13502145		
	99.80454779		
1.5	73.85859138	65.1428	8.6457
	56.56899569		
	65.00105443		
2.5	27.87966976	24.4587	4.8379
	21.03775853		
3	20.23519672	18.3496	1.6329
	17.41124098		
	17.40245634		
4	20.34254525	14.5838	5.5458
	14.13015119		
	9.278760291		
5	8.376342161	8.2001	0.9302
	9.029599166		
	7.194314783		
6	1.316816545	1.2483	0.09683
	1.179867624		
7	0.823163459	0.7686	0.0771
	0.714130404		

Tabla No. 79 Estandarización de solución de hidróxido de sodio 0.1M

Estandarización			
	1	2	3
Masa KHP (g)	0.0637	0.0682	0.0724
Volumen inicial NaOH (mL)	0	2.1	4.6
Volumen final NaOH (mL)	2.1	4.6	7.8
Volumen consumido (mL)	2.1	2.5	3.2
Molaridad (mol/L)	0.1485	0.1336	0.1108
Promedio	0.1310		
Desviación	0.0190		

Tabla No. 80 Conversión de ácido láctico en oligómero

Tiempo (h)	% acidez
0.7833	99
1.5	65.1429
2.5	24.4587
3	18.3496
4	14.5838
5	8.2
6	1.2483
7	0.7686

Tabla No. 81 Corrección por punto de viraje de fenolftaleína

Tiempo (h)	% acidez	% acidez corregida
0.7833	99.0000	99.0000
1.5	65.1429	65.2725
2.5	24.4587	24.5074
3	18.3496	18.3862
4	14.5838	14.6128
5	8.2001	8.2164
6	1.2483	1.2508
7	0.7686	0.7702

Tabla No. 82 Cambio de volumen de la mezcla reactiva en el tiempo

tiempo (h)	Volumen (mL)
0.7833	64.013
1.5	62.59344353
2.5	56.09840219
3	55.18118847
4	54.62286268
5	53.68846753
6	52.68783145
7	52.61942264

Gráfica No. 10 Cambio de volumen de la mezcla reactiva en el tiempo

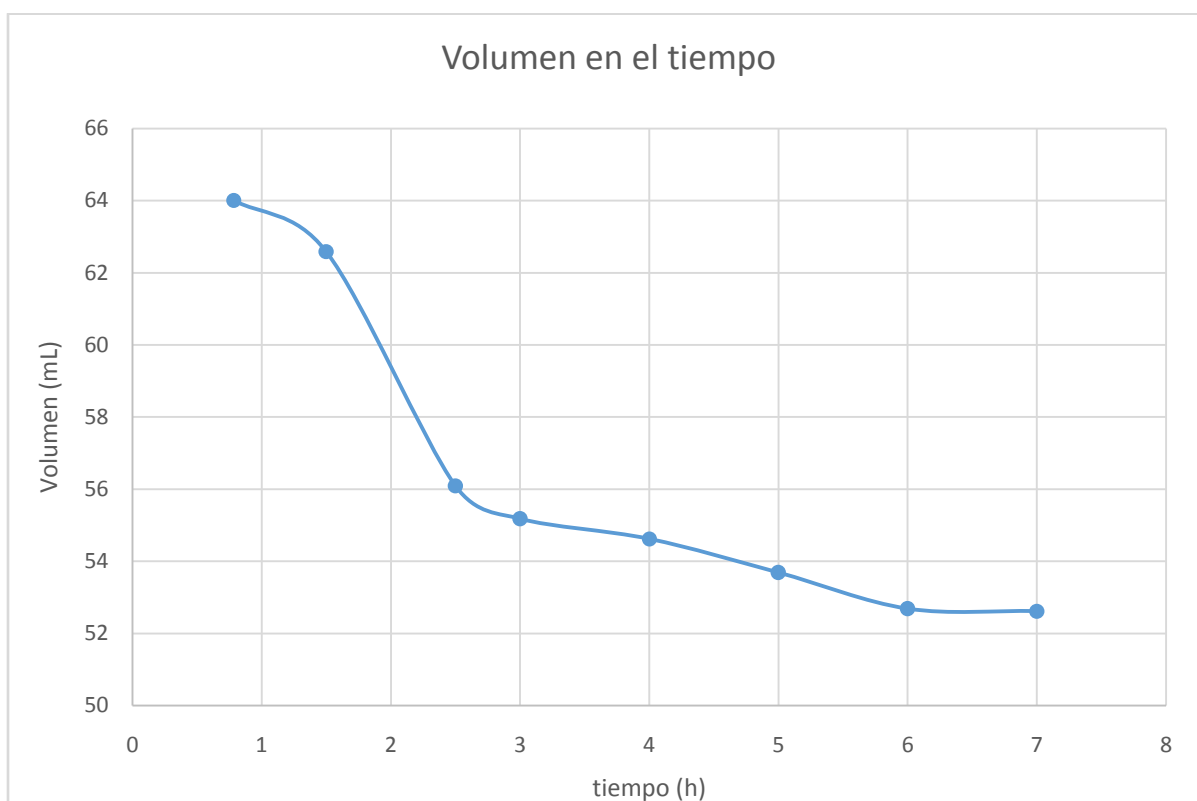


Tabla No. 83 Concentración de ácido láctico y densidad en el tiempo

Tiempo (h)	ρ (g/mL)	Ca (mol/L)
0.7833	1.2039	13.2316
1.5	1.2664	9.1766
2.5	1.3374	3.6384
3	1.3480	2.7514
4	1.3546	2.1974
5	1.3657	1.2457
6	1.3778	0.1913
7	1.3787	0.1179

Tabla No. 84 Características de la mezcla reactiva a escala laboratorio

Características	Resultados
Masa inicial de ácido (g)	88.1
Volumen inicial (mL)	64.013
Volumen final (mL)	51.8709
porcentaje ácido láctico	0.85
épsilon A	-0.189682
Peso molecular AL (g/mol)	90.08
Moles iniciales (Nao)	0.83132
Vo volumen inicial del reactor (m3)	0.00006401

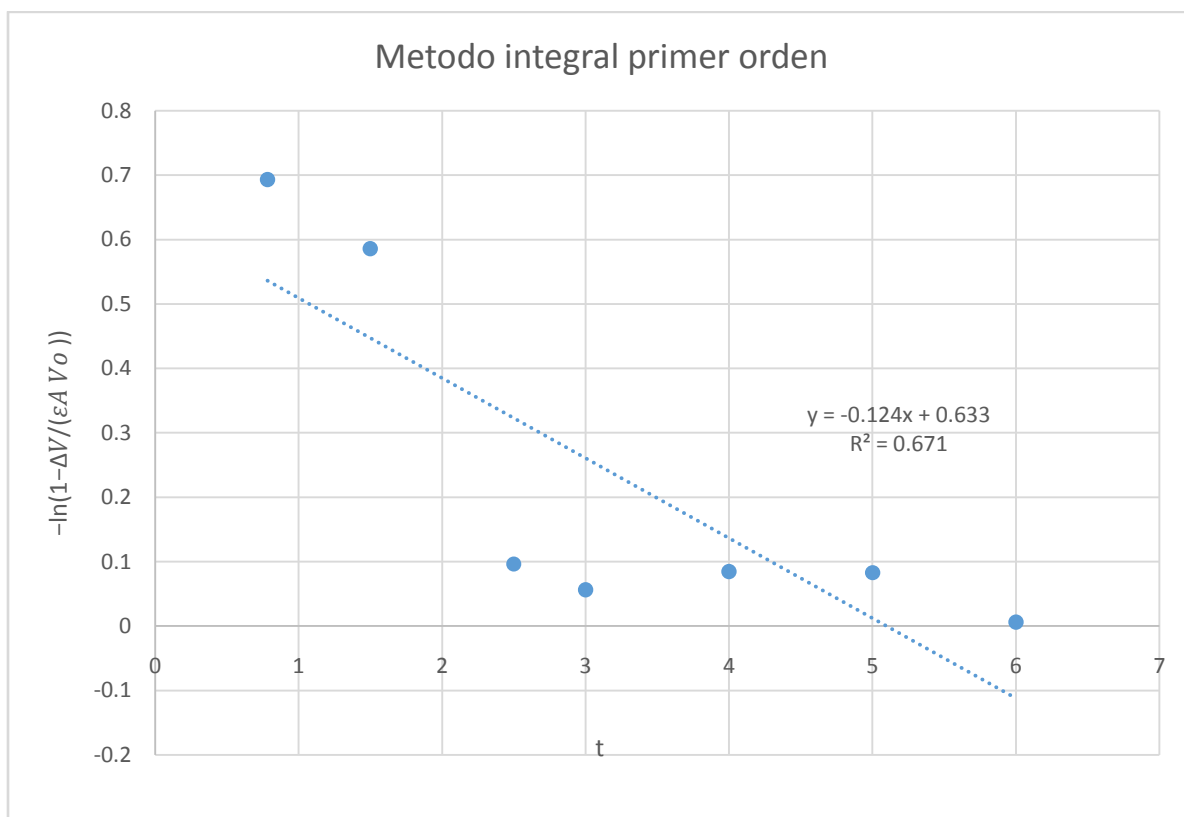
Tabla No. 85 Datos para determinación del orden de reacción

Tiempo (h)	ϵ_A	ΔV	dV/dt	% AL (v/v)	% AL (m/m) Corregida
0.7833	-0.027088524	1.7340	2.4194	85.0000	99.0000
1.5	-0.133132434	6.7882	6.7882	42.7369	65.2725
2.5	-0.148058478	0.9555	1.9109	15.1951	24.5074
3	-0.157138308	0.5812	0.5812	11.3097	18.3862
4	-0.172323954	0.9721	0.9721	8.9451	14.6128
5	-0.188572201	1.0401	1.0401	4.9886	8.2164
6	-0.189682492	0.0711	0.0711	0.7528	1.2508
7				0.4632	0.7702

Tabla No. 86 Datos para determinación de orden de reacción por método gráfico diferencial

tiempo (h)	$\frac{C_{A0}}{V\varepsilon_A} \frac{dV}{dt}$	$\ln(C_A)$	$\ln\left(\frac{C_{A0}}{V\varepsilon_A} \frac{dV}{dt}\right)$
0.7833	-18.461809	2.582606	2.915704226
1.5	-10.832787	2.216657	2.382577345
2.5	-3.0775162	1.291557	1.124122845
3	-0.8974237	1.012113	-0.108227197
4	-1.3833847	0.787275	0.324533165
5	-1.3774635	0.219689	0.320243787
6	-0.095449	-1.6538	-2.349163614

Gráfica No. 11 Prueba de método integral para primer orden



Gráfica No. 12 Prueba de método integral para cinética de segundo orden

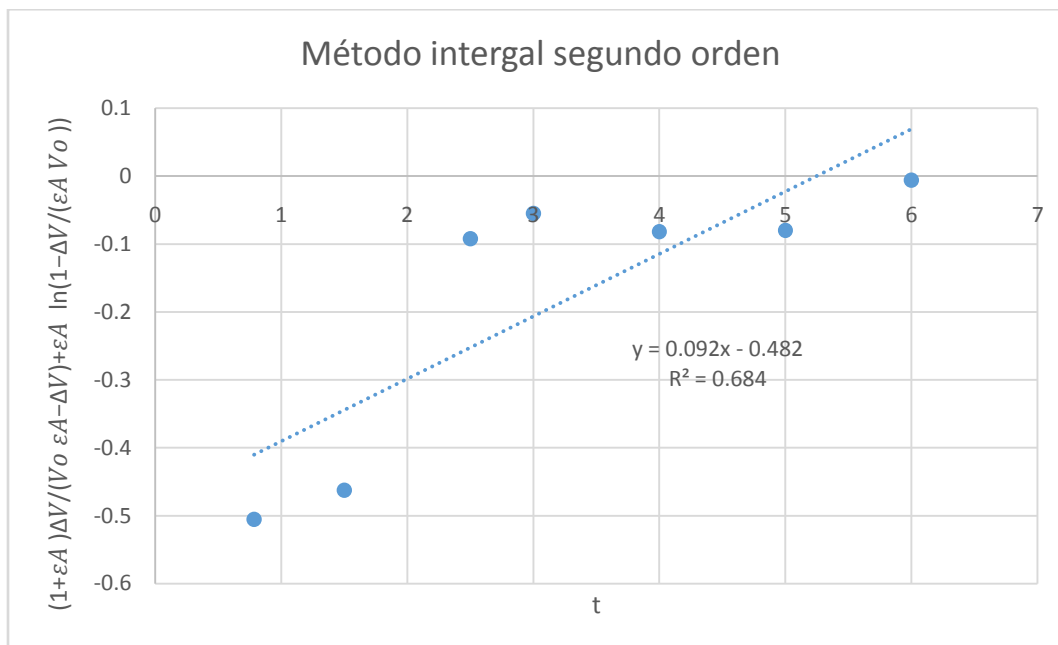


Tabla No. 87 Determinación del requerimiento de potencia del agitador

Cálculo del agitador	
Velocidad (rpm)	50
DT (m)	6.33
D de impulsor (m)	2.0889
Densidad (kg/m ³)	1250
Viscosidad (Pa*s)	0.038
Re	119613.57
Np	0.5
P	14385.485
P (kW)	14.385

H. ANÁLISIS DE ERROR

Cálculo No. 22 Propagación de error por suma y resta

La fórmula para determinar la propagación de error por operaciones de suma y resta, según Skoog en su libro "Fundamentos de Química Analítica", 8ª edición es:

$$S_y = \sqrt{(S_a)^2 + (S_b)^2}$$

Por ejemplo para la incertidumbre del volumen de hidróxido de sodio consumido en la titulación:

$$S_y = \sqrt{(0.01\text{mL})^2 + (0.01\text{mL})^2} = \pm 0.01414^\circ\text{C}$$

Este cálculo se realizó para todas las operaciones que incluían una suma o resta, como los promedios obtenidos para las diferentes pruebas

Cálculo No. 23 Propagación de error por multiplicación y división

La fórmula para determinar la propagación de error por operaciones de multiplicación y división, según Skoog en su libro "Fundamentos de Química Analítica", 8ª edición es:

$$S_y = y * \sqrt{\left(\frac{S_a}{a}\right)^2 + \left(\frac{S_b}{b}\right)^2}$$

Por ejemplo, para determinar la molaridad del hidróxido de sodio en la titulación:

$$S_y = \left(0.1310 \frac{\text{mol}}{\text{L}}\right) \sqrt{\left(\frac{0.01}{0.05}\right)^2} = \pm 0.0262 \frac{\text{mol}}{\text{L}}$$

Este cálculo se realizó para todas las operaciones que incluían una multiplicación o división, como por ejemplo el cálculo del porcentaje de ácido láctico obtenido en el producto, el volumen determinado de forma teórica basado en las conversiones, la concentración en cada tiempo de reacción, etc.

Cálculo No. 24 Propagación de error por potenciación

La fórmula para determinar la propagación de error por operaciones de potenciación, según Skoog en su libro "Fundamentos de Química Analítica", 8ª edición es:

$$S_y = xy \left(\frac{S_a}{a}\right)$$

Donde x es la potencia a la que se eleva el número, y es el resultado de la operación y a es el número que es elevado a la potencia x. Por ejemplo, para determinar la incertidumbre de la entalpía de vaporización:

$$S_y = 2(1.196 \times 10^5) \left(\frac{0.01}{2.0889} \right) = \pm 1139.35$$

Este cálculo se realizó para todas las operaciones que incluían una potenciación, por ejemplo el cálculo de la potencia requerida para el agitador.

Cálculo No. 25 Promedio

El promedio es la suma de la serie de números dados, dividido entre el número total de elementos que forman la serie:

$$\text{Promedio} = \frac{\sum_i^n x_i}{n}$$

Por ejemplo, para determinar el porcentaje de ácido láctico a la tercer hora de reacción:

$$\text{Flujopromedio} = \frac{2.23 \frac{g}{g} + 0.33 \frac{g}{g} + 3.34 \frac{g}{g}}{3} = 0.51 \frac{g \text{ ácido láctico}}{g \text{ oligómero}}$$

Este cálculo se realizó para todos los tiempos de reacción, para los valores obtenidos en los datos en triplicado, para la hora 0.7833, 1.5, 2.5, 3, 4, 5, 6 y 7-

Cálculo No. 26 Desviación estándar

La desviación para una serie de datos es:

$$\text{Desviación} = \frac{\sum_i^n \bar{x} - x_i}{n}$$

Por ejemplo, para determinar la desviación del promedio calculado en el cálculo del promedio anterior:

$$\text{Desviación estándar del flujo} = \frac{(2.23 - 0.33) \frac{g}{g} + (3.34 - 0.33) \frac{g}{g} + (3.34 - 3.34) \frac{g}{g}}{3} = 1.63$$

Se realizó el mismo cálculo para todos los promedios del porcentaje de ácido en los diferentes tiempos de reacción.

Tabla No. 88 Descripción de pruebas con problemas

Variable	Problema
Inicio de reacción	<p>Engrasar suficiente las uniones tomando en cuenta que al tener el sistema al vacío, éstas se contraerán.</p> <p>Sellar bien las uniones para evitar el ingreso de oxígeno y tener una fuga durante la reacción.</p>
Flujos de vacío y nitrógeno	<p>Inicialmente el flujo debe ser similar para que la mezcla no se vaya hacia la bomba de vacío por succión.</p> <p>Luego de equilibrar ambas corrientes y tener el sistema estable se debe cerrar poco a poco el nitrógeno, tomando en cuenta que se presurizará más el vacío.</p> <p>Controlar la presión de vacío en el manómetro hasta que el flujo de nitrógeno este totalmente cerrado.</p> <p>El vacío debe colocarse poco a poco, para evitar que el agua de la trampa de gases sea succionada por la bomba de vacío.</p>
Evaporación del agua inicial	<p>Si se tiene un porcentaje de agua al inicio de la reacción se debe tener en cuenta al momento de presurizar el sistema, pues si se tienen las condiciones tales que el agua llegue a su punto de evaporación flash, arrastrará el ácido hacia el balón de recuperación de condensados.</p> <p>Tomar en cuenta que el agua que se evapora al principio es de forma rápida y que el inicio de la reacción comienza cuando toda esta agua se ha evaporado.</p>
Toma de muestras	<p>Tomar en cuenta que el sistema debe estar a temperatura ambiente cuando se tome la muestra del producto del tiempo de reacción, debido a que a la temperatura de reacción de 160°C el ácido láctico residual es altamente reactivo y las colas de las cadenas formadas también por lo que el oligómero formado puede sufrir una oxidación al igual que el ácido láctico remanente.</p> <p>Al finalizar la reacción, en el esquema mostrado en la figura No. 25, se debe liberar la presión en el punto que se tiene sobre el balón de recepción de agua, para evitar que las corrientes por efectos de la presión se trasladen desde el reactor hacia el balón de recepción de agua y hasta la trampa de gases.</p>

I. BASES DE DISEÑO

Tabla No. 89 Bases de diseño

Base	Descripción
Objetivo general de la planta	Producción de ácido láctico a partir de un proceso fermentativo utilizando melaza como fuente de carbono.
Productos de la planta	Alrededor de 2900kg/h de una mezcla de ácido láctico y agua con una concentración del 80% (%V/V).
Tecnología de proceso a utilizar	<ul style="list-style-type: none"> • Mantenimiento de la cepa de <i>Rhizopus Oryzae</i> en por medio de biopropagadores auxiliares al fermentador. • Fermentación aerobia de melaza utilizando el hongo <i>Rhizopus Oryzae</i> • Mecanismo de separación de ácido láctico del caldo de fermentación por esterificación e hidrólisis o por extracción líquido-líquido.
Filosofía de control de proceso	Transmisores de medición de condiciones de operación conectados directamente al proceso y en lazos de control automatizados. (P&ID)
Administración del proyecto	<p>Encargados de áreas individuales:</p> <ul style="list-style-type: none"> • Fermentación y propagación • Purificación y extracción y diseño de planta <p>Reuniones semanales de reporte de avances.</p> <p>Recordatorio de fechas límite para las tareas designadas.</p>
Entregas del diseño de proceso, y su formato	<ul style="list-style-type: none"> • Protocolo preliminary • Informe final • Planos de instrumentación • Planos de planta
Transmisión de información entre trabajadores durante el proyecto	La comunicación será verbal y en persona en las reuniones semanales o por teléfono o correo electrónico en caso de urgencia.
Proveedores preferidos, si los hay	<ul style="list-style-type: none"> • Ingenios (Melaza) • Biolaboratorios (Microorganismos) • Quirsa S.A. (Productos químicos) • Intek, Sytek (Control e instrumentación)
Criterios económicos inusuales	El tan elevado precio de venta de la melaza (materia prima del proceso fermentativo). Se buscará determinar la viabilidad del proyecto como una industria propia o evaluar la posibilidad de venderla como tecnología para un ingenio azucarero ya existente.
Compatibilidad con terrenos previamente utilizados	La planta sí será compatible con terrenos utilizados previamente.

J. BALANCE DE MASA Y ENERGÍA

Tabla No. 2 Balance de energía para los intercambiadores de calor de concha y tubos que conforman el sistema de enfriamiento del caldo de fermentación en los quimiostatos

Dato	Valor	Unidades
Entalpía inicial del caldo	151,53	kJ/kg
Entalpía final del caldo	121,46	kJ/kg
Entalpía inicial del agua de enfriamiento	102,23	kJ/kg
Entalpía final del agua de enfriamiento	173,87	kJ/kg
Flux de calor	24.64	kJ/s

K. DATOS INTERMEDIOS CALCULADOS

Tabla No. 91 Cálculo de dimensiones de tanques de almacenamiento de materia prima

	Melaza (70%V/V)	Agua	Solución de NaOH (50% V/V)	Catalizador óxido de Zinc al 2%P/P
Días de almacenamiento (Días)	15	8	30	1
Número de tanques	2	3	1	1
Caudal de entrada (kg/h)	14275	40664	303	4.36
Volumen interno total (m ³)	3670	7831	143	0.09
Volumen por tanque (m ³)	1835	2610	143	0.09
Volumen real por tanque (m ³)	2159	3071	168	0.10
Razón D/H	1.3	1.1	1.0	1.0
Diámetro (m)	14.48	15.41	5.68	0.48
Altura llenado (m)	11.14	14.00	5.68	0.48
Altura (m)	13.11	16.48	6.68	0.57
Diámetro real (m)	14.5	15.5	6	0.5
Altrua real (m)	13.5	16.5	7	0.6
Volumen real (m ³)	2229	3113	197	0.12
Porcentaje de nivel	82.33%	83.84%	72.56%	75.52%

Tabla No. 92 Datos intermedios del dimensionamiento de bombas centrífugas de llenado y vaciado de tanques de almacenamiento de agua como materia prima

Material	Agua, materia prima
ρ (kg/m ³) =	997
μ (kg/ms) =	0.00089
T(°C) =	25
dm/dt (kg/s) =	10.03
Caudal (m ³ /h) =	36.20060181
v (m/s) =	1
D _{in} (m)	0.113151862
D _{in} (") =	4.454797708
D nom =	5
D _{in} =	4.92
D _{rin} (m) =	0.12
Área transversal (m ²) =	0.012
V real (m/s) =	0.82
Re =	114770
Material de tubería	Acero al carbon
Rugosidad	0.00005
Rugosidad Relativa	0.00036
Fanning =	0.019
g (m/s ²) =	9.81
Z1 =	0
Z2 =	16
P1 =	101325
P2 =	101325
L =	70
Caída de presión equipo especial (kPa) =	
kf =	100
hf (J/kg) =	47.91
ηW_p (J/kg)=	205.20
H tot (m) =	20.929
ηW_p (J/s)=	2057.33
η =	0.75
Wp (J/s)=	2743.11
Wp(hp) =	3.68
Wp Nominal (hp) =	5

Tabla No. 93 Datos intermedios del dimensionamiento de bombas de desplazamiento positivo de llenado y vaciado de tanques de almacenamiento de melaza

Material	Melaza al 70% V/V
ρ (kg/m ³) =	1400
μ (kg/ms) =	0.005
T(°C) =	50
dm/dt (kg/s) =	3.52
Caudal (m ³ /h) =	9.05
v (m/s) =	1
D _{in} (m)	0.057
D _{in} (") =	2.23
D nom =	2.5
D _{in} =	2.56
D _{rin} (m) =	0.065
Área transversal (m ²) =	0.003
V real (m/s) =	0.76
Re =	13783
Material de tubería	Acero al carbon
Rugosidad	0.00005
Rugosidad relativa	0.0007
Fanning =	0.029
g (m/s ²) =	9.81
Z1 =	0
Z2 =	13
P1 =	101.325
P2 =	101.325
L =	64
Caída de presión equipo especial (kPa) =	
kf =	100
	61.37
ηW_p (J/kg)=	189.19
H tot (m) =	19.29
ηW_p (J/s)=	665.83
η =	0.75
Wp (J/s)=	887.77
Wp(hp) =	1.19
Wp Nominal (hp) =	5

Tabla No. 94 Datos intermedios del dimensionamiento de bombas centrífugas de llenado y vaciado de tanques de almacenamiento de solución de hidróxido de sodio

Material	Solución de Hidróxido de sodio al 50% V/V
ρ (kg/m ³) =	1518
μ (kg/ms) =	0.00089
T(°C) =	25
dm/dt (kg/s) =	0.07
Caudal (m ³ /h) =	0.18
v (m/s) =	1
D _{in} (m)	0.0079
D _{in} (") =	0.31
D nom =	0.5
D _{in} =	0.59
D _{rin} (m) =	0.015
Área transversal (m ²) =	0.00018
V real (m/s) =	0.28
Re =	7133
Material de tubería	Acero al carbon
Rugosidad	0.00005
Rugosidad relativa	0.0031
fanning =	0.0375
g (m/s ²) =	9.81
Z1 =	0
Z2 =	6.5
P1 =	101.325
P2 =	101.325
L =	24.5
Caída de presión equipo especial (kPa) =	
kf =	100
	13.44
ηW_p (J/kg)=	77.252
H tot (m) =	7.87
ηW_p (J/s)=	5.77
η =	0.75
Wp (J/s)=	7.70
Wp(hp) =	0.01
Wp Nominal (hp) =	0.5

Tabla No. 95 Datos intermedios del dimensionamiento de bombas centrífugas de transporte de medio de cultivo hacia las líneas de propagación de biomasa y hacia la línea de quimiostatos

Material	Mezcla Agua - Melaza - NaOH
ρ (kg/m ³) =	1101.7
μ (kg/ms) =	0.00095
T(°C) =	33
dm/dt (kg/s) =	3.40
Caudal (m ³ /h) =	11.13
v (m/s) =	1
D _{in} (m)	0.063
D _{in} (") =	2.47
D nom =	2.5
D _{in} =	2.56
D _{in} (m) =	0.065
Área transversal (m ²) =	0.0033
V real (m/s) =	0.93
Re =	74911
Material de tubería	Acero al carbon
Rugosidad	0.00005
Rugosidad relativa	0.0007
fanning =	0.023
g (m/s ²) =	9.81
Z1 =	0
Z2 =	30
P1 =	101.325
P2 =	101.325
L =	142
Caída de presión equipo especial (kPa) =	200
kf =	25
	279.38
ηW_p (J/kg)=	755.65
H tot (m) =	77.03
ηW_p (J/s)=	2572.874
η =	0.75
Wp (J/s)=	3430.49
Wp(hp) =	4.60
Wp Nominal (hp) =	5

Tabla No. 96 Datos intermedios del dimensionamiento de bombas de desplazamiento positivo de transporte de caldo de fermentación hacia la línea de purificación de ácido láctico

Material	Caldo de fermentación
ρ (kg/m ³) =	1101.7
μ (kg/ms) =	0.00089
T(°C) =	25
dm/dt (kg/s) =	1.30
Caudal (m ³ /h) =	4.24
v (m/s) =	1
D _{in} (m)	0.039
D _{in} (") =	1.52
D nom =	5
D _{in} =	4.97
D _{rin} (m) =	0.05
Área transversal (m ²) =	0.002
V real (m/s) =	0.60
Re =	37069
Material de tubería	Acero al carbon
Rugosidad	0.00005
Rugosidad relativa	0.0009
Fanning =	0.025
g (m/s ²) =	9.81
Z1 =	0
Z2 =	6
P1 =	101.325
P2 =	101.325
L =	12
Caída de presión equipo especial (kPa) =	
kf =	100
	22.20
ηW_p (J/kg)=	81.24
H tot (m) =	8.28
ηW_p (J/s)=	105.33
η =	0.75
Wp (J/s)=	140.45
Wp(hp) =	0.19
Wp nominal (hp) =	0.5

Tabla No. 97 Datos intermedios del dimensionamiento de bombas de desplazamiento positivo de reflujo de caldo de fermentación hacia el intercambiador de concha y tubos de enfriamiento de quimiostatos

Material	Caldo de fermentación caliente
ρ (kg/m ³) =	1101.7
μ (kg/ms) =	0.00089
T(°C) =	25
dm/dt (kg/s) =	1.30
Caudal (m ³ /h) =	4.23
v (m/s) =	1
D _{in} (m)	0.039
D _{in} (") =	1.52
D nom =	5
D _{in} =	4.97
D _{rin} (m) =	0.05
Área transversal (m ²) =	0.002
V real (m/s) =	0.60
Re =	37069
Material de tubería	Acero al carbon
Rugosidad	0.00005
Rugosidad relativa	0.0009
fanning =	0.025
g (m/s ²) =	9.81
Z1 =	0
Z2 =	6
P1 =	101.325
P2 =	101.325
L =	12
Caída de presión equipo especial (kPa) =	100
kf =	100
	112.97
ηW_p (J/kg)=	262.78
H tot (m) =	26.79
ηW_p (J/s)=	340.71
η =	0.75
Wp (J/s)=	454.28
Wp(hp) =	0.61
Wp Nominal (hp) =	0.5

Tabla No. 98 Datos intermedios del dimensionamiento de bombas centrífugas de agua de enfriamiento hacia el intercambiador de concha y tubos de enfriamiento de quimiostatos

Material	Agua de enfriamiento
ρ (kg/m ³) =	997
μ (kg/ms) =	0.00089
T(°C) =	25
dm/dt (kg/s) =	48.00
Caudal (m ³ /h) =	173.32
v (m/s) =	0.3
D _{in} (m)	0.45
D _{in} (") =	17.80
D nom =	18
D _{in} =	17.71
D _{rin} (m) =	0.45
Área transversal (m ²) =	0.16
V real (m/s) =	0.30
Re =	152654
Material de tubería	Acero al carbon
Rugosidad	0.00005
Rugosidad relativa	0.0001
Fanning =	0.017
g (m/s ²) =	9.81
Z1 =	0
Z2 =	6
P1 =	101325
P2 =	101325
L =	100
Caída de presión equipo especial (kPa) =	360
kf =	100
	366.37
ηW_p (J/kg)=	786.36
H tot (m) =	80.16
ηW_p (J/s)=	37745.02
η =	0.75
Wp (J/s)=	50326.69
Wp(hp) =	67.49
Wp nominal (hp) =	70

Tabla No. 99 Datos teóricos para el cálculo de la capacidad calorífica del ácido láctico

T °F	°C	Capacidad calorífica (BTU)	J/kg°C
52	11.11	0.549	1276.88
54	12.22	0.55	1279.21
56	13.33	0.551	1281.53
58	14.44	0.552	1283.86
60	15.55	0.553	1286.18
62	16.66	0.554	1288.51
64	17.77	0.555	1290.83
66	18.88	0.556	1293.16
68	19.99	0.557	1295.49
70	21.1	0.558	1297.81
72	22.21	0.559	1300.14
74	23.32	0.56	1302.46
76	24.43	0.561	1304.79
78	25.54	0.562	1307.12
80	26.65	0.563	1309.44
82	27.76	0.564	1311.77
84	28.87	0.565	1314.09
86	29.98	0.566	1316.42
m =	0.0005	0.0009	1.16
b =	0.523	0.539	1216.41
m =	0.555		
b =	-17.75		

L. CÁLCULOS REALIZADOS

Cálculo No. 27 Balance de masa del reactor de polimerización

$$L + S = P + H_1$$

Donde L y S son los flujos máscicos de lactida y solución de catalizador que entran al reactor, respectivamente; H es el flujo máscico de agua subproducto de la polimerización y P es el flujo máscico de polímero producto de la reacción de polimerización.

Se conoce P , ya que es igual al flujo máscico de producto final, por lo que:

$$P = 1900 \frac{kg}{h}$$

Conociendo la concentración necesaria de la solución de ácido láctico para la polimerización (0.10% mol/mol), el peso molecular del catalizador y de la lactida (88 y 144 respectivamente) se define como R un factor de conversión de concentración en %mol/mol a (kg/h)/(kg/h):

$$R = 0.10\% * \frac{M_{catalizador}}{M_{lactida}} = 0.10\% * \frac{88}{144} = 6.11 \times 10^{-4}$$

Sabiendo el porcentaje de conversión de lactida en polímero obtenido por experimentación (93%), la razón de conversión de concentración R , y un factor de corrección por el contenido de ácido láctico de la solución de catalizador que polimerizará directamente a PLA de $2.5 * 0.8717$ determinado experimentalmente, puede determinarse el flujo máscico de lactida necesario para producir la cantidad conocida de polímero:

$$L = \frac{P}{93\%(R + 1 + 2.5 * 0.8717R)} = \frac{1900 \frac{kg}{h}}{93\%(6.11 \times 10^{-4} + 1 + 2.5 * 0.8717(6.11 \times 10^{-4}))} = 2038 \text{ kg/h}$$

Sabemos también que el flujo máscico de la solución de catalizador está compuesto por flujo máscico de catalizador (C) y de ácido láctico como disolvente (A). Entonces:

$$S = C + A$$

Además, se sabe por experimentación que la masa de catalizador se disuelve efectivamente en 2.5 veces su masa en masa de ácido láctico, por lo que:

$$A = 2.5C$$

Utilizando nuevamente R y el flujo máscico de la lactida L calculado anteriormente, podemos determinar el flujo máscico necesario de catalizador como:

$$C = L * R = 2038 \frac{kg}{h} * = 1.25 \frac{kg}{h}$$

Entonces:

$$A = 3.11 \frac{kg}{h}$$

$$S = 4.36 \frac{kg}{h}$$

Y

$$H_1 = 142 \frac{kg}{h}$$

Cálculo No. 28 Balance de masa del reactor de prepolimerización

$$E = L + H_2$$

Donde E es el flujo másico de ácido láctico que abandona las torres de extracción líquido-líquido destinados a la prepolimerización, L es el flujo másico de lactida necesaria para producir la cantidad deseada de polímero, y H_2 es el flujo másico de agua subproducto de la evaporación y de la reacción de prepolimerización.

Conociendo el rendimiento de la reacción de prepolimerización obtenido experimentalmente (83.43%) a la temperatura de operación (160°C), puede determinarse la cantidad necesaria de ácido láctico disuelto que se necesita para producir la cantidad deseada de lactida:

$$E = \frac{L}{83.43\%} = \frac{2038 \frac{kg}{h}}{83.43\%} = 2442 \frac{kg}{h}$$

Por lo que entonces:

$$H_2 = 405 \frac{kg}{h}$$

Cálculo No. 29 Flujo másico de agua subproducto

Puede determinarse entonces la cantidad total de agua con trazas de ácido láctico y sus polimerizaciones (H_T) que debe ser tratada antes de su descarga al ambiente como:

$$H_T = H_1 + H_2 = 142 \frac{kg}{h} + 405 \frac{kg}{h} = 547 \frac{kg}{h}$$

Cálculo No. 30 Balance de masa del proceso de purificación

$$F = A + E + B$$

Donde F es el flujo másico del caldo de fermentación proveniente de los fermentadores, A es el flujo de ácido láctico utilizado para disolver el catalizador utilizado en la polimerización calculado anteriormente (3.11 kg/h), E es la cantidad de solución refinada de ácido láctico que ingresa al reactor de prepolimerización (2442 kg/h) y B es el flujo másico de biomasa que es separado.

Conociendo la concentración de la solución de ácido láctico en %p/p (87.17%) (Calculado a partir de la concentración en %vol/vol (82%)), el porcentaje teórico de ácido láctico recuperado por el proceso de purificación (90%) y el factor de razón de ácido láctico por unidad de biomasa obtenido experimentalmente (0.0461) puede determinarse el flujo másico de caldo de fermentación necesario para la obtención de la cantidad deseada de ácido láctico que ingresa al prepolimerizador:

$$F = \frac{0.8717(A+E)}{0.0461} = \frac{0.8717\left(3.11\frac{kg}{h}+2442\frac{kg}{h}\right)}{0.0461} = 51344\frac{kg}{h}$$

Y por lo tanto el flujo másico de biomasa separada es de:

$$B = 48902\frac{kg}{h}$$

Cálculo No. 31 Balance de masa del proceso de fermentación

$$M = D + F$$

Donde M es el flujo másico del medio de cultivo y la fuente de carbono para el proceso de fermentación, D es el flujo másico de dióxido de carbono que se produce como desecho del proceso metabólico del hongo *Rhizopus Oryzae* en la producción de ácido láctico, y F es el flujo másico del caldo de fermentación producto del proceso de fermentación.

Conociendo los pesos moleculares del dióxido de carbono (44) y del ácido láctico (90.08) y la relación estequiométrica de que se producen dos moléculas de dióxido de carbono por cada molécula de ácido láctico formado, puede encontrarse el flujo másico del dióxido de carbono en función de la cantidad de ácido láctico que se necesita producir si se sabe que se purificará hasta un 87.17% p/p y se recupera sólo un 90% del ácido láctico producido en el proceso de extracción líquido-líquido:

$$D = \frac{\left(2442\frac{kg}{h} + 3.11\frac{kg}{h}\right) * 87.17\%}{90\%} * \frac{44}{90.08} * 2 = 2314\frac{kg}{h}$$

Entonces,

$$M = 49030 \frac{kg}{h}$$

Cálculo No. 32 Balance de masa del proceso de mezclado de medio de cultivo

$$H + Z + N = M$$

Donde H , Z y N son los flujos másicos de agua, azúcar e hidróxido de sodio como materia prima respectivamente, y M es el flujo másico de la mezcla de la materia prima formando el medio de cultivo y la fuente de carbono para el proceso de fermentación.

Se define por conveniencia un factor de relación X , el cual es la razón entre la cantidad necesaria de solución de hidróxido de sodio por unidad de mezcla melaza-agua para regular su pH al nivel de operación. Es un factor estequiométrico calculado de la siguiente manera:

$$X = 1.518 \frac{g}{cm^3} * \frac{1}{1000} * \frac{1}{1000} * \frac{100}{50} * 2 * \frac{1000}{1.1017 \frac{g}{cm^3}} = 0.0055$$

A su vez, también se define una corriente Y como la combinación de los flujos de agua y melaza a la que se le agrega hidróxido de sodio para regular su pH y se puede calcular de forma estequiométrica a partir del flujo de mezcla total necesario como medio de cultivo y fuente de carbono para el proceso de fermentación y conociendo la densidad de esta mezcla (1.1017 g/cm^3) y la densidad la solución de hidróxido de sodio presente en la mezcla (1.518 g/cm^3):

$$Y = \frac{49030 \frac{kg}{h}}{X + 1} = 48762 \frac{kg}{h}$$

Con estas facilitaciones, puede proceder a simplificarse el cálculo para la corriente necesaria de hidróxido de sodio en el mezclado:

$$N = X * Y = 48762 \frac{kg}{h} * 0.0055 = 269 \frac{kg}{h}$$

Conociendo la corriente de simplificación Y , y su concentración con respecto a la melaza (20%V/V) y la densidad del agua a la temperatura de operación (0.997 g/cm^3) y la de la melaza (1.4 g/cm^3) puede calcularse fácilmente el flujo másico de melaza requerido para obtener la corriente necesaria de mezcla o medio de cultivo:

$$Z = Y * \frac{1.4 \frac{g}{cm^3} * 20\%}{1.4 \frac{g}{cm^3} * 20\% + 0.997 \frac{g}{cm^3} * 80\%} = 12670 \frac{kg}{cm^3}$$

Por lo que:

$$H = 36092 \frac{kg}{h}$$

Cálculo No. 33 Dimensionamiento de los tanques de almacenamiento de materia prima

Utilizando los flujos másicos obtenidos en el balance, definiendo una cantidad de días para los cuales se desea mantener materia prima y conociendo la densidad del material analizado, se procedió a calcular la primer parte del dimensionamiento de los tanques de almacenamiento, el volumen interno o volumen de la materia prima.

Para el siguiente ejemplo se utilizará los valores correspondientes a la melaza, para la cual se definieron 15 días de abastecimiento y una densidad de 1.4 g/cm^3 .

$$V_i = 12670 \frac{\text{kg}}{\text{h}} * 15 \text{días} * \frac{24\text{h}}{1\text{día}} * \frac{1\text{cm}^3}{1.4\text{g}} * 1000 \frac{\text{m}^3}{\text{kg}} = 3258.01\text{m}^3$$

Seguidamente puede utilizarse el último dato calculado en adición con la cantidad de tanques que se desean, el cual puede variarse como factor de diseño para observar el cambio en los volúmenes y dimensiones de los tanques dependiendo del número de tanques necesarios. Además, se utiliza como regla gruesa el factor de diseño que los tanques se llenarán únicamente hasta el 85% de su capacidad, por la que puede determinarse el volumen interno real por cada tanque de la siguiente manera:

Continuando con el ejemplo de los tanques de almacenamiento de melaza como materia prima, se definió que se necesitarían 2 tanques:

$$V_{i,r} = \frac{3258.01\text{m}^3}{2} * \frac{1}{85\%} = 1916.48 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Se procede a escoger la relación entre el diámetro y la altura del tanque, la cual puede encontrarse en la literatura. Utilizando esta relación teórica y la fórmula del volumen de un cilindro (ya que los tanques son de forma cilíndrica) se puede calcular las dimensiones mínimas del tanque:

Siguiendo el ejemplo de los tanques de melaza, se encontró en la literatura que una relación recomendable es un tanque con su diámetro mayor a su altura, con una relación D/H de 1.3:

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 * 1916.48 \frac{\text{kg}}{\text{h}}}{\pi * 1.3}} = 13.92\text{m}$$

Y

$$H = 10.71\text{m}$$

Finalmente, se utilizan los estándares de dimensiones de láminas para construcción de tanques ya que al conocer el grosor de las láminas, se conoce el diámetro real de los tanques y a la vez, pueden definirse las dimensiones en función de valores exactos por las dimensiones rectangulares de las láminas, obteniendo las dimensiones reales

Esta serie de cálculos se realizó 4 veces, para los tanques de almacenamiento de agua, melaza, hidróxido de sodio y óxido de zinc como materia prima.

M. GRÁFICAS Y FIGURAS

Gráfica No. 13 Factor de tiempo de mezclado VS Número de Reynolds dentro de tanques agitados

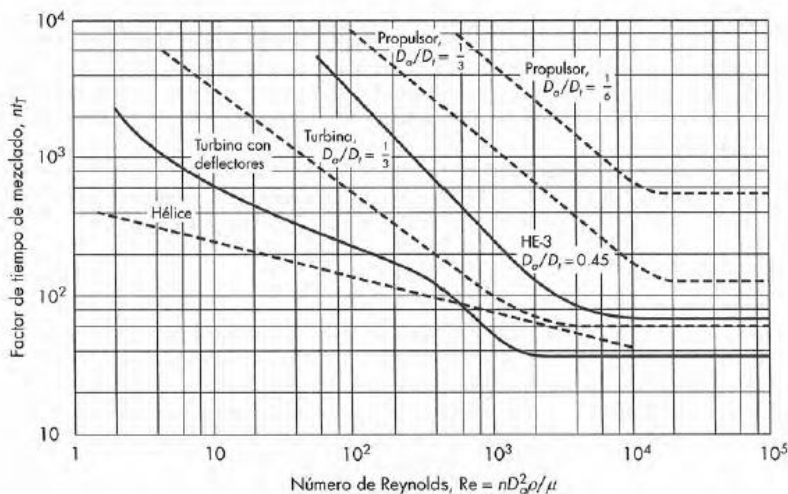


FIGURA 9.16
Tiempos de mezclado en tanques agitados. Las líneas discontinuas son para tanques sin deflectores; la línea continua es para tanques con placas deflectores.

Figura No. 79 Relaciones entre las dimensiones internas de un tanque agitado con placas deflectoras

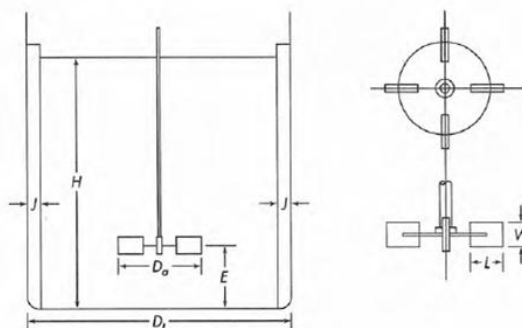


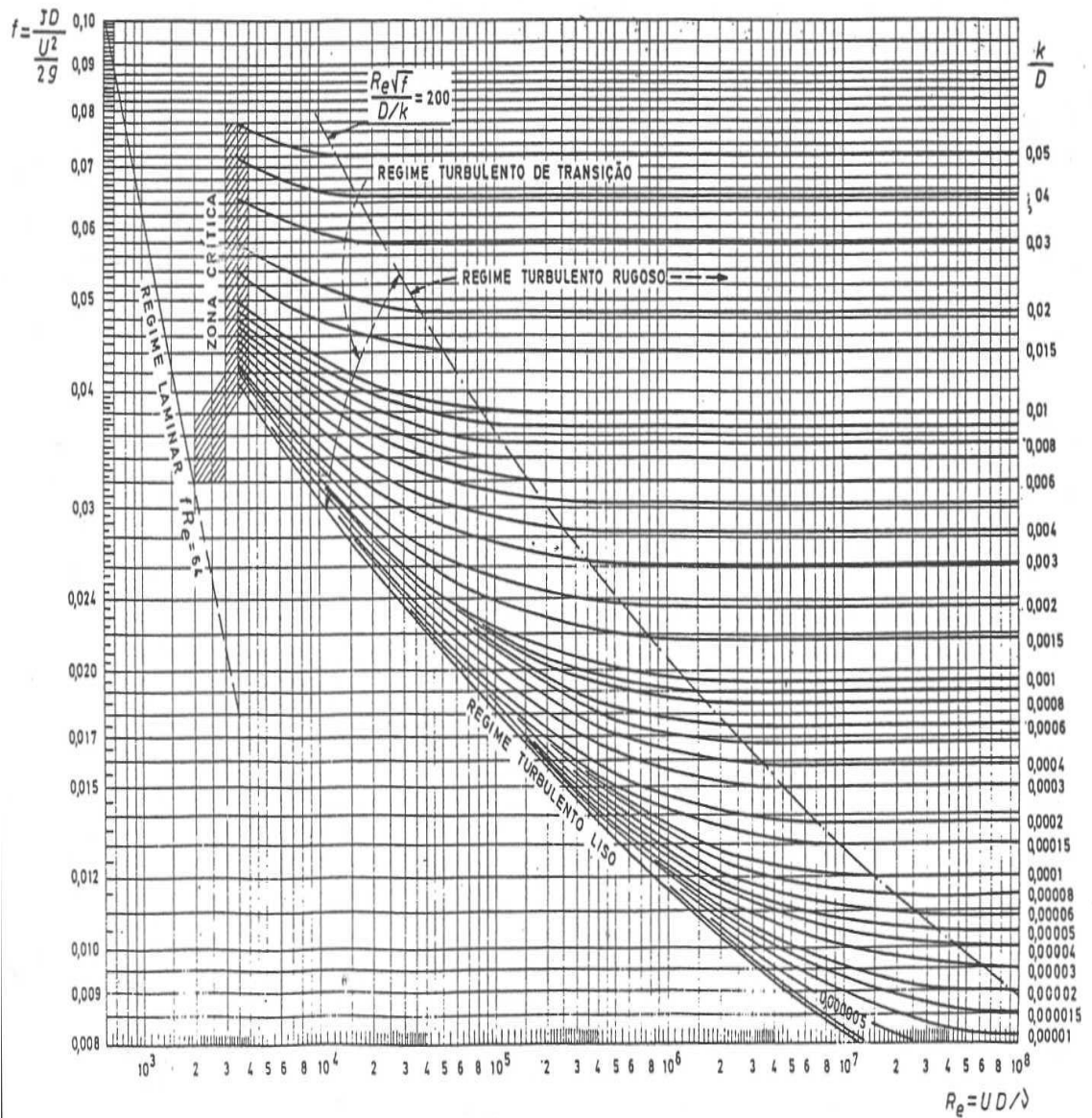
FIGURA 9.3
Mediciones de turbina. (Según Rushton et al.⁴⁵)

$$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3} \quad \frac{H}{D_t} = 1 \quad \frac{j}{D_t} = \frac{1}{12}$$

$$\frac{E}{D_t} = \frac{1}{3} \quad \frac{W}{D_a} = \frac{1}{5} \quad \frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$$

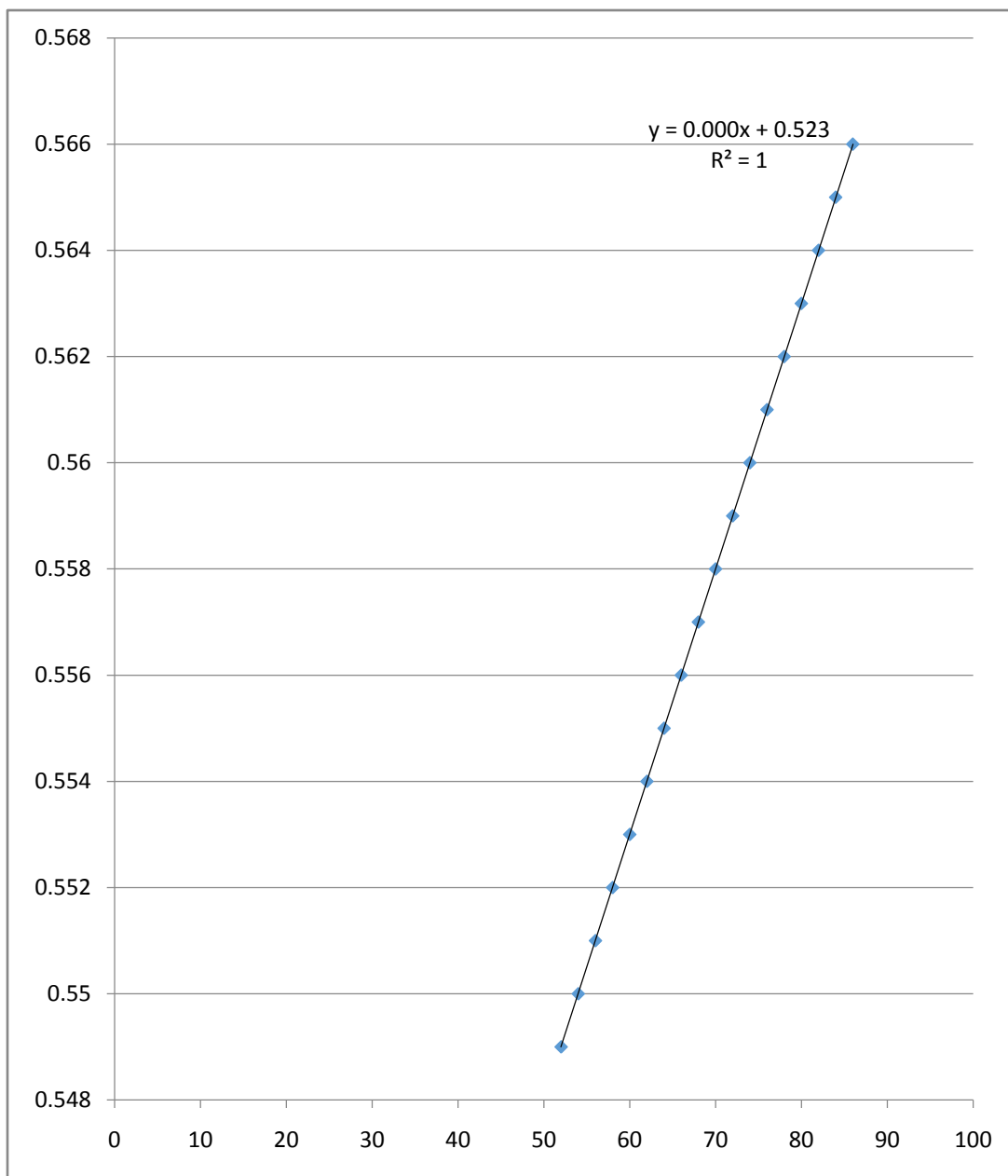
Por lo general, el número de deflectores es 4; el número de palas del agitador varía entre 4 y 16, pero generalmente son 6 u 8. Situaciones especiales pueden, por supuesto, considerar proporciones diferentes de las que se acaban de indicar; por ejemplo, quiz

Gráfica No. 14 Gráfico de Moody para cálculo de factores de fricción de fanning



Abaco de Moody.

Gráfica No. 15 Gráfica y ecuación de la regresión lineal para calcular la capacidad calorífica del ácido láctico (Temperatura (°F) en el eje x y capacidad calorífica (cal) en el eje y)



Imágenes, esquemas y diagramas de bombas y elementos de instrumentación

Figura No. 80 Imágenes de transmisor de nivel de tipo presión diferencial marca Rosemount (Emerson) Modelo 3051



Figura No.81 Imagen de transmisor de temperatura de tipo termocupla marca Rousemount (Emerson) modelo 3144P



Figura No. 82 Imagen de válvula de control de tipo cilindro de potencia marca Daniel (Emerson) modelo S500



Figura No. 83 Esquema no. 1 de bomba centrífuga MP PUMPS Modelo FLOMAX 50

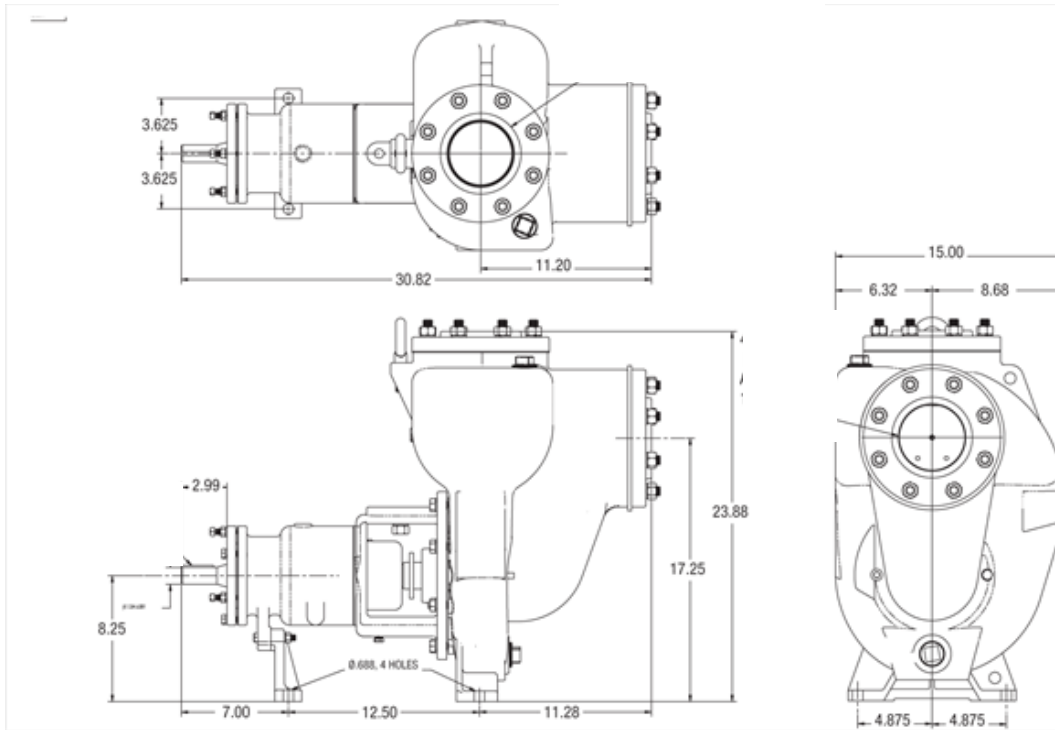


Figura No. 84 Esquema no. 2 de bomba centrífuga MP PUMPS Modelo FLOMAX 50

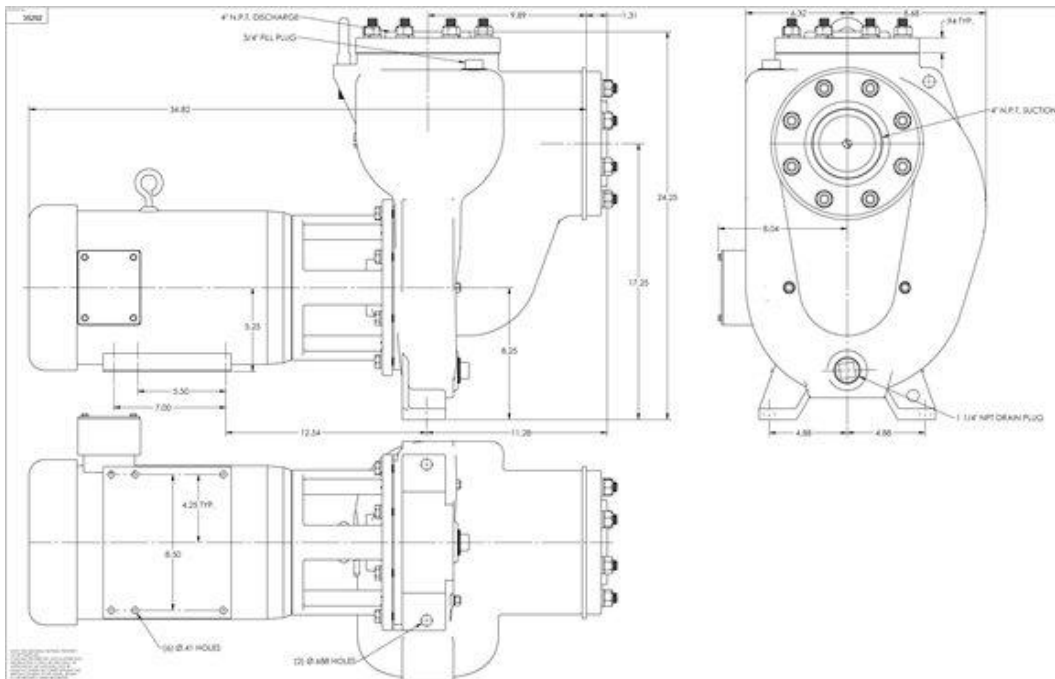


Figura No. 85 Esquema no. 1 de partes de bomba centrífuga MP PUMPS
Modelo FLOMAX 50

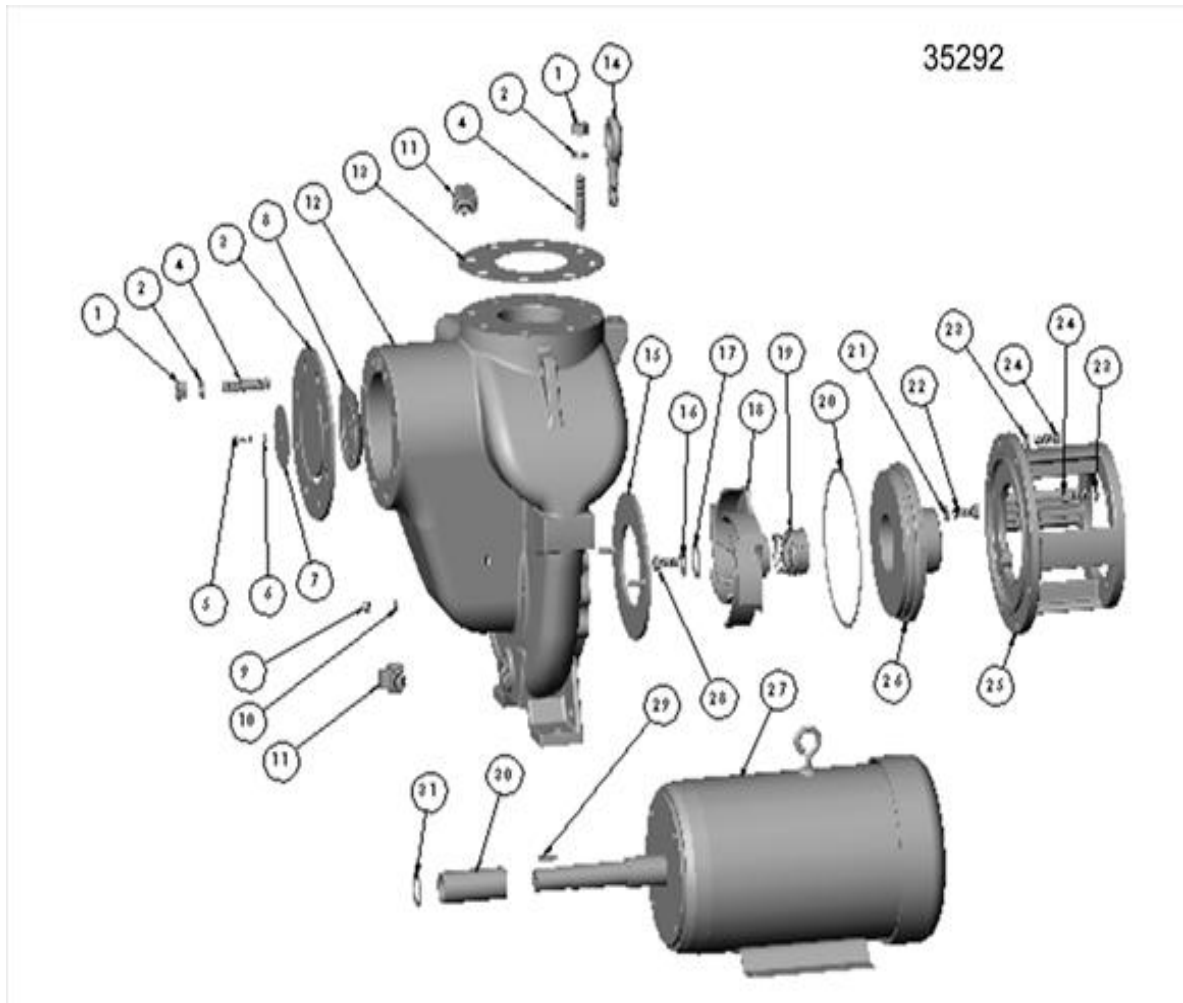


Figura No. 86 Esquema no. 2 de partes de bomba centrífuga MP PUMPS Modelo FLOMAX 50

33684

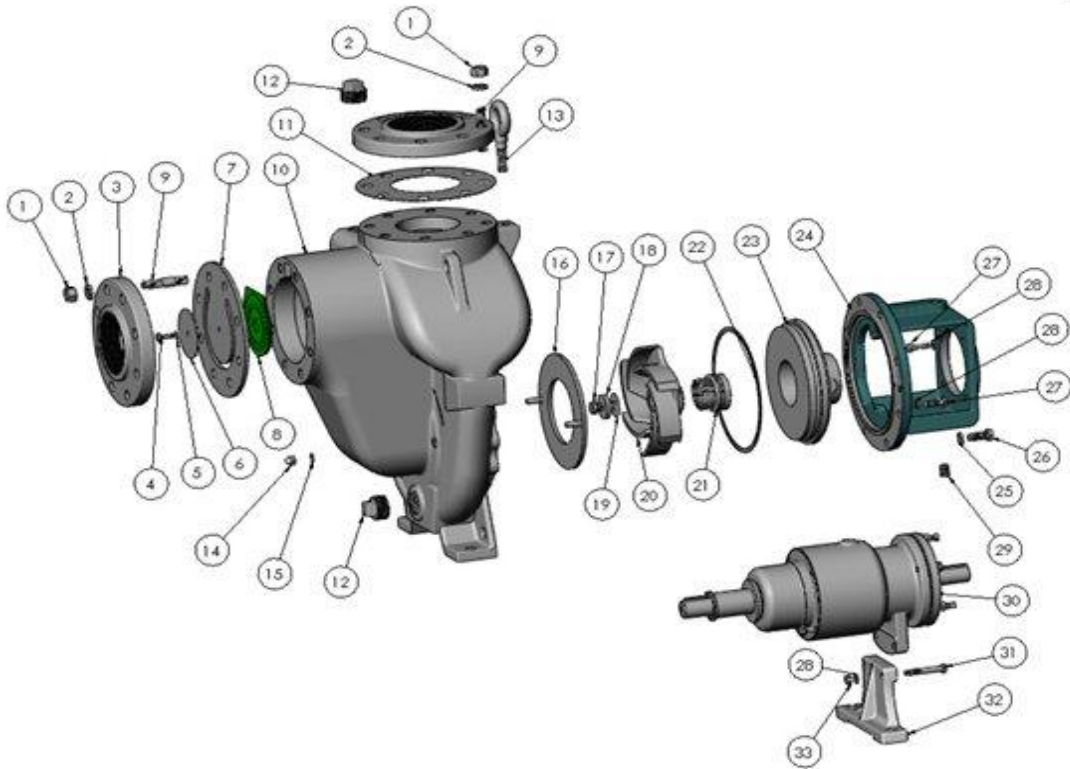


Figura No. 87 Esquema no. 1 de bomba centrífuga MP PUMPS Modelo FLOMAX 5

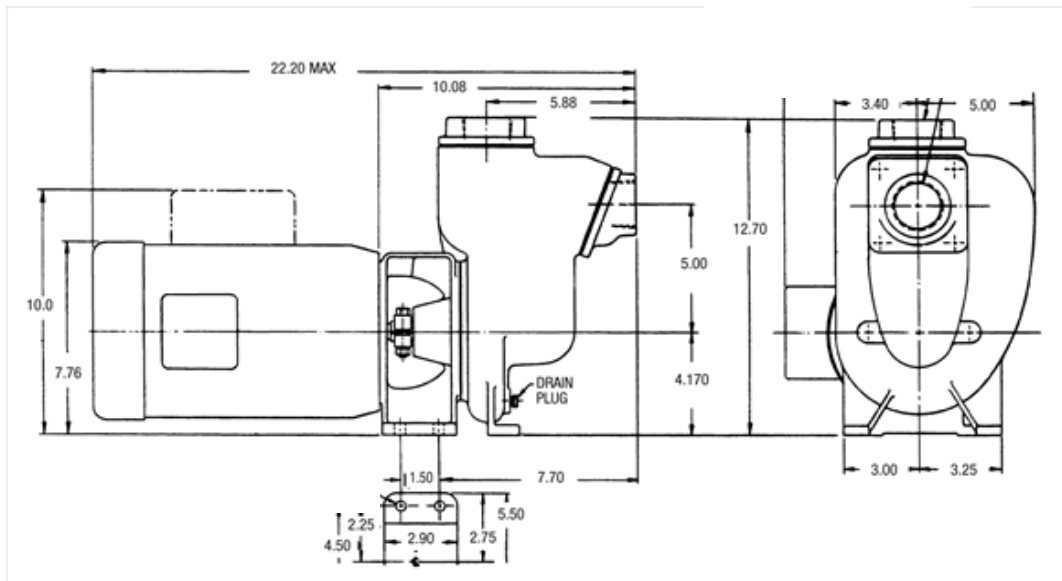


Figura No. 90 Esquema del interior de la bomba de desplazamiento positivo de lóbulos marca Viking, modelo Optimus

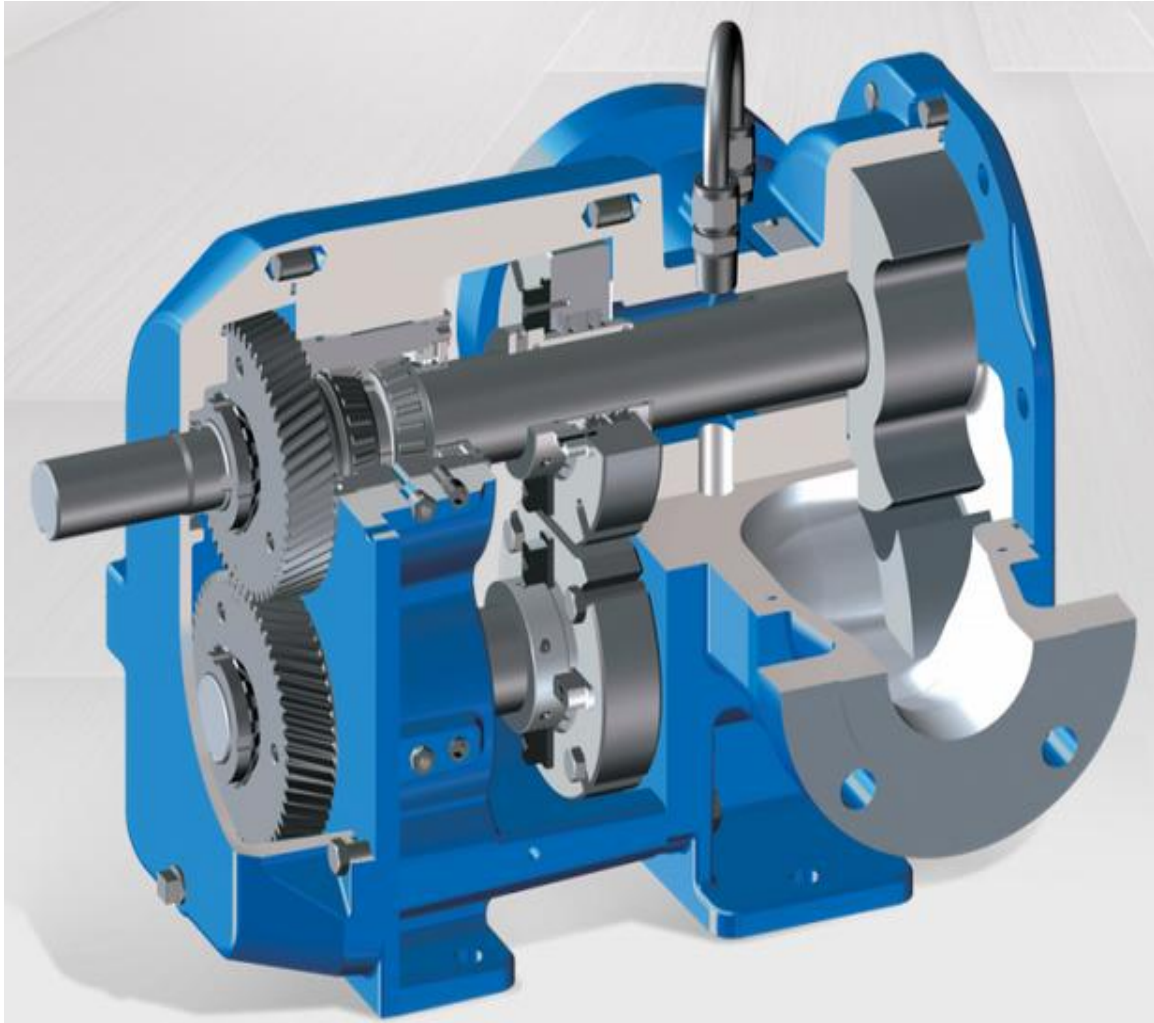


Tabla No. 100 Listado de instrumentación identificada en los diagramas de tuberías e instrumentación (P&I Ds)

Etiqueta	Descripción de la variable
LT – 100	Transmisor de nivel HL de tanque 1 de almaceamiento de agua como materia prima
LT – 101	Transmisor de nivel HL de tanque 2 de almaceamiento de agua como materia prima
LT - 102	Transmisor de nivel HL de tanque 3 de almaceamiento de agua como materia prima
LT - 103	Transmisor de nivel HL de tanque 1 de almaceamiento de melaza
LT - 104	Transmisor de nivel HL de tanque 2 de almaceamiento de melaza
LT - 105	Transmisor de nivel HL de tanque de almaceamiento de solución de hidróxido de sodio
LT - 106	Transmisor de nivel HL de tanque de nezlado de agua, melaza e hidrpoxido de sodio
LIC - 100	Controlador de nivel de tanque de almacenamiento de agua como matria prima
LIC - 101	Controlador de nivel de tanque de almacenamiento de melaza
LIC - 102	Controlador de nivel de tanque de almacenamiento de solución de hidróxido de sodio
LIC - 103	Controlador de nivel de tanque de mezclado de agua, melaza e hidróxido de sodio
LCV - 100	Válvula de control de bypass de llenado a tanques de almacenamiento de agua como materia prima
LCV - 101	Válvula de control de dirección de flujo a tanque 1 de almacenamiento de agua como materia prima
LCV - 102	Válvula de control de dirección de flujo a tanque 2 de almacenamiento de agua como materia prima
LCV - 103	Válvula de control de dirección de flujo a tanque 3 de almacenamiento de agua como materia prima
LCV - 104	Válvula de control de dirección de flujo a tanque 1 desde almacenamiento de agua como materia prima
LCV - 105	Válvula de control de dirección de flujo a tanque 2 desde almacenamiento de agua como materia prima
LCV - 106	Válvula de control de dirección de flujo a tanque 3 desde almacenamiento de agua como materia prima
LCV - 107	Válvula de control de bypass de vaciado de tanques de almacenamiento de agua como materia prima
LCV - 108	Válvula de control de dirección de flujo a tanque 1 de almacenamiento de melaza
LCV - 109	Válvula de control de dirección de flujo a tanque 2 de almacenamiento de melaza
LCV - 110	Válvula de control de dirección de flujo desde tanque 1 de almacenamiento de melaza
LCV - 111	Válvula de control de dirección de flujo desde tanque 2 de almacenamiento de melaza
LCV - 112	Válvula de control de bypass de llenado de tanque de almacenamiento de solución de hidróxido de sodio
LCV - 113	Válvula de control de bypass de vaciado de tanque de almacenamiento de solución de hidróxido de sodio
LCV - 114	Válvula de control de bypass de vaciado de tanque de almacenamiento de solución de hidróxido de sodio
LCV - 115	Válvula de control de dirección de mezcla de agua, melaza e hidróxido de sodio a línea 1 de propagadores
LCV - 116	Válvula de control de dirección de mezcla de agua, melaza e hidróxido de sodio a línea 2 de propagadores

Continuación Tabla No.100 Listado de instrumentación indentificada en los diagramas de tuberías e instrumentación (P&I Ds)

Etiqueta	Descripción de la Variable
LCV - 117	Válvula de control de dirección de mezcla de agua, melaza e hidróxido de sodio a línea 3 de propagadores
LCV - 118	Válvula de control de dirección de mezcla de agua, melaza e hidróxido de sodio a línea 1 de fermentadores
LCV - 119	Válvula de control de dirección de mezcla de agua, melaza e hidróxido de sodio a línea 2 de fermentadores
LCV - 120	Válvula de control de dirección de mezcla de agua, melaza e hidróxido de sodio a línea 3 de fermentadores
LCV - 121	Válvula de control de dirección de mezcla de agua, melaza e hidróxido de sodio a línea 4 de fermentadores
CP - 100	Bomba centrífuga de llenado de tanques de almacenamiento de agua como materia prima
CP - 101	Bomba centrífuga de vaciado de tanques de almacenamiento de agua como materia prima
CP - 102	Bomba centrífuga de llenado de tanque de almacenamiento de solución de hidróxido de sodio
CP - 103	Bomba centrífuga de vaciado de tanque de almacenamiento de solución de hidróxido de sodio
CP - 104	Bomba centrífuga de distribución de mezcla de agua, melaza e hidróxido de sodio a línea 1 de propagadores
CP - 105	Bomba centrífuga de distribución de mezcla de agua, melaza e hidróxido de sodio a línea 2 de propagadores
CP - 106	Bomba centrífuga de distribución de mezcla de agua, melaza e hidróxido de sodio a línea 3 de propagadores
CP - 107	Bomba centrífuga de distribución de mezcla de agua, melaza e hidróxido de sodio a línea 1 de fermentadores
CP - 108	Bomba centrífuga de distribución de mezcla de agua, melaza e hidróxido de sodio a línea 2 de fermentadores
CP - 109	Bomba centrífuga de distribución de mezcla de agua, melaza e hidróxido de sodio a línea 3 de fermentadores
CP - 110	Bomba centrífuga de distribución de mezcla de agua, melaza e hidróxido de sodio a línea 4 de fermentadores
PDP - 100	Bomba de desplazamiento positivo de llenado de tanques de almacenamiento de melaza
PDP - 101	Bomba de desplazamiento positivo de vaciado de tanques de almacenamiento de melaza
VS - 100	Variador de frecuencia de revolución para la bomba CP – 100
VS - 101	Variador de frecuencia de revolución para la bomba CP – 101
VS - 102	Variador de frecuencia de revolución para la bomba CP – 102
VS - 103	Variador de frecuencia de revolución para la bomba CP – 103
VS - 104	Variador de frecuencia de revolución para la bomba CP – 104
VS - 105	Variador de frecuencia de revolución para la bomba CP – 105
VS - 106	Variador de frecuencia de revolución para la bomba CP – 106
VS - 107	Variador de frecuencia de revolución para la bomba CP – 107
VS - 108	Variador de frecuencia de revolución para la bomba CP – 108
VS - 109	Variador de frecuencia de revolución para la bomba CP – 109
VS - 110	Variador de frecuencia de revolución para la bomba CP – 110

Continuación Tabla No.100 Listado de instrumentación indentificada en los diagramas de tuberías e instrumentación (P&I Ds)

Etiqueta	Descripción Variable
VS - 111	Variador de frecuencia de revolución para la bomba PDP – 100
VS - 112	Variador de frecuencia de revolución para la bomba PDP – 101
E - 100	Pasteurizador de melaza UHT
M - 100	Motor de agitador de tanque de mezclado de agua, melaza y solución de hidróxido de sodio
LT - 200	Transmisor de nivel HL de tanque 1, línea 1 de propagación de biomasa
LT - 201	Transmisor de nivel HL de tanque 2, línea 1 de propagación de biomasa
LT - 202	Transmisor de nivel HL de tanque 1, línea 2 de propagación de biomasa
LT - 203	Transmisor de nivel HL de tanque 2, línea 2 de propagación de biomasa
LT - 204	Transmisor de nivel HL de tanque 1, línea 3 de propagación de biomasa
LT - 205	Transmisor de nivel HL de tanque 2, línea 3 de propagación de biomasa
LIC - 200	Controlador de nivel de línea 1 de propagación
LIC - 201	Controlador de nivel de línea 2 de propagación
LIC - 202	Controlador de nivel de línea 3 de propagación
LCV - 200	Válvula de control de dirección de flujo de medio de cultivo a propagador 1, línea 1
LCV - 201	Válvula de control de dirección de flujo de medio de cultivo a propagador 2, línea 1
LCV - 202	Válvula de control de dirección de flujo de medio de cultivo a propagador 1, línea 2
LCV - 203	Válvula de control de dirección de flujo de medio de cultivo a propagador 2, línea 2
LCV - 204	Válvula de control de dirección de flujo de medio de cultivo a propagador 1, línea 3
LCV - 205	Válvula de control de dirección de flujo de medio de cultivo a propagador 2, línea 3
LCV - 206	Válvula de control de flujo desde fermentador 1, línea 1
LCV - 207	Válvula de control de flujo desde fermentador 1, línea 2
LCV - 208	Válvula de control de flujo desde fermentador 1, línea 3
LCV - 209	Válvula de control de flujo desde fermentador 2, línea 3
LCV - 210	Válvula de control de flujo desde fermentador 2, línea 2
LCV - 211	Válvula de control de flujo desde fermentador 2, línea 1
LCV - 212	Válvula de control de dirección de flujo de biomasa a línea 1 de fermentadores
LCV - 213	Válvula de control de dirección de flujo de biomasa a línea 2 de fermentadores
LCV - 214	Válvula de control de dirección de flujo de biomasa a línea 3 de fermentadores
PDP - 200	Bomba de desplazamiento positivo de biomasa a fermentadores
VS - 200	Variador de frecuencia de revolución para la bomba PDP – 200
LT - 300	Transmisor de nivel HL de fermentador 1
LT - 301	Transmisor de nivel HL de fermentador 2
LT - 302	Transmisor de nivel HL de fermentador 3
LT - 303	Transmisor de nivel HL de fermentador 4
LT - 304	Transmisor de nivel HL de fermentador 5
LT - 305	Transmisor de nivel HL de fermentador 6
LT - 306	Transmisor de nivel HL de fermentador 7
LT - 307	Transmisor de nivel HL de fermentador 8

Continuación Tabla No.100 Listado de instrumentación indentificada en los diagramas de tuberías e instrumentación (P&I Ds)

Etiqueta	Descripción de la variable
LT - 308	Transmisor de nivel HL de fermentador 9
LT - 309	Transmisor de nivel HL de fermentador 10
LT - 310	Transmisor de nivel HL de fermentador 11
TT - 300	Transmisor de temperatura HL de fermentador 1
TT - 301	Transmisor de temperatura HL de fermentador 2
TT - 302	Transmisor de temperatura HL de fermentador 3
TT - 303	Transmisor de temperatura HL de fermentador 4
TT - 304	Transmisor de temperatura HL de fermentador 5
TT - 305	Transmisor de temperatura HL de fermentador 6
TT - 306	Transmisor de temperatura HL de fermentador 7
TT - 307	Transmisor de temperatura HL de fermentador 8
TT - 308	Transmisor de temperatura HL de fermentador 9
TT - 309	Transmisor de temperatura HL de fermentador 10
TT - 310	Transmisor de temperatura HL de fermentador 11
LIC - 300	Controlador de nivel de fermentador 1
LIC - 301	Controlador de nivel de fermentador 2
LIC - 302	Controlador de nivel de fermentador 3
LIC - 303	Controlador de nivel de fermentador 4
LIC - 304	Controlador de nivel de fermentador 5
LIC - 305	Controlador de nivel de fermentador 6
LIC - 306	Controlador de nivel de fermentador 7
LIC - 307	Controlador de nivel de fermentador 8
LIC - 308	Controlador de nivel de fermentador 9
LIC - 309	Controlador de nivel de fermentador 10
LIC - 310	Controlador de nivel de fermentador 11
TIC - 300	Controlador de temperatura de fermentador 1
TIC - 301	Controlador de temperatura de fermentador 2
TIC - 302	Controlador de temperatura de fermentador 3
TIC - 303	Controlador de temperatura de fermentador 4
TIC - 304	Controlador de temperatura de fermentador 5
TIC - 305	Controlador de temperatura de fermentador 6
TIC - 306	Controlador de temperatura de fermentador 7
TIC - 307	Controlador de temperatura de fermentador 8
TIC - 308	Controlador de temperatura de fermentador 9
TIC - 309	Controlador de temperatura de fermentador 10
TIC - 310	Controlador de temperatura de fermentador 11
LCV - 300	Válvula de control de dirección de flujo a fermentador 1
LCV - 301	Válvula de control de dirección de flujo a fermentador 2

Continuación Tabla No.100 Listado de instrumentación indentificada en los diagramas de tuberías e instrumentación (P&I Ds)

Etiqueta	Descripción de la variable
LCV - 302	Válvula de control de dirección de flujo a fermentador 3
LCV - 303	Válvula de control de dirección de flujo a fermentador 4
LCV - 304	Válvula de control de dirección de flujo a fermentador 5
LCV - 305	Válvula de control de dirección de flujo a fermentador 6
LCV - 306	Válvula de control de dirección de flujo a fermentador 7
LCV - 307	Válvula de control de dirección de flujo a fermentador 8
LCV - 308	Válvula de control de dirección de flujo a fermentador 9
LCV - 309	Válvula de control de dirección de flujo a fermentador 10
LCV - 310	Válvula de control de dirección de flujo a fermentador 11
LCV - 311	Válvula de control de dirección de flujo de inóculo a fermentador 1
LCV - 312	Válvula de control de dirección de flujo de inóculo a fermentador 2
LCV - 313	Válvula de control de dirección de flujo de inóculo a fermentador 3
LCV - 314	Válvula de control de dirección de flujo de inóculo a fermentador 4
LCV - 315	Válvula de control de dirección de flujo de inóculo a fermentador 5
LCV - 316	Válvula de control de dirección de flujo de inóculo a fermentador 6
LCV - 317	Válvula de control de dirección de flujo de inóculo a fermentador 7
LCV - 318	Válvula de control de dirección de flujo de inóculo a fermentador 8
LCV - 319	Válvula de control de dirección de flujo de inóculo a fermentador 9
LCV - 320	Válvula de control de dirección de flujo de inóculo a fermentador 10
LCV - 321	Válvula de control de dirección de flujo de inóculo a fermentador 11
LCV - 322	Válvula de control de flujo desde fermentador 1
LCV - 323	Válvula de control de flujo desde fermentador 2
LCV - 324	Válvula de control de flujo desde fermentador 3
LCV - 325	Válvula de control de flujo desde fermentador 4
LCV - 326	Válvula de control de flujo desde fermentador 5
LCV - 327	Válvula de control de flujo desde fermentador 6
LCV - 328	Válvula de control de flujo desde fermentador 7
LCV - 329	Válvula de control de flujo desde fermentador 8
LCV - 330	Válvula de control de flujo desde fermentador 9
LCV - 331	Válvula de control de flujo desde fermentador 10
LCV - 332	Válvula de control de flujo desde fermentador 11
PDP - 300	Bomba de desplazamiento positivo de caldo de fermentación a sistema de enfriamiento de fermentador 1
PDP - 301	Bomba de desplazamiento positivo de caldo de fermentación a sistema de enfriamiento de fermentador 2
PDP - 302	Bomba de desplazamiento positivo de caldo de fermentación a sistema de enfriamiento de fermentador 3
PDP - 303	Bomba de desplazamiento positivo de caldo de fermentación a sistema de enfriamiento de fermentador 4

Continuación Tabla No.100 Listado de instrumentación indentificada en los diagramas de tuberías e instrumentación (P&I Ds)

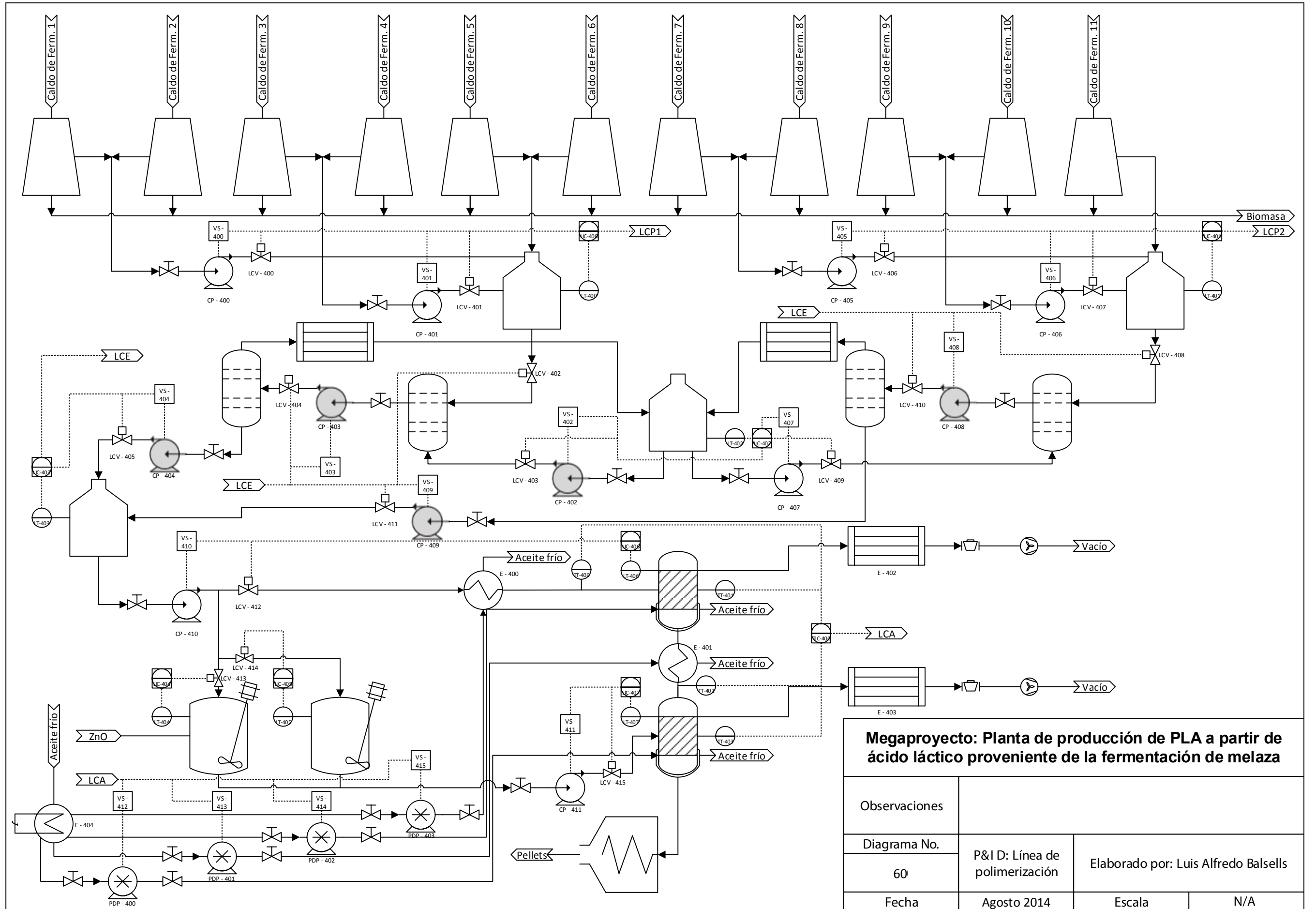
Etiqueta	Descripción de la variable
PDP - 304	Bomba de desplazamiento positivo de caldo de fermentación a sistema de enfriamiento de fermentador 5
PDP - 305	Bomba de desplazamiento positivo de caldo de fermentación a sistema de enfriamiento de fermentador 6
PDP - 306	Bomba de desplazamiento positivo de caldo de fermentación a sistema de enfriamiento de fermentador 7
PDP - 307	Bomba de desplazamiento positivo de caldo de fermentación a sistema de enfriamiento de fermentador 8
PDP - 308	Bomba de desplazamiento positivo de caldo de fermentación a sistema de enfriamiento de fermentador 9
PDP - 309	Bomba de desplazamiento positivo de caldo de fermentación a sistema de enfriamiento de fermentador 10
PDP - 310	Bomba de desplazamiento positivo de caldo de fermentación a sistema de enfriamiento de fermentador 11
PDP - 311	Bomba de desplazamiento positivo de caldo de fermentación a centrífuga 1
PDP - 312	Bomba de desplazamiento positivo de caldo de fermentación a centrífuga 2
PDP - 313	Bomba de desplazamiento positivo de caldo de fermentación a centrífuga 3
PDP - 314	Bomba de desplazamiento positivo de caldo de fermentación a centrífuga 4
PDP - 315	Bomba de desplazamiento positivo de caldo de fermentación a centrífuga 5
PDP - 316	Bomba de desplazamiento positivo de caldo de fermentación a centrífuga 6
PDP - 317	Bomba de desplazamiento positivo de caldo de fermentación a centrífuga 7
PDP - 318	Bomba de desplazamiento positivo de caldo de fermentación a centrífuga 8
PDP - 319	Bomba de desplazamiento positivo de caldo de fermentación a centrífuga 9
PDP - 320	Bomba de desplazamiento positivo de caldo de fermentación a centrífuga 10
PDP - 321	Bomba de desplazamiento positivo de caldo de fermentación a centrífuga 11
VS - 300	Variador de frecuencia de revolución para boba PDP – 300
VS - 301	Variador de frecuencia de revolución para boba PDP – 301
VS - 302	Variador de frecuencia de revolución para boba PDP – 302
VS - 303	Variador de frecuencia de revolución para boba PDP – 303
VS - 304	Variador de frecuencia de revolución para boba PDP – 304
VS - 305	Variador de frecuencia de revolución para boba PDP – 305
VS - 306	Variador de frecuencia de revolución para boba PDP – 306
VS - 307	Variador de frecuencia de revolución para boba PDP – 307
VS - 308	Variador de frecuencia de revolución para boba PDP – 308
VS - 309	Variador de frecuencia de revolución para boba PDP – 309
VS - 310	Variador de frecuencia de revolución para boba PDP – 310
VS - 311	Variador de frecuencia de revolución para boba PDP – 311
VS - 312	Variador de frecuencia de revolución para boba PDP – 312
VS - 313	Variador de frecuencia de revolución para boba PDP – 313
VS - 314	Variador de frecuencia de revolución para boba PDP – 314

Continuación Tabla No.100 Listado de instrumentación indentificada en los diagramas de tuberías e instrumentación (P&I Ds)

Etiqueta	Descripción de la variable
VS - 315	Variador de frecuencia de revolución para boba PDP – 315
VS - 316	Variador de frecuencia de revolución para boba PDP – 316
VS - 317	Variador de frecuencia de revolución para boba PDP – 317
VS - 318	Variador de frecuencia de revolución para boba PDP – 318
VS - 319	Variador de frecuencia de revolución para boba PDP – 319
VS - 320	Variador de frecuencia de revolución para boba PDP – 320
VS - 321	Variador de frecuencia de revolución para boba PDP – 321
E - 300	Intercambiador de calor de concha y tubos para el contenido de fermntador 1
E - 301	Intercambiador de calor de concha y tubos para el contenido de fermntador 2
E - 302	Intercambiador de calor de concha y tubos para el contenido de fermntador 3
E - 303	Intercambiador de calor de concha y tubos para el contenido de fermntador 4
E - 304	Intercambiador de calor de concha y tubos para el contenido de fermntador 5
E - 305	Intercambiador de calor de concha y tubos para el contenido de fermntador 6
E - 306	Intercambiador de calor de concha y tubos para el contenido de fermntador 7
E - 307	Intercambiador de calor de concha y tubos para el contenido de fermntador 8
E - 308	Intercambiador de calor de concha y tubos para el contenido de fermntador 9
E - 309	Intercambiador de calor de concha y tubos para el contenido de fermntador 10
E - 310	Intercambiador de calor de concha y tubos para el contenido de fermntador 11
LT - 400	Transmisor de nivel HL de tanque de amortiguamiento para torre de extracción 1
LT - 401	Transmisor de nivel HL de tanque de amortiguamiento para torre de extracción 2
LT - 402	Transmisor de nivel HL de tanque de almacenamiento de solvente para extracción
LT - 403	Transmisor de nivel HL de tanque de almacenamiento de ácido láctico
LT - 404	Transmisor de nivel HL de tanque 1 de almacenamiento de óxido de Zinc
LT - 405	Transmisor de nivel HL de tanque 2 de almacenamiento de óxido de Zinc
LT - 406	Transmisor de nivel HL de reactor de prepolimerización
LT - 407	Transmisor de nivel HL de reactor de polimerización
TT - 400	Transmisor de temperatura de salida de Intercambiador de calor E – 400
TT - 401	Transmisor de temperatura de salida de Intercambiador de calor E – 401
TT - 402	Transmisor de temperatura de salida de Intercambiador de calor E – 402
TT - 403	Transmisor de temperatura de salida de Intercambiador de calor E – 403
CP - 400	Bomba centrífuga de solución de ácido láctico de centrifugas 1 y 2
CP - 401	Bomba centrífuga de solución de ácido láctico de centrifugas 3 y 4
CP - 402	Bomba centrífuga de solvente a torre de extracción 1
CP - 403	Bomba centrífuga de solvente a torre de evaporación 1
CP - 404	Bomba centrífuga de ácido láctico desde torre de evaporación 1
CP - 405	Bomba centrífuga de solución de ácido láctico de centrifugas 7 y 8
CP - 406	Bomba centrífuga de solución de ácido láctico de centrifugas 9 y 10
CP - 407	Bomba centrífuga de solvente a torre de extracción 2

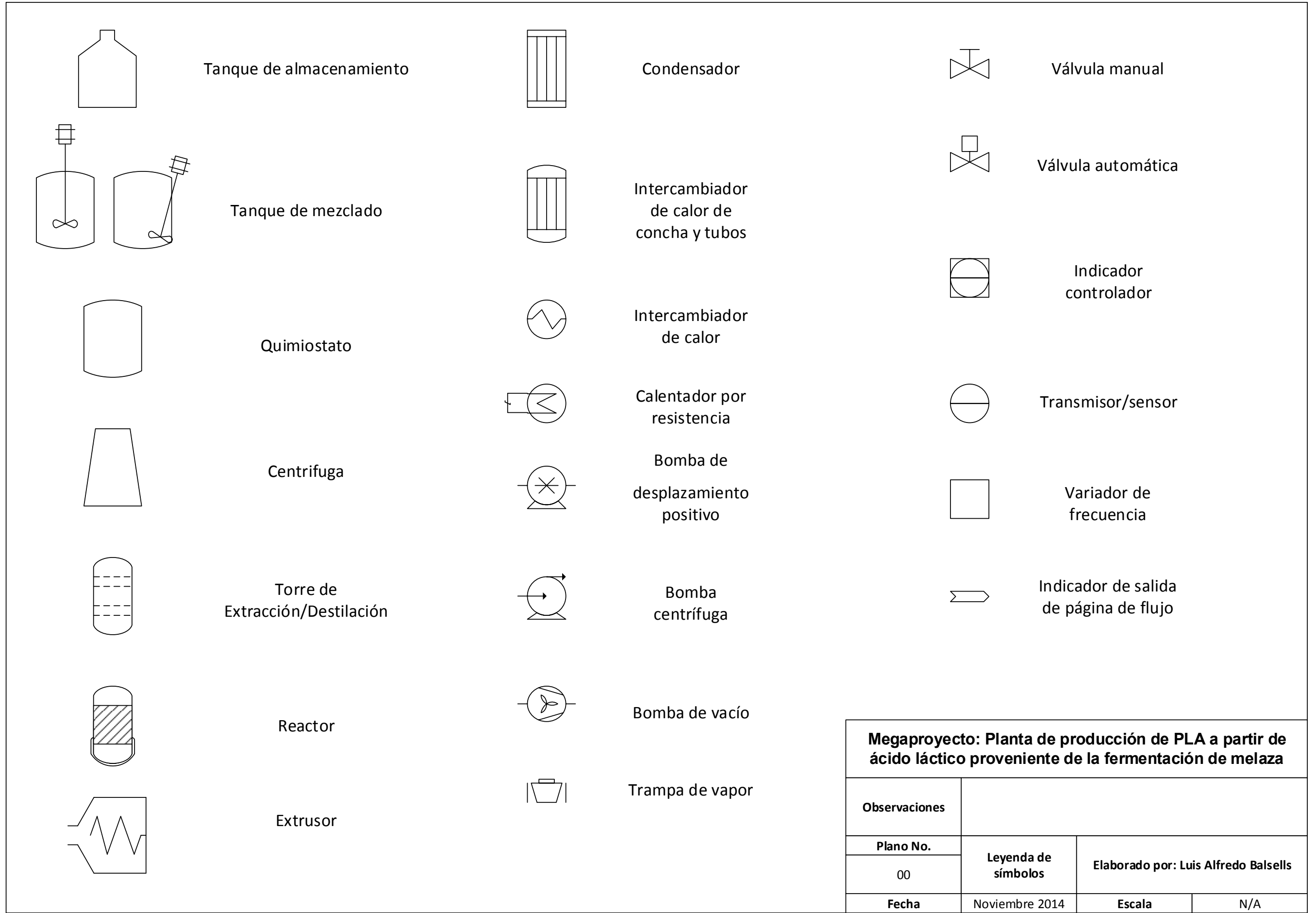
Continuación Tabla No.100 Listado de instrumentación indentificada en los diagramas de tuberías e instrumentación (P&I Ds)

Etiqueta	Descripción de la variable
CP - 408	Bomba centrífuga de solvente a torre de evaporación 2
CP - 409	Bomba centrífuga de ácido láctico desde torre de evaporación 1
CP - 410	Bomba centrífuga de ácido láctico
CP - 411	Bomba centrífuga de solución de óxido de Zinc
PDP - 400	Bomba centrífuga de aceite dowtherm para E – 100
PDP - 401	Bomba centrífuga de aceite dowtherm para E – 101
PDP - 402	Bomba centrífuga de aceite dowtherm para E – 102
PDP - 403	Bomba centrífuga de aceite dowtherm para E – 103
VS - 400	Variador de frecuencia de revolución para bomba CP – 400
VS - 401	Variador de frecuencia de revolución para bomba CP – 401
VS - 402	Variador de frecuencia de revolución para bomba CP – 402
VS - 403	Variador de frecuencia de revolución para bomba CP – 403
VS - 404	Variador de frecuencia de revolución para bomba CP – 404
VS - 405	Variador de frecuencia de revolución para bomba CP – 405
VS - 406	Variador de frecuencia de revolución para bomba CP – 406
VS - 407	Variador de frecuencia de revolución para bomba CP – 407
VS - 408	Variador de frecuencia de revolución para bomba CP – 408
VS - 409	Variador de frecuencia de revolución para bomba CP – 409
VS - 410	Variador de frecuencia de revolución para bomba CP – 410
VS - 411	Variador de frecuencia de revolución para bomba CP – 411
VS - 412	Variador de frecuencia de revolución para bomba PDP – 400
VS - 413	Variador de frecuencia de revolución para bomba PDP – 401
VS - 414	Variador de frecuencia de revolución para bomba PDP – 402
VS - 415	Variador de frecuencia de revolución para bomba PDP – 403
E - 400	Intercambiador de calor para precalentamiento de Ácido láctico
E - 401	Intercambiador de calor para precalentamiento de Lactida
E - 402	Condensador de agua subproducto de la reacción de prepolimerización
E - 403	Condensador de agua subproducto de la reacción de polimerización
E - 404	Calentador por resistencias de aceite dowtherm
E - 405	Condensador de solvente de torre de evaporación 1
E - 406	Condensador de solvente de torre de evaporación 12



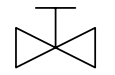
Megaproyecto: Planta de producción de PLA a partir de ácido láctico proveniente de la fermentación de melaza

Observaciones			
Diagrama No.	P&I D: Línea de polimerización	Elaborado por: Luis Alfredo Balsells	
60	Agosto 2014	Escala	N/A
Fecha	Agosto 2014	Escala	N/A



Tanque de almacenamiento

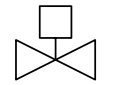
Condensador



Válvula manual

Tanque de mezclado

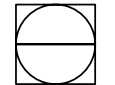
Intercambiador de calor de concha y tubos



Válvula automática

Quimiostato

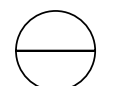
Intercambiador de calor



Indicador controlador

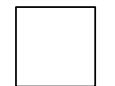
Centrifuga

Calentador por resistencia



Transmisor/sensor

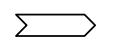
Bomba de desplazamiento positivo



Variador de frecuencia

Torre de Extracción/Destilación

Bomba centrífuga



Indicador de salida de página de flujo

Reactor

Bomba de vacío



Trampa de vapor

Extrusor



Megaproyecto: Planta de producción de PLA a partir de ácido láctico proveniente de la fermentación de melaza

Observaciones			
Plano No.	Leyenda de símbolos	Elaborado por: Luis Alfredo Balsells	
00			
Fecha	Noviembre 2014	Escala	N/A

N. ILUSTRACIONES

Figura No. 93 Condensador de reactor de prepolimerización:

Diseño de condensador del reactor de prepolimerización, diseño de nueve tubos de un solo paso.

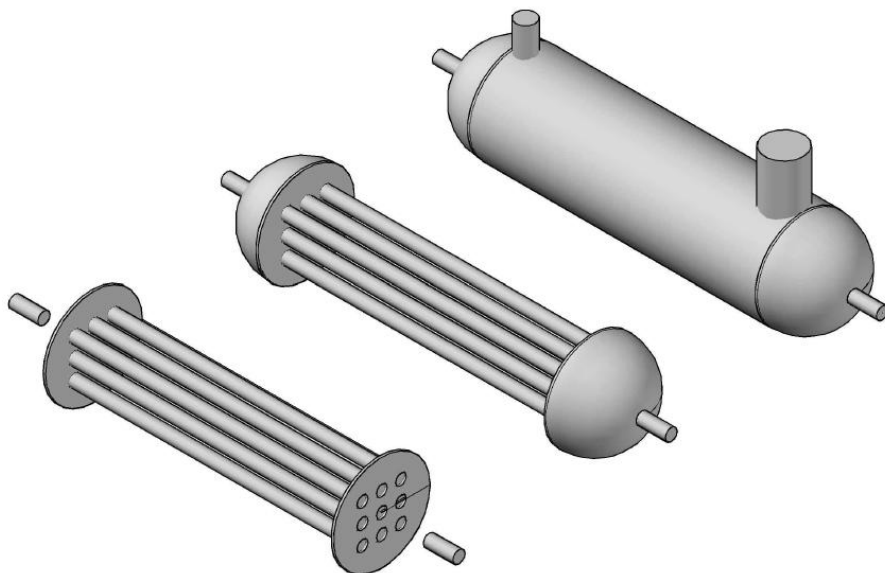


Figura No. 94 Intercambiador previo al reactor de prepolimerización:

Diseño de intercambiador de calor previo al reactor de prepolimerización. Diseño de seis tubos con cuatro pasos por los tubos y dos por la coraza.

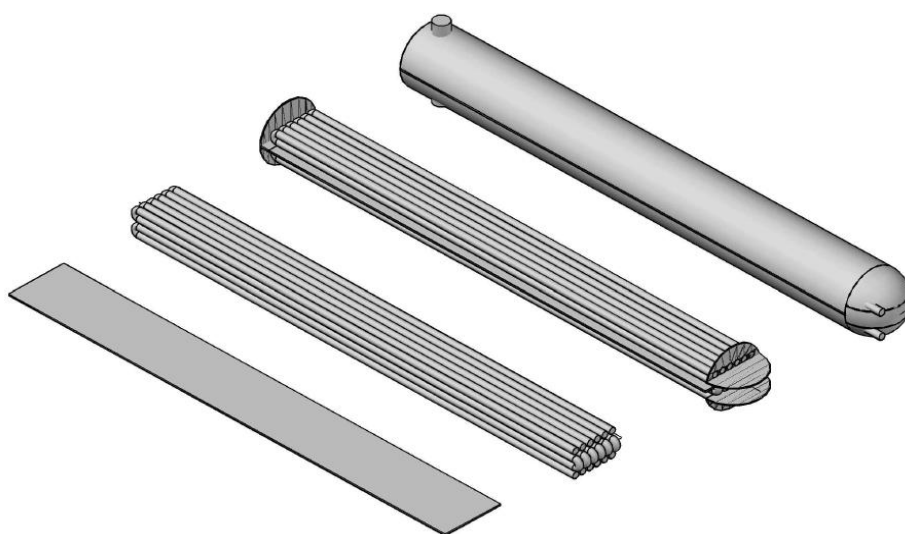


Figura No. 95 Chaquetas del reactor de prepolimerización y de polimerización:

Diagrama de las chaquetas de calentamiento de reactor de prepolimerización a la derecha y de polimerización a la izquierda

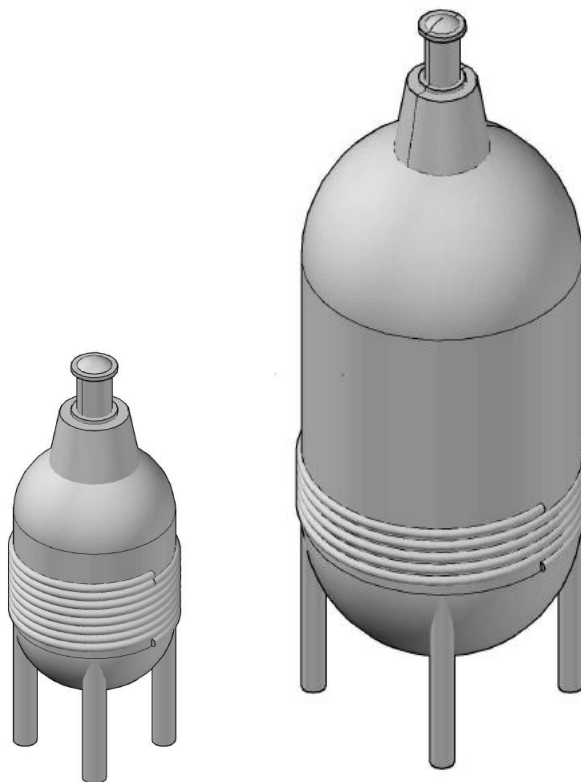
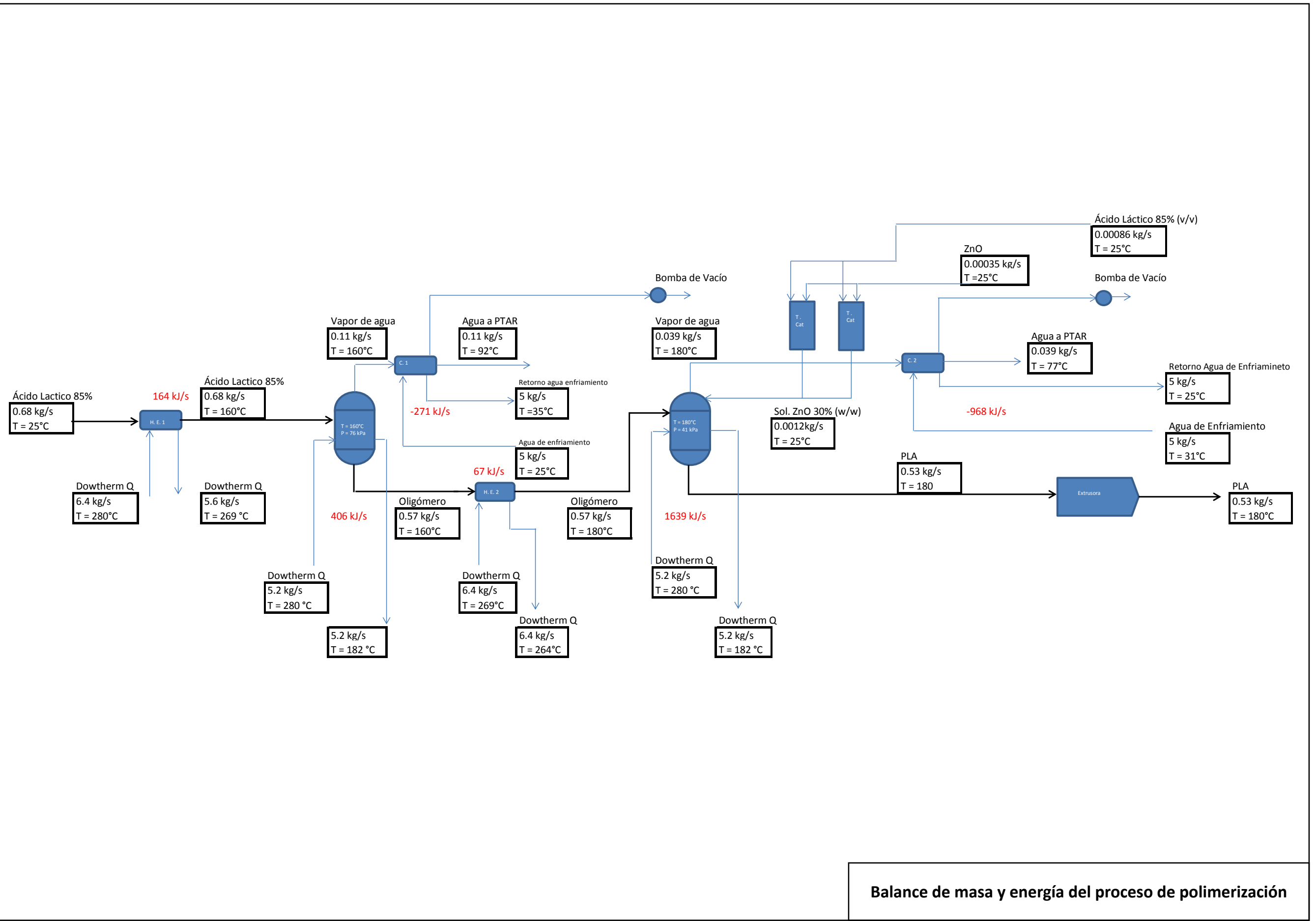
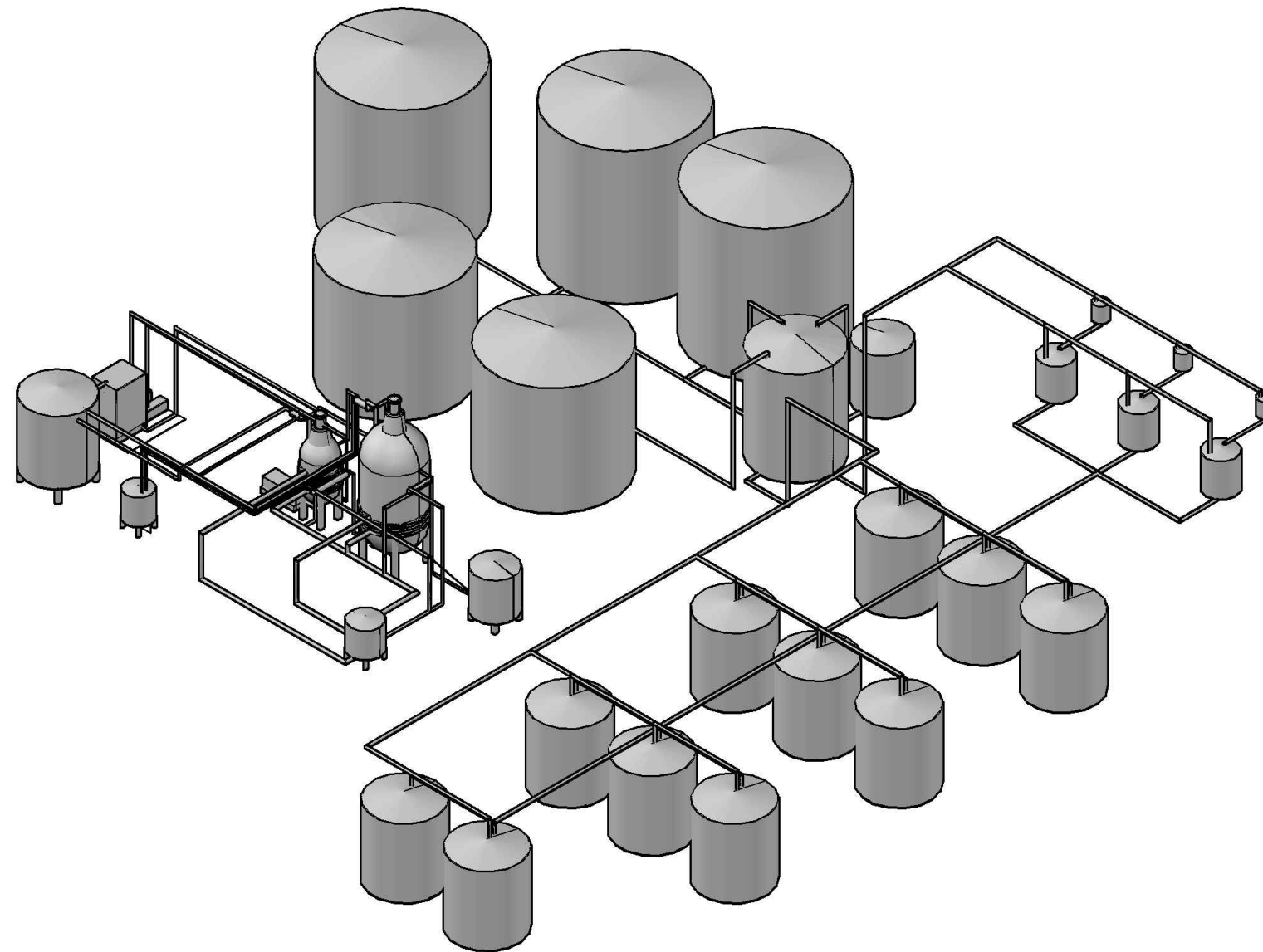


Figura No. 96 Bomba de vacío seleccionada, bomba Busch Vacuum R5 0202 D:



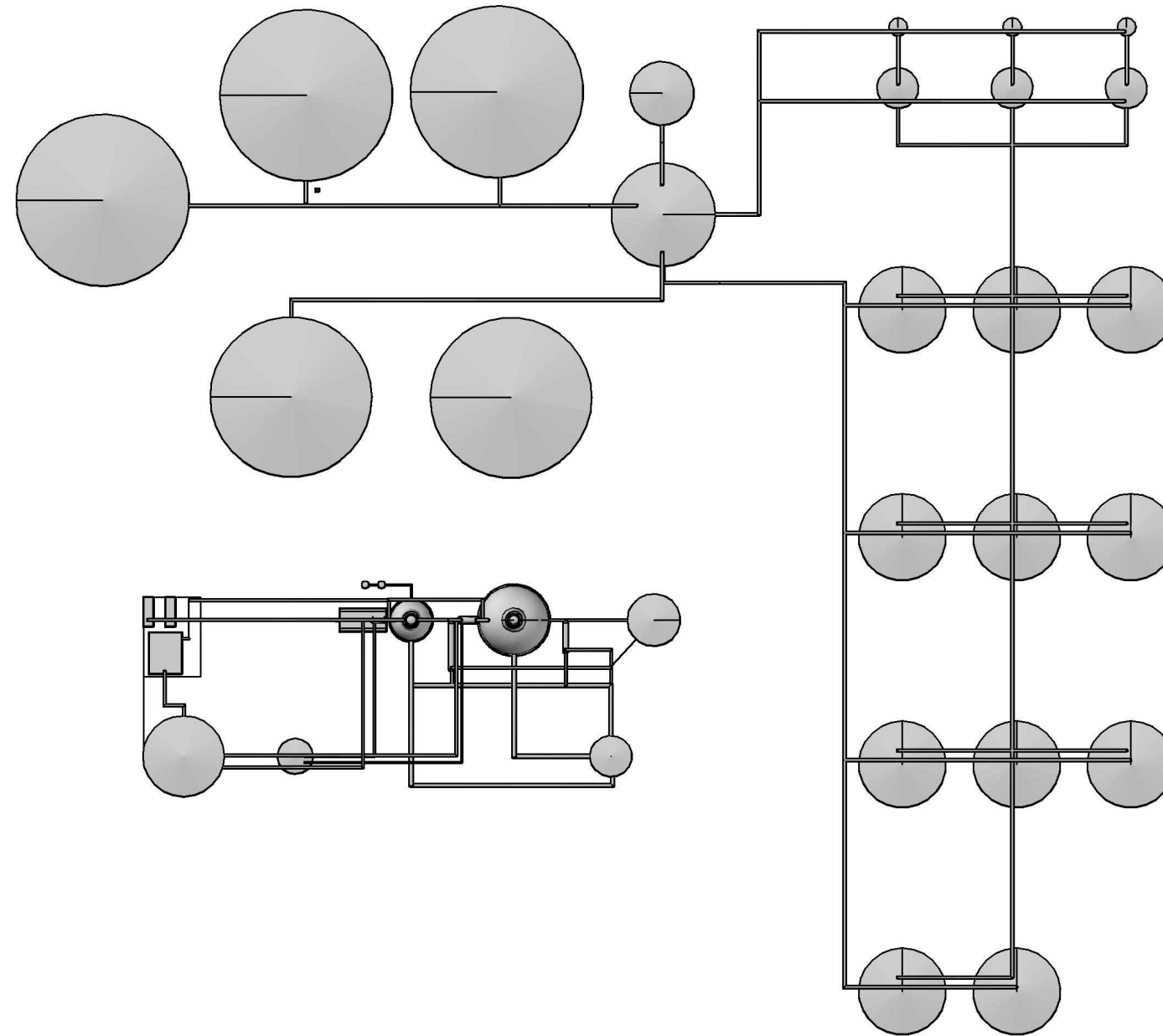


Balance de masa y energía del proceso de polimerización



Megaproyecto: Planta de producción de PLA a partir de ácido láctico proveniente de la fermentación de melaza

Observaciones			
Plano No.	Distribución de planta – Vista isométrica	Elaborado por: Luis Alfredo Balsells	
50			
Fecha	Noviembre 2014	Escala	N/A



Megaproyecto: Planta de producción de PLA a partir de ácido láctico proveniente de la fermentación de melaza

Observaciones			
Plano No.	Distribución de planta – Vista aérea	Elaborado por: Luis Alfredo Balsells	
40			
Fecha	Noviembre 2014	Escala	N/A

O. CÁLCULO DE MUESTRA

Cálculo No. 34 Diseño de condensador

El parámetro fundamental de diseño de un condensador es el área de transferencia de calor requerida para que el flujo de calor necesario pueda ser transportado según el coeficiente de transferencia de calor y la diferencia de temperatura entre las corrientes.

$$\dot{Q} = h_{cond} A_s (T_{sat} - T_s)$$

El cálculo del coeficiente de calor se calcula asumiendo una condensación en película y considerando un sistema de banco de tubos horizontales que es la opción más eficiente para la transferencia de calor:

$$h = 0.0729 \left(\frac{g \rho_l (\rho_l - \rho_v) h_{fg}^* k_l^3}{\mu_l (T_{sat} - T_s) ND} \right)^{1/4}$$

$$h = 0.0729 \left(\frac{(9.81)(983)((983) - (0.458))(2587130)(0.6526)_l^3}{(0.0005)((92) - (25))(9)(0.05)} \right)^{1/4} = 1783 \text{ J/Ksm}^2$$

Donde le parámetro de la entalpía de vaporización del fluido se calcula considerando la modificación de Rohsenow:

$$h_{fg}^* = h_{fg} + 0.68 C_{pl} (T_{sat} - T_s) + C_p (T_v - T_{sat}) = 2587130 \text{ J/kg}$$

Por lo tanto el área del condensador sería:

$$A_s = \frac{Q}{h \Delta T} = 2.37 \text{ m}^2$$

Cálculo No. 35 Diseño de intercambiador

Empleando la ecuación básica:

$$Q = U_T A_s \Delta T_{lm}$$

Coeficiente de transferencia de calor:

$$\frac{1}{U_T} = \frac{1}{h_{in}} + \frac{1}{h_{out}}$$

Coeficiente de transferencia de calor convectivo:

$$h = Nu k / D$$

$$Nu = \frac{(f/8)(Re - 1000)Pr}{1.07 + 12.7 \left(\frac{f}{8}\right)^{0.5} (Pr^{2/3} - 1)}$$

$$Nu = \frac{(0.042/8)(3706 - 1000)19}{1.07 + 12.7 \left(\frac{0.042}{8}\right)^{0.5} (19^{2/3} - 1)} = 175$$

$$h = 3073 \text{ J/m}^2\text{Ks}$$

Por lo que el global sería:

$$U_T = 418 \text{ J/m}^2\text{Ks}$$

Área requerida:

$$As = \frac{Q}{U\Delta T} = 2.24 \text{ m}^2$$

Cálculo No. 36 Diseño de chaqueta de calentamiento

Se siguió un procedimiento completamente análogo al anterior pero el coeficiente conectivo interno de la chaqueta se calculó según la recomendación de Richard Coulson:

$$Nu = 0.023 Re^{0.8} Pr^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14}$$

$$Nu = 0.023(1177437)^{0.8}(5.40)^{1/3} \left(\frac{0.0002}{0.0003}\right)^{0.14} = 584$$

$$h = 411$$

Por lo que el coeficiente de transferencia global sería:

$$U_T = 208 \text{ J/m}^2\text{Ks}$$

Área requerida:

$$As = \frac{Q}{U\Delta T} = 19.35\text{m}^2$$

Cálculo No. 37 Diseño de bombas

Para la bomba centrífuga de alimentación al reactor de prepolimerización:

$$\eta W = \frac{P_2 - P_1}{\rho} + g(Z_2 - Z_1) + \frac{v_2^2 - v_1^2}{2} + h_f$$

$$\eta W = \frac{101325 - 76325}{1206} + 9.81(9.7) + \frac{1^2 - 0}{2} + 56.74 = \frac{131\text{J}}{\text{kg}}$$

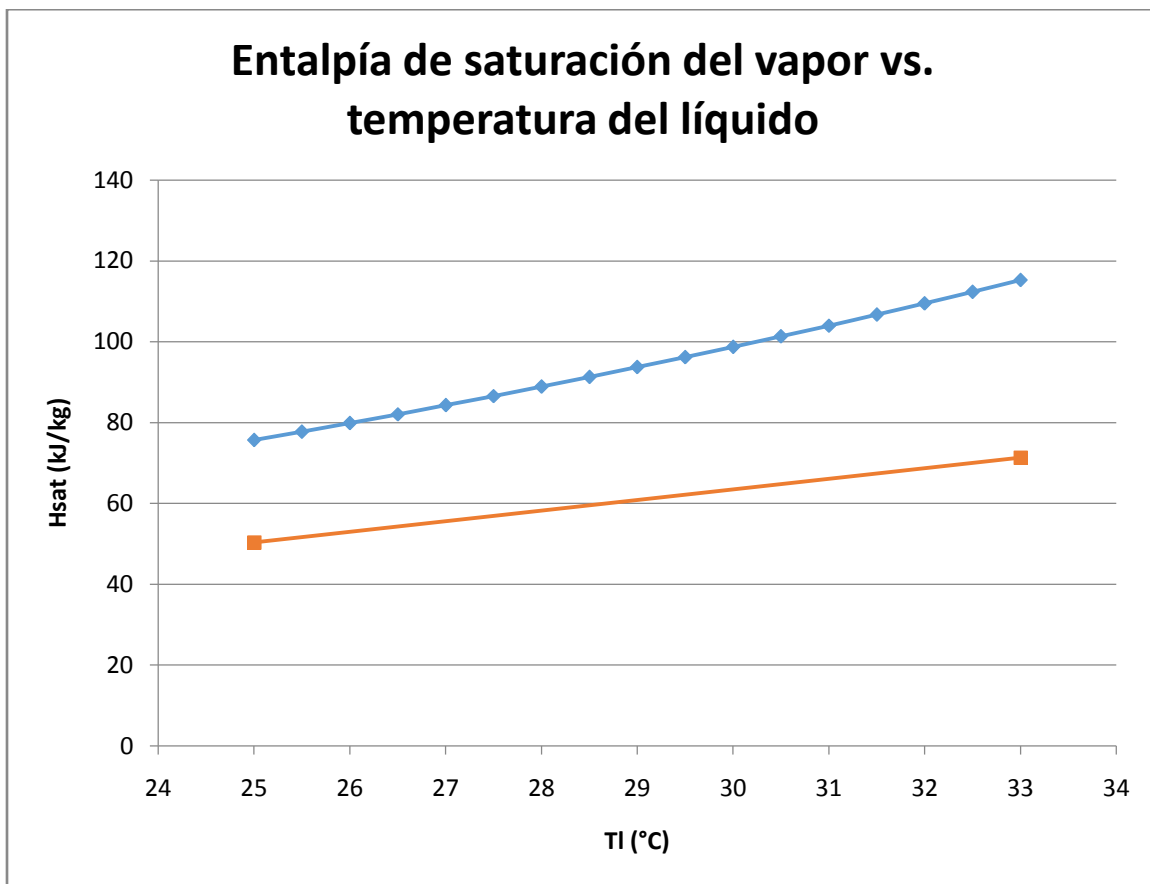
Por lo que según el caudal y con una eficiencia del 75%:

$$P = 0.16 \sim 0.25\text{HP}$$

Cálculo No. 38 Diseño de torre de enfriamiento

Primero se construyó la respectiva curva de entalpía de saturación del gas contra temperatura del líquido, y se gráfico la curva de operación asumiendo que se enfriara con aire entrante a 50% de humedad relativa.

Gráfica No. 16 Entalpía de saturación del vapor vs. temperatura del líquido

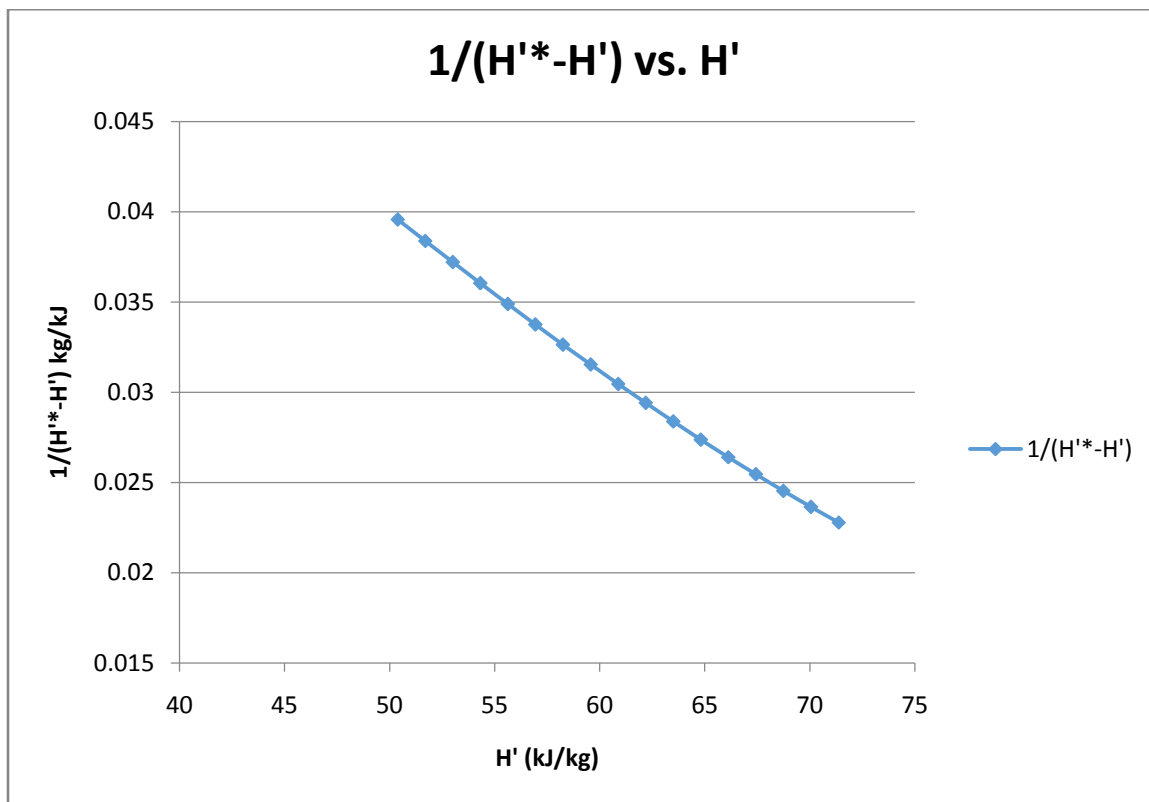


La altura empacada de la torre se calculó según:

$$Z = H_{tOG} N_{tOG} = \frac{G'_S}{K_{Ya}} \int_{H'_1}^{H'_2} \frac{dH'}{H^* - H'} = \frac{4}{0.9} (0.64) = 2.86m$$

El valor de N_{tOG} se calcula de forma gráfica con la construcción de la siguiente gráfica:

Gráfica No. 17 Determinación de número de unidades de transferencia



Cálculo No. 39 Diseño bomba de vacío:

Para la selección de la bomba de vacío propuesta se consideró el vacío al que se debía de llegar en ambos reactores y el caudal de vapor de agua que debía de ser desplazado hacia el condensador. Este caudal equivale a un valor de 0.04 m³/s por lo que se escogió una bomba que lograra llegar al vacío requerido y con la capacidad de remover un caudal mayor a este, se determinó que el modelo R5 RA 0202D de Busch Vacuum cumple de forma satisfactoria.

P. DETERMINACIÓN DE LAS PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS

Determinación de las propiedades de los fluidos:

Para el correcto dimensionamiento de los equipos de transferencia de calor se necesitó determinar las propiedades de las corrientes asociadas a continuación se describe como se obtuvieron los valores empleados en los cálculos desarrollados.

Determinación de la viscosidad del ácido láctico:

Se empleó la siguiente expresión de Aspen Database:

$$\mu\left(\frac{kg}{ms}\right) = e^{(C1 + \frac{C2}{T} + C3 \ln(T))}$$

Ecuación 91

Donde:

$$\begin{aligned} C1 &= -14.403 \\ C2 &= 4097.9 \\ C3 &= -0.4407 \end{aligned}$$

Determinación de densidad de ácido láctico:

Tabla No. 101 Densidad del Ácido Láctico

Densidad del Ácido Láctico:		
T (°C)	ρ (g/mL)	ρ (kg/m ³)
20	1.2255	1225.5
30	1.2163	1216.3
40	1.2069	1206.9
50	1.1974	1197.4
60	1.1878	1187.8
70	1.178	1178
80	1.1681	1168.1
90	1.158	1158
100	1.1478	1147.8
110	1.1374	1137.4
120	1.1268	1126.8
130	1.116	1116
140	1.1051	1105.1
150	1.0939	1093.9
160	1.0825	1082.5

De los datos anteriores se efectuó una regresión lineal para obtener los siguientes valores de pendiente y de ordenada al origen:

Tabla No. 102 Parámetros de polinomio de primer orden describiendo la densidad del ácido láctico en función de la temperatura:

m (kg/m ³ °C) =	-1.01946429
b (kg/m ³) =	1248.25179
R ² =	1.000

Determinación de calor específico de Ácido Láctico:

Tabla No. 103 Capacidad calorífica del ácido láctico a diferentes temperaturas:

T °F	°C	Capacidad calorífica en BTU	J/kg°C
52	11.11	0.549	1276.884276
54	12.22	0.55	1279.210112
56	13.33	0.551	1281.535949
58	14.44	0.552	1283.861785
60	15.55	0.553	1286.187622
62	16.66	0.554	1288.513459
64	17.77	0.555	1290.839295
66	18.88	0.556	1293.165132
68	19.99	0.557	1295.490968
70	21.1	0.558	1297.816805
72	22.21	0.559	1300.142641
74	23.32	0.56	1302.468478
76	24.43	0.561	1304.794315
78	25.54	0.562	1307.120151
80	26.65	0.563	1309.445988
82	27.76	0.564	1311.771824
84	28.87	0.565	1314.097661
86	29.98	0.566	1316.423497

De los datos anteriores se efectuó una regresión lineal para obtener los siguientes valores de pendiente y de ordenada al origen:

Tabla No. 104 Parámetros que describen mediante un polinomio de primer orden la capacidad calorífica del ácido láctico en función de la temperatura:

$m(\text{J/kg}^\circ\text{C}^2) =$	2.09534826
$b(\text{J/kg}^\circ\text{C}) =$	1253.60496
$R^2 =$	1

Conductividad del PLA:

Se interpoló según los datos de interés:

Tabla No. 105 Conductividad de ácido láctico a diferentes temperaturas:

T(°C)	J/sm°C
48.4	0.111
68.1	0.178
87.8	0.198
109	0.197
129.4	0.198
149.6	0.192
169.7	0.195
190.6	0.196
211.9	0.205
233	0.195

Capacidad calorífica del PLA:

Tabla No. 106 Capacidad calorífica del PLA a diferentes temperaturas:

Temperature (°C)	Specific heat (J/kg°C)
230	2114
190	2060
160	2020
140	1994
100	1955
70	1901

De donde se realizó una regresión de la cual se obtuvieron los siguientes valores:

Tabla No. 107 Parámetros de polinomio de grado 1 que describe la capacidad calorífica del PLA en función de la temperatura.

m (J/kgK ²)	
=	1.28917073
b (J/kgK) =	1816.10634
R2 =	0.99497127

Viscosidad del PLA.

Tabla No. 108 Viscosidad del PLA a la temperatura de interés:

T(°C)	u (kg/ms)
185.8	28.91

Densidad del PLA:

Tabla No. 109 Densidad del PLA a diferentes temperaturas:

T(°C)	Densidad (kg/m³)
38.79	38790
50.13	50130
62.41	62410
75.25	75250
88.43	88430
102.4	102400
116.7	116700
132	132000
147.7	147700
163.3	163300
179.3	179300
195.3	195300
211.2	211200
230.4	230400

De donde se obtuvo una regresión con los siguientes valores

Tabla No. 110 Parámetros que describen la densidad del PLA mediante un modelo de primer orden:

R2 =	0.998321992
m =	-1.07381587
b =	1286.564962

Tabla No. 111 Propiedades del fluido de calentamiento Dowtherm Q:

T (°C) =	Cp (J/kg°C)	ρ (kg/m ³) =	k (J/m°C) =	μ (cP) =	μ (Pa) =
-35	1478	1011.4	0.128	46.6	0.0466
0	1589	980.5	0.1244	7.56	0.00756
40	1716	950.2	0.1195	2.37	0.00237
80	1842	920	0.1143	1.07	0.00107
120	1966	889.8	0.1087	0.62	0.00062
160	2088	859.5	0.1028	0.41	0.00041
200	2208	829.3	0.0967	0.31	0.00031
240	2327	799	0.0905	0.24	0.00024
280	2444	768.8	0.0843	0.2	0.0002
320	2559	738.6	0.078	0.17	0.00017
360	2672	708.3	0.0719	0.15	0.00015

Q. IMPORTACIÓN Y DEMANDA DE POLÍMEROS

Tabla No. 112 Importaciones Polímeros de Etileno del año 2007-2013

POLIMEROS DE ETILENO (POLIETILENO) (kilogramos)						
AÑO	POLIETILENO <0.94	POLIETILENO >0.94	COPOLIMEROS DE ETILENO	DE ALTA DENSIDAD, TIPO TWIST	LAS DEMAS	FLEXIBLES DE ESPESOR INFERIOR O IGUAL A 0.10
2007	58,165,008	37,160,781	1,995,189	394,328	3,689,430	1,324,730
2008	53,711,312	30,249,157	861,685	531,576	3,607,590	1,558,863
2009	57,951,699	33,593,206	1,244,925	315,268	6,133,411	1,191,878
2010	68,903,582	40,833,706	1,314,835	186,439	5,444,841	372,725
2011	71,468,676	44,315,359	856,943	212,374	6,204,157	218,061
2012	63,853,207	39,457,422	881,279	127,195	9,269,628	221,949
2013	71,075,342	49,271,871	772,715	118,381	9,421,715	356,256

Tabla No. 113 Importaciones Polímeros de Propileno del año 2007-2013

POLÍMEROS DE PROPILENO (POLIPROPILENO) (kg)			
AÑO	POLIPROPILENO	COPOLIMEROS DE POLIPROPILENO	ESTRATIFICADAS, REFORZADAS O COMBINADAS
2007	48,478,547	5,888,417	-
2008	44,190,723	4,584,488	-
2009	50,113,741	5,666,982	-
2010	50,948,422	7,033,893	-
2011	55,382,071	7,710,073	-
2012	53,220,512	8,529,413	752,778
2013	54,849,986	6,062,281	899,194

Tabla No. 114 Importaciones Polímeros de Estireno del año 2007-2013

POLÍMEROS DE ESTIRENO (kg)		
AÑO	COPOLIMEROS DE ESTIRENO-ACRILONITRILO (SAN)	COPOLIMEROS DE ACRILONITRILO-BUTADIENO-ESTIRENO
2007	100,000	129,071
2008	20,023	62,773
2009	82,905	57,808
2010	197,209	107,613
2011	108,570	180,931
2012	77,907	135,843
2013	54,679	57,811

Tabla No. 115 Importaciones PET del año 2007-2013

PET (kg)		
AÑO	POLI(TEREFALAT O DE ETILENO) (PET)	ESTRATIFICADAS, REFORZADAS O COMBINADAS
2007	16,459,666	16,671
2008	18,432,225	54,359
2009	18,122,801	11,449
2010	22,224,425	14,813
2011	32,689,422	17,184
2012	28,334,502	301,086
2013	34,970,911	105,824

Tabla No. 116 Importaciones PLA del año 2007-2013

PLA (kg)	
AÑO	POLIÁCIDO LÁCTICO
2007	-
2008	-
2009	-
2010	3,110.00
2011	795.00
2012	-
2013	47.00

Tabla No. 117 Demanda de plásticos en el mundo (2007-2013) y pronóstico (2014-2019)

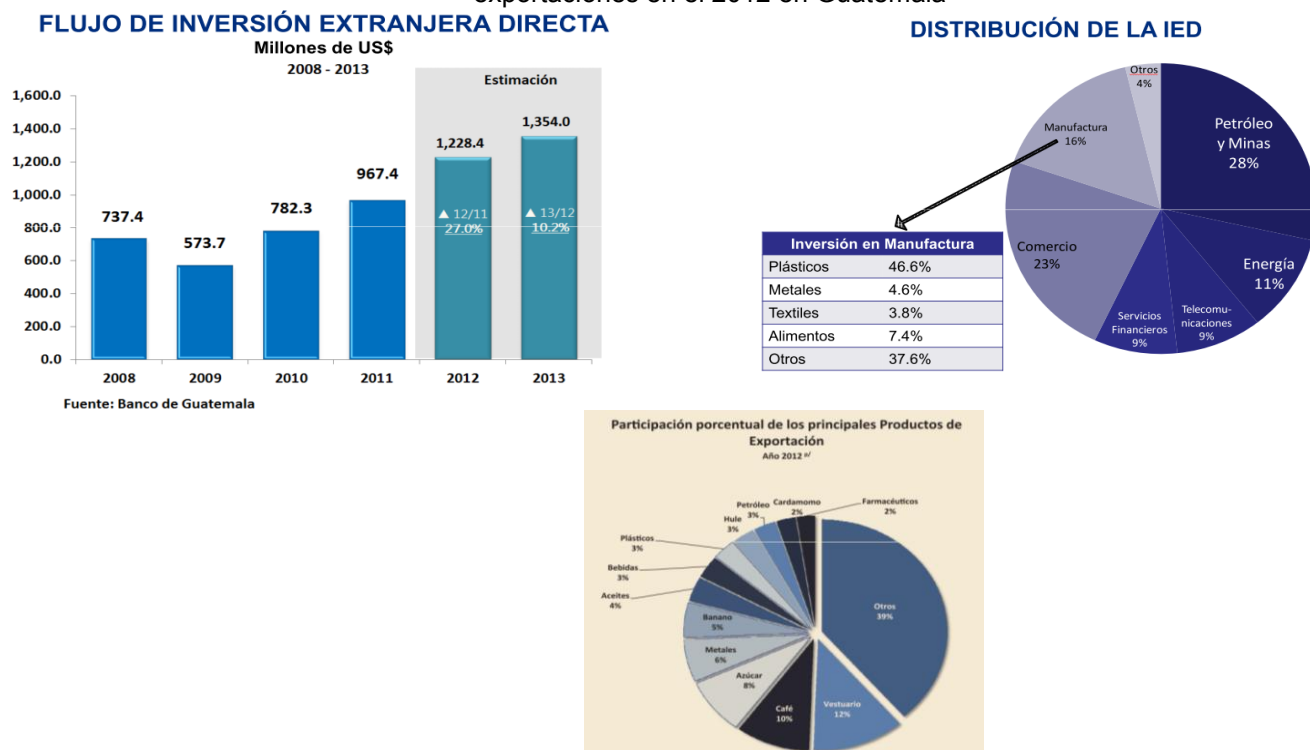
DEMANDA MUNDIAL (t)							
Año	Plástico	LDPE/LLDPE	HDPE	PP	PS/PSE	PET	PLA
2007	257,000,000	43,690,000	30,840,000	46,260,000	20,560,000	17,990,000	-
2008	245,000,000	41,650,000	29,400,000	44,100,000	19,600,000	17,150,000	-
2009	250,000,000	42,500,000	30,000,000	47,500,000	20,000,000	20,000,000	-
2010	265,000,000	45,050,000	31,800,000	50,350,000	21,200,000	15,900,000	-
2011	280,000,000	47,600,000	33,600,000	53,200,000	21,000,000	18,200,000	156,244
2012	288,000,000	50,400,000	34,560,000	54,144,000	21,312,000	18,720,000	178,142
2013	299,000,000	52,026,000	37,076,000	56,212,000	21,229,000	17,940,000	230,731
2014	303,714,286	52,932,000	37,129,143	58,201,429	21,618,857	18,155,714	230,931
2015	312,357,143	54,632,286	38,294,429	60,188,714	21,848,536	18,198,214	243,922
2016	321,000,000	56,332,571	39,459,714	62,176,000	22,078,214	18,240,714	342,720
2017	329,642,857	58,032,857	40,625,000	64,163,286	22,307,893	18,283,214	426,765
2018	338,285,714	59,733,143	41,790,286	66,150,571	22,537,571	18,325,714	457,869
2019	346,928,571	61,433,429	42,955,571	68,137,857	22,767,250	18,368,214	535,374

Tabla No. 118 Demanda de plásticos en Guatemala (2007-2013) y pronóstico (2014-2019)

DEMANDA GT (t)							
AÑO	LDPE/LLDPE	HDPE	PP	PS/PSE	PET	PLA	TOTAL
2007	61,485	41,245	54,367	229	16,476	-	
2008	56,132	34,388	48,775	83	18,487	-	
2009	60,389	40,042	55,781	141	18,134	-	
2010	70,591	46,465	57,982	305	22,239	3.1	
2011	72,544	50,732	63,092	290	32,707	0.8	
2012	64,956	48,854	62,503	214	28,636	-	
2013	72,204	58,812	61,811	112	35,077	0.05	
2014	74,323	58,980	65,916	205	37,490		236,914
2015	76,536	62,278	67,955	207	40,728		247,704
2016	78,749	65,575	69,994	209	43,966		258,494
2017	80,962	68,872	72,034	211	47,204		269,284
2018	83,175	72,169	74,073	214	50,443		280,074
2019	85,388	75,467	76,112	216	53,681		290,864

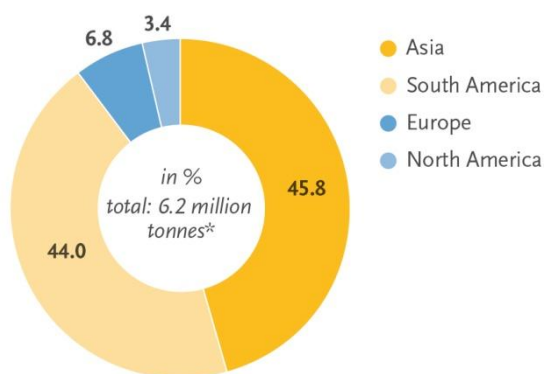
R. PANORAMA MUNDIAL DE POLIMEROS

Gráfica No. 18 Panorama de inversión extranjera y participación de plásticos en las exportaciones en el 2012 en Guatemala



Gráfica No. 19 Pronóstico al 2017 de capacidades de producción mundial de bioplásticos.

Global production capacities of bioplastics in 2017 (by region)

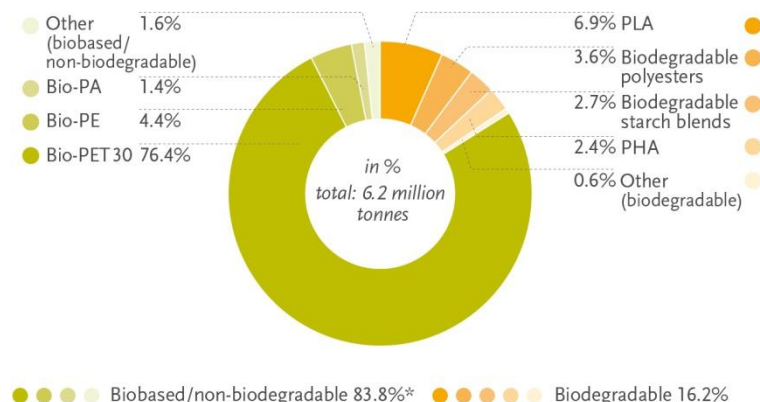


* Due to low production capacities Australia is not included (less than 0,1%)

Source: European Bioplastics | Institute for Bioplastics and Biocomposites (December 2013)



Bioplastics production capacities 2017 (by material type)



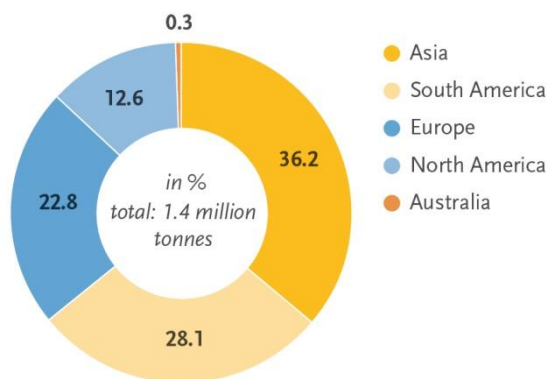
Source: European Bioplastics | Institute for Bioplastics and Biocomposites (December 2013)



* Comprises drop-in solutions and technical performance polymers

Gráfica No. 20 Capacidades de producción mundial de bioplásticos año 2012

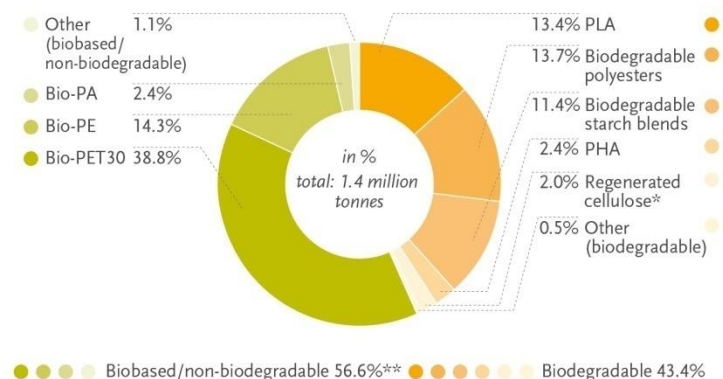
Global production capacities of bioplastics in 2012 (by region)



Source: European Bioplastics | Institute for Bioplastics and Biocomposites (December 2013)



Bioplastics production capacities 2012 (by material type)



Source: European Bioplastics | Institute for Bioplastics and Biocomposites (December 2013)



* Only hydrated cellulose foils
** Comprises drop-in solutions and technical performance polymers

Tabla No.119 Tarifas de flete marítimo port-port

CARRIER:WHL**VALIDITY: JUL 31,2013 ON BOARD**

MBL release, USD50/BILL or at cost.

(GUATEMALA CITY:+USD400/400/400 VIA PUERTO QUETZAL)

POL	POD	OCEAN FREIGHT (USD)			ETD	TRANSIT TIME(DAYS) (DIRECT ROUTE)
		20GP	40GP	40HC		
SHENZHEN	PUERTO QUETZAL	1760	3510	3510	MON	24
HONGKONG	PUERTO QUETZAL	1760	3510	3510	TUE	25
SHANGHAI	PUERTO QUETZAL	1810	3560	3560	FRI	21
NINGBO	PUERTO QUETZAL	1810	3560	3560	THU	22

CARRIER:CSAV**VALIDITY: JUL 31,2013 ON BOARD**

MBL release, USD50/BILL or at cost.

(GUATEMALA CITY:+USD430/430/430 VIA PUERTO QUETZAL)

POL	POD	OCEAN FREIGHT (USD)			ETD	TRANSIT TIME(DAYS)
		20GP	40GP	40HC		
SHENZHEN	PUERTO QUETZAL	1685	3360	3460	THU	25
HONGKONG	PUERTO QUETZAL	1685	3360	3460	FRI	24
SHANGHAI	PUERTO QUETZAL	1685	3360	3460	FRI	31
NINGBO	PUERTO QUETZAL	1685	3360	3460	SAT	30
QINGDAO	PUERTO QUETZAL	1735	3460	3560	MON	35
XIAMEN	PUERTO QUETZAL	1735	3460	3560	MON	28
TIANJIN	PUERTO QUETZAL	1735	3460	3560	SAT	37

CARRIER:MSK**VALIDITY: GATE IN BEFORE JUL 31,2013**

MBL release, USD50/BILL or at cost.

(GUATEMALA CITY:+USD400/400/400 VIA PUERTO QUETZAL)

POL	POD	OCEAN FREIGHT (USD)			ETD	TRANSIT TIME(DAYS)
		20GP	40GP	40HC		
SHENZHEN	PUERTO QUETZAL	1812	3612	3712	MON	24
HONGKONG	PUERTO QUETZAL	1812	3612	3712	SUN	26
SHANGHAI	PUERTO QUETZAL	1812	3612	3712	FRI	20
NINGBO	PUERTO QUETZAL	1812	3612	3712	THU	21
QINGDAO	PUERTO QUETZAL	1862	3662	3762	TUE	30
XIAMEN	PUERTO QUETZAL	1862	3662	3762	THU	36
TIANJIN	PUERTO QUETZAL	1862	3662	3762	WED	30

CARRIER:HPL**VALIDITY: JUL 31,2013 ON BOARD**

MBL release, USD50/BILL or at cost.

(GUATEMALA CITY:+USD389/389/389 VIA PUERTO QUETZAL)

POL	POD	OCEAN FREIGHT (USD)			ETD	TRANSIT TIME(DAYS)
		20GP	40GP	40HC		
SHENZHEN	PUERTO QUETZAL	1763	3513	3513	WED	38
HONGKONG	PUERTO QUETZAL	1763	3513	3513	SUN	34
SHANGHAI	PUERTO QUETZAL	1763	3513	3513	THU	30
NINGBO	PUERTO QUETZAL	1763	3513	3513	MON	33
QINGDAO	PUERTO QUETZAL	1813	3613	3613	THU	30
XIAMEN	PUERTO QUETZAL	1843	3613	3633	MON	33
TIANJIN	PUERTO QUETZAL	1888	3713	3738	MON	33

CARRIER:EMC

VALIDITY: JUL 31,2013 ON BOARD

MBL release, USD50/BILL or at cost.

(GUATEMALA CITY:+USD400/400/400 VIA PUERTO QUETZAL)

POL	POD	OCEAN FREIGHT (USD)			ETD	TRANSIT TIME(DAYS)
		20GP	40GP	40HC		
SHENZHEN	PUERTO QUETZAL	1795	3585	3585	MON	24
HONGKONG	PUERTO QUETZAL	1795	3585	3585	TUE	25
SHANGHAI	PUERTO QUETZAL	1795	3585	3585	FRI	21
NINGBO	PUERTO QUETZAL	1795	3585	3585	THU	22
QINGDAO	PUERTO QUETZAL	1845	3635	3635	SUN	33
XIAMEN	PUERTO QUETZAL	1895	3785	3785	TUE	33
TIANJIN	PUERTO QUETZAL	1895	3785	3785	TUE	33

Figura No. 100 Cotización materia prima (Merck)


		ECHA				
		20141006.DC.1268	SUJETO A PAGOS TRIMESTRALES			
delmi.cardona@gruporgh.com		REPRESENTANTE				
6 CALLE 7-25, ZONA 2		DELMÍ CARDONA				
PBX: 2323-1212 FAX: 2288-1950		CONDICIONES DE PAGO				
EMP RESA :	UNIVERSIDAD DE VALLE					
No. TEL/F AX	55023473					
E- mail	san11246@uvg.edu.gt					
Atención	PAULINA SANDOVAL		MONEDA:			
COTIZACIÓN			nit: 588686-4			
CODIGO	DESCRIPCIÓN	U. VENTA ENVASE	CANTIDAD	PRECIO /U.V.	TOTAL	Disponi - bilidad...
1054 5005 00	AGAR NUTRITIVO (20 g/1 LITRO DE MEDIO DE CULTIVO) (MERCK (MDA))	UN	500 G	1	2,720.00	2,720.00 2 días
1088 4905 00	CINC OXIDO PA (MERCK (MDA))	UN	500 G	1	784.00	784.00 2 días
1003 6625 00	ÁCIDO LÁCTICO APROX. 90% PURIS. PH EUR BP E 270 (MERCK (MDA))	UN	2.5 L	1	1,750.00	1,750.00 2 días
MINIMO DE ENTREGA Q. 500.00						
**** Oferta valida por 15 dias. Disponibilidad sujeta a Existencias ****						
Total Q						5,584.00

Figura No. 101 Cotización materia prima (Lafimarq)



4 calle 9-45 zona 1 Guatemala, C. A. PBX (fax): 2221-2512 /24909090

digit@lfq.com.gt

Guatemala 06 de octubre del 2014

Srita. PAULINA SANDOVAL

Por medio de la presente le envío un cordial saludo deseándole éxitos en sus diferentes actividades a la vez permitame cotizarle los siguientes productos de su interés:

CANTIDAD	PRODUCTO	PRECIO	PRECIO TOTAL
KILO	OXIDO DE ZINC	55.00	55.00
SAKO DE 25 KILOS	OXIDO DE ZINC	1,125.00	1,125.00

Sujeto a Cambio de Precios Sin Previo Aviso

Tiempo de Entrega: 24 Horas Luego de confirmada su Orden de Compra y Boleta de Depósito o pago de contado

al transporte que nos indique NO corremos por el costo del mismo

Banco y

Cuenta:

Banrural - 3-09910247-0

Agromercantil - 01 - 0021198-5

a nombre de Lafimarq (Cuenta Monetaria)

No se Aceptan Cheques. Solamente Efectivo.

Agradeciendo la oportunidad que nos brinda de poder servirle, me suscribo de Usted.

Atentamente,

Steven Gonzalez
DEPARTAMENTO DE
COTIZACIONES Y
VENTAS

digit@lfq.com.gt

Tels: 2490-9090 EXT 24

Figura No. 102 Cotización materia prima (Quirsa)

ZIN OXIDO Recibidos x

Lisbeth Cardenas <lisbethc@quirsa.com> para mí

11:24 (hace 15 horas)

Por este medio te envío el precio
 25 kg ZIN OXIDO Q.40.00 C/KG
 TOTAL Q.1,000.00
 IVA INCLUIDO
 Esperando poder servirles,

saludos,

Figura No. 103 Cotización materia prima (Productos del aire)

UNIVERSIDAD DE GUATEMALA - Rta. Nitrogeno Liquido PDA

PAULINA MARIA SANDOVAL ACETUNO <psandoval@unigu.edu.gt>

Re: Nitrógeno Liquido PDA

Lic. Cesar Batres G. <cbatres@productosdelaire.com>
 Para: PAULINA MARIA SANDOVAL ACETUNO <psandoval@unigu.edu.gt>

6 de octubre de 2014, 10:46

Paulina, buenos días,

El precio de pantalla al cliente minorista es de Q. 46,44 por litro.

La propuesta final por la venta de Nitrógeno en Estado Líquido, se realizaría al momento de tener el dato de real de consumo y ubicación de entrega. Con los clientes que actualmente trabajamos y proveemos el Nitrógeno Líquido, se tiene un contrato de exclusividad y entre los beneficios se tiene que todos los equipos y tanques de almacenamiento, se entregan en Comodato (se cobra servicio de renta y mantenimiento), así como descuento especial a negociar sobre el precio de lista (depende del volumen de consumo y años de firma de contrato).

Si ustedes no quisieran firmar contrato, tendrían que comprar los equipos necesarios para el almacenaje del producto en estado Líquido.

Dentro de la información que será de utilidad, Productos del Aire de Guatemala S.A. tiene 90 años de ser el proveedor confiable para Guatemala y atiende desde hace 30 años, parte del sur-este de México, Belice, Salvador, Honduras, Nicaragua, Costa Rica y Panamá. Contamos con certificaciones de ISO 9001:2008 y somos miembros de: DOT, SGS, CGA. Garantizando: Calidad del Producto, Seguridad en la producción y llenado, almacenamiento de Cilindros de Alta presión, Almacenamiento en Tanques Criogénicos, Transporte de Gases Industriales en estado Gasoso y Líquidos, personal capacitado para apoyarles técnicamente en cualquier solicitud. Ofreciéndole la confianza y seguridad para su personal, sus instalaciones, y el Producto más puro del mercado.

Estaré pendiente de sus comentarios ya que nos gustaría reunirnos para apoyarles de mejor manera, ampliar cualquier información y/o trasladar nuestra experiencia en la industria y que su proyecto sea todo un éxito.

Saludos,

Cesar A. Batres G.
 PRODUCTOS DEL AIRE DE GUATEMALA S.A.
 Cel. 5874-6016

From: PAULINA MARIA SANDOVAL ACETUNO
 Sent: Monday, October 06, 2014 9:32 AM
 To: cbatres@productosdelaire.com
 Subject: Nitrogeno

Hola Cesar, buenos días

Por este medio le solicito la cotización de nitrógeno, estamos hablando de utilizar aproximadamente 8,500 litros al mes, ya que necesitamos 25,000 litros cada 3 meses.

La planta se desea ubicar en Escuintla, y el nitrógeno lo estaríamos utilizando para controlar el ambiente libre de oxígeno.

De antemano le agradezco mucho mi ayuda.

Cualquier otro dato necesario, me avisa.

Saludos,
 Paulina Sandoval
 Ing. Industrial

PAULINA MARIA SANDOVAL ACETUNO <psandoval@unigu.edu.gt>
 Para: "Lic. Cesar Batres G." <cbatres@productosdelaire.com>

6 de octubre de 2014, 12:36

Mi gracias Cesar,

Una pregunta, los termos que me comentaron, aprós que precio tienen?
 o que porcentaje aprós, se reduce el costo teniendo un contrato?

Mi gracias por la info.

Saludos,
 Paulina Sandoval
 Ing. Industrial

El 6 de octubre de 2014, 10:46, Lic. Cesar Batres G. <cbatres@productosdelaire.com> escribió:
 (El texto citado está oculto)

UNIVERSIDAD DE GUATEMALA - Rta. Nitrogeno Liquido PDA

Lic. Cesar Batres G. <cbatres@productosdelaire.com>
 Para: PAULINA MARIA SANDOVAL ACETUNO <psandoval@unigu.edu.gt>

6 de octubre de 2014, 13:39

Aunque el depósito depende del promedio y la capacidad de despacho en los "picos de Consumo", se considera siempre factores como: Distancia, Tiempo por Despacho, Logística de despacho a clientes del área, inventario de respaldo por re-orden, etc.), los depósitos podrían valer desde US\$ 6,000.00 en adelante. El equipo lleva un "sistema" de comunicación vía Internet con el cual se verifica en tiempo real el inventario de producto.

Con firma de contrato y dependiendo del volumen, se puede hablar de un 10 hasta un 25% de Descuento.

Saludos,

Cesar A. Batres G.
 PRODUCTOS DEL AIRE DE GUATEMALA S.A.
 Cel. 5874-6016

From: PAULINA MARIA SANDOVAL ACETUNO
 Sent: Monday, October 06, 2014 12:36 PM
 To: Lic. Cesar Batres G.
 Subject: Re: Nitrógeno Liquido PDA

(El texto citado está oculto)

PAULINA MARIA SANDOVAL ACETUNO <psandoval@unigu.edu.gt>
 Para: "Lic. Cesar Batres G." <cbatres@productosdelaire.com>

6 de octubre de 2014, 13:42

Agradezco muchísimo su ayuda.

Estaré en contacto.

Saludos,
 Paulina Sandoval
 Ing. Industrial

El 6 de octubre de 2014, 13:39, Lic. Cesar Batres G. <cbatres@productosdelaire.com> escribió:
 (El texto citado está oculto)

PAULINA MARIA SANDOVAL ACETUNO <psandoval@unigu.edu.gt>
 Para: "Lic. Cesar Batres G." <cbatres@productosdelaire.com>

6 de octubre de 2014, 14:34

Cesar, una última consulta,

Estos termos con precio de US\$6,000 en adelante, es el precio de renta al mes?
 y que cantidad de litros le caben a cada??
 Gracias por su ayuda.

Saludos,
 Paulina Sandoval
 Ing. Industrial

El 6 de octubre de 2014, 13:42, PAULINA MARIA SANDOVAL ACETUNO <psandoval@unigu.edu.gt> escribió:
 (El texto citado está oculto)

Lic. Cesar Batres G. <cbatres@productosdelaire.com>
 Para: PAULINA MARIA SANDOVAL ACETUNO <psandoval@unigu.edu.gt>

6 de octubre de 2014, 15:19

El precio indicado es por la compra del depósito (termo) puesto en Guatemala, si se requiere depósitos mas grandes para el proyecto, el valor aumenta. La renta mensual es por Q.300.00 y Mantenimiento Mensual es por Q. 55.00. Con firma de contrato y llenado 1 vez al mes (Mínimo) no se cobra renta.

El termo que manejamos estándar es de 230 Litros.

Gusto en ayudarle y poder resolver todas sus dudas.

Saludos,

From: PAULINA MARIA SANDOVAL ACETUNO
 Sent: Monday, October 06, 2014 2:36 PM
 (El texto citado está oculto)

(El texto citado está oculto)

XII. GLOSARIO

Ácido láctico: Compuesto químico de amplio uso en la industria, con fórmula química $C_3H_6O_3$ posee un grupo $-OH$ y uno $-COOH$ unidos a una cadena carbonada de 3 carbonos. Existen dos isómeros ópticos, ambas formas isoméricas pueden ser polimerizadas y se pueden producir polímeros con diferentes propiedades dependiendo de la composición.

Aerobio: Se dice así de los organismos que sólo pueden vivir en un medio con oxígeno, utilizando tipos de respiración en los que participa oxígeno.

ATP: Adenosín trifosfato o trifosfato de adenosina es el nucleótido principal en la obtención de energía en una célula. Las moléculas de ATP almacenan energía química que puede ser entonces transportada por medio del movimiento físico de la molécula y utilizada en cualquier otro proceso biológico más tarde.

Azúcares: Están compuestos de varios grupos oxhidrilo (OH) más un grupo cetona ($C=O$) o aldehído ($H-C=O$). El grupo aldehído o cetona juega un rol importante en la química del azúcar: a) puede reaccionar con un grupo oxhidrilo de la misma molécula formando un anillo; b) Una vez formado el anillo, el carbono puede reaccionar con otro grupo oxhidrilo perteneciente a otra molécula de azúcar distinta creando un disacárido como la sacarosa que esta formada por unidades de glucosa y la fructosa. De la misma forma se pueden ir agregando unidades de azúcares dando lugar a oligosacáridos hasta llegar a enormes polisacáridos con cientos o miles de azúcares constituyentes.

Cambio fraccional (ϵ_A): Cuando una reacción química se lleva a cabo con volumen variable, ésta diferencia de volumen en el inicio y en un tiempo o conversión definida, se expresa con el volumen diferencial.

Caracterización: Dícese del proceso de examinación y estudio por medio de pruebas físicas o químicas para poder determinar la composición de una muestra. Por lo general se utilizan pruebas de caracterización al terminar una reacción química para poder asegurarse de que se haya obtenido el producto deseado o en qué medida.

Catalizador: Sustancia química que durante una reacción altera el desarrollo de la misma, modificando la velocidad con la que ocurre el cambio deseado.

Chaqueta de calentamiento de media caña: Tipo de chaqueta para calentamiento de recipientes industriales que consta de medio tubo soldado a las paredes del recipiente a través del cual pasa un fluido de calentamiento o de enfriamiento.

Cinética: Es el estudio de la velocidad, considerando todos los factores que influyen sobre ella y explicando la causa de la magnitud de esa velocidad de reacción.

Condensador de tubos horizontales: Dispositivo empleado para cambiar a fase líquida una corriente de vapor que usualmente esta saturado.

Constante cinética (k): Es la constante que describe la reacción química en su cinética, es única para cada reacción y sus dimensionales varían según el orden de la reacción.

Conversión (X_A): Es una variable adecuada para los cálculos de ingeniería que sustituye muchas veces a la concentración, por consiguiente es muy utilizado en el diseño de reactores.

CSTR continuois stirring tank reactor

Dowtherm Q: Fluido de calentamiento industrial comercial, puede alcanzar temperaturas de hasta 360°C.

Ecuación de velocidad (-r_A): Es la ecuación que expresa la cinética de la reacción, puede ser para describir el consumo de los reactivos en el tiempo o la formación del producto

Espacio tiempo: Se refiere al tiempo de residencia, tiempo necesario para tratar un volumen de alimentación igual al volumen del reactor medido en unas condiciones normales de operación.

Extracción: Proceso de separación de una sustancia que puede ser disuelta en dos disolventes distintos no miscibles entre sí. Se obliga a pasar al componente disuelto al nuevo disolvente del cual es mucho más fácil purificarla luego.

Fermentación: Proceso por el cual microorganismos se cultivan a una gran escala bajo condiciones aeróbicas o anaeróbicas para convertir un sustrato en un producto que es útil para el hombre.

Glucosa: La glucosa es el principal monosacárido, con una fórmula de C₆H₁₂O₆. Es una forma de azúcar que se encuentra libre en las frutas y en la miel. Es una de las principales fuentes de carbono utilizada en procesos metabólicos celulares.

Hifas: Elementos filamentosos y cilíndricos característicos de la mayoría de hongos. Las hifas forman la estructura de los hongos y les dan rigidez y estabilidad.

Hongo filamentoso: Antiguamente llamados “mohos”, los hongos filamentosos tienen estructuras compuestas por hifas. Se diferencian de los hongos levaduriformes o “levaduras” en que no son unicelulares ni tienen forma esférica; además, presentan una diferenciación clara entre la parte reproductiva y la parte vegetativa del hongo.

Inhibición: Dificultan o imposibilidad de una reacción química, especialmente con una enzima o catalizador, para transcurrir a su velocidad normal.

Intercambiao dr de calor de concha y tubos: Equipo empleado para la transferencia de calor entre dos fluidos de forma que puedan intercambiar energía sin tener contacto físico entre ellos. Consta de una carcasa con tubos internos. Uno de los fluidoa pasa por la carcasa mientras que el otro por los tubos.

Lactida: Es el pre-polímero o un producto intermediario utilizado para la transformación de poliácido láctico de mayor peso molecular.

Mecanismo de reacción: Es la descripción de cómo se da la reacción, con él se puede conocer cómo se controla la velocidad de reacción, si implica colisiones o interacciones de una sola molécula y la cantidad de colisiones.

Melaza: Es un subproducto viscoso que se obtiene de la producción o refinamiento del azúcar, se le denomina miel de proceso muchas veces y contiene todo el azúcar que no se logró extraer.

Metabolito: Productos intermedios y productos del metabolismo. El término metabolito generalmente se limita a pequeñas moléculas.

Micelio: Es un conjunto de hifas, usualmente visible. Los micelios crecen de forma radial formando círculos planos que pueden llegar a ser bastante extensos.

Monómero: Molécula de pequeña masa molecular que conforma el compuesto elemental que repetido varias veces forma un oligómero o polímero.

NAD⁺: Véase NADH.

NADH: El dinucleótido de nicotinammida y adenina o nicotinamida adenina dinucleótido, abreviado NAD⁺ en su forma oxidada y NADH en su forma reducida, es una coenzima encontrada en células vivientes y está compuesta por dos nucleótidos unidos en por sus grupos fosfato. Su función principal es el intercambio de electrones y protones en la producción de energía celular.

Nutriente: Toda sustancia contenida en un medio, que no pueda ser generada por el organismo y cuyo fin es aportar energía, aminoácidos o elementos reguladores del metabolismo.

Oligómero: Es una molécula compleja que consiste de la unión de unos cuantos monómeros, su cantidad no se encuentra limitada, pero muchas veces se habla de menos de 20 unidades repetitivas.

Orden de reacción: Es un elemento que se encuentra en la ecuación de velocidad y ayuda a describir cómo se afecta la concentración en una reacción.

Pellet: Morfología del crecimiento de un hongo filamentoso, en la cual crece enrollado.

Poliácido láctico: Poliéster alifático de carácter biodegradable, conformado por unidades repetitivas de ácido láctico.

Policondensación: Reacción mediante la cual un polímero es producido a partir de sucesivas uniones de monómeros los cuales emiten moléculas condensadas durante el proceso de unión.

Poliéster: Polímero que contiene un grupo funcional éster en su cadena principal, se tienen poliésteres naturales y sintéticos y ambos pertenecen a la categoría de los elastómeros.

Polimerización: Reacción en la cual a partir de oligómeros de ácido láctico de bajo peso molecular se obtienen por condensación entre las moléculas terminales tamaños de cadena más alto y por lo tanto un polímero de propiedades mecánicas de interés comercial.

Polímero: Unidades de monómero u oligómero formando cadenas de largos mayores. Los oligómeros como se menciona anteriormente no se tiene definido cuanto miden, pero arriba de 20 se considera n polímeros.

Prepolimerización de PLA: Fase inicial de polimerización donde las moléculas de ácido láctico se condensan generando oligómeros de bajo peso molecular que luego son empleados para

Purificación: Es el proceso de eliminación de todos los componentes que se consideren "contaminantes" de un elemento deseado o valioso. La purificación puede también llevar procesos de decoloración, desodoración, etc.

Reacciones auto-catalíticas: Reacción en donde la velocidad de desaparición es baja al inicio porque hay muy poco producto presente, aumenta después hasta un valor máximo a medida que se va formando el producto, y luego desciende nuevamente hasta un valor bajo a medida que el reactivo se consume.

Rhizopus oryzae: Especie de un hongo filamentoso con las enzimas necesarias para metabolizar la glucosa y otras azúcares, produce como subproductos al ácido láctico.

Subproductos: Producto, generalmente de menos interés, que se obtiene en un proceso de elaboración, fabricación o extracción de otro producto del que se tiene mayor interés.

Torre de Enfriamiento: Equipo empleado para disminuir la temperatura de un líquido aprovechando la energía removida por la evaporación de parte del flujo.

Viscosidad: Magnitud que representa la resistencia a fluir, a mayor viscosidad más espeso es el fluido y a menor viscosidad menos espeso.