



PONTIFICIA UNIVERSIDAD CATÓLICA DE VALPARAÍSO  
FACULTAD DE INGENIERÍA  
ESCUELA DE INGENIERÍA BIOQUÍMICA

Diseño y evaluación técnico-económica de la producción de glutamato  
monosódico por fermentación

Integrantes: Fabian Ditzel Toledo.  
Felipe Pacheco Arnaiz.

Profesor guía: Fernando Acevedo.

Mayo de 2015

## AGRADECIMIENTOS

Agradecido de todo aquel que contribuyó en mi crecimiento en estos años de estudio, de aquellos amigos que siempre me apoyaron, tanto en mis triunfos como en mis caídas y de esas bellas personas que fui conociendo en el camino e hicieron de mis sueños parte de los suyos.

En especial dedicación al pilar que todos tenemos. Ese que te guía cuando el camino se pone complicado y busca contigo la manera de superar cada obstáculo. Aquel que no teme si te ve caer, porque sabe que te pondrás de pie una y otra vez. Al que te vio nacer y siempre creyó en ti, aunque las estadísticas demostraran lo contrario. Ese que no se desmorona y sigue firme contigo después de la tormenta. Con el que junto sueñas y disfrutas cada uno de tus logros y alegrías.

Gracias “Ema Arnaiz”, “Leonardo Pacheco” y “Alexis Pacheco”, por ser mi pilar... “Mi Familia” ...

***“Nunca dejes de soñar...porque los sueños son metas que haz de alcanzar”***

***Felipe Pacheco Arnaiz.***

Agradecimientos a todas aquellas personas que hicieron posible el desarrollo de este proyecto y también a todos aquellos que estuvieron conmigo en estos años de estudio, a los amigos y personas que apañaron en las incontables horas de estudio, a los profesores que nos enseñaron y en especial la familia, ya que, sin su apoyo incondicional durante todo este tiempo, nada de esto sería posible. A todas aquellas personas que fui conociendo y con las que fui compartiendo cada vez más especialmente en el último tiempo... se cierra una etapa... y ahora se viene lo bueno ;)

***Con esfuerzo y perseverancia se pueden lograr los desafíos que parecen inalcanzables...”Dont stop believing”***

***Fabian Ditzel.***

## RESUMEN

Este proyecto trata sobre la evaluación técnico – económica para la producción de glutamato monosódico por fermentación, el cual es uno de los principales componentes que entregan el tan característico sabor umami.

Este producto es un realzante de sabor, y se utiliza cada vez más en la industria alimentaria. Se analizan los principales mercados de este producto con el fin de determinar en qué cantidad se importa a nuestro país, ya que actualmente no existe producción nacional de este compuesto. Es por esto que el glutamato monosódico se importa principalmente de países como Brasil, Perú y China.

La capacidad de la planta que se desea montar en Chile, planea cubrir las importaciones de países latinoamericanos, especialmente las importaciones de Brasil es decir, alrededor del 50% del mercado nacional, lo que conlleva a que la planta tenga una producción de aproximadamente 1.200 toneladas al año de glutamato monosódico.

Con respecto a la ubicación de la planta se analizaron varias opciones, y de acuerdo a un análisis de varios aspectos se determina que la planta debe situarse en las cercanías de Linares.

En general, el proceso de producción se puede describir en tres etapas: una primera etapa de acondicionamiento de la melaza, utilizada como materia prima para la fermentación mediante cultivo por lote alimentado, posteriormente una fermentación propiamente tal que cuenta con una etapa de acumulación de biomasa y una posterior etapa de producción, agregando surfactantes al medio para lograr una sobreproducción de ácido glutámico utilizando *Corynebacterium glutamicum*. Por último se tiene una etapa de purificación del producto, para acondicionarlo y llevarlo a su forma comercial en forma de cristales.

Además, se analiza la parte económica del proyecto, teniendo en cuenta la inversión para el montaje de la planta y los costos de funcionamiento. Se determina el precio de venta del producto en base al costo de producción, el cual arroja un precio de 82,70 [UF/ton], precio superior al que se puede encontrar el producto actualmente en el mercado, alrededor de 32,5 [UF/ton]; por lo que al precio de producción no es competitivo entrar al mercado, ya que, como se mencionó el precio al cual se encuentra el producto actualmente en el mercado es muy bajo. Además se realiza un análisis de sensibilidad modificando precios de venta del producto, de la materia prima y variando la capacidad de la planta para determinar cómo varía la rentabilidad del proyecto al modificar estas variables.

A las condiciones actuales del mercado se calcula el V.A.N. el cual arroja un valor negativo de 57.516,15 [UF] y la T.I.R. un valor de un 6,5 %, este escenario hace que el proyecto no sea atractivo dadas las condiciones del mercado actual.

## ÍNDICE

Capítulo 1: Introducción .....	1
1.1 Saborizantes .....	3
1.2 Glutamato .....	3
1.3 Glutamato como aditivo alimenticio .....	5
1.4 Guanosina monofosfato (GMP) e Inosina Monofosfato (IMP) .....	6
1.5 Ruta metabólica y condiciones ambientales en la producción de ácido glutámico .....	7
1.5.1 <i>Corynebacterium glutamicum</i> .....	9
1.6 Fuente de carbono y energía para el microorganismo .....	10
1.6.1 Composición de la melaza .....	11
1.6.2 Almacenamiento de la melaza .....	12
Objetivos .....	14
Objetivo general .....	14
Objetivos específicos .....	14
Referencias Capítulo 1 .....	15
Capítulo 2: Capacidad y ubicación de la planta .....	19
2.1 Mercado consumidor .....	19
2.1.1 Importaciones .....	19
2.1.2 Proyección de Consumo .....	21
2.2 Mercado proveedor de la fuente de carbono y energía .....	23
2.3 Mercado competidor .....	23
2.3.1 Competencia por materia prima .....	24
2.4 Capacidad de la planta .....	24
2.5 Ubicación .....	25
2.5.1 Disponibilidad de materia prima .....	25
2.5.2 Disponibilidad de agua .....	28
2.5.3 Disponibilidad de energía eléctrica .....	28
2.5.3 Disponibilidad y costo de terrenos .....	29
2.5.4 Resumen de las ponderaciones de la ubicación .....	30
Referencias Capítulo 2 .....	31
Capítulo 3: Síntesis y selección de procesos .....	32
3.1 Aspectos generales .....	32
3.2 Preparación de la materia prima .....	33

3.2.1 Clarificación .....	33
3.2.2 Dilución .....	33
3.2.3 Esterilización.....	34
3.3 Preparación del inóculo.....	37
3.4 Fermentación .....	38
3.4.1 Cultivo por lote .....	38
3.4.2 Cultivo por lote alimentado (CLA) .....	39
3.4.3 Estrategia de sobreproducción.....	40
3.5 Etapa de recuperación.....	41
3.5.1 Centrifugación .....	41
3.5.2 Filtración.....	45
3.6 Etapa de purificación.....	47
3.6.1 Cristalización .....	47
3.6.2 Centrifugación .....	47
3.6.3 Neutralización .....	49
3.6.4 Decoloración .....	49
3.6.5 Cristalización .....	50
3.6.6 Centrifugación .....	54
3.6.7 Secado .....	55
Referencias Capítulo 3.....	60
Capítulo 4: Balances de masa y energía .....	62
4.1 Pretratamiento de la melaza .....	62
4.1.1 Tanque de dilución E2 .....	62
4.1.2 Centrífuga de separación de borras E3.....	65
4.1.3 Tanque de dilución E4 .....	67
4.1.4 Intercambiador de calor E5 .....	68
4.1.5 Intercambiador de calor E7 .....	69
4.1.6 Inyección de vapor .....	70
4.2 Etapa de fermentación .....	74
4.2.1 Ecuaciones generales del cultivo por lote alimentado. ....	74
4.3 Etapa de recuperación.....	80
4.3.1 Centrífuga de células E10 .....	80
4.3.2 Filtro de tambor rotatorio E11 .....	82

4.3.3 Tanque de acidificación E12 .....	85
4.3.4 Centrífuga de canasto E13 .....	88
4.3.5 Tanque de neutralización E14 .....	90
4.3.6 Columna de carbón activo .....	93
4.3.7 Cristalizador .....	94
4.3.8 Secador .....	102
4.4 Requerimientos de sales .....	106
4.5 Redes de agua .....	108
4.6 Resumen de corrientes .....	111
Referencias Capítulo 4 .....	112
Capítulo 5: Diseño y selección de equipos .....	114
5.1 Centrífuga de discos E3 .....	114
5.2 Esterilización .....	115
5.2.1 Constante cinética de destrucción por calor (K): .....	116
5.2.2 Largo y diámetro de la cañería .....	117
5.2.3 Tiempo de esterilización .....	119
5.3 Diseño de Intercambiadores de calor .....	120
5.3.1 Intercambiador de calor E5 .....	120
5.3.2 Intercambiador de calor E7 .....	124
5.4 Cálculo del número y volumen de fermentadores .....	126
5.4.1 Número óptimo económico .....	128
5.5 Aireación del fermentador .....	131
5.6 Dimensiones del fermentador .....	135
5.7 Agitación del fermentador .....	137
5.7.1 Potencia de agitación sin aireación .....	137
5.7.2 Potencia de agitación con aireación .....	139
5.8 Etapa de propagación .....	140
5.8.1 Aireación de los propagadores .....	141
5.8.2 Dimensiones de los propagadores .....	141
5.8.3 Potencia de agitación en propagadores .....	144
5.9 Sistema de enfriamiento .....	145
5.9.1 Diseño del serpentín del fermentador .....	146
5.9.2 Diseño del serpentín para propagadores .....	149

5.10 Centrífuga de discos E10. ....	150
5.11 Filtro de tambor rotatorio E11. ....	150
5.12 Centrífuga de canasto E13. ....	153
5.13 Columna de adsorción E15. ....	155
5.13.1 Dimensión de la columna. ....	161
5.14 Cristalizador.....	163
5.14.1 Tanque de cristalización ....	163
5.14.2 Condensador barométrico.....	164
5.14.3 Intercambiador de calor de placas ....	165
5.14.4 Eyector ....	165
5.15 Centrífuga de canasto E17. ....	167
5.16 Secador.....	169
5.17 Caldera ....	170
5.18 Separador Flash.....	173
5.19 Bombas.....	176
5.19.1 Cálculo de la potencia requerida por las bombas.....	178
5.19.2 Ejemplo de cálculo.....	179
5.19.3 Resumen del cálculo de potencia para las bombas utilizadas ....	181
5.20 Estanques agitados.....	183
5.20.1 Potencia de agitación en tanques.....	185
5.21 Tratamiento de efluentes.....	186
Referencias Capítulo 5.....	187
Capítulo 6: Organización de la planta.....	191
6.1 Número de operarios ....	193
6.2 Lay-out de la planta.....	195
Referencias Capítulo 6.....	197
Capítulo 7: Evaluación económica, Análisis y estimación de costos.....	198
7.1 Costo de capital total.....	198
7.1.1 Costo del terreno (T) ....	198
7.1.2 Costos directos totales (CDT).....	199
7.1.3 Costos indirectos totales (CIT) ....	203
7.1.4. Costos de inversión para el tratamiento de residuos ....	205
7.1.5 Costo Total de Inversión (CC) ....	205

7.2 Costo Total de Producción (CP) .....	205
7.2.1 Costo de tratamientos de residuos (TR) .....	206
7.2.2 Costos de manufactura (MF) .....	208
7.2.3 Costos Generales .....	213
7.3 Rentabilidad del Proyecto .....	215
7.3.1 Ingresos .....	216
7.3.3 Anualidades .....	217
7.3.4 Determinación del V.A.N. ....	218
7.3.5 Cálculo de la T.I.R. ....	219
7.3.6 Determinación del punto de equilibrio.....	219
7.4 Análisis de sensibilidad .....	223
7.4.1 Variación del precio de la melaza .....	223
7.4.2 Variación del precio de venta del producto.....	224
7.4.3 Variación del porcentaje de recuperación del producto. ....	225
7.4.4 Variación de la capacidad de la planta .....	226
Referencias Capítulo 7.....	228
Discusión .....	230
Conclusiones .....	232

## Índice de Figuras

Figura 1.1: Ruta metabólica del glutamato y de los ribonucleótidos.....	9
Figura 2.1: Importaciones de glutamato monosódico desde el año 2006 al año 2013. ....	20
Figura 2.2: Porcentaje de importaciones de glutamato monosódico por país en el año 2013.....	21
Figura 2.3: Datos de importaciones junto a la proyección para los próximos 10 años.....	22
Figura 2.4: Ubicación de la distribidora Pacífico Sur S.A.....	26
Figura 2.5: Localización de la planta de IANSA .....	27
Figura 3.1: Diagrama de bloques del proceso de obtención de glutamato monosódico.....	32
Figura 3.2: Diagrama de un proceso de esterilización continua, con inyector de vapor y cámara de expansión. ....	36
Figura 3.3: Esquema de una centrífuga tubular. ....	43
Figura 3.4: Esquema de una centrífuga de discos .....	44
Figura 3.5: Esquema del funcionamiento del filtro de tambor rotatorio.....	46
Figura 3.6: Centrífuga de cesta perforada .....	49
Figura 3.7: Esquema de un cristalizador de circulación forzada .....	52
Figura 3.8: Esquema de un cristalizador DTB .....	53
Figura 3.9: Esquema de un secador de túnel.....	56
Figura 3.10: Secador Rotatorio con aire caliente en contracorriente.....	57
Figura 3.11: Secador continuo de lecho fluidizado.....	58
Figura 4.1: Esquema de corrientes en el tanque de dilución E2. ....	62
Figura 4.2: Esquema de corrientes de la centrífuga de discos E3. ....	65
Figura 4.3: Esquema de corrientes en el tanque de dilución E4. ....	67
Figura 4.4: Esquema de corrientes en el intercambiador de calor E5. ....	69
Figura 4.5: Esquema de corrientes en el intercambiador de calor E7. ....	70
Figura 4.6: Esquema de corrientes en la inyección de vapor. ....	70
Figura 4.7: Esquema de corrientes en el tanque de expansión. ....	72
Figura 4.8: Perfil del volumen durante la fermentación.....	78
Figura 4.9: Perfiles de la concentración de biomasa y producto durante la fermentación. ....	79
Figura 4.10: Esquema de las corrientes en la centrífuga de discos E10.....	80
Figura 4.11: Esquema de las corrientes en filtro de tambor rotatorio E11.....	82
Figura 4.12: Esquema de las corrientes en la centrífuga de canasto E13. ....	88
Figura 4.13: Esquema de las corrientes en el tanque de neutralización. ....	90
Figura 4.14: Esquema de las corrientes en la columna de carbón activo E15. ....	93

Figura 4.15: Esquema de las corrientes en el sistema cristalizador-centrífuga. ....	94
Figura 4.16: Esquema de las corrientes en el secador. ....	102
Figura 5.1: Esquema de funcionamiento de los fermentadores en un proceso discontinuo. ....	127
Figura 5.2: Linealización de los precios y capacidades de fermentadores. ....	130
Figura 5.3: Nomenclatura normalizada del fermentador. ....	135
Figura 5.4: Nomenclatura normalizada del fermentador. ....	136
Figura 5.5: Nomenclatura normalizada para los propagadores. ....	142
Figura 5.6: Curva de operación y del sistema de decoloración. ....	156
Figura 5.7: Relación en la columna de adsorción de. ....	160
Figura 5.8: Relaciones entre dimensiones del separador flash. ....	175
Figura 5.9: Esquema de la operación de bombeo de la bomba B12. ....	179
Figura 5.10: Dimensiones utilizadas en tanques agitados. ....	183
Figura 6.1: Organigrama de la empresa. ....	191
Figura 7.1: Datos de la Tabla 7.9 utilizando una tendencia logarítmica. ....	207
Figura 7.2: Ingresos y costos de operación a distintos valores de producción. ....	222
Figura 7.3: Variación de la T.I.R. y el V.A.N. con respecto al precio de la melaza. ....	223
Figura 7.4: Variación de la T.I.R. y el V.A.N. con respecto al precio de venta del producto. ....	224
Figura 7.5: Variación de la T.I.R. y el V.A.N. con respecto al porcentaje de recuperación del producto. ....	225
Figura 7.6: Variación de la T.I.R. y el V.A.N. con respecto a la capacidad de la planta. ....	227
Figura A2.1: Ejemplo de cálculo de la proyección del consumo hasta el año 2024. ....	235

## Índice de Tablas

Tabla 1.1: Cantidades de ácido glutámico libre en forma natural de diferentes alimentos .....	4
Tabla 1.2: Presencia de 5'-nucleótidos de forma natural en alimentos .....	7
Tabla 1.3: Composición de la melaza .....	12
Tabla 2.1: Cantidad de glutamato monosódico importada por país a Chile el año 2013 .....	20
Tabla 2.2: Costos de agua en las regiones del Maule y Metropolitana .....	28
Tabla 2.3: Costos de electricidad en las regiones del Maule y Metropolitana .....	29
Tabla 2.4: Costos promedio por metro cuadrado de terreno en las regiones del Maule y Metropolitana .....	29
Tabla 2.5: Puntajes por región obtenidos por cada criterio de localización .....	30
Tabla 3.1: Comparación de los métodos de esterilización continua.....	37
Tabla 3.2: Comparación entre cultivo por lote y por lote alimentado.....	39
Tabla 3.3: Comparación de la centrífuga de discos con la centrífuga tubular .....	45
Tabla 3.4: Comparación entre cristalizador de recirculación forzada y un cristalizador DTB .....	54
Tabla 3.5: Comparación de los secadores más utilizados a nivel industrial.....	59
Tabla 4.1: Características de la melaza.....	63
Tabla 4.2: Resumen corrientes de melaza del tanque de dilución E2 .....	64
Tabla 4.3: Datos para el balance de energía al tanque de dilución E2.....	64
Tabla 4.4: Composiciones de las corrientes de la centrífuga de discos .....	66
Tabla 4.5: Datos para el balance de energía al tanque de dilución E4.....	68
Tabla 4.6: Corrientes principales del pretratamiento de la melaza .....	73
Tabla 4.7: Corrientes secundarias del pretratamiento de la melaza .....	73
Tabla 4.8: Características de la fermentación por lote alimentado.....	77
Tabla 4.9: Parámetros calculados para la fermentación por lote alimentado .....	78
Tabla 4.10: Datos utilizados para el balance de masa del filtro.....	84
Tabla 4.11: Datos utilizados para el cálculo de la composición del tanque de H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> .....	85
Tabla 4.12: Composición de la solución de H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> .....	86
Tabla 4.13: Flujos molares calculados mediante estequiometría de la reacción primaria .....	91
Tabla 4.14: Flujos molares calculados mediante estequiometría de la reacción secundaria .....	91
Tabla 4.15: Composición de la corriente A19 .....	92
Tabla 4.16: Resumen de los flujos de la columna de carbón activo .....	93
Tabla 4.17: Composición de las corrientes de entrada y salida en el sistema cristalizador-centrífuga .....	95

Tabla 4.18: Composición de las aguas madres del cristalizador .....	95
Tabla 4.19: Flujos másicos de salida del sistema cristalizador-centrífuga .....	96
Tabla 4.20: Resultados obtenidos del balance a la centrífuga.....	97
Tabla 4.21: Composiciones de las corrientes de reciclo ( <i>R</i> ) y <i>B19</i> .....	98
Tabla 4.22: Datos para calcular el flujo de agua necesario para condensar el vapor de la corriente <i>B12</i> .....	99
Tabla 4.23: Datos para calcular la temperatura de la corriente <i>B19</i> .....	100
Tabla 4.24: Composición de la corriente de entrada al secador.....	102
Tabla 4.25: Datos utilizados en el cálculo del calor transferido.....	103
Tabla 4.26: Datos utilizados para el cálculo del flujo de gas.....	104
Tabla 4.27: Propiedades del aire de la localidad de Linares .....	105
Tabla 4.28: Resumen de corrientes y condiciones en el secador .....	105
Tabla 4.29: Concentraciones de sales en el medio de cultivo .....	106
Tabla 4.30: Cantidad anual de sales utilizadas en la planta.....	108
Tabla 4.31: Corrientes agua que ingresan al proceso y sus respectivas temperaturas.....	108
Tabla 4.32: Corrientes agua que salen del proceso y sus respectivas temperaturas.....	109
Tabla 4.33: Corrientes de salida utilizadas para suplir necesidades de entrada.....	109
Tabla 4.34: Resumen de las corrientes principales de la etapa de recuperación .....	111
Tabla 4.35: Resumen de las corrientes secundarias de la etapa de recuperación.....	111
Tabla 5.1: Datos necesarios para el cálculo del área equivalente de sedimentación ( $\Sigma$ ).....	114
Tabla 5.2: Datos utilizados para el cálculo del flujo de salida de la etapa de esterilización .....	116
Tabla 5.3: Datos del microorganismo <i>Bacillus stearothermophilus</i> para determinar <i>K</i> .....	116
Tabla 5.4: Cálculo del largo de la cañería de la zona de mantención .....	119
Tabla 5.5: Datos utilizados para el diseño del área del intercambiador de calor E5 .....	120
Tabla 5.6: Características del intercambiador seleccionado.....	121
Tabla 5.7: Resultados para los flujos frío y caliente del intercambiador de calor E5.....	123
Tabla 5.8: Datos utilizados para el diseño del área del intercambiador de calor E7 .....	124
Tabla 5.9: Características del intercambiador seleccionado.....	125
Tabla 5.10: Características del intercambiador de calor E7.....	125
Tabla 5.11: Datos utilizados en el cálculo del flujo de descarga del fermentador .....	126
Tabla 5.12: Precios de fermentadores de distintas capacidades.....	129
Tabla 5.13: Datos utilizados para calcular la demanda de oxígeno .....	131
Tabla 5.14: Aireación para la fermentación a condiciones normales de operación .....	133

Tabla 5.15: Parámetros calculados a diferentes presiones de operación.....	133
Tabla 5.16: Parámetros calculados a diferentes fracciones de oxígeno en el aire .....	134
Tabla 5.17: Condiciones de aireación del fermentador .....	134
Tabla 5.18: Razones recomendables para el diseño de fermentadores .....	135
Tabla 5.19: Relaciones escogidas y dimensiones del fermentador calculadas .....	137
Tabla 5.20: Datos utilizados para calcular el número de Reynolds.....	138
Tabla 5.21: Concentraciones de biomasa en los propagadores y tiempos de fermentación de cada uno de ellos.....	141
Tabla 5.22: Parámetros de aireación de los propagadores .....	141
Tabla 5.23: Relaciones escogidas y dimensiones del propagador 1 calculadas .....	142
Tabla 5.24: Relaciones escogidas y dimensiones del propagador 2 calculadas .....	143
Tabla 5.25: Relaciones escogidas y dimensiones del propagador 3 calculadas .....	143
Tabla 5.26: Relaciones escogidas y dimensiones del propagador 4 calculadas .....	144
Tabla 5.27: Propiedades utilizadas para calcular el número de Reynolds en cada propagador .....	144
Tabla 5.28: Potencias sin aireación para cada propagador .....	144
Tabla 5.29: Potencias con aireación en los propagadores.....	145
Tabla 5.30: Equipos de transferencia de calor en fermentadores.....	145
Tabla 5.31: Datos para realizar el balance de energía en el fermentador y propagadores .....	147
Tabla 5.32: Calores calculados para el fermentador .....	147
Tabla 5.33: Diseño del serpentín del fermentador para diferentes diámetros de cañería .....	148
Tabla 5.34: Calores calculados para los propagadores.....	149
Tabla 5.35: Características del serpentín para los propagadores .....	149
Tabla 5.36: Datos para el cálculo de la centrífuga de células E10 .....	150
Tabla 5.37: Datos utilizados para el diseño del filtro de tambor rotatorio.....	151
Tabla 5.38: Datos utilizados en el diseño de la centrífuga E13.....	154
Tabla 5.39: Propiedades del carbón activo.....	158
Tabla 5.40: Propiedades del fluido que entra a la columna de adsorción .....	158
Tabla 5.41: Resultados de la zona de equilibrio y de transferencia.....	161
Tabla 5.42: Influencia del tiempo de operación en las características de la columna de relleno ...	162
Tabla 5.43: Resumen de las características de la columna seleccionada .....	162
Tabla 5.44: Datos utilizados para el cálculo del volumen del cristizador.....	163
Tabla 5.45: Datos para el cálculo del área del condensador barométrico.....	164
Tabla 5.46: Datos utilizados para calcular el área del intercambiador de calor de placas.....	165

Tabla 5.47: Valores de la constante $k$ a distintas presiones .....	167
Tabla 5.48: Datos utilizados para el diseño de la centrífuga E17.....	168
Tabla 5.49: Condiciones y dimensiones típicas de operación para distintos tipos de secador .....	169
Tabla 5.50: Parámetros seleccionados para el diseño del secador de túnel .....	170
Tabla 5.51: Dimensiones calculadas del secador de túnel.....	170
Tabla 5.52: Consumos de vapor de caldera para el proceso .....	170
Tabla 5.53: Composición en peso de los distintos componentes del combustible Diésel .....	171
Tabla 5.54: Datos utilizados para el cálculo del consumo de combustible de la caldera.....	172
Tabla 5.55: Datos utilizados para el cálculo del diámetro del tanque .....	173
Tabla 5.56: Relaciones de largo equivalente con el diámetro de cañería utilizado .....	177
Tabla 5.57: Propiedades físicas del fluido impulsado por la bomba B12 .....	179
Tabla 5.58: Resultado del diámetro y velocidad del flujo en la bomba B12 .....	180
Tabla 5.59: Largos equivalentes para distintos fittings .....	180
Tabla 5.60: Potencias de las bombas utilizadas en el proceso .....	181
Tabla 5.61: Relaciones típicas entre las dimensiones de tanques agitados.....	184
Tabla 5.62: Dimensiones de los tanques agitados.....	184
Tabla 5.63: Valores para la constante $NP$ .....	185
Tabla 5.64: Potencias de agitación de los tanques y datos utilizados para su cálculo.....	186
Tabla 5.65: Flujos que deben ser tratados y su descripción .....	186
Tabla 6.1: Etapas de la planta.....	193
Tabla 6.2: Personal de planta .....	194
Tabla 7.1: Costo de instalación para equipos de proceso como un porcentaje del costo de equipo comprado.....	199
Tabla 7.2: Valores utilizados para el cálculo del costo del secador de túnel .....	201
Tabla 7.3: Costos de equipos e instalaciones utilizados en la planta en [UF] .....	201
Tabla 7.4: Porcentaje para estimar los costos anexos en [UF] .....	203
Tabla 7.5: Costos directos totales en [UF] .....	203
Tabla 7.6: Factores y costos indirectos totales en [UF] .....	204
Tabla 7.7: Costo de inversión [UF].....	205
Tabla 7.8: Costo Total de Inversión [UF].....	205
Tabla 7.9: Corrientes de residuos a tratar .....	206
Tabla 7.10: Costos de inversión y operación para el tratamiento de residuos líquidos a distintos flujos .....	207
Tabla 7.11: Resumen de costos para el tratamiento de residuos líquidos y sólidos en [UF] .....	208

Tabla 7.12: Salario del personal de planta .....	209
Tabla 7.13: Costos anuales de sales y reactivos de la planta.....	211
Tabla 7.14: Costos anuales de suministros básicos de la planta.....	212
Tabla 7.15: Costos anuales en manufactura en [UF] .....	213
Tabla 7.16: Costos generales anuales de la planta en [UF] .....	214
Tabla 7.17: Costo Total de Producción anual en [UF].....	215
Tabla 7.18: Depreciación de los equipos y edificaciones en [UF] .....	216
Tabla 7.19: Flujos anuales de la planta en [UF] .....	218
Tabla A5.1: Número de reacción ( $k \cdot L/v$ ) .....	241
Tabla A5.2: Validación de la Ecuación A5.4 .....	242

## Índice de Anexos

Anexo 1: Datos de importaciones de glutamato monosódico.....	233
Anexo 2: Detalle de cálculo para la proyección de consumo .....	235
Anexo 3: Descripción de equipos y corrientes .....	237
Anexo 4: Carta Psicrométrica .....	239
Anexo 5: Correlación para el cálculo del largo de la cañería de mantenimiento del sistema de esterilización .....	240
Anexo 6: Características de las cañerías cédula 40 .....	243
Anexo 7: Factores de incrustación para intercambiadores de calor.....	243
Anexo 8: Características de intercambiadores de calor Alfa Laval .....	244
Anexo 9: Factor térmico para intercambiadores de calor .....	244
Anexo 10: Gráfica para determinar el número de potencia .....	245
Anexo 11: Diagrama de Moody para el diseño del eyector.....	246

## CAPÍTULO 1: INTRODUCCIÓN

En 1908 el doctor Kikunae Ikeda identificó el glutamato monosódico como el compuesto principal que otorga el sabor umami a numerosos alimentos. Umami es distinto a los demás sabores, amargo ácido, salado y dulce, y es conocido como el quinto sabor.

En 1907, inició sus experimentos para identificar cuál era el origen de este sabor distinto. Sabía que estaba presente en el “caldo” elaborado a partir del alga kombu, que se encuentra en la cocina japonesa tradicional. Comenzó con una cantidad muy grande de caldo de kombu y logró extraer cristales de ácido glutámico (glutamato). Ikeda observó que el glutamato tenía un sabor diferenciado y le puso por nombre “umami”, por lo que decidió elaborar un sazónador usando su recién aislado glutamato.

Para ser usado como sazónador, el glutamato debe tener algunas características que se encuentran, por ejemplo, en el azúcar y la sal, es decir, debe ser fácilmente soluble en agua pero sin absorber la humedad ni solidificarse. El glutamato resultó ser un sazónador ideal, debido a que carece de olor y de textura propia, se puede usar en muchos platillos, en los que potencia de manera natural el sabor original de los alimentos.

Las sustancias umami aportan un delicioso sabor a los alimentos cuando se usan a niveles por encima de su umbral de detección independiente. Sus efectos son prominentes y deseables en sabores de vegetales, carnes, aves de corral, pescados, mariscos y quesos añejados.

Por muchos años los saborizantes umami han sido relegados a la categoría de saborizantes no específicos, debido a que aún no se habían detectado receptores de sabor específicos para estas sustancias. Sin embargo, desde el descubrimiento de receptores de sabor para estos compuestos el sabor umami es ampliamente aceptado como un sabor básico (Ninomiya y Funakoshi, 1989).

El doctor Kikunae en conjunto con otros investigadores, comenzaron a producir industrialmente el glutamato monosódico por medio de hidrólisis ácida de gluten. Más adelante, la compañía Ajinomoto fue la primera compañía en producir glutamato a escala industrial y actualmente es la mayor compañía productora de glutamato en el mundo.

En 1956 investigadores japoneses aislaron a un microorganismo que producía grandes cantidades de glutamato. Este microorganismo fue inicialmente llamado *Micrococcus glutamicus*, el cual fue renombrado a *Corynebacterium glutamicum*. Posteriormente se desarrolló un proceso de fermentación con *C. glutamicum* para producir glutamato de manera directa (Flickinger, 1999).

Además, del glutamato monosódico existen dos ribonucleótidos que proveen el sabor umami, Inosina 5'monofosfato (5'IMP) y Guanosina 5'monofosfato (5'GMP). Las mezclas de estos compuestos son ampliamente utilizadas comercialmente, ya que, existe un efecto sinérgico entre ellos que realza los sabores.

Los ribonucleótidos 5' se pueden producir de diferentes maneras. Algunas son directamente por fermentación y otras poseen una parte fermentativa y una etapa posterior de modificación química.

Para el caso del glutamato la producción en el año 1997 se estimó en 1.000.000 de toneladas, cantidad que se incrementa a una tasa de 5% por año, esto debido a los cambios en los hábitos alimenticios y a la expansión de su uso en alimentos preparados, sobre todo en países occidentales (Flickinger, 1999).

Debido al gran crecimiento que ha tenido la producción de realzantes de sabor y al papel importante que cumplen estos compuestos en la industria alimentaria, se procederá a evaluar técnica y económicamente la posibilidad de instalar una planta en Chile que produzca estos compuestos a través de fermentación.

## 1.1 SABORIZANTES

Por muchos años se ha utilizado aditivos alimenticios para saborizar, colorear y preservar los alimentos. Los saborizantes son muy importantes en la industria de alimentos, ya que, pueden tener un rol nutricional importante en alimentos que no poseen mucho sabor (Löliker, 2000). Los alimentos ricos en aminoácidos libres o fabricados con hidrolizados de proteínas se han utilizado por muchos años en diferentes culturas y países para resaltar las cualidades sensoriales de numerosas comidas. En Japón, a esta cualidad de realzar sabores se le dio el nombre de “umami”, palabra que significa “delicioso”.

Fue en el año 1908 que el científico japonés Kikunae Ikeda extrajo ácido glutámico de alimentos marinos e identificó la fuente de este sabor umami. El sabor umami ayuda a realzar los demás sabores en comidas, dando sabores carnosos.

En general se utilizan tres compuestos como realzantes de sabores: guanosina monofosfato (GMP), inosina monofosfato (IMP) y glutamato monosódico (GMS), es por esto que estos compuestos han tomado gran importancia en el último tiempo para la industria de alimentos. El mercado de compuestos saborizantes ha tenido avances significantes en el último tiempo y actualmente es una de las áreas más prometedoras de investigación en tecnología de alimentos (Ledezma-Amaro et al., 2013).

## 1.2 GLUTAMATO

El glutamato es uno de los aminoácidos más comunes en la naturaleza, está presente en muchas proteínas y péptidos en la mayoría de los tejidos. Cuando el glutamato se une a una proteína no tiene sabor y no otorga el sabor umami a los alimentos. Sin embargo la hidrólisis proteica durante la fermentación, el añejado y los procesos de cocción en temperatura sí liberan y producen glutamato libre (Yoshida, 1998).

El glutamato es un componente crucial en el sabor de quesos, pescados, mariscos y caldos de carne. En estos alimentos se han medido cantidades de ácido glutámico, las cuales se pueden apreciar en la Tabla 1.1 (Ninomiya, 1998).

Tabla 1.1: Cantidades de ácido glutámico libre en forma natural de diferentes alimentos expresados en miligramos de ácido glutámico por cada 100 gramos del alimento. (Ninomiya, 1998)

<b>Producto</b>	<b>Ácido glutámico libre [mg/100g]</b>
<b>Carnes</b>	
Carne de vacuno	10
Carne de cerdo	9
Pollo	22
<b>Productos Marinos</b>	
Ostras	140
Camarón	20
Cangrejo de Alaska	72
Alga marina	1.608
<b>Vegetales</b>	
Tomate	246
Arvejas	206
Ajo	51
Espinaca	48
<b>Frutas</b>	
Manzana	4
Uvas	5
Kiwi	5
<b>Leche</b>	
Vaca	1
Cabra	4
Humana	19

Las sustancias que producen el sabor umami en estos alimentos, contribuyen en gran medida a dar el sabor característico de esos alimentos (Kurihara, 2009; Ninomiya y Funakoshi, 1989). Por ejemplo, el sabor característico del cangrejo se ha reproducido mezclando glicina, alanina, arginina, glutamato e inosina monofosfato (IMP), junto con sales en una proporción específica. Cuando las sustancias que aportan el sabor umami son eliminadas de la mezcla (en este caso glutamato e IMP) el sabor característico del cangrejo desaparece (Konosu et al., 1987). Así, las sustancias umami son esenciales para producir el sabor único de muchos alimentos naturales, esto se relaciona con la percepción global del sabor inducida o mejorada por el glutamato y los nucleótidos 5' (Bellisle, 1999).

El incremento de aminoácidos libres, azúcares y ácidos orgánicos durante la maduración de los vegetales contribuye al aumento de su sabor. Por ejemplo en el tomate, el aumento de su sabor durante la maduración se debe al incremento de aminoácidos libres como el glutamato (Inaba et al., 1980). En este mismo ámbito se ha investigado acerca del sabor sintético del tomate y se ha determinado que este sabor se ve afectado en gran medida por la relación entre glutamato y aspartato que se agrega. Cuando no se añadía glutamato al sabor artificial éste era similar a tomates sin madurar (Okumura et al., 1968).

Durante la maduración de quesos, las proteínas se van degradando progresivamente en polipéptidos más pequeños y aminoácidos libres. Se ha determinado que el incremento de estos aminoácidos libres es un buen indicador de la maduración de los quesos (Weaver y Kroger, 1978), además de aportar al sabor y textura de los quesos (Ramos et al., 1987).

### 1.3 GLUTAMATO COMO ADITIVO ALIMENTICIO

Aunque el glutamato se encuentra de forma natural en muchos alimentos, es muy común en la industria alimentaria que se agregue como realzante del sabor. Principalmente se utiliza para realzar los sabores naturales de carnes, productos del mar, snacks y sopas (Fuke y Shimizu, 1993).

El *códex alimentarius* clasifica al glutamato y sus sales (de calcio, de magnesio, monoamónico, monopotasio y monosódico) como un realzador del sabor y se permite su uso en los alimentos en general, salvo que se indique lo contrario en conformidad con las buenas prácticas de fabricación (Codex, 1995). La concentración de glutamato en comidas puede variar entre 0,1 - 0,8% del peso, concentración similar a la del glutamato libre en alimentos naturales, como el tomate o el queso parmesano (Beyreuther et al., 2007).

Para cada alimento existe una óptima concentración de glutamato, sin embargo existen alimentos que su sabor no se ve modificado por su la adición, esto sucede en general con alimentos dulces y algunos de sabor amargo (Heyer y Taylor-Burds, 2004). La concentración óptima de glutamato en los alimentos puede variar mucho dependiendo del consumidor, así como existen consumidores que lo prefieren, existen otros que aparentemente son indiferentes a su concentración y otros que parece no gustarles. Sin embargo, según estudios, la mayoría de las personas puede percibir las propiedades realzantes de sabor que posee el glutamato (Yeomans et al., 2008). Se ha probado que para personas europeas, la concentración óptima de glutamato en alimentos varía entre 0,6 -

1,2% del peso, la cual tiende a ser más alta que la que se ha reportado para personas asiáticas, esto se puede deber a que la población occidental no se encuentra acostumbrada al sabor umami, y por lo tanto no le es fácil reconocerlo o también a la capacidad sensorial que puede variar entre distintos grupos genéticos y poblaciones distintas, en este caso entre orientales y occidentales (Bellisle, 2008).

El uso en exceso de glutamato no hace que los alimentos tengan mejor sabor, sino que deteriora su sabor. Generalmente el glutamato funciona muy bien con alimentos salados o ácidos. La cantidad óptima de glutamato para realzar el sabor de los alimentos varía entre 0,1 - 0,8% del peso. La adición de glutamato en estas cantidades en alimentos puede reducir la cantidad de sal que se añade a estos, ya que, realza los sabores naturales de la comida, pudiendo reducir la cantidad de sal añadida a los alimentos entre un 30 - 40% sin afectar el sabor de estos (Jinap y Hajeb, 2010). Sin embargo, según estudios se comprobó que la dosis óptima para lograr resaltar de forma adecuada el sabor de los alimentos es de una concentración de 0,6% de glutamato monosódico (Bellisle et al., 1991).

#### 1.4 GUANOSINA MONOFOSFATO (GMP) E INOSINA MONOFOSFATO (IMP)

GMP, IMP, guanosina e inosina, han despertado el interés en la biotecnología aplicada y la industria alimentaria, ya que, son ampliamente utilizados como aditivos aromatizantes en la tecnología de los alimentos y la industria farmacéutica. El mercado de las moléculas de sabor, ha sufrido avances significativos durante los últimos años y ahora es una de las áreas más prometedoras de la investigación en tecnología de los alimentos. El glutamato monosódico (GMS) es el aditivo de sabor más estudiado y se utiliza actualmente para potenciar el sabor umami en los alimentos, proporcionando sabores carnosos y sabrosos (Jinap y Hajeb, 2010). IMP y GMP también son fuentes naturales de sabor umami que se utilizan a menudo en combinación con sales de glutamato para mejorar el sabor umami sinérgicamente (Kurihara y Kashiwayanagi, 2000). El gran consumo mundial de saborizantes derivados de purina se sometió a un aumento significativo desde 4.465 toneladas en 1992 a más de 9.000 toneladas en 1999. En consecuencia, la capacidad de producción total de nucleótidos mundial pasó de 6.600 toneladas en 1992 a aproximadamente 10.700 toneladas en 1997 y por lo tanto el mercado de nucleótidos mundial alcanzó las 15.000 toneladas en 2005 y se estimó en 22.000 toneladas en 2010. En la actualidad, hay cuatro

principales productores industriales de nucleótidos: Ajinomoto (Japón), Takeda (Japón), Cheil (Corea del Sur) y Daesang (Corea del sur).

Tabla 1.2: Presencia de 5'-nucleótidos de forma natural en alimentos.  
(Yamaguchi y Ninomiya, 2000)

<b>Alimento</b>	<b>IMP</b>	<b>GMP</b>
Carne de vacuno	70	4
Cerdo	200	2
Pollo	201	5
Atún	286	0
Camarón	5	4
Ostiones	0	14
Hongos Shittake Deshidratados	150	0
Hongos Porcini Deshidratados	10	0

### 1.5 RUTA METABÓLICA Y CONDICIONES AMBIENTALES EN LA PRODUCCIÓN DE ÁCIDO GLUTÁMICO

A partir de estudios sobre 2.000 microorganismos en diferentes medios, se encontró que el ácido L-glutámico es producido por una amplia variedad de bacterias, estreptomicetos, levaduras y hongos. Los ensayos realizados con el aislamiento de *Corynebacterium glutamicum* (*Micrococcus glutamicum*) dieron una mayor producción de ácido glutámico. Otras cepas industrialmente importantes pertenecen a los géneros: *Corynebacterium*, *Brevibacterium*, *Micobacterium* y *Arthrobacter*. Morfológicamente estas cepas son generalmente bacterias gram positivas, no esporulantes e inmóviles. Además, todos los productores de ácido glutámico requieren de biotina y crecen o muestran poca actividad de glutamato deshidrogenasa.

El requerimiento de biotina es el mayor factor controlante en la fermentación. Bajo condiciones sub-óptimas para el crecimiento (menos a 5 [ug/L]) se produce la excreción de ácido glutámico (Shiio et al., 1962). Este mismo efecto se lo genera adicionando penicilina o surfactantes al medio de cultivo, lo que permite realizar la fermentación en presencia de exceso de biotina. Es de importancia práctica el uso de penicilina o surfactantes, ya que, es difícil controlar la concentración de biotina presente en el medio de cultivo (Takinami et al., 1967).

Bajas concentraciones de biotina afectan la constitución de la membrana celular (por afectar la síntesis de ácidos grasos), aumentando la permeabilidad, facilitando la excreción de ácido glutámico y evitando su acumulación intracelular que provocaría la activación de mecanismos de control. La penicilina actúa debilitando la pared bacteriana y favoreciendo la lisis osmótica de la bacteria durante el proceso de multiplicación (Nara et al., 1964).

Para la fermentación se requiere adicionar otros suplementos como extractos de levaduras, peptonas y otros nutrientes inorgánicos, lo cual conduce a un aumento de la utilización de azúcar y una reducción en el tiempo de fermentación, pero además agrega impurezas residuales a la fermentación (Fitzpatrick et al., 2003), por lo cual se hace necesario tener eficientes etapas de separación posteriores para asegurar la pureza del producto.

Como fuentes de nitrógeno se utilizan sales amoniacales y amonio en estado gaseoso o en solución acuosa. La alimentación con amonio permite el control de pH y elimina el problema de la toxicidad del mismo, ya que, es perjudicial tanto para el crecimiento celular como para la formación de producto. Para neutralizar la acidificación del medio comúnmente se utilizan carbonato de calcio o hidróxido de calcio.

En la Figura 1.1 se presenta el esquema de la ruta metabólica del glutamato y los ribonucleótidos.

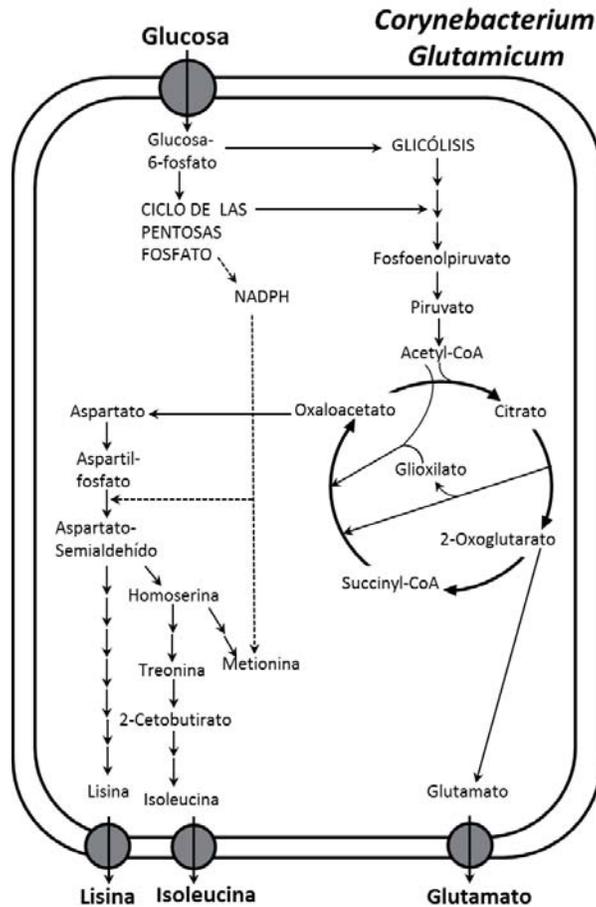


Figura 1.1: Ruta metabólica del glutamato y de los ribonucleótidos.

### 1.5.1 *Corynebacterium glutamicum*

*Corynebacterium glutamicum* es una bacteria que no produce esporas, gram positiva y pleomórfica del género *Corynebacterium*. Como la mayoría de los miembros del género *Corynebacterium* necesita aminoácidos, vitaminas, purinas y pirimidinas para su crecimiento las cuales se deben encontrar en el medio de cultivo. Su rango de temperaturas para el crecimiento se encuentra entre los 30 - 37 [°C].

*C. glutamicum* es utilizado tradicionalmente para la producción de aminoácidos. En un principio fue descubierta como cepa productora de glutamato, pero ahora se utiliza para la producción de aminoácidos como lisina, treonina e isoleucina (Gopinath y Nampoothiri, 2014).

Durante los últimos 40 años se han aislado numerosas mutantes de *C. glutamicum* con la capacidad de producir cantidades significantes de diferentes aminoácidos (Kalinowski et al., 2003).

## 1.6 FUENTE DE CARBONO Y ENERGÍA PARA EL MICROORGANISMO

En general, a través de los años se ha evitado el uso de materias primas no puras, debido a que éstas pueden tener compuestos adicionales que causen problemas en etapas posteriores de separación y recuperación del producto, entre las más utilizadas se encuentran hidrolizados de papa, material celulósico, jarabes de caña de azúcar y melazas (Machell, 1959).

Sin embargo las fermentaciones utilizando materias primas renovables como jarabes de caña o melazas producen ácido glutámico ópticamente puro, es decir, que no poseen componentes que produzcan coloraciones no deseadas en el producto, además de dar valor agregado a esas sustancias, los productos derivados de éstas son ampliamente aceptadas por las industrias alimenticias y consumidores (Timbuntam et al., 2006).

Las melazas, suelen ser definidas por muchos autores como los residuos de la cristalización final del azúcar de los cuales no se puede obtener más azúcar por métodos físicos.

La denominación melaza se aplica al efluente final obtenido en la preparación del azúcar mediante una cristalización repetida. El proceso de evaporación y cristalización usualmente es repetido durante 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 y Karalazos, 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 y rafinosa los cuales son fermentables, las melazas también contienen sustancias reductoras no fermentables, estos componentes se ven representados en la Tabla 1.3. Estos compuestos no fermentables son principalmente caramelos libres de nitrógeno producidos por el calentamiento requerido por el proceso y las melanoidinas que sí contienen nitrógeno, derivadas a partir de productos de condensación de azúcar y amino compuestos (Honig, 1974).

### 1.6.1 Composición de la melaza

La composición es muy heterogénea y puede variar considerablemente dependiendo de la variedad de remolacha, suelo, clima, periodo de cultivo, eficiencia de operación de la fábrica, sistema de ebullición del azúcar, tipo y capacidad de los evaporadores, entre otros.

#### **Azúcares**

Los principales azúcares en la melaza son la sacarosa (51% en peso) y rafinosa (2% en peso). Los azúcares pueden sufrir transformaciones, debido a las reacciones dependientes de la temperatura, el contenido de azúcares en las melazas puede variar a causa de la hidrólisis de la sacarosa a valores de pH ácido y a temperaturas altas (Castro, 1993).

#### **Constituyentes inorgánicos.**

Los demás compuestos están conformados por el 11% de sustancias inorgánicas ( $\text{Fe}^{3+}$ ,  $\text{K}^+$ ,  $\text{Na}^+$ ,  $\text{Ca}^{2+}$ ,  $\text{Mg}^{2+}$ ,  $\text{Zn}^{2+}$ ,  $\text{SO}_4^{2-}$  y cloruros) (Castro, 1993).

#### **Compuestos nitrogenados**

Estos compuestos están formados principalmente por aminoácidos, amidas ácidas, betaínas y pequeñas cantidades de peptonas y nitratos. Cuando los azúcares reductores, glucosa y fructosa, son sometidos a los procesos de clarificación se producen varias reacciones, siendo la más importante la de los aminoácidos con estos azúcares, en la cual se forman productos coloreados como melanoidinas y residuos fermentables a los cuales se les ha encontrado un contenido aproximado de 68% de nitrógeno combinado en melaza. Estos compuestos nitrogenados constituyen un 19% de la melaza (Castro, 1993). Dentro de los compuestos nitrogenados se encuentra la Biotina en una concentración que varía entre 0,0228 y 0,0180 [ $\mu\text{g/g}$  melaza] (Loncar et al., 2005).

Tabla 1.3: Composición de la melaza. (Olbrich, 1963).

<b>Componente</b>	<b>Porcentaje</b>
Agua	16,50
Azúcares	53,00
Sacarosa	51,00
Rafinosa	2,00
Materiales Nitrogenados	19,00
Constituyentes Inorgánicos	11,52
SiO <sub>2</sub>	0,10
K <sub>2</sub> O	3,90
CaO	0,26
MgO	0,16
P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	0,06
Na <sub>2</sub> O	1,30
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,02
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,07
Cloruros	3,50
Residuos de sulfato	0,55
Residuos de carbonato	1,60

### 1.6.2 Almacenamiento de la melaza

Los principales cambios que se dan durante el almacenamiento son: pérdida de sacarosa, ganancia de azúcares reductores, incremento del porcentaje de compuestos orgánicos no azúcares, pérdida de sólidos totales y gran incremento de color (Honig, 1974).

La descomposición se atribuye principalmente a la reacción de las sustancias orgánicas inestables, con los azúcares reductores, formándose impurezas coloidales coloreadas, con alto contenido de carbono. Estos productos llegan a contener entre un 15 % y hasta un 50% de nitrógeno total de la melaza en formas no asimilables por los microorganismos (Honig, 1974).

Para reducir la probabilidad de cambios químicos originados por las altas temperaturas, la melaza recién centrifugada debe ser enfriada a la menor temperatura posible. La cantidad de melaza almacenada y la duración del periodo de almacenamiento son factores que deben de considerarse en las medidas de seguridad (Honig, 1974).

La pérdida de sacarosa, azúcares reductores y azúcares totales, está acompañada de un aumento de las sustancias reductoras no fermentables. Normalmente, el aumento de estas dos últimas es más rápido durante los tres primeros meses de almacenamiento (Honig, 1974).

## OBJETIVOS

### OBJETIVO GENERAL

Evaluación técnico-económica para la producción en Chile de glutamato monosódico por fermentación.

### OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Plantear las alternativas existentes para realizar el proceso de producción de glutamato monosódico.
- Definir la estrategia de sobreproducción de glutamato monosódico.
- Seleccionar el proceso y equipos necesarios para la sobreproducción.
- Diseñar la planta productora de glutamato monosódico por fermentación.
- Organizar y definir el funcionamiento adecuado de la planta.
- Evaluar costos de producción y operación de la planta.
- Analizar la rentabilidad de la planta en el mercado.
- Seleccionar y analizar de qué manera ciertos factores influyen en la rentabilidad del proyecto.

## REFERENCIAS CAPÍTULO 1

Bellisle, F. (1999). Glutamate and the umami taste. Sensory, metabolic, nutritional and behavioural considerations. A review of the literature published in the last 10 years. *Neuroscience and Biobehavioral Reviews*, 23, 423 - 438.

Bellisle, F. (2008). Experimental studies of food choices and palatability responses in European subjects exposed to the umami taste. *Asia Pacific Journal of Clinical Nutrition*, 17, 376 - 379.

Bellisle, F., Monneuse, M., Chabert, M., Larue-Achagiotis, C., Lanteaume, M. y Louis-Sylvestre, J. (1991). Monosodium Glutamate as a Palatability Enhancer in the European Diet. *Physiology & Behavior*, 49, 869 - 873.

Beyreuther, K., Biesalski, H. y Fernstrom, J. (2007). Consensus meeting. Monosodium glutamate, an update. *European Journal of Clinical Nutrition*, 61, 304 - 313.

Castro, M. (1993). *Estudio de la melaza de caña como sustrato de la fermentación Acetobutílica* (Tesis Pregrado Ingeniería Química). Bogotá, Colombia: Universidad Nacional de Colombia, Facultad de Ingeniería.

Codex (1995). *Codex class names and the international numbering system for food additives*. CAC/GL 36-1989. Extraído el 05 de Mayo de 2014 desde [http://www.codexalimentarius.org/download/standards/13341/CXG\\_036e\\_2014.pdf](http://www.codexalimentarius.org/download/standards/13341/CXG_036e_2014.pdf)

Fitzpatrick, J., Murphy, C., Mota, F. y Pauli, T. (2003). Impurity and cost considerations for nutrient supplementation of whey permeate fermentations to produce lactic acid for biodegradable plastics. *International Dairy Journal*, 13, 575 - 580.

Flickinger, M. y Drew, S. (1999). Fermentation, biocatalysis and bioseparation. En M. Flickinger y S. Drew (Ed.), *Encyclopedia of Bioprocess technology* (pp. 77 - 80). New York: Wiley & Sons.

Fuke, S., y Shimizu, T. (1993). Sensory and preference aspects of umami. *Trends in Food Science and Technology*, 4, 246 - 251.

Gopinath, V. y Nampoothiri, K. (2014). *Corynebacterium glutamicum*. En R. Robinson (Ed.), *Encyclopedia of Food Microbiology 2° ed.* (pp 504 – 517). San Diego: AP.

Heyer, B. y Taylor-Burds, C. (2004). Monosodium glutamate and sweet taste. Discrimination between the tastes of sweet stimuli and glutamate in rats. *Chemical Senses*, 29, 721 - 729.

Honig, P. (1974). Composición de melazas. En P. Honig (Ed.), *Principios de Tecnología Azucarera 2° Ed.* (pp. 23 - 54). México: Compañía Editorial Continental.

Inaba, A., Yamamoto, T., Ito, T. y Nakamura, R. (1980). Changes in the concentration of free amino acids and soluble nucleotides in attached and detached tomato fruits during ripening. *Journal of the Japanese Society for Horticultural Science*, 49, 435 - 441.

Jinap S. & Hajeb, P (2010). Glutamate HP. Its applications in food and contribution to health. *Appetite*, 55, 1 - 10.

Kalinowski, J., Bathe, B. y Bartels, D. (2003). The complete *Corynebacterium glutamicum* ATCC 13032 genome sequence and its impact on the production of L-aspartate-derived amino acids and vitamins. *Journal of Biotechnology*, 104, 5 - 25.

Konosu, S., Hayashi, T., y Yamaguchi, K. (1987). Role of extractive components of boiled crab in producing the characteristic flavor. En L. Filer, S. Garattini, M. Kare, W. Reynolds y R. Wurtman (Eds.), *Glutamic acid: advances in biochemistry and physiology* (pp. 235 - 253). New York: Raven Press.

Kurihara, K. (2009). Glutamate. From discovery as a food flavor to role as a basic taste (umami). *American Journal of Clinical Nutrition*, 90, 719 - 722.

Kurihara, K. y Kashiwayanagi, M. (2000). Physiological studies on umami taste. *Journal of Nutrition*, 130, 931 - 934.

Ledesma-Amaro, R., Jiménez, A., Santos, M. y Revuelta, J. (2013). Biotechnological production of feed nucleotides by microbial strain improvement. *Process Biochemistry*, 120 - 124.

Löliger, J. (2000). Function and importance of glutamate for savory foods. *Journal of Nutrition*, 130, 915 - 920.

Loncar, E., Dosenovic, I., Markov, S., Malbasa, R. y Colarov, L. (2005). Determination of biotin content in beet molasses by lactobacillus plantarum. *Acta Periodica Technologica*, 37, 215 - 220.

Machell, G. (1959) Production and applications of lactic acid, *Industrial & Engineering Chemistry*, 35, 283 - 290.

Nara, T., Samejima, H. y Kinoshita, S. (1964). Effect of penicillin on amino acid fermentation. *Agricultural & Biological Chemistry*, 28, 120 - 124.

Ninomiya, K. (1998). Natural occurrence. *Food Review International*, 14, 177 - 212.

Ninomiya, Y. y Funakoshi, M. (1989). Qualitative discrimination among “umami” and the four basic taste substances in mice. En Y. Kawamura & M. Kare (Eds.), *Umami: a basic taste* (pp. 365 - 385). New York: Marcel Dekker.

Okumura, S., Eguchi, S., Ogawa, W. y Suzuki, K. (1968). Methods for preparation of foods, beverages and seasoning having tomato flavor. *Japanese Patent Pub (kokoku) N° 43 - 11731*.

Olbrich, H. (1963). *The Molasses*. Berlín, Alemania: Institut Fur Zuckerindustrie.

Ramos, M., Caceres, I., Polo, C., Alonso, L., y Juarez, M. (1987). Effect of freezing on soluble nitrogen fraction of Cabrales Cheese. *Food Chemistry*, 24, 271 - 278.

Shiio, I., Narui, K., Yabaha, N. y Takahashi, M. (1962). Free intracellular amino acid of a glutamate-forming Bacterium, *Brevibacterium flavum* N° 2247. *Journal of Biochemistry*, 51, 109 - 111.

Swan, H. y Karalazos, A. (1990). Las melazas y sus derivados. *Revista Tecnología Geplacea*, 19, 78 - 82.

Takinami, K., Yasutsugu, Y. y Okada, H. (1967). Biochemical effects of fatty acid and its derivatives on L-glutamic acid fermentation. *Agricultural & Biological Chemistry*, 31, 223 - 230.

Timbuntam, W., Sriroth, K. y Tokiwa, Y. (2006). Lactic acid production from sugarcane juice by newly isolated *Lactobacillus* sp. *Biotechnology Letters*, 28, 811 - 814.

Weaver, J. y Kroger, M. (1978). Free amino acid and rheological measurements on hydrolyzed lactose cheddar cheese during ripening. *Journal of Food Science*, 43, 579 - 583.

Yamaguchi, S. y Ninomiya, K. (2000) Umami and food palatability. *Journal of Nutrition*, 130, 921 - 926.

Yeomans, M., Gould, N., Mobini, S. y Prescott, J. (2008). Acquired flavor acceptance and intake facilitated by monosodium glutamate in humans. *Physiology and Behavior*, 93, 958 - 966.

Yoshida, Y. (1998). Umami taste and traditional seasoning. *Food Review International*, 14, 213 - 246.

## CAPÍTULO 2: CAPACIDAD Y UBICACIÓN DE LA PLANTA

### 2.1 MERCADO CONSUMIDOR

Para determinar el consumo de Glutamato monosódico se analizaron las importaciones, ya que, es un producto que no se produce en Chile, por ende las importaciones son fuente fiable para estimar la cantidad glutamato que se está consumiendo en el país, de esta manera también se puede calcular la demanda del producto que se debe suplir.

Cabe mencionar que en la industria de alimentos hay tres grandes grupos que utilizan glutamato monosódico como materia prima. Estos tres grupos son las conservas, sopas instantáneas y snacks. Se buscó información sobre los consumos anuales de cada uno y hasta la fecha la información más actualizada es del año 2010. Las conservas presentan un consumo per cápita de 3,7 [kg/año], por otro lado, las sopas instantáneas 0,5 [kg/año] y por último los snacks con un consumo per cápita de 1,4 [kg/año] según la consultora Euromonitor (Estrategia, 2010).

El porcentaje de glutamato monosódico que contienen estos alimentos varía entre un 0,1 y 0,8% (Beyreuther et al., 2007). Además, se realizó un estudio en donde un grupo de personas probaron un alimento con distintos porcentajes de GMS, con el fin de determinar el porcentaje con mayor aceptación, el cual fue de 0,6% (Bellisle et al., 1991).

#### 2.1.1 Importaciones

Analizando datos entregados por la empresa Legal Publishing, la cual se encarga de recopilar información sobre comercio exterior para realizar análisis estratégicos del mercado tanto nacional como internacional. Se presentan las cantidades de GMS importadas al país desde el año 2006 hasta el año 2013 en la Figura 2.1.

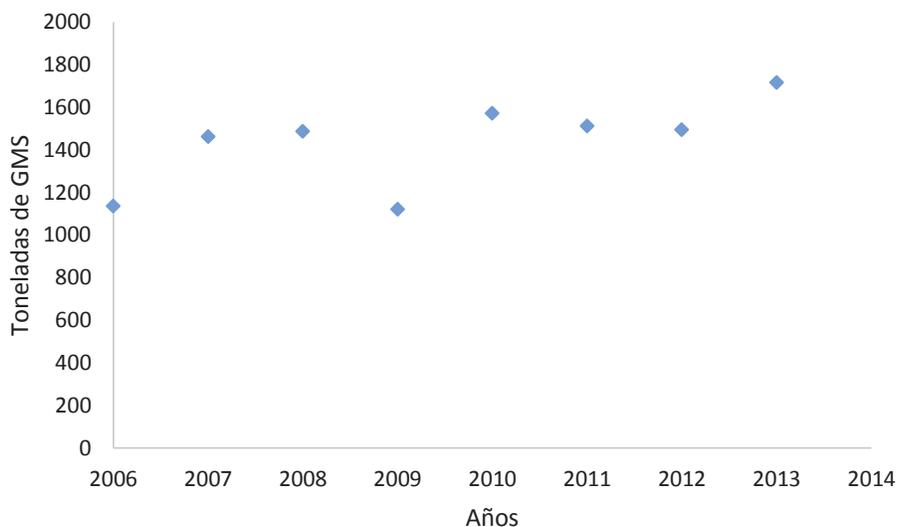


Figura 2.1: Importaciones de glutamato monosódico desde el año 2006 al año 2013. (Legal Publishing, comunicación personal, 10 de Junio de 2014).

Se puede apreciar en la Figura 2.1 que el glutamato monosódico importado (consumido) proveniente de varios países tiene una tendencia al aumento a los largo de los años. El detalle de estas importaciones se encuentra en el Anexo 1 y para ejemplificar de mejor manera esta información se tomará el detalle del año 2013. En la Tabla 2.1 se presentan los principales países desde los cuales se importa el glutamato.

Tabla 2.1: Cantidad de glutamato monosódico importada por país a Chile el año 2013.

<b>País</b>	<b>Glutamato monosódico [kg]</b>
Brasil	913.000
China	573.406,50
Perú	209.384,60
Taiwán	20.017
Tailandia	400
Estados Unidos	321,74
Corea del Sur	40
Indonesia	8
Alemania	4
<b>TOTAL</b>	<b>1.716.581,84</b>

De la Tabla 2.1 se aprecia que el principal país desde el cual se importa glutamato monosódico es Brasil, seguido por China y Perú, lo cual queda ejemplificado de mejor manera en la Figura 2.2.

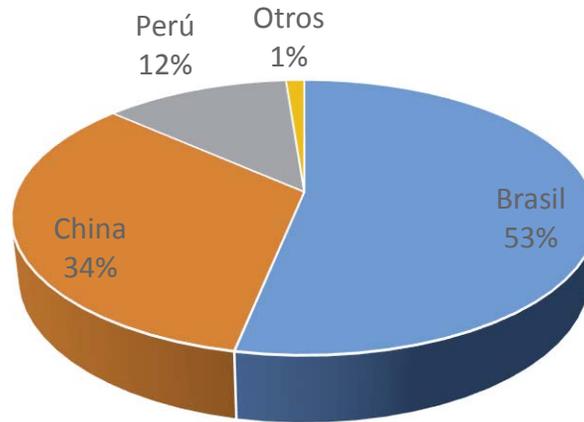


Figura 2.2: Porcentaje de importaciones de glutamato monosódico por país en el año 2013. La categoría “Otros” agrupa a países como Taiwán, Tailandia, Estados Unidos, Corea del Sur, Indonesia y Alemania.

### 2.1.2 Proyección de Consumo

Para la proyección de consumo se utilizará el método de suavizado exponencial. El modelo de suavizado exponencial intenta cancelar la variación aleatoria de datos suavizando los valores a través de una serie de promedios calculados a partir de los datos históricos anteriores. En particular, el suavizado de tercer orden se utiliza cuando el comportamiento es más bien impredecible. Este método hace uso de la siguiente expresión para predecir un valor futuro llamado pronóstico de suavizado exponencial de tercer orden:

$$y'_{t+T} = (6 \cdot (1 - \alpha)^2 + (6 - 5 \cdot \alpha) \cdot \alpha \cdot T^2 + \alpha^2 \cdot T^2) \cdot S_t \cdot (2 \cdot (1 - \alpha)^2)^{-1} - (6 \cdot (1 - \alpha)^2 + 2 \cdot (5 - 4 \cdot \alpha) \cdot \alpha \cdot T + 2 \cdot \alpha^2 \cdot T^2) \cdot S_{t2} \cdot (2 \cdot (1 - \alpha)^2)^{-1} + (2 \cdot (1 - \alpha)^2 + (4 - 3 \cdot \alpha) \cdot \alpha \cdot T^2 + \alpha^2 \cdot T^2) \cdot S_{t3} \cdot (2 \cdot (1 - \alpha)^2)^{-1} \quad \text{Ec. 2.1}$$

Donde:

$y'_{t+T}$ : Valor de la variable pronosticada.

$\alpha$ : Factor de correlación, debe optimizarse por tanteo en base a los datos pasados; entre 0 y 1.

$T$ : Tiempo al que se hará la proyección, se realiza año a año, por lo tanto vale 1.

$S_t, S_{t2}, S_{t3}$ : Estadística suavizada de primer orden, doblemente suavizada y de suavizado triple respectivamente.

$$S_t = \alpha \cdot y_t + (1 - \alpha) \cdot S_{t-1} \quad \text{Ec. 2.2}$$

$$S_{t2} = \alpha \cdot S_t + (1 - \alpha) \cdot S_{(t-1)2} \quad \text{Ec. 2.3}$$

$$S_{t3} = \alpha \cdot S_{t2} + (1 - \alpha) \cdot S_{(t-1)3} \quad \text{Ec. 2.4}$$

Para seleccionar el valor de  $\alpha$  se usa un valor pequeño cuando la tendencia es inestable, mientras que para tendencias más estables se requiere un mayor de  $\alpha$ . Como los datos de importaciones de glutamato monosódico presentan una gran inestabilidad se utilizará un valor de  $\alpha$  pequeño igual a 0,2 para obtener una tendencia más estable, lo que permitirá realizar una predicción más segura. Utilizando los datos de importaciones (ver Anexo 1) se realiza la proyección utilizando este método, la cual se presenta en la Figura 2.3 y su detalle se despliega en el Anexo 2.

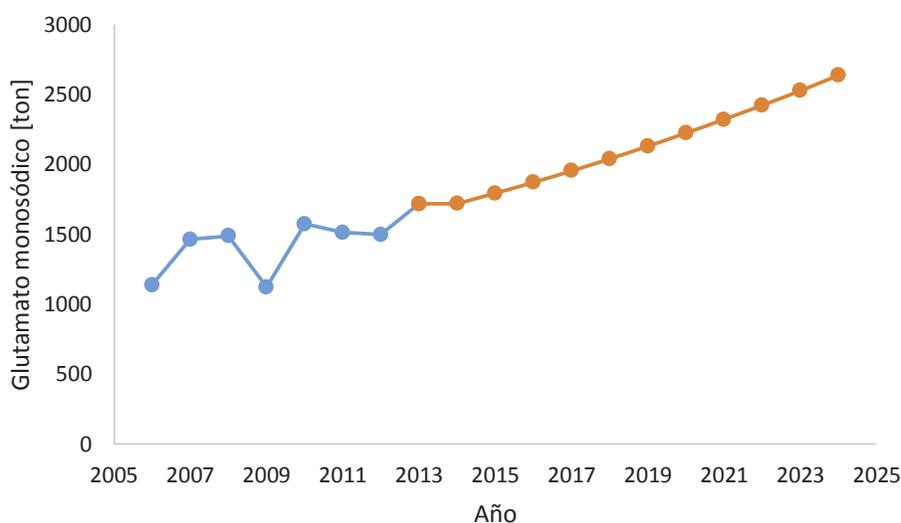


Figura 2.3: Datos de importaciones junto a la proyección para los próximos 10 años.

Como se puede apreciar en la Figura 2.3, actualmente las importaciones son de aproximadamente 1.700 toneladas al año y mediante la proyección se espera que éstas lleguen a alrededor de 2.600 toneladas por año.

## 2.2 MERCADO PROVEEDOR DE LA FUENTE DE CARBONO Y ENERGÍA

El mercado proveedor, es quien tiene disponible las materias primas a utilizar. Para la fermentación, como bien se definió anteriormente, se utilizará melaza de remolacha, la cual es la principal fuente de carbono del microorganismo *Corynebacterium glutamicum*, quien es el responsable de producir ácido glutámico.

La empresa IANSA que se encuentra ubicada en Linares, es la principal proveedora de melaza de remolacha en Chile. Cuenta con la disponibilidad inmediata del producto a un precio de 250 [USD] + IVA la tonelada métrica (M. M. Millán, comunicación personal, 09 de Mayo de 2014).

## 2.3 MERCADO COMPETIDOR

Se pueden desprender dos tipos: el competidor directo e indirecto. El primero es quien genera un producto o servicio similar y/o que cumpla con la misma función. El indirecto es cuando se “compite” por las necesidades de operación del proyecto. Para el glutamato monosódico no existe un competidor directo que sea chileno, ya que, no hay un producto sustituto en el mercado o con características similares (realzante de sabor) que cumplan su función. Sin embargo existen empresas en Chile que importan el glutamato y lo comercializan bajo su propia marca (por ejemplo la marca Gourmet). Estas empresas importan desde industrias tales como Ajinomoto, tanto de Perú como de Brasil y de las empresas Chinas. Ajinomoto de Perú ofrece su producto a un precio promedio de 2,11 [USD/kg], por otro lado Ajinomoto de Brasil lo ofrece a 1,51 [USD/kg] y lo proveniente de China se importa a un precio promedio de 1,35 [USD/kg] (Legal Publishing, comunicación personal, 10 de Junio de 2014).

### 2.3.1 Competencia por materia prima

Una industria que compite por la materia prima en Chile es la industria producción de levaduras de panificación.

En la fabricación de levadura panadera las principales materias primas usadas son el cultivo puro de levadura y la melaza. Las principales fuentes de carbono son las melaza de caña de azúcar y de remolacha las cuales promueven el crecimiento de la levadura.

En base a antecedentes dados por los propios productores, tomando en cuenta la proporción de cada tipo de levadura producida, se estimó la producción nacional de levadura es de aproximadamente 34.900 toneladas, expresadas como levadura fresca al 30% de sólidos, lo cual corresponde a 10.470 toneladas de levadura en base seca.

## 2.4 CAPACIDAD DE LA PLANTA

Para determinar la capacidad de la planta resulta interesante considerar la posibilidad de suplir parte de la demanda de algunos países latinoamericanos, además de satisfacer las necesidades internas del país (Schaffeld, 1984).

La planta que se desea instalar en Chile pretende abarcar en cuanto a volumen las importaciones provenientes de los países latinoamericanos que produzcan glutamato monosódico, es decir, de Brasil y Perú. Las importaciones de Brasil son aproximadamente el 50% del total de glutamato monosódico que entra al país, por lo tanto considerando la proyección a 10 años del consumo de glutamato monosódico la planta tendrá una capacidad de 1.200 toneladas al año para satisfacer dicha demanda.

Las proyecciones realizadas para los próximos años arrojan una tendencia al aumento de las importaciones al país, es decir, que la demanda nacional de glutamato monosódico se verá aumentada a través de los años. Esto respalda la capacidad de la planta que se ha descrito anteriormente. Una instalación de una planta productora de GMS en Chile, hace posible pretender desplazar el mercado de Brasil y Perú, porque en cuanto a la disponibilidad del producto y las cercanías con sus consumidores, hace que su preferencia sea conveniente.

## 2.5 UBICACIÓN

La ubicación de la planta productora de glutamato monosódico es primordial en la economía del proceso. Esto debido a que si se establece una localización inadecuada los costos asociados a la disponibilidad de recursos, mano de obra y distribución del producto final, entre otros, disminuirán los niveles de ganancia, aumentando el costo unitario del proceso (Towler y Sinnott, 2013). Para determinar la ubicación se asignarán distintos factores a los criterios de análisis según la importancia que tengan estos para el proceso. Además, se le dará una puntuación a cada localidad por cada criterio analizado, para finalmente decidir la ubicación en aquella región que alcance la puntuación más alta.

### 2.5.1 Disponibilidad de materia prima

La disponibilidad del material utilizado como fuente de carbono es un factor que incide en gran medida en la ubicación de la planta, esto principalmente al costo de transporte implicado en el traslado de la materia prima hasta los centros productivos, ya que, la materia prima es mayor en cuanto a volumen que el producto, es decir, se requiere transportar más materia prima que producto final. Es por esto que es necesario que la planta se ubique en las cercanías de la fuente de materia prima (Towler y Sinnott, 2013), en este caso melaza. En base a esto se analiza la disponibilidad de materia prima en distintas regiones del país y su cercanía a la región metropolitana, puesto que, en esta zona se concentra la mayor parte de las industrias. A este criterio se le asigna un factor de 1, el factor más alto entre los demás criterios a analizar.

Entre las alternativas se encuentran dos opciones para la obtención de la melaza, la cual será la principal fuente de carbono.

En primer lugar se tiene la distribuidora Pacífico Sur S.A. la cual distribuye melaza de caña de azúcar importada desde Brasil. Esta planta distribuidora se encuentra ubicada en la localidad de Lampa a 41 [km] de Santiago (ver Figura 2.4).

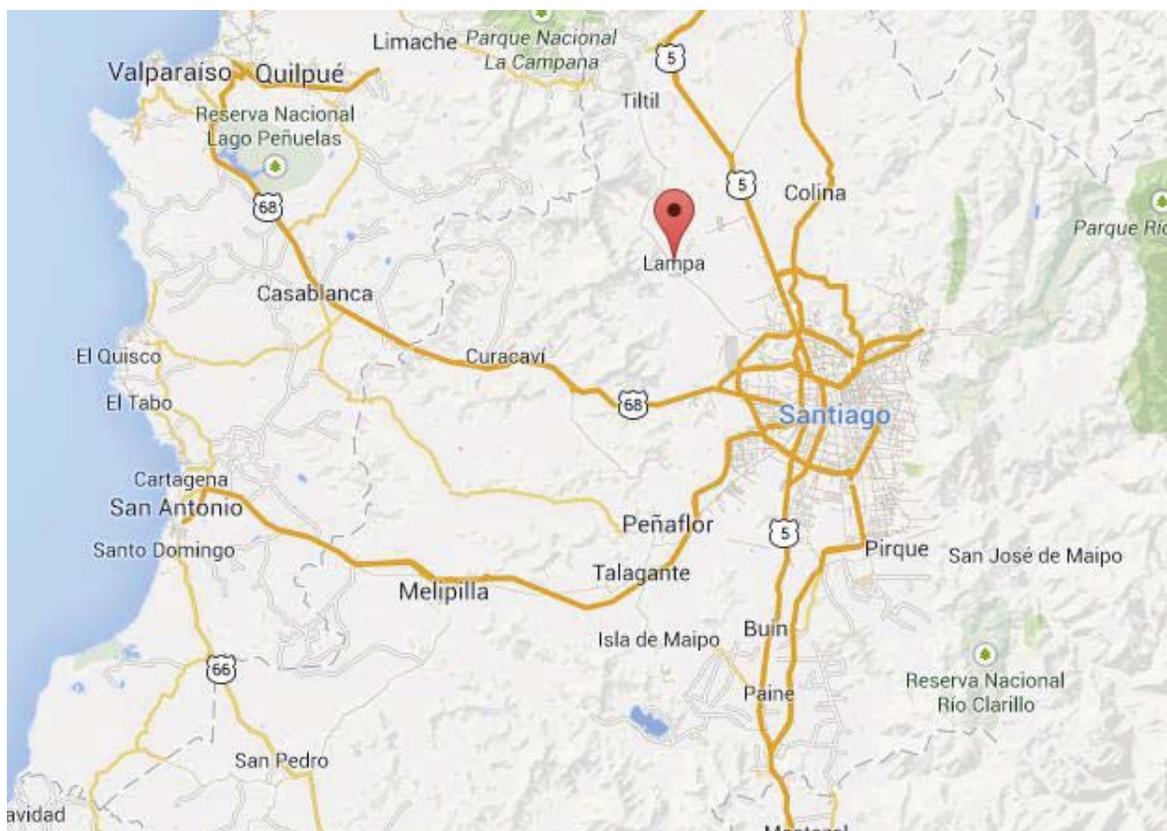


Figura 2.4: Ubicación de la distribuidora Pacífico Sur S.A. la cual se encuentra en Lampa a 41 [km] de Santiago.

Debido a que esta empresa importa melaza desde Brasil, el suministro puede verse afectado por razones externas por lo que no hay un total aseguramiento de la disponibilidad de materia prima, por lo tanto, a esta locación se le asigna un puntaje de 7.

Por otra parte se encuentra la empresa azucarera IANSA, la cual obtiene la melaza de remolacha como subproducto de la producción de azúcar. Esta planta se encuentra ubicada en las cercanías de Linares a 301 [km] de Santiago aproximadamente, su ubicación se presenta en la Figura 2.5 y ofrece la melaza a un precio de 250 [USD] + IVA la tonelada métrica.

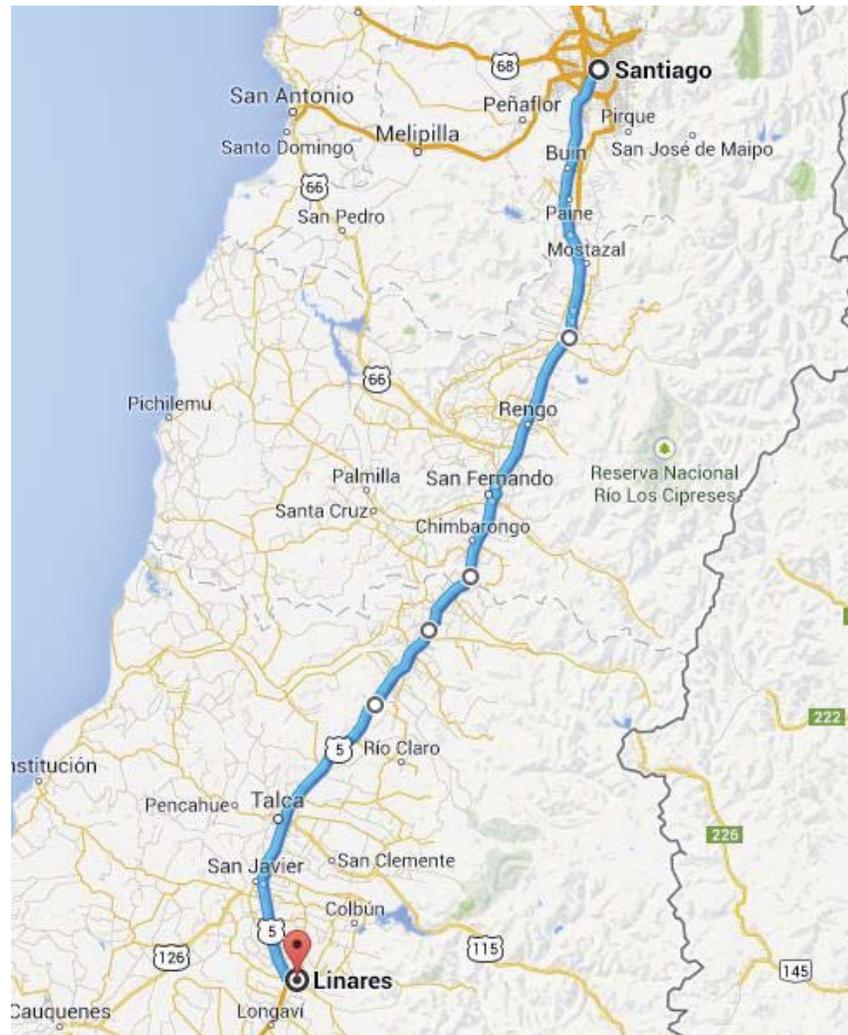


Figura 2.5: Localización de la planta de IANSA, desde donde se obtiene la melaza de remolacha.

Debido a que la empresa IANSA tiene disponibilidad inmediata de melaza a esta localización se le asigna un puntaje de 10.

Como existen estas dos empresas que distribuyen melaza en Chile y se encuentran en regiones distintas, se proceden a analizar los demás criterios para determinar la ubicación de la planta.

### 2.5.2 Disponibilidad de agua

Generalmente en los procesos productivos se requieren grandes cantidades de agua para la operación de la planta, es por esto, que la planta debe estar ubicada cerca de una fuente de agua con la calidad que requiera el proceso. Esta fuente de agua puede ser un río, pozo o comprada a la empresa de distribución de agua local (Towler y Sinnott, 2013).

En ambas localidades potenciales existe disponibilidad de agua potable, sin embargo existe diferencia en los precios de ésta. Para este criterio se le asigna un factor de 0,8.

Según la Comisión Nacional de Energía (CNE) los costos por metro cúbico de agua se presentan en la Tabla 2.2.

Tabla 2.2: Costos de agua en las regiones del Maule y Metropolitana.

<b>Región</b>	<b>Costo Agua [CLP/m<sup>3</sup>]</b>
Metropolitana	309,14
Maule	287,73

Debido a la diferencia de precios, como en la región del Maule el agua tiene un menor costo se le asigna un puntaje de 10, mientras que a la región Metropolitana por presentar un mayor costo se le asigna un puntaje de 8.

### 2.5.3 Disponibilidad de energía eléctrica

Al igual que la disponibilidad de agua, en ambas localidades potenciales existe suministro de energía eléctrica a diferentes precios. Para este criterio se le asigna un factor de 0,6.

Según la Comisión Nacional de Energía (CNE) los costos por kilowatt hora se presentan en la Tabla 2.3.

Tabla 2.3: Costos de electricidad en las regiones del Maule y Metropolitana.

<b>Región</b>	<b>Costo Electricidad [CLP/kWh]</b>
Metropolitana	47,13
Maule	69,6

Por la diferencia de precios, como en la región Metropolitana la energía eléctrica tiene un menor costo se le asigna un puntaje de 10, mientras que a la región del Maule por presentar un mayor costo se le asigna un puntaje de 7.

### 2.5.3 Disponibilidad y costo de terrenos

En cuanto terrenos, estos deben estar disponibles y ser adecuados para la ubicación del proceso productivo, se debe considerar la disponibilidad de éstos para futuras expansiones. Idealmente el terreno de construcción debe ser plano, tener buenas condiciones de drenado y resistencia al peso de construcción (Towler y Sinnott, 2013).

En ambas zonas hay disponibilidad de terrenos industriales para la instalación de una planta de producción de glutamato monosódico. Sin embargo, existe una gran diferencia en cuanto a los precios de estos, los cuales se presentan en la Tabla 2.4. Se cree que esta diferencia se debe precisamente por la cercanía a la región metropolitana, lo que hace que el precio por metro cuadrado sea más del doble que el precio que se encuentra en las cercanías de Linares. Para obtener estos datos se analizaron los precios publicados de terrenos en ventas en estas dos zonas (Avisos clasificados, 2014), para posteriormente obtener un valor promedio por metro cuadrado. A este criterio se le asigna un factor de 0,9.

Tabla 2.4: Costos promedio por metro cuadrado de terreno en las regiones del Maule y Metropolitana.

<b>Región</b>	<b>Costo Terreno [CLP/m<sup>2</sup>]</b>
Metropolitana	18.110
Maule	8.231

Debido a la diferencia significativa de precios en las localidades potenciales se le asigna un puntaje de 10 a la región del Maule y 5 a la región Metropolitana.

#### 2.5.4 Resumen de las ponderaciones de la ubicación

Para obtener los puntajes finales de cada criterio mencionado anteriormente, se debe multiplicar el factor y el puntaje que fue asignado a cada región. Estos puntajes se presentan en la Tabla 2.5.

Tabla 2.5: Puntajes por región obtenidos por cada criterio de localización.

Criterios	Región	
	Metropolitana	Maule
Disponibilidad de materia prima	8	10
Disponibilidad de agua	6,4	8
Disponibilidad de energía eléctrica	6	4,2
Disponibilidad y costo de terrenos	4,5	9
TOTAL	24,9	31,2

Según los criterios analizados se decide que la planta productora de glutamato monosódico deberá ser ubicada en la zona de Linares, esto debido a la importancia de la cercanía a la fuente de materia prima, ya que, el principal costo de transporte se tendrá en este ítem. La ubicación de la planta deberá ser cercana a la fuente distribuidora, en este caso de IANSA, para reducir costos de transporte. La otra empresa distribuidora no asegura una disponibilidad de materia prima constante, debido a que esta importa desde otros países, por lo que lo más seguro es la empresa IANSA, la cual sí asegura la disponibilidad de materia prima.

Por otra parte, la disponibilidad de terrenos es mayor en la zona de Linares y el costo de estos es la mitad del costo de los terrenos de la zona de Lampa, por lo tanto, elegir la zona de Linares como ubicación de la planta de glutamato reduce el costo de inversión total.

## REFERENCIAS CAPÍTULO 2

Avisos clasificados (2014). Avisos de ventas de terrenos en Chile. Extraído en Abril de 2014 desde <http://www.economicos.cl/propiedades?comuna=Linares&operacion=venta&tipopropiedad=Sitio%20o%20Terreno&p=1>

Bellisle, F., Monneuse, M., Chabert, M., Larue-Achagiotis, C., Lanteaume, M. y Louis-Sylvestre, J. (1991). Monosodium Glutamate as a Palatability Enhancer in the European Diet. *Physiology & Behavior*, 49, 869 - 873.

Beyreuther, K., Biesalski, H. y Fernstrom, J. (2007). Consensus meeting. Monosodium glutamate, an update. *European Journal of Clinical Nutrition*, 61, 304 - 313.

Estrategia (2010). Consumo de alimentos enlatados en Chile. Extraído en Mayo de 2014 desde [http://www.estrategia.cl/detalle\\_cifras.php?cod=5168](http://www.estrategia.cl/detalle_cifras.php?cod=5168)

Schaffeld, G., (1984). Taller de formulación y evaluación de proyectos. En Universidad Católica de Valparaíso (Ed.), *Actas del II Curso Latinoamericano de Biotecnología: V Curso Internacional de Ingeniería Bioquímica* (pp. 170 - 171). Valparaíso: Edición Universitarias de Valparaíso.

Towler, G. y Sinnott, R. (2013). General site considerations. En G. Towler y R. Sinnott, *Chemical Engineering design* (pp. 505 - 506). Oxford: Butterworth-Heinemann.

## CAPÍTULO 3: SÍNTESIS Y SELECCIÓN DE PROCESOS

### 3.1 ASPECTOS GENERALES

El siguiente capítulo presenta las diferentes etapas y operaciones a realizar para la producción de glutamato monosódico. El proceso se dividirá en tres etapas, una etapa previa a la fermentación en donde se preparará la materia prima y el microorganismo, una segunda etapa en donde se realizará la fermentación, la cual mediante determinadas condiciones de operación llevará a la producción de ácido glutámico y finalmente una tercera etapa de recuperación y purificación, en donde se llevarán a cabo las operaciones necesarias para la obtención del producto final. En la Figura 3.1 se puede apreciar el diagrama de bloques del proceso, además se presenta como documento anexo al proyecto el diagrama de flujos y el detalle de sus corrientes y equipos se encuentra en el Anexo 3.

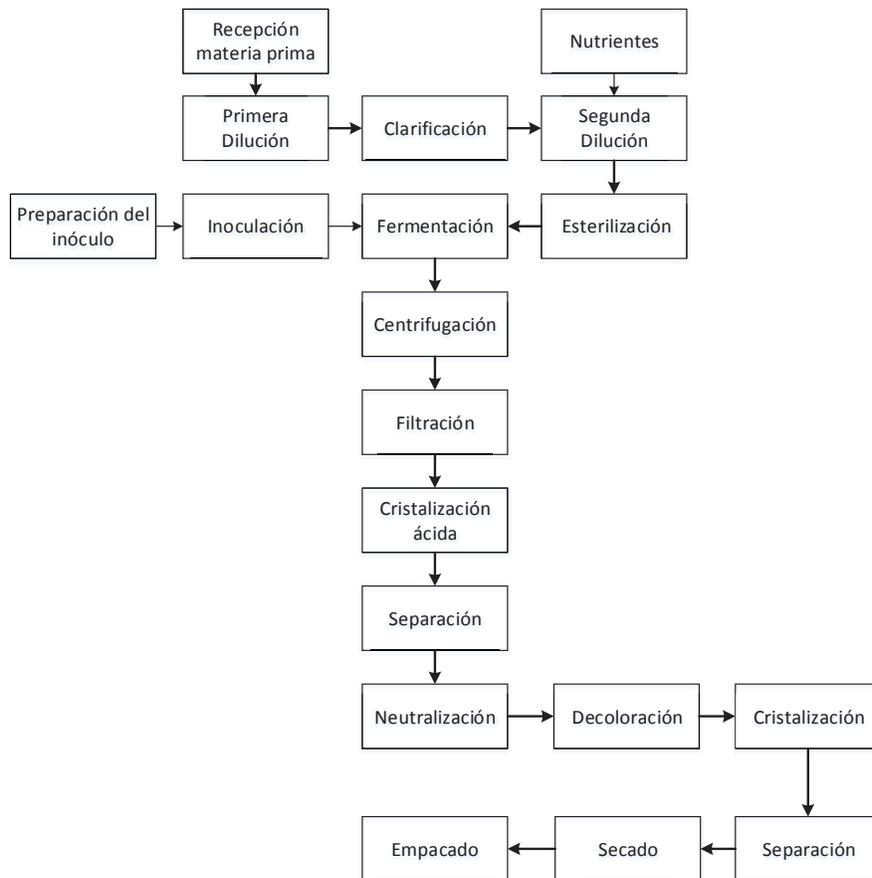


Figura 3.1: Diagrama de bloques del proceso de obtención de glutamato monosódico.

### 3.2 PREPARACIÓN DE LA MATERIA PRIMA

Antes de realizar el proceso de fermentación, es necesario someter la melaza a tratamientos previos para acondicionarla. Estos tratamientos consisten en purificar y esterilizar la materia prima. En el caso de la melaza, su preparación consiste en una primera dilución para que la consistencia de la melaza sea adecuada para el proceso de clarificado, luego se procede a clarificar la melaza y finalmente una segunda dilución y esterilización del medio.

#### 3.2.1 Clarificación

La clarificación es una operación destinada a eliminar ciertos componentes de la melaza constituido por coloides, gomas, colorantes etc. denominados borras.

Las borras son de gravedad específica mayor que la solución, por tanto tienden a precipitar arrastrando con ello a las células, lo que interfiere en la transferencia de masa.

Se eliminarán las borras agregando una solución de ácido sulfúrico, luego éstas serán centrifugadas con el fin de recuperar materia prima. El ácido sulfúrico será separado de esta corriente.

#### 3.2.2 Dilución

La altísima concentración de azúcares y sales presentes en las melazas impiden que los microorganismos puedan fermentarlas, debido a la gran presión osmótica que generan sobre sus paredes celulares, asimismo, las melazas son altamente viscosas y su manipulación es difícil en estas condiciones. Por estas razones, es necesario diluir las melazas y para ello se les agrega agua, hasta obtener diluciones de 25º Brix o menores. A valores mayores se tiene el riesgo de inicios lentos de fermentación y contaminación bacteriana (Biocombustibles, 2007).

### 3.2.3 Esterilización

Las melazas pueden contener microorganismos que pueden ser nocivos para la fermentación. El más común es la bacteria *Leuconostoc mesenteroides*, el cual polimeriza las moléculas de sacarosa en dextranos no fermentables (Biocombustibles, 2007).

El objetivo fundamental es eliminar éste y otros microorganismos indeseados, de este modo se evitan el desarrollo de fermentaciones secundarias. La esterilización se realiza al medio de cultivo y al aire. Para este proceso la melaza se trata por esterilización flash.

#### **Modalidades de esterilización de medios de cultivo**

La esterilización de medios de cultivo por calor puede ser una operación continua o discontinua. Desde el punto de vista de la exposición al calor, la diferencia básica entre ellas es que en un proceso continuo las etapas de calentamiento y enfriamiento tienen una duración prácticamente instantánea, la temperatura de esterilización es más elevada y el tiempo de esterilización es más corto. En una operación discontinua las etapas de calentamiento del medio hasta alcanzar la temperatura de esterilización y su enfriamiento, son de duración relativamente larga y la temperatura de esterilización es menor y el tiempo de mantención es mayor que en una esterilización continua. Por lo tanto, el proceso para esterilizar el medio se realizará de forma continua (Moritz, 2002).

#### **Esterilización continua**

En el proceso continuo de esterilización, el medio a esterilizar es alimentado a un equipo donde su temperatura se eleva a la de esterilización en un corto tiempo. A continuación, fluye a través de una tubería aislada térmicamente donde se mantiene a la temperatura de esterilización por el tiempo necesario y luego es enfriado de manera rápida.

Hay dos tipos principales de esterilizadores continuos de medios de cultivo:

- Aquellos en que el calentamiento se hace por medio de inyección directa de vapor de agua.
- Aquellos en los cuales el medio es calentado a la temperatura de esterilización por medio de intercambiadores de calor, siendo los más empleados los de placas.

La diferencia básica entre los dos tipos es que en el primero (inyección de vapor), el calentamiento y el enfriamiento (hasta 100 [°C]) son prácticamente instantáneos, mientras que en el proceso empleando intercambiador de calor son del orden de 20 segundos. Los esterilizadores con inyección de vapor tienen menor costo de capital y debido a sus características son los más usados en la industria.

En la esterilización continua con inyección de vapor, proceso esquematizado en la Figura 3.2, el medio a esterilizar es bombeado a través de un intercambiador de calor escurriendo en contracorriente con el medio caliente esterilizado, entrando precalentado a un inyector de vapor.

En el inyector el medio se mezcla íntimamente con vapor de agua a sobre presión, produciéndose un aumento prácticamente instantáneo de la temperatura. El vapor condensa, incorporando por lo tanto agua al medio, cuya cantidad será menor mientras más eficiente sea el intercambiador de calor.

Al salir del inyector, el medio calentado hasta la temperatura de esterilización ingresa a la sección de esterilización, llamada "zona de mantención", la cual está aislada térmicamente. Durante el tiempo de residencia en esta sección (tiempo de esterilización), el medio de cultivo mantiene su temperatura constante (temperatura de esterilización). La sección de mantención está dotada de derivaciones, con lo que puede ser aumentada o disminuida, alterándose de esta manera el tiempo de mantención del medio a la temperatura de esterilización. El medio líquido al salir de la zona de mantención pasa por una válvula reductora de presión e ingresa a un enfriador "flash" donde su presión es reducida a la atmosférica.

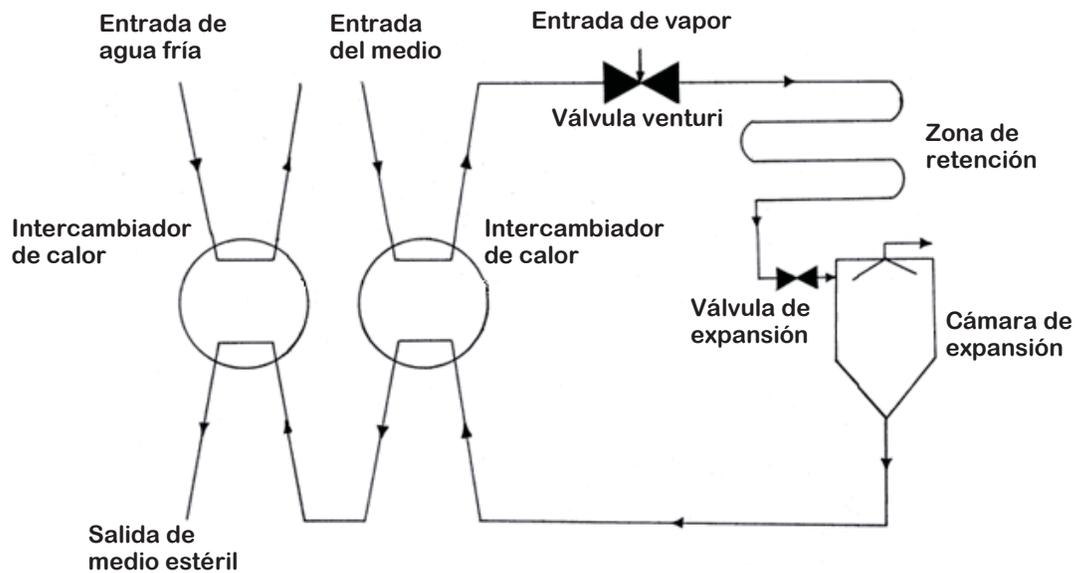


Figura 3.2: Diagrama de un proceso de esterilización continua, con inyector de vapor y cámara de expansión.

Aparte de poder alterar el tiempo de esterilización a través de la modificación del largo y/o del diámetro de la cañería de mantención, el mismo también puede ser modificado ajustando la velocidad de descarga de la bomba de circulación del medio de cultivo. Por otro lado, la temperatura de esterilización está en función de las propiedades del vapor de agua aplicado al inyector. Esto permite una gran flexibilidad combinando tiempo-temperatura lo que, junto al calentamiento y enfriamiento prácticamente instantáneos, hace que el proceso continuo sea el indicado para la esterilización HTST (High Temperature Short Time).

Dado que el flujo del medio líquido a través de la zona de mantención del esterilizador es turbulento, la formación de incrustaciones en el equipo es reducida. Los tiempos de mantención son sustancialmente más cortos cuando se compara con la operación discontinua. Otras ventajas de la operación continua de esterilización son las posibilidades de utilizar control automático y la racionalización del consumo de vapor en la instalación industrial como un todo (Moritz, 2002).

En la Tabla 3.1 se comparan las ventajas y desventajas de los métodos de esterilización continua anteriormente descritos.

Tabla 3.1: Comparación de los métodos de esterilización continua.

<b>Inyección de Vapor</b>	<b>Intercambiador de Calor de placas</b>
<ul style="list-style-type: none"> <li>• Tiempo de calentamiento y enfriamiento casi instantáneo.</li> <li>• Menor costo de equipo.</li> <li>• Puede ser usado para medios que contengan sólidos suspendidos.</li> <li>• Fácil limpieza y mantenimiento.</li> <li>• Alta eficiencia en la utilización de vapor.</li> <li>• Producción de espuma durante el calentamiento y enfriamiento del caldo.</li> <li>• El contacto directo con el medio provoca que por condensación del vapor el medio se diluya.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Tiempo de calentamiento y enfriamiento 20 segundos.</li> <li>• Mayor costo de equipo.</li> <li>• Versátil, se puede ajustar el número de placas.</li> <li>• Fácil limpieza.</li> <li>• Eficiencia en la transferencia de calor.</li> </ul>

Analizando las características de las dos formas de esterilizar en continuo, para la melaza es preferible utilizar la esterilización por inyección de vapor, puesto que, es un proceso rápido, de bajo costo y en el que se pueden manejar las variables del proceso con facilidad. En este proceso se genera dilución del medio, pero la reducción de la presión en la esterilización causa la ebullición del líquido, por lo cual es posible mantener su composición casi constante (Gentina y Retamal, 1984).

### 3.3 PREPARACIÓN DEL INÓCULO

Para lograr a escala industrial la concentración celular inicial requerida, es necesario propagar las células por sucesivos aumentos de volúmenes de trabajo, de modo que la masa celular final de la propagación sea suficiente para inocular el fermentador industrial, en la mayoría de los casos el inóculo es el 10% de la biomasa total de trabajo. En el caso de que el volumen requerido sea muy grande el inóculo se debe preparar en varias etapas.

Un inóculo muy diluido, es decir, baja concentración celular al inicio de la fermentación conduce a altos tiempo de fermentación y bajas en la productividad debido a que se necesita un mayor tiempo para alcanzar la concentración celular deseada.

### 3.4 FERMENTACIÓN

La fermentación se puede realizar de tres formas: en modalidad por lotes, modalidad continua y modalidad de cultivo por lote alimentado (CLA), sin embargo, la modalidad continua presenta un alto riesgo de contaminación, por lo que industrialmente se emplean solo los otros dos sistemas antes mencionados para producir glutamato monosódico. En la Tabla 3.2 se comparan ambos métodos.

#### 3.4.1 Cultivo por lote

En esta modalidad de cultivo se define como aquella que se realiza sin intercambio de materia con los alrededores, salvo lo referente a los gases, los que se suministran y retiran del sistema en forma continua. En esta modalidad de cultivo se cargan inicialmente los nutrientes y luego se inocula con una cantidad de células viables. Este tipo de cultivo se caracteriza por su simpleza, tanto respecto al equipo necesario como a su operación. Sus principales limitaciones son la falta de control sobre importantes parámetros, tales como, la velocidad específica de crecimiento y la alta concentración de nutrientes que puede llegar a inhibir el crecimiento y el hecho de que las células se desarrollan en un estado fisiológico poco definido y permanentemente cambiante.

Para la fuente de carbono seleccionada este método no permite el control de las condiciones en el medio, ya que, ésta contiene compuestos que pueden ser inhibitorios (como por ejemplo la biotina) para la sobreproducción de ácido glutámico.

### 3.4.2 Cultivo por lote alimentado (CLA)

Esta modalidad de cultivo básicamente es una operación discontinua, durante la cual los nutrientes o parte de ellos ingresan al fermentador por una corriente de alimentación y que al no existir descarga, provoca una continua variación del volumen de fermentación.

Las condiciones iniciales de un cultivo por lote alimentado se logran a través de una etapa previa obligatoria de cultivo por lote. Una vez alcanzadas estas condiciones se inicia la alimentación, lo que marca el comienzo del CLA.

Tabla 3.2: Comparación entre cultivo por lote y por lote alimentado.

Cultivo por Lote (Batch)	Cultivo por Lote Alimentado (CLA)
<ul style="list-style-type: none"> <li>• Riesgo de contaminación bajo.</li> <li>• Flexibilidad operacional cuando los fermentadores se utilizan para distintos productos.</li> <li>• Control más cercano de la estabilidad genética del organismo.</li> <li>• Dificultad de controlar la velocidad específica de crecimiento.</li> <li>• Altas concentraciones de nutrientes pueden inhibir el crecimiento.</li> <li>• Alta demanda de oxígeno puede generar una limitación.</li> <li>• Inconvenientes para remover calor.</li> <li>• Tiempos muertos entre procesos disminuye la productividad.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Evita procesos de represión por exceso de nutrientes.</li> <li>• Evita el efecto osmótico y tóxico de nutrientes.</li> <li>• Incrementa la velocidad específica de formación de producto.</li> <li>• Mayor rendimiento producto sustrato (<math>Y_{p/s}</math>).</li> <li>• Maximiza el crecimiento celular (efecto Crabtree en levaduras).</li> <li>• Es el proceso más utilizado en fermentaciones industriales.</li> <li>• El crecimiento eficiente tiene lugar durante una pequeña fase del proceso.</li> </ul>

Según la comparación expuesta en la Tabla 3.2 se selecciona el método de cultivo por lote alimentado, debido a que, para sobreproducción de ácido glutámico es necesario cambiar las condiciones de operación del cultivo en el tiempo y mediante esta forma de operación es posible lograrlo sin exponer el cultivo a condiciones de limitación de nutrientes.

Como se mencionaba anteriormente el requerimiento de biotina es el mayor factor controlante en la fermentación. Ésta se debe mantener en una concentración menor a 5 [ug/L] para que se produzca la excreción de ácido glutámico (Shiio et al., 1962).

Debido a que la fuente de carbono seleccionada (melaza) contiene una alta concentración de biotina (entre 30,78 [ug/L] y 24,30 [ug/L]) (Loncar et al., 2005), es que se deberá utilizar el modo de cultivo por lote alimentado, de esta forma se puede adicionar una cantidad controlada de surfactantes al medio, lo que permite realizar la fermentación en presencia de exceso de biotina. Es de gran importancia la dosificación de los surfactantes, debido a que estos, en una concentración adecuada son los que permiten que las células excreten el ácido glutámico, sin embargo, en una concentración excesiva podrían ser nocivos para las células.

Como fuente de nitrógeno se usará  $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$  debido a que una alta concentración de ion amonio es inhibitoria, tanto para el crecimiento celular como para la producción de ácido glutámico (Jofré y Nilson, 1979).

En la producción de ácido glutámico el nivel óptimo de sustrato limitante está en el rango de 10 a 20 [g/L] (Jofré y Nilson, 1979).

El rango de pH para esta fermentación es levemente alcalino estando el óptimo entre 7 - 8, por lo cual se trabajara a un pH de 7,5. Debido a la formación de ácido glutámico y algunos otros ácidos orgánicos el medio tiende a acidificarse, por lo que se requiere un control de pH para mantenerlo en 7,5 y para lograrlo se utiliza una solución de NaOH.

### 3.4.3 Estrategia de sobreproducción

Como estrategia de sobreproducción se elige la adición de surfactantes, ya que, entre otros métodos para sobreproducir, como la limitación por biotina, la adición de penicilina o el incremento de la temperatura, es uno de los métodos que tiene un mayor rendimiento (Delaunay et al., 1999).

Según estudios, se han realizado pruebas con distintos surfactantes los cuales han demostrado un aumento de la excreción de ácido glutámico, sin embargo, hay algunos que afectan el crecimiento del microorganismo (Naji et al., 1999).

Para este caso se utilizará polioxietilen-polioxipropilen glicol como surfactante, debido a que entre varios otros surfactantes es el que presenta un efecto positivo mayor en la excreción de ácido glutámico sin afectar el crecimiento del microorganismo, mientras que otros surfactantes afectan al crecimiento disminuyéndolo hasta en un 50% (Naji et al., 1999).

Se propone una primera etapa de acumulación de biomasa, de manera que esta crezca a su velocidad máxima específica de crecimiento y una segunda etapa de producción, donde se mantenga a una velocidad de crecimiento menor y constante. Se elige la modalidad de alimentación exponencial debido a que al inicio de la etapa de producción se adicionarán surfactantes, por lo que es conveniente que el volumen no varíe considerablemente en el reactor en esta etapa del proceso, para que la concentración de surfactantes se mantenga más o menos constante, entre 0,6 y 1 [g/L] (Naji et al., 1999).

### 3.5 ETAPA DE RECUPERACIÓN

Para la recuperación del producto es necesario ocupar métodos de separación, ya que, el caldo que sale del fermentador contiene ácido glutámico, biomasa, proteínas y otros compuestos. Existen diversos métodos para separar, en este caso se usará la centrifugación para recuperar el glutamato obtenido de la fermentación, puesto que, es uno de los más utilizados en bioprocesos a nivel industrial.

#### 3.5.1 Centrifugación

La centrifugación se utiliza para separar materiales de diferente densidad mediante una fuerza superior a la de la gravedad. En bioprocesos, la centrifugación se emplea para separar las células del caldo de fermentación, eliminar desechos de las células, recoger precipitados y para preparar medios de fermentación como en la clarificación de la melaza o en la producción de mosto para refinerías. El equipo de centrifugación es más caro que el de filtración, sin embargo, la centrifugación es más efectiva cuando se tienen partículas pequeñas que son difíciles de filtrar. La centrifugación del caldo de fermentación produce un lodo de células concentrado y espeso que contiene más líquido que la torta filtrante (Doran, 2013).

Las centrífugas esterilizables mediante vapor, se utilizan cuando se recirculan al fermentador las células o el líquido de fermentación o cuando debe prevenirse la contaminación del producto. Las centrífugas industriales generan grandes cantidades de calor debido al rozamiento, por lo que es necesario disponer de una buena ventilación o refrigeración. Los aerosoles formados por las centrífugas de giro rápido pueden causar infecciones y reacciones alérgicas en los trabajadores, siendo necesario instalar cabinas aislantes para la realización de ciertos trabajos (Doran, 2013).

La centrifugación es más efectiva cuando las partículas que se desean separar son grandes, la viscosidad del líquido baja y la diferencia de densidad entre las partículas y el fluido elevada. La separación se favorece también utilizando radios grandes de la centrífuga y alta velocidad de giro. En la centrifugación de sólidos biológicos como las células, las partículas son muy pequeñas, la viscosidad del medio puede ser relativamente alta y la densidad de las partículas muy similar a la del fluido de suspensión. Estos inconvenientes se superan fácilmente en el laboratorio mediante centrífugas que operan a alta velocidad. Sin embargo, los problemas se plantean en la centrifugación industrial cuando deben tratarse grandes cantidades de material. Para solventar estas dificultades se han desarrollado una variedad de centrífugas que pueden utilizarse en el bioprocesado (Doran, 2013). Se consideran dos tipos de centrífuga y se comparan en la Tabla 3.3.

### **Centrífuga tubular**

Presenta la configuración más simple y se utiliza ampliamente en la industria farmacéutica y de alimentación. La alimentación entra a presión a través de la boquilla por la parte inferior (ver Figura 3.3), se acelera debido a la velocidad de rotor y asciende a través de la cesta cilíndrica. Cuando gira la cesta, las partículas que ascienden son lanzadas y colisionan con las paredes de la cesta. Los sólidos se separan del líquido si se mueven a suficiente velocidad como para alcanzar la pared de la cesta durante el tiempo de residencia del líquido en la máquina. Cuando se aumenta la velocidad de alimentación, la capa de líquido que asciende por la pared de la centrífuga se vuelve más espesa, reduciendo el rendimiento de la centrífuga al aumentar la distancia que debe recorrer una partícula hasta alcanzar la pared. El líquido de la alimentación se recoge por la parte superior de la cesta, mientras que los sólidos colisionados en la pared se recogen por separado. Cuando el espesor del sedimento recogido en la cesta alcanza la posición del líquido sobrenadante, la eficacia de la separación disminuye rápidamente. Las centrífugas tubulares se utilizan principalmente para

separaciones difíciles que requieren elevadas fuerzas centrífugas. Los sólidos en las centrífugas tubulares se aceleran entre 13.000 y 16.000 veces la fuerza de la gravedad (Doran, 2013).

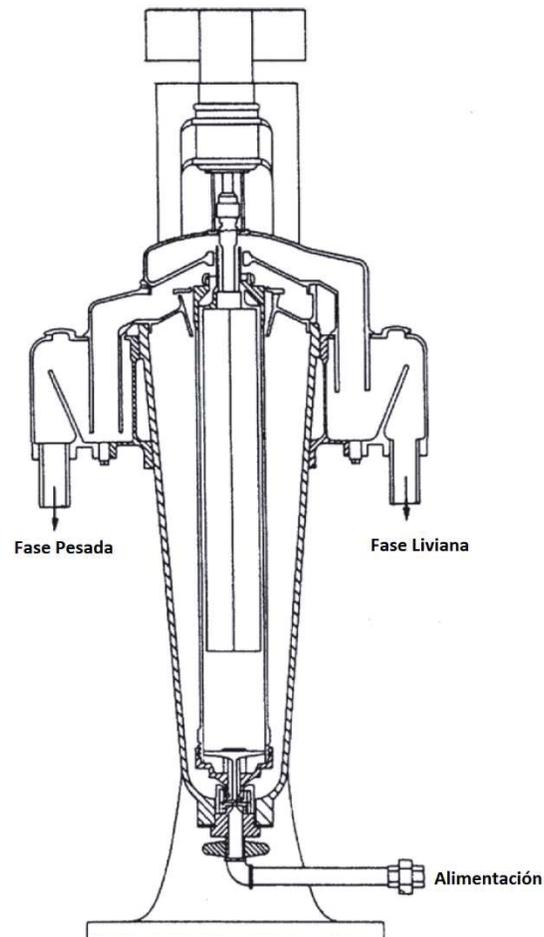


Figura 3.3: Esquema de una centrífuga tubular. (Sinnott, 2005).

### Centrífuga de discos

Son muy comunes en bioprocesos. Existen muchos tipos de centrífugas de discos, diferenciándose entre ellas el método empleado para descargar el material acumulado. En las centrífugas de disco simple, los sólidos deben ser extraídos periódicamente de forma manual. También es posible la descarga continua o intermitente de sólidos en muchas centrífugas de disco sin necesidad de reducir la velocidad de la cesta. Algunas centrífugas están equipadas con boquillas en la periferia para la descarga continua de sólidos, mientras que otras poseen válvulas para la descarga intermitente. Otro método consiste en concentrar los sólidos en la periferia de la cesta y entonces descargarlos por parte superior de la centrifuga mediante un dispositivo de salida. Un

inconveniente de las centrifugas con descarga automática de sólidos, es que los sólidos deben permanecer suficientemente húmedos para fluir a través de la máquina. Además, debe disponer de boquillas extra para la limpieza de la cesta y evitar el taponamiento de la misma.

Las centrifugas de discos contienen láminas cónicas de metal, denominadas discos, que se encuentran apiladas unas encima de otras. Los discos giran con la cesta y su función consiste en dividir el líquido en finas capas. La alimentación se deposita al fondo de la centrifuga y asciende a lo largo de los agujeros existentes en los discos. Entre los discos, los componentes pesados de la alimentación son lanzados hacia afuera bajo la influencia de las fuerzas centrífugas, mientras que el líquido más ligero se deposita en el centro de la cesta. Cuando son arrojados, los sólidos golpean la parte inferior de los discos y resbalan hacia la parte inferior de la cesta. Al mismo tiempo el líquido más ligero fluye hacia adentro por la superficie superior de los discos y es descargado por la parte superior de la cesta. El líquido más pesado que contiene los sólidos puede descargarse bien por la parte superior de la centrifuga o a través de boquillas situadas alrededor de la cesta. Las centrifugas de disco utilizadas en bioprocesos desarrollan mayormente entre 5.000 y 15.000 veces la fuerza de gravedad. En operaciones reales, con caudales normales de operación, el diámetro de partícula mínimo de separación es alrededor de 0,5 [ $\mu\text{m}$ ] (Doran, 2013).

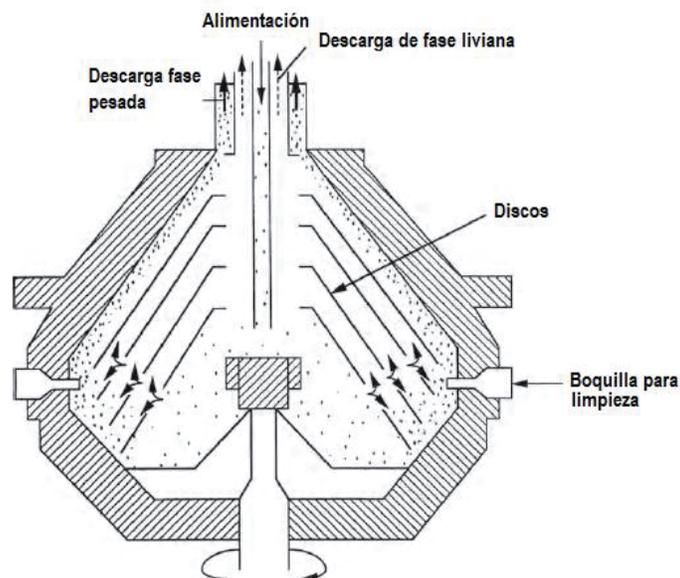


Figura 3.4: Esquema de una centrifuga de discos. (Doran, 2013)

A continuación en la Tabla 3.3 se resumen las principales características de las dos centrifugas descritas anteriormente.

Tabla 3.3: Comparación de la centrífuga de discos con la centrífuga tubular.

<b>Centrífuga de Discos</b>	<b>Centrífuga Tubular</b>
<ul style="list-style-type: none"> <li>• Alta capacidad de flujo.</li> <li>• Concentración de sólidos moderada.</li> <li>• Velocidad de rotor media-baja.</li> <li>• Descarga continua de sólidos.</li> <li>• Mayor rendimiento y diseño compacto.</li> <li>• Separación de sólidos muy finos de líquidos.</li> <li>• Construcción cerrada y/o hermética para evitar la contaminación del producto o del medio ambiente.</li> <li>• Fácil manejo gracias a la operación automática y a la supervisión.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Baja capacidad de flujo.</li> <li>• Velocidad de rotor alta.</li> <li>• Concentración de sólidos baja.</li> <li>• Fácil de limpiar.</li> <li>• No tiene un sistema de descarga de sólidos.</li> <li>• Fácil de desmontar.</li> </ul>

Después de comparar entre las dos centrífugas más utilizadas en la industria de bioprocesos, se toma la decisión de utilizar una centrífuga de discos, la cual tiene un mayor rendimiento al hacer una separación sólido-líquido y además, de que se puede trabajar con flujos mayores y de forma continua (mayor capacidad).

### 3.5.2 Filtración

Es necesaria una etapa de filtración después del proceso de centrifugación, ya que, no todas las células son separadas del ácido glutámico en dicho proceso. Para ello, se utilizará un filtro de tambor rotatorio a vacío, el cual será el encargado de eliminar estas células que afectan la pureza del producto.

### Filtro de tambor rotatorio

El filtro de tambor rotatorio consiste esencialmente en un tambor alargado recubierto por el medio filtrante. El tambor se encuentra parcialmente sumergido en el medio a filtrar y el filtrado es succionado a través del tambor mediante tubos de vacío hacia el interior del éste. En la operación se puede rociar agua en la superficie para el lavado del queque, usualmente el tambor se divide en compartimientos separados para mantener el agua de lavado aparte del líquido filtrado. Para separar el queque del tambor se pueden utilizar una serie de métodos, tales como: cuchillas, cuerdas o por medio de flujos de aire a presión. Los filtros de tambor rotatorio son esencialmente de operación continua, tienen una gran capacidad de filtrado y son ampliamente usados en la industria (Sinnott, 2005).

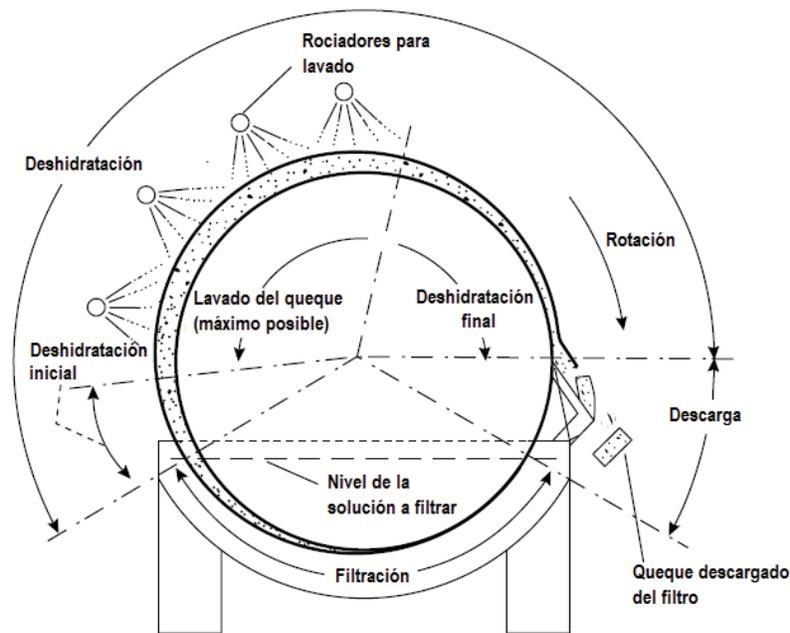


Figura 3.5: Esquema del funcionamiento del filtro de tambor rotatorio. (Sinnott, 2005)

En la Figura 3.5 se presenta el esquema del filtro de tambor rotatorio, en donde se aprecia el tambor sumergido en el medio a filtrar y además, las distintas etapas en la operación de filtrado.

### 3.6 ETAPA DE PURIFICACIÓN

Estas etapas están destinadas a eliminar las impurezas que contiene el permeado obtenido de la etapa de centrifugado del caldo de cultivo y además, es en esta sección del proceso en donde se obtienen los cristales de glutamato monosódico, los cuales son tratados para obtener la pureza y calidad que requiere el producto final.

#### 3.6.1 Cristalización

En una primera instancia se realiza una cristalización mediante la adición de ácido sulfúrico, ya que, controlando el pH es posible provocar una disminución en la solubilidad del ácido glutámico en solución. Este aminoácido tiene características anfóteras y en el punto isoeléctrico su solubilidad es mínima. La adición de ácido disminuirá el pH hasta alcanzar el punto isoeléctrico, el cual se alcanza a un pH de 3,2. De esta manera el ácido glutámico precipitará y será recuperado en la siguiente etapa por centrifugación.

#### 3.6.2 Centrifugación

Para la separación de los cristales formados en la etapa anterior se utilizará una centrífuga de cesta perforada, debido a que sus características la hacen ideal para la separación de cristales.

##### **Centrífuga de cesta perforada.**

Es un tipo frecuente de centrífuga discontinua utilizada en operaciones industriales. El tamaño de las cestas perforadas oscila entre 75 a 120 [cm] de diámetro y entre 45 a 75 [cm] de altura y giran a velocidades comprendidas entre 600 y 1.800 [rpm]. La cesta está suspendida en la parte inferior de un eje vertical giratorio que es accionado desde la parte superior. Un medio filtrante recubre la pared perforada de la cesta. La suspensión de alimentación entra en la cesta giratoria a través de un tubo o vertedero. El líquido escurre a través del medio filtrante hasta la carcasa y sale por una tubería de descarga y los sólidos forman una torta de 5 a 15 [cm] de espesor en el interior de la cesta. A través de los sólidos se puede rociar líquido de lavado con el fin de separar el material soluble y después se centrifuga la torta para secarla lo más posible, utilizando a veces una

velocidad de giro mayor que durante las etapas de filtración y lavado. Se desconecta el motor y la cesta casi se detiene por medio de un freno. Cuando la cesta está girando lentamente (30 o 50 [rpm]), se descargan los sólidos por medio de una cuchilla que desprende la torta del medio filtrante y cae a través de una abertura situada en el fondo de la cesta. Se lava el medio filtrante para limpiarlo, se conecta el motor y se repite el ciclo.

Este tipo de centrífugas son utilizadas ampliamente en el refinado de azúcar, donde operan con ciclos cortos de 2 a 3 minutos por carga y producen hasta 5 [ton/h] de cristales por máquina. Con frecuencia poseen controles automáticos para alguna o todas las etapas del ciclo. Sin embargo, en la mayor parte de los procesos se utilizan otras centrífugas automáticas o centrífugas continuas de transportador, debido a que es preciso separar grandes tonelajes de cristales.

Otro tipo de centrífuga discontinua se acciona desde el fondo estando el motor, la cesta y la carcasa suspendidas desde vástagos verticales montadas sobre una placa base. Los sólidos se descargan a mano a través de la parte superior de la carcasa o bien a través de aberturas situadas en el fondo de la cesta como en el caso de las máquinas de recipiente suspendido. Excepto en el refinado de azúcar, las centrífugas de cesta generalmente operan con ciclos de 10 a 30 minutos por carga, descargando los sólidos a razón de 300 a 1.800 [kg/h]. (McCabe et al., 2007).

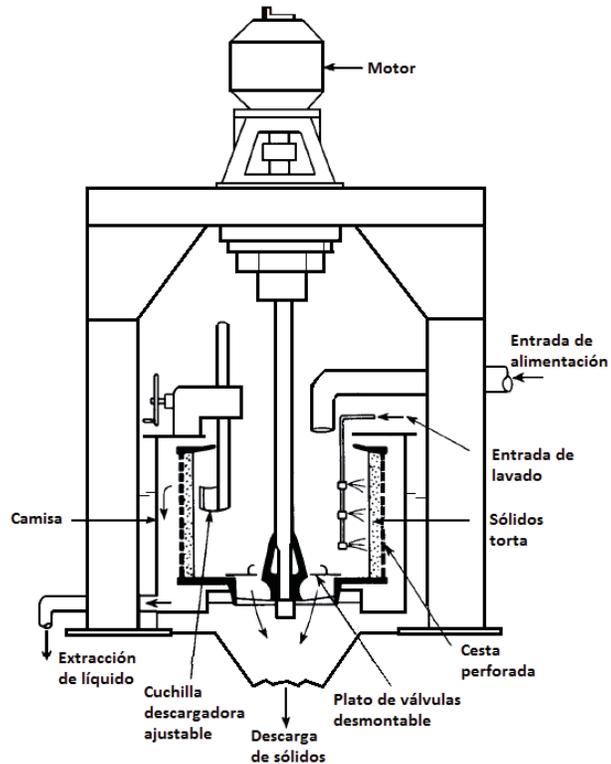


Figura 3.6: Centrifuga de cesta perforada. (McCabe et al., 2007)

### 3.6.3 Neutralización

Los cristales de ácido glutámico impuros son disueltos en una solución de NaOH, siendo el pH de la solución final neutro. Esta condición de operación es necesaria para la cristalización del ácido glutámico en forma de glutamato monosódico.

### 3.6.4 Decoloración

Para obtener cristales incoloros es necesario eliminar del medio las sustancias coloreadas. Este proceso se realizará con carbón activado. Esta etapa se lleva a cabo en lechos empacados, tipo columnas, cargados con gránulos de carbón activado, en donde la disolución obtenida de la neutralización es bombeada a través de esta columna. A medida que la disolución fluye, las impurezas se adsorben a la superficie porosa de los gránulos de carbón activado, ya que, éste tiene una excelente propiedad adsorbente debido a su área superficial. Cuando la superficie disponible del carbón activado se llena de impurezas, se dice que el carbón está gastado. La

limpieza del carbón comprende el calentamiento del carbón y el bombeo de aire limpio a través del mismo. El calor suelta los químicos del carbón y el aire los expulsa de la columna.

Por lo tanto, para la decoloración es necesario disponer de columnas de lecho empacado de carbón activado.

### **Columna de carbón**

Las partículas de adsorbente se colocan en un lecho soportado sobre un matiz o placa perforada. La alimentación circula en sentido descendente a través de uno de los lechos mientras que el otro se encuentra en regeneración. El flujo descendente es preferible, debido a que el flujo ascendente a velocidades elevadas puede dar lugar a la fluidización de las partículas, lo que provoca colisiones.

#### **3.6.5 Cristalización**

La cristalización de soluciones es importante en la industria, debido a la gran variedad de materiales que se comercializan en forma cristalina. Su amplia utilidad se debe a dos razones: un cristal formado a partir de una solución impura es esencialmente puro (excepto que se formen cristales mixtos) y la cristalización proporciona un método práctico para la obtención de sustancias químicas puras en una condición adecuada para su envasado y almacenamiento.

Los cristalizadores comerciales pueden operar de forma continua o por cargas. Excepto para aplicaciones especiales, se prefiere la operación continua debido que el tamaño de cristales producidos es más uniforme (Couper, 2012). El primer requerimiento de un cristizador es generar una disolución sobresaturada, ya que, la cristalización no puede ocurrir sin sobresaturación. Existen tres métodos para producir sobresaturación, dependiendo esencialmente de la naturaleza de la curva de solubilidad del soluto.

- Debido a que existen compuestos mucho menos solubles a temperaturas bajas que a temperaturas elevadas, de forma que la sobresaturación se puede conseguir simplemente por enfriamiento.
- Cuando la solubilidad es casi independiente de la temperatura o bien cuando disminuye al aumentar la temperatura, la sobresaturación se genera por evaporación.
- En los casos intermedios resulta eficaz una combinación de evaporación y enfriamiento.

### **Cristalizadores de vacío**

Los cristalizadores más modernos corresponden a las unidades de vacío que utilizan el enfriamiento por evaporación adiabática para generar la sobresaturación. En su forma original y más sencilla, un cristalizador de este tipo es un recipiente cerrado en el que se mantiene el vacío por medio de un condensador, generalmente con la ayuda de una bomba de vacío tipo eyector de vapor. La alimentación se introduce como una disolución saturada caliente a una temperatura muy superior a la de ebullición para la presión existente en el cristalizador. La disolución de alimentación se enfría espontáneamente hasta la temperatura de equilibrio. La sobresaturación generada por enfriamiento y evaporación da lugar a nucleación y crecimiento. En la Tabla 3.4 se comparan dos tipos de cristalizadores a vacío.

### **Cristalizador de evaporación de circulación forzada**

La solución que sale del cuerpo se bombea a través de una tubería de circulación y por un intercambiador de calor de coraza, donde su temperatura se eleva de 2 a 6 [°C]. Este calentamiento se realiza sin vaporización, los materiales de solubilidad normal no deberán producir sedimentación en los tubos. El licor calentado que regresa al cuerpo mediante una línea de recirculación, se mezcla con la solución y eleva su temperatura localmente, cerca del punto de entrada, lo que provoca la ebullición en la superficie del líquido. Durante el enfriamiento subsiguiente y la vaporización para alcanzar el equilibrio entre el líquido y el vapor, la sobresaturación que se crea provoca sedimentaciones en el cuerpo de remolino de los cristales suspendidos, hasta que vuelven a alejarse por la tubería de circulación. La cantidad y la velocidad de la recirculación, el tamaño del cuerpo, el tipo y la velocidad de la bomba de circulación son conceptos críticos de diseño, para poder obtener resultados predecibles. La alimentación se admite a la línea de circulación, después de retirar la solución en un punto situado suficientemente por debajo de la superficie libre del líquido, para evitar la vaporización instantánea durante el proceso de mezclado (Sinnott, 2005).

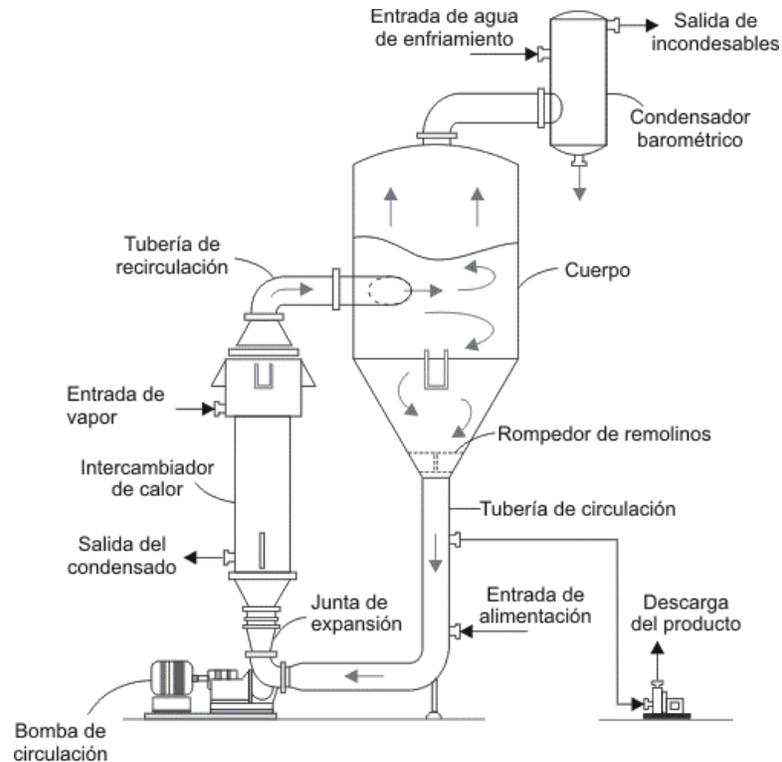


Figura 3.7: Esquema de un cristalizador de circulación forzada en donde se aprecia la circulación que tiene el fluido en su interior. (Sinnott, 2005)

### **Cristalizador evaporador de desviador y tubo de extracción (DTB)**

Puesto que la circulación mecánica influye considerablemente en el nivel de nucleación dentro del cristalizador, se han desarrollado muchos diseños que utilizan circuladores situados dentro del cuerpo del cristalizador, reduciendo en esta forma la carga de bombeo que se ejerce sobre el circulador. Esta técnica reduce el consumo de potencia y la velocidad de punta del circulador y por ende, la rapidez de nucleación, es decir, los cristales se forman en menor tiempo.

La suspensión de los cristales de productos se mantiene mediante una hélice grande y de movimiento lento, rodeada por un tubo de extracción dentro del cuerpo. La hélice dirige la solución hacia la superficie del líquido, para evitar que los sólidos pongan en cortocircuito la zona de sobresaturación más intensa. La solución enfriada regresa al fondo del recipiente y vuelve a recircular a través de la hélice (Sinnott, 2005).

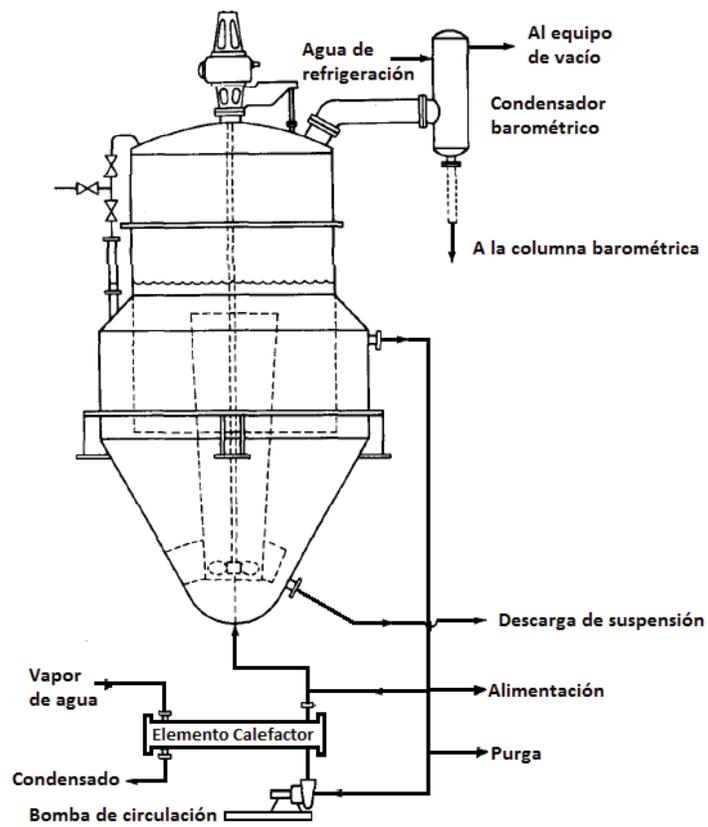


Figura 3.8: Esquema de un cristalizador DTB. (Sinnott, 2005)

Tabla 3.4: Comparación entre cristalizador de recirculación forzada y un cristalizador DTB.

<b>Cristalizador de Recirculación Forzada</b>	<b>Cristalizador DTB (Draft Tube Baffle)</b>
<ul style="list-style-type: none"> <li>• Se utiliza cuando se requiere evaporar grandes cantidades de agua.</li> <li>• Es útil para soluciones de relativa alta viscosidad.</li> <li>• Para soluciones cuando la EPE de la solución es bajo se utiliza la recompresión.</li> <li>• Opera en régimen continuo, en casos tales como: cloruro de sodio, sulfato de sodio, carbonato de sodio, urea, glutamato monosódico, ácido cítrico.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Versátil, eficaz y de bajo costo.</li> <li>• Requerimientos de espacio mínimo.</li> <li>• Máximo control para el tamaño del cristal cuando hay un exceso de cristales finos.</li> <li>• Este equipo es adaptable a múltiples etapas.</li> <li>• Grandes producciones de cristales.</li> <li>• Ciclos de operación grandes.</li> <li>• Se utiliza para la producción de: Sulfato de amonio, cloruro de potasio, sulfato de potasio, borax, urea.</li> </ul>

Según las características de los equipos, el más apropiado es el cristalizador de recirculación forzada, debido a que, no es necesario controlar tan precisamente el tamaño de los cristales. Además, es el equipo clásico a nivel industrial usado para la cristalización de glutamato monosódico, es decir, su funcionamiento y efectividad están completamente comprobados.

### 3.6.6 Centrifugación

Al igual que la etapa de centrifugación anterior de cristales (Sección 3.6.2) se utilizará una centrifuga de cesta perforada, debido a que sus características la hacen ideal para la separación de cristales de glutamato monosódico.

### 3.6.7 Secado

En este proceso se pretende eliminar el contenido de líquido de los cristales de glutamato monosódico que salen del cristalizador. A nivel industrial existen diversos equipos con la capacidad de secar, como son los secadores rotatorios, de túnel y de lecho fluidizado. A continuación se describen los secadores antes mencionados, para posteriormente seleccionar el que mejor se adecúe a los requerimientos del producto mediante una comparación en la Tabla 3.5.

#### **Secador de túnel**

Un secador típico de túnel con circulación transversal se representa en la Figura 3.8. Una capa de 2,5 a 15 [cm] de espesor del material que se ha de secar es transportada lentamente sobre un tamiz metálico que se mueve a través de una larga cámara o túnel de secado. En el extremo de entrada del secador el aire generalmente pasa hacia arriba a través del tamiz y de los sólidos, mientras que cerca del extremo de descarga, donde el material está seco y puede desprender polvo, el aire circula hacia abajo a través del tamiz. La temperatura y la humedad del aire pueden ser diferentes en distintas secciones con el fin de alcanzar las condiciones óptimas de secado en cada punto.

Las dimensiones típicas de los secadores de túnel son de 2 [m] de ancho y de 4 a 50 [m] de longitud, dando lugar a tiempos de secado de 5 a 120 minutos. El tamaño mínimo de la luz del tamiz es de aproximadamente 30 mallas. Materiales gruesos, escamosos o fibrosos se pueden secar con circulación transversal sin ningún pretratamiento y sin pérdidas de material a través del tamiz. Sin embargo, las pastas y las tortas de filtración de partículas finas deben acondicionarse antes de que puedan tratarse en un secador de túnel. Los agregados generalmente conservan su forma durante el secado y solamente cae una pequeña cantidad de polvo a través del tamiz. A veces se instala un dispositivo para recuperar los finos que son arrastrados desde el tamiz. Los secadores de túnel operan de forma continua y suave con una gran variedad de sólidos, su costo es razonable y el consumo de vapor de agua es bajo, siendo típico el valor de 2 [kg] de vapor de agua por 1 [kg] de agua evaporada. El aire puede circular a través y ser expulsado de cada sección de forma independiente o bien circular desde una sección a otra en contracorriente con el sólido. Estos secadores son especialmente aplicables cuando las condiciones de secado han de

modificarse notablemente a medida que disminuye el contenido de humedad del sólido (Sinnott, 2005).

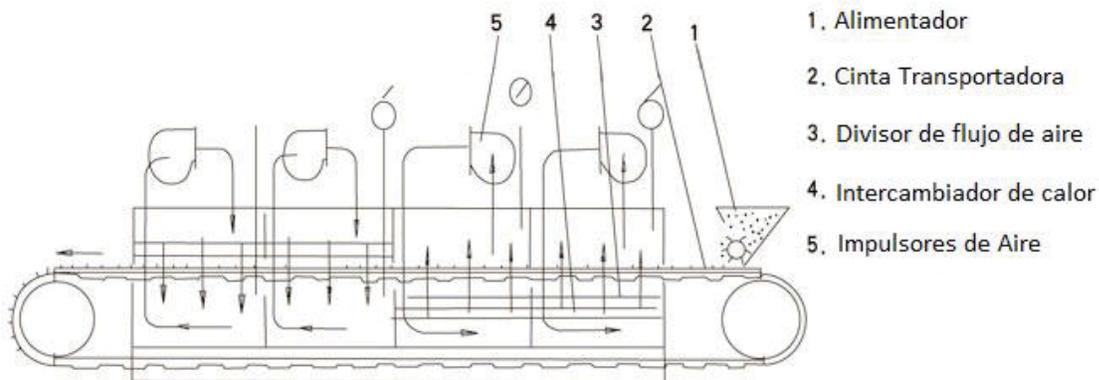


Figura 3.9: Esquema de un secador de túnel, en donde se aprecian las divisiones interiores para el flujo de aire que este tipo de secadores presenta. (Sinnott, 2005)

### Secador rotatorio

Un secador rotatorio consiste en una carcasa cilíndrica giratoria, dispuesta horizontalmente o ligeramente inclinada hacia la salida. Al girar la carcasa, unas pestañas levantan los sólidos para caer después en forma de lluvia a través del interior de la carcasa. La alimentación entra por un extremo del cilindro y el producto seco descarga por el otro. Los secadores rotatorios se calientan por contacto directo del gas con los sólidos, por gas caliente que pasa a través de un encamisado externo o por medio de vapor de agua que condensa en un conjunto de tubos instalados sobre la superficie interior de la carcasa. El último de estos tipos recibe el nombre de secador rotatorio con tubos de vapor de agua. En un secador rotatorio directo-indirecto el gas caliente pasa primeramente a través del encamisado y luego a través de la carcasa, donde se pone en contacto con los sólidos. En la Figura 3.9 se presenta un típico secador rotatorio adiabático que opera con aire caliente en contracorriente. Una carcasa rotatoria (A), construida con chapa de acero, está soportada sobre dos conjuntos de rodillos (B) y accionada por medio de un engranaje y un piñón (C). En el extremo superior hay una campana (D), que a través del ventilador (E) conecta con una chimenea y una conducción (F) que introduce el material húmedo desde la tolva de alimentación.

Las pestañas (G), que elevan el material que se seca y le dejan caer después a través de la corriente de aire caliente, están soldadas sobre la superficie interior de la carcasa. Por el extremo inferior del secador descarga el producto en un transportador de tornillo (H). Justamente detrás

del transportador de tornillo hay un conjunto de tubos con aletas calentados con vapor para precalentar el aire. El aire circula a través del secador mediante un ventilador que, si se desea, descarga en el calentador de aire, de forma que todo el sistema se encuentra a sobrepresión. Opcionalmente, el ventilador puede estar situado en la descarga, con lo cual aspira el aire a través del secador y mantiene el sistema con un ligero vacío. Esto resulta útil cuando el material tiende a formar polvos. Los secadores rotatorios de este tipo se utilizan con frecuencia para sal, azúcar y todo tipo de materiales granulares y cristalinos que han de mantenerse limpios y que no se pueden exponer directamente a gases de combustión muy calientes (Sinnott, 2005).

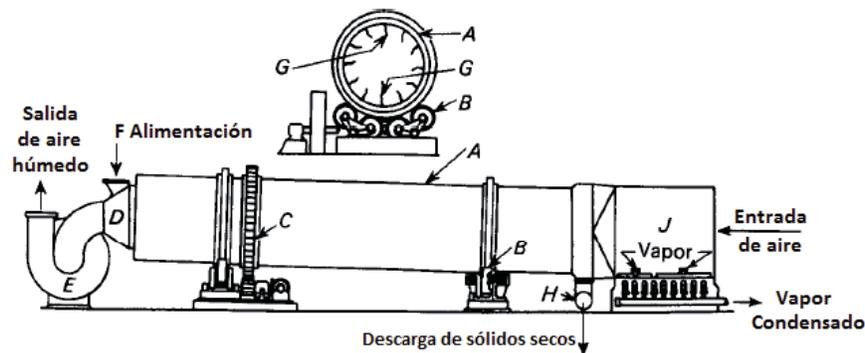


Figura 3.10: Secador Rotatorio con aire caliente en contracorriente. (Sinnott, 2005)

### Secador de lecho fluidizado

Los secadores en los que los sólidos están fluidizados por el gas de secado se utilizan en diversos problemas de secado. Las partículas se fluidizan con aire o gas en una unidad de lecho aireado. La mezcla y la transmisión de calor son muy rápidas. La alimentación húmeda se introduce por la parte superior del lecho y el producto seco se retira lateralmente cerca del fondo. El tiempo medio típico de permanencia de una partícula en el secador es de 30 a 120 segundos cuando solamente se vaporiza líquido superficial y de 15 a 30 minutos si también hay difusión interna. Las partículas pequeñas se calientan hasta la temperatura seca del gas fluidizante a la salida, por consiguiente, los materiales térmicamente sensibles han de secarse en un medio suspendido relativamente frío. Aun así, el gas de entrada puede estar caliente, ya que, la mezcla es tan rápida que la temperatura es prácticamente uniforme en todo el lecho e igual a la temperatura de salida del gas. Si hay partículas finas que entran con la alimentación o bien que se forman por la abrasión del lecho

fluidizado, puede existir un considerable transporte de sólidos con el gas que sale y ser necesario instalar ciclones y filtros de mangas para la recuperación de finos.

Algunos secadores de lecho fluidizado poseen compartimentos fluidizados separados, a través de los cuales pasan secuencialmente los sólidos desde la entrada hasta la salida. Reciben el nombre de “secadores de flujo pistón” y en ellos el tiempo de residencia es casi el mismo para todas las partículas. Las condiciones de secado se pueden variar de un compartimento a otro y con frecuencia el último compartimento está fluidizado con gas frío con el fin de enfriar los sólidos antes de la descarga.

El gas a la salida está prácticamente saturado con vapor para cualquier velocidad de fluidización permitida. Una carga de sólidos húmedos se fluidiza en un contenedor perforado adosado al fondo de la cámara de fluidización, se calienta hasta que se seca y después se descarga. Estas unidades han desplazado a los secadores de bandejas en numerosos procesos.

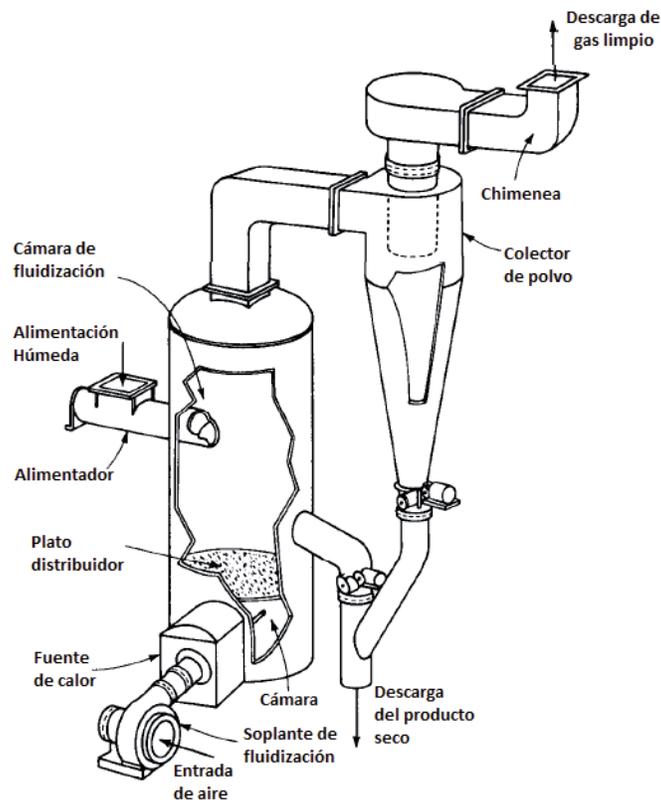


Figura 3.11: Secador continuo de lecho fluidizado. (Sinnott, 2005)

Tabla 3.5: Comparación de los secadores más utilizados a nivel industrial.

<b>Secador rotatorio</b>	<b>Secador de túnel</b>	<b>Secador de lecho fluidizado</b>
<ul style="list-style-type: none"> <li>• Gran capacidad.</li> <li>• Bajo consumo de energía.</li> <li>• Diseñado con estructura razonable y genera menos contaminación.</li> <li>• Precio competitivo.</li> <li>• Alta productividad.</li> <li>• Rota suavemente</li> <li>• Fácil de operar.</li> <li>• Se utiliza para materiales granulares, cristalinos, sólidos y hasta pastosos.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Simple de operar.</li> <li>• Capacidad de tener zonas a diferente temperatura.</li> <li>• Versátil.</li> <li>• Bajo consumo de energía.</li> <li>• Se utiliza para pigmentos orgánicos, glutamato monosódico, coco, fibras acrílicas.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Alto rendimiento energético.</li> <li>• Seca y enfría.</li> <li>• Optimización de espacio.</li> <li>• Alta productividad.</li> <li>• Posibilidad de incorporar agua en los procesos de enfriamiento, para control de la humedad final.</li> <li>• Se utiliza en productos en forma de cristales y para procesos de granulación en los que se debe eliminar humedad superficial.</li> </ul>

Según las características de estos secadores, todos son adecuados para secar los cristales de glutamato monosódico. Cada uno de esos ha sido probado en la industria, es decir, que cumplen su función, la cual es entregar un producto de calidad para el consumo humano. Sin embargo, se cree que el más adecuado, por su economía, versatilidad y de fácil operación, es el secador de túnel. La decisión se centra en el aspecto económico, debido a que el glutamato monosódico es un producto que actualmente tiene bajo costo y con este equipo se cumplen las características necesarias que el glutamato monosódico debe tener.

## REFERENCIAS CAPÍTULO 3

Acevedo F. y Gentina, J. (2002). Cinética de fermentaciones. En F. Acevedo, J. Gentina y A. Illanes (Eds.), *Fundamentos de Ingeniería Bioquímica* (pp. 126 - 137). Valparaíso: Ediciones Universitarias de Valparaíso.

Biocombustibles (2007). *I Seminario-Taller Biocombustibles. Biodiesel-Bioetanol*. Bogotá.

Couper, J., Penney, W., Fair, J. y Walas, S. (2012). Crystallization from solutions and melts. En J. Couper, W. Penney, J. Fair y S. Walas (Eds.), *Chemical Process Equipment, selection and design 3<sup>o</sup> Ed.* (pp. 561 - 562). Oxford: Butterworth-Heinemann.

Delaunay, S., Gourdon, P., Lapujade, P., Mailly, E., Oriol, E., Engasser, J., Lindley, N. y Goergen, J. (1999). An improved temperature-triggered process for glutamate production with *Corynebacterium glutamicum*. *Enzyme and Microbial Technology*, 25, 762 - 768.

Doran, P. (2013). Unit operations. En P. Doran (Ed.), *Bioprocess Engineering Principles* (pp. 460 - 463). Oxford: Academic Press.

Gentina, J. y Retamal, J. (1984). Esterilización. En Universidad Católica de Valparaíso (Ed.), *Actas del II Curso Latinoamericano de Biotecnología: V Curso Internacional de Ingeniería Bioquímica* (pp. 107 - 124). Valparaíso: Edición Universitarias de Valparaíso.

Jofré, F. y Nilson, R. (1979). *Planta de fermentación productora de lisina y glutamato monosódico* (Tesis pregrado Ingeniería Civil Bioquímica) pp. 135 - 140. Valparaíso, Chile: Universidad Católica de Valparaíso, Facultad de Ingeniería.

Loncar, E., Dosenovic, I., Markov, S., Malbasa, R. y Colarov, L. (2005). Determination of biotin content in beet molasses by *Lactobacillus plantarum*. *Acta Periodica Technologica*, 37, 215 - 220.

McCabe, W., Smith, J., y Harriot, P. (2007). Separaciones mecánicas. En W. McCabe, J. Smith y P. Harriot (Eds.), *Operaciones Unitarias en Ingeniería Química* (pp. 1064-1065). México: McGraw-Hill Interamericana.

Moritz, V. (2002). Esterilización de medios de cultivo. En F. Acevedo, J. Gentina y A. Illanes (Eds.), *Fundamentos de Ingeniería Bioquímica* (pp. 234 - 237). Valparaíso: Ediciones Universitarias de Valparaíso.

Naji, B., Gehin, G. y Bonaly, R. (1999). Structure of surfactants and glutamate efflux by *Corynebacterium glutamicum*. *Process Biochemistry*, 35, 759 - 764.

Shiio, I., Narui, K., Yabaha, N. y Takahashi, M. (1962). Free intracellular amino acid of a glutamate-forming Bacterium, *Brevibacterium flavum* N° 2247. *Journal of Biochemistry*, 51, 109 - 111.

Sinnott, R. (2005). Equipment selection, specification and design. En R. Sinnott (Ed.), *Chemical Engineering Design Vol. 6* (pp. 408 - 439). Oxford: Butterworth-Heinemann.

## CAPÍTULO 4: BALANCES DE MASA Y ENERGÍA

### 4.1 PRETRATAMIENTO DE LA MELAZA

En esta etapa está destinada a acondicionar la melaza para que se pueda utilizar como fuente de carbono en la fermentación. Se considera “azúcar” a la sacarosa proveniente de la melaza y los demás componentes se les asignarán el nombre de “sólidos”.

#### 4.1.1 Tanque de dilución E2

El tanque de dilución E2 es la primera etapa del pretratamiento de la melaza, aquí se realiza una primera dilución con el fin de reducir la densidad de la melaza y hacerla más manejable. Cabe destacar que el tanque de melaza concentrada que se encuentra antes de este tanque, cuenta con un calentador de succión para facilitar el bombeo de la melaza. Las corrientes involucradas se presentan en la Figura 4.1.

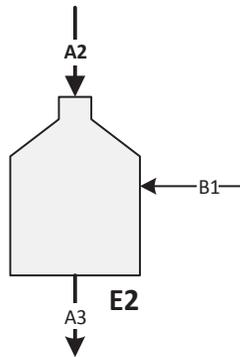


Figura 4.1: Esquema de corrientes en el tanque de dilución E2.

#### Balances de masa al tanque E2

General	$F_{A2} \cdot \rho_{A2} + F_{B1} \cdot \rho_{B1} = F_{A3} \cdot \rho_{A3}$	<b>Ec. 4.1</b>
---------	--	----------------

Sustrato	$F_{A2} \cdot S_{A2} = F_{A3} \cdot S_{A3}$	<b>Ec. 4.2</b>
----------	---	----------------

Impurezas	$F_{A2} \cdot I_{A2} = F_{A3} \cdot I_{A3}$	<b>Ec. 4.3</b>
-----------	---	----------------

En la Tabla 4.1 se presentan los datos utilizados para obtener la densidad de los sólidos.

Tabla 4.1: Características de la melaza. (Olbrich, 1963).

Componentes	Densidad [kg/m <sup>3</sup> ]	%pp	Concentración [g/L]
Melaza Concentrada	1.350	-	-
Azúcar	1.588	53	715,5
Agua	1.000	16,5	-
Sólidos	-	30,5	-

Con estos datos se obtiene:

$$\rho_{sol} = 1.260,4 \left[ \frac{kg}{m^3} \right]$$

Se desea obtener una concentración de 300 [g/L] ( $S_{A3}$ ) en la primera dilución, para que la melaza sea más manejable, por lo que resolviendo el siguiente sistema con una basa de cálculo ( $BC$ ) igual a 100 [kg] y utilizando los datos de la Tabla 4.1 se obtiene:

$$\frac{BC+M_{A1}}{\rho_{A3}} = \frac{\%azúcar}{\rho_{azúcar}} + \frac{\%agua+M_{A1}}{\rho_{agua}} + \frac{\%sólidos}{\rho_{sólidos}} \quad \text{Ec. 4.4}$$

$$\frac{\%Azúcar}{\frac{BC+M_{A1}}{\rho_{A3}}} = S_{A3} \quad \text{Ec. 4.5}$$

Reemplazando los datos de la Tabla 4.1 en las ecuaciones 4.4 y 4.5 se obtiene:

$$\rho_{A3} = 1.146,75 \left[ \frac{kg}{m^3} \right]$$

La corriente  $A_2$  viene con una concentración de azúcar de 715,5 [g/L] ( $S_{A2}$ ), por lo que de la Ecuación 4.2 se obtiene:

$$F_{A3} = 2,385 \cdot F_{A2}$$

Reemplazando esta relación en la Ecuación 4.1, se llega a:

$$F_{B1} = 1,417 \cdot F_{A2}$$

Tabla 4.2: Resumen corrientes de melaza del tanque de dilución E2.

Melaza	Agua [%]	Sólidos [%]	Azúcar [%]	Densidad [kg/m <sup>3</sup> ]	Conc. Azúcar [g/L]	Conc. Impurezas [g/L]
Entrada (A <sub>2</sub> )	16,5	30,5	53	1.350,00	715,50	263,25
Salida (A <sub>3</sub> )	58,78	15,06	26,16	1.146,75	300	110,38

**Balance de energía al tanque E2.**

$$F_{A2} \cdot \rho_{A2} \cdot Cp_{A2} \cdot (T_{A2} - T_{R1}) + F_{B1} \cdot \rho_{B1} \cdot Cp_{B1} \cdot (T_{B1} - T_{R1}) = F_{A3} \cdot \rho_{A3} \cdot Cp_{A3} \cdot (T_{A3} - T_{R1})$$

**Ec. 4.6**

Tabla 4.3: Datos para el balance de energía al tanque de dilución E2. (Vaxasoftware, 2014)

Agua	Densidad [kg/m <sup>3</sup> ]	Cp [J/kg·K]	Temperatura [K]
B <sub>1</sub>	977,63	4.190	343

Se consideró que el agua de dilución viene a una temperatura de 343 [K].

La Ecuación 4.7 permite el cálculo de la capacidad calorífica de la melaza (Asadi, 2007).

$$C_p = 4,187 - D_s \cdot (0,0297 - 4,6 \cdot 10^{-5} \cdot P) + 7,5 \cdot 10^{-5} \cdot D_s \cdot T \quad \text{Ec. 4.7}$$

Donde:

$D_s$ : Contenido de sacarosa.

$T$ : Temperatura [°C].

$P$ : Pureza de la solución [%].

En esta primera dilución se asume que el tanque se mantiene a 323 [K]. Se calcula un Cp de salida a una temperatura promedio de los flujos de entrada (3.616,88 [J/kg·K]), para tantear la temperatura real de salida. Con esto se obtiene:

$$T_{A3} = 327 [K]$$

$$Cp_{A3} = Cp_{A4} = 3.624,20 \left[ \frac{J}{kg \cdot K} \right]$$

#### 4.1.2 Centrífuga de separación de borras E3.

La centrífuga E3 tiene por objetivo el remover las borras que contiene la melaza, ya que, son impurezas que se deben eliminar. Las corrientes involucradas se presentan en la Figura 4.2.

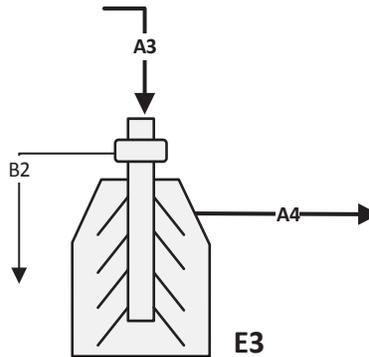


Figura 4.2: Esquema de corrientes de la centrífuga de discos E3.

#### Balances de masa

<b>General</b>	$F_{A3} \cdot \rho_{A3} = F_{B2} \cdot \rho_{B2} + F_{A4} \cdot \rho_{A4}$	<b>Ec. 4.8</b>
----------------	--	----------------

<b>Impurezas</b>	$F_{A3} \cdot I_{A3} = F_{B2} \cdot I_{B2}$	<b>Ec. 4.9</b>
------------------	---	----------------

<b>Sustrato</b>	$F_{A3} \cdot S_{A3} = F_{B2} \cdot S_{B2} + F_{A4} \cdot S_{A4}$	<b>Ec. 4.10</b>
-----------------	---	-----------------

#### Suposiciones

- La relación de agua-azúcar de la corriente de entrada se mantiene constante para todas las corrientes.
- La concentración de la corriente  $B_2$  tiene 50% de sólidos.
- Se eliminan todas las impurezas.
- La cantidad de sólidos en la corriente  $A_4$  es de un 5,5%.

Con las suposiciones anteriores se obtiene:

$$\rho_{B2} = 1.190,93 \left[ \frac{kg}{m^3} \right]$$

$$\rho_{A4} = 1.135,24 \left[ \frac{kg}{m^3} \right]$$

De la Ecuación 4.9 se obtiene:

$$F_{B2} = 0,185 \cdot F_{A3}$$

De la Ecuación 4.8 se obtiene:

$$F_{A4} = 0,816 \cdot F_{A3}$$

Tabla 4.4: Composiciones de las corrientes de la centrífuga de discos.

Corrientes	Agua [%]	Sólidos [%]	Azúcar [%]	Concentración Azúcar [g/L]	Concentración Impurezas [g/L]
Entrada ( $A_3$ )	58,78	15,06	26,16	300,00	110,38
Borras ( $B_2$ )	34,6	50	15,4	183,39	595,46
Salida ( $A_4$ )	65,4	5,5	29,1	330,39	-

Luego con la Ecuación 4.11 se calcula la eficiencia de la centrífuga de discos:

$$\eta = \frac{F_{A4} \cdot S_{A4}}{F_{A3} \cdot S_{A3}} \cdot 100 \quad \text{Ec. 4.11}$$

Reemplazando los datos de la Tabla 4.4 y la relación de flujos obtenida de la Ecuación 4.8 se llega a:

$$\eta = 89,83 \text{ [%]}$$

### 4.1.3 Tanque de dilución E4

En esta etapa se realiza una segunda dilución, la cual tiene por objetivo ajustar la concentración de azúcar de la melaza y agregar las sales para el medio de fermentación. Las corrientes involucradas se presentan en la Figura 4.3.

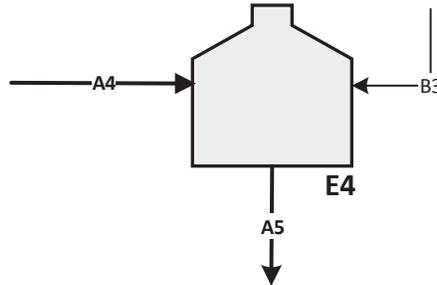


Figura 4.3: Esquema de corrientes en el tanque de dilución E4.

#### Balances de masa al tanque E4

<b>General</b>	$F_{A4} \cdot \rho_{A4} + F_{B3} \cdot \rho_{B3} = F_{A5} \cdot \rho_{A5}$	<b>Ec. 4.12</b>
----------------	--	-----------------

<b>Sustrato</b>	$F_{A4} \cdot S_{A4} = F_{A5} \cdot S_{A5}$	<b>Ec. 4.13</b>
-----------------	---	-----------------

Se desea obtener una concentración de 200 [g/L] ( $S_{A5}$ ) en la segunda dilución. Es necesario conocer las siguientes ecuaciones para determinar la densidad de la corriente  $A_5$ , utilizando los porcentajes máxicos de la Tabla 4.4 y una base de cálculo ( $BC$ ) de 100 [kg].

$$\frac{BC + M_{A2}}{\rho_{A5}} = \frac{\%azúcar}{\rho_{azúcar}} + \frac{\%agua + M_{A2}}{\rho_{agua}} + \frac{\%sólidos}{\rho_{sólidos}} \quad \text{Ec. 4.14}$$

$$\frac{\%Azúcar}{\frac{BC + M_{A2}}{\rho_{A5}}} = S_{A5} \quad \text{Ec. 4.15}$$

Resolviendo el sistema con las ecuaciones 4.14 y 4.15 se obtiene:

$$\rho_{A5} = 1.081,86 \left[ \frac{kg}{m^3} \right]$$

De la Ecuación 4.13 resulta:

$$F_{A5} = 1,652 \cdot F_{A4}$$

Luego reemplazando esta relación de flujos en la Ecuación 4.12 se llega a:

$$F_{B3} = 0,663 \cdot F_{A4}$$

#### Balance de energía al tanque E4

$$F_{A4} \cdot \rho_{A4} \cdot Cp_{A4} \cdot (T_{A4} - T_{R2}) + F_{B3} \cdot \rho_{B3} \cdot Cp_{B3} \cdot (T_{B3} - T_{R2}) = F_{A5} \cdot \rho_{A5} \cdot Cp_{A5} \cdot (T_{A5} - T_{R2})$$

**Ec. 4.16**

Tabla 4.5: Datos para el balance de energía al tanque de dilución E4.

Agua	Densidad [kg/m <sup>3</sup> ]	Cp [J/kg K]	Temperatura [K]
B <sub>3</sub>	983,13	4.185	333

De la Ecuación 4.7 se obtiene, con una temperatura de 303 [K]:

$$Cp_{A2} = 2.928,41 \left[ \frac{J}{kg \cdot K} \right]$$

Para esta segunda disolución se utiliza el mismo método descrito anteriormente para el tanque E2, del cual se obtiene:

$$T_{A5} = 329 [K]$$

$$Cp_{A5} = 3.800,98 \left[ \frac{J}{kg \cdot K} \right]$$

#### 4.1.4 Intercambiador de calor E5

Esta etapa tiene por objetivo precalentar el medio que ingresa a la etapa de esterilización, utilizando el medio caliente recién esterilizado. Las corrientes involucradas se presentan en la Figura 4.4.

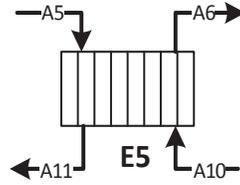


Figura 4.4: Esquema de corrientes en el intercambiador de calor E5.

#### Balance de energía al intercambiador E5

$$F_{A5} \cdot \rho_{A5} \cdot \overline{Cp}_{A5} \cdot \Delta T = F_{A10} \cdot \rho_{A10} \cdot \overline{Cp}_{A10} \cdot \Delta T = Q \quad \text{Ec. 4.17}$$

#### Balance de masa al intercambiador E5

$$F_{A5} = F_{A6} = F_{A10} = F_{A11} \quad \text{Ec. 4.18}$$

$\overline{Cp}_{A5} = 3.819,92 \text{ [J/kg}\cdot\text{K]}$  el cual se calcula con la Ecuación 4.7 a una temperatura promedio de 68 [°C].

Se estima que  $A_5$  sale del intercambiador a 353 [K], con una densidad de 1.092,68 [kg/m<sup>3</sup>]

Utilizando el  $Cp_{A10}$  a 100 [°C] = 3.861,64 [J/kg·K] para empezar a tantear la temperatura de salida de este flujo, se obtiene:

$$T_{A11} = 353 \text{ [K]}$$

$$\overline{Cp}_{A10} = 3.847,61 \left[ \frac{\text{J}}{\text{kg}\cdot\text{K}} \right]$$

$$Q = 194.764,62 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{h}} \right]$$

#### 4.1.5 Intercambiador de calor E7

Esta etapa tiene por objetivo enfriar el medio esterilizado para ajustarlo a su temperatura final. Las corrientes involucradas se presentan en la Figura 4.5.

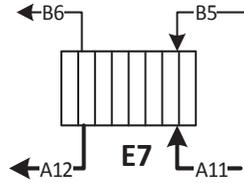


Figura 4.5: Esquema de corrientes en el intercambiador de calor E7.

### Balance de energía

$$F_{A11} \cdot \rho_{A11} \cdot \overline{Cp}_{A11} \cdot \Delta T = F_{B5} \cdot \rho_{B5} \cdot \overline{Cp}_{B5} \cdot \Delta T \quad \text{Ec. 4.19}$$

Se desea que la corriente  $A_{11}$  se enfríe hasta 308 [K] y que la corriente de agua  $B_5$  entre a 293 [K] y que la corriente  $B_6$  salga a 323 [K].

De la Ecuación 4.7 se obtiene una capacidad calorífica promedio de:

$$\overline{Cp}_{A11} = 3.802,55 \left[ \frac{J}{kg \cdot K} \right]$$

Reemplazando los datos anteriormente mencionados en la Ecuación 4.19, se obtiene la relación:

$$F_{B5} = 1,471 \cdot F_{A11}$$

### 4.1.6 Inyección de vapor

En esta etapa se realiza la inyección de vapor al medio para esterilizarlo. Las corrientes involucradas se presentan en la Figura 4.6.

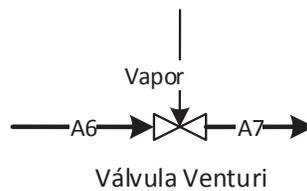


Figura 4.6: Esquema de corrientes en la inyección de vapor.

**Balance de masa a la inyección de vapor.****Balance General**

$$F_{A6} \cdot \rho_{A6} + M_v = F_{A7} \cdot \rho_{A7} \quad \text{Ec. 4.20}$$

**Balance de Energía a la inyección de vapor**

$$F_{A6} \cdot \rho_{A6} \cdot C_{pA6} \cdot (T_{A6} - T_c) + M_v \cdot \lambda_v = F_{A7} \cdot \rho_{A7} \cdot C_{pA7} \cdot (T_{A7} - T_c) \quad \text{Ec. 4.21}$$

$$\frac{1}{\rho_{A7}} = \frac{F_{A6} \cdot \rho_{A6}}{(F_{A6} \cdot \rho_{A6} + M_v) \cdot \rho_{A6}} + \frac{M_v}{(F_{A6} \cdot \rho_{A6} + M_v) \cdot \rho_v} \quad \text{Ec. 4.22}$$

Se tienen los siguientes datos para el vapor saturado a 416 [K] (Spiraxsarco, 2014):

Presión (P)	57,535 [psi]
Entalpía del vapor ( $\lambda_v$ )	2.738.117 [J/kg]
Densidad del vapor ( $\rho_v$ )	2,118 [kg/m <sup>3</sup> ]

Además se tienen los siguientes datos de la corriente  $A_7$ :

$$C_{pA7} = 3.903,23 \left[ \frac{J}{kg \cdot K} \right]$$

$$T_{A7} = 403 [K]$$

$$T_c = 273 [K]$$

Resolviendo el sistema con las ecuaciones 4.20, 4.21 y 4.22 con los datos antes mencionados anteriormente, se obtienen las siguientes relaciones de flujos y densidad:

$$F_{A7} = 46,314 \cdot F_{A6}$$

$$M_v = 95,978 \cdot F_{A6}$$

$$\rho_{A7} = 25,104 \left[ \frac{kg}{m^3} \right]$$

### Balance al tanque de expansión

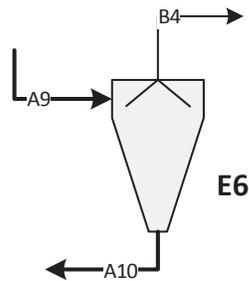


Figura 4.7: Esquema de corrientes en el tanque de expansión.

### Balance de masa

$$F_{A7} \cdot \rho_{A7} = F_{A10} \cdot \rho_{A10} + m_{B4} \quad \text{Ec. 4.23}$$

Resolviendo la Ecuación 4.23 con los datos y relaciones obtenidas anteriormente, se obtiene el flujo másico de vapor:

$$m_{B4} = 274,815 \left[ \frac{kg}{h} \right]$$

El calentamiento se logra por adición de vapor directamente al medio, alcanzándose la temperatura de esterilización en un tiempo muy corto (2 a 4 segundos). El tiempo de mantención es del orden de 2 a 3 minutos, mientras el medio circula por una cañería y luego se enfría bruscamente mediante expansión, desde la presión de operación dada por el vapor hasta una presión cercana a la atmosférica. La reducción de la presión causa la ebullición del líquido, por lo cual es posible mantener su composición casi constante y recuperar un vapor de baja presión que puede ser utilizado en una tarea de calefacción menor (Gentina y Retamal, 1984).

En las Tablas 4.6 y 4.7 se resumen las corrientes involucradas en el pretratamiento de la melaza utilizando el flujo  $F_{A12}$  calculado en la Sección 5.2 y las relaciones calculadas previamente.

Tabla 4.6: Corrientes principales del pretratamiento de la melaza.

<b>Corrientes</b>	<b>Flujo [m<sup>3</sup>/h]</b>	<b>Densidad [kg/m<sup>3</sup>]</b>	<b>Cap. calorífica [J/kg·K]</b>	<b>Temperatura [K]</b>
<i>A</i> <sub>2</sub>	0,719	1350,00	2928,41	303
<i>A</i> <sub>3</sub>	1,716	1146,75	3622,71	326
<i>A</i> <sub>4</sub>	1,400	1135,24	3587,07	326
<i>A</i> <sub>5</sub>	2,312	1092,68	3805,93	333
<i>A</i> <sub>6</sub>	2,312	1092,68	3833,91	353
<i>A</i> <sub>10</sub>	2,312	1092,68	3861,64	373
<i>A</i> <sub>11</sub>	2,312	1092,68	3833,59	353
<i>A</i> <sub>12</sub>	2,312	1092,68	3771,51	308

Tabla 4.7: Corrientes secundarias del pretratamiento de la melaza.

<b>Corrientes</b>	<b>Flujo [m<sup>3</sup>/h]</b>	<b>Densidad [kg/m<sup>3</sup>]</b>	<b>Cap. Calorífica [J/kg·K]</b>	<b>Temperatura [K]</b>
<i>B</i> <sub>1</sub>	1,019	977,63	4190,00	343
<i>B</i> <sub>2</sub>	0,318	1190,93	-	326
<i>B</i> <sub>3</sub>	0,928	983,13	4190,00	343
<i>B</i> <sub>4</sub>	3,403	1000,00	4182,00	293
<i>B</i> <sub>5</sub>	3,403	988,02	4181,00	323

## 4.2 ETAPA DE FERMENTACIÓN

### 4.2.1 Ecuaciones generales del cultivo por lote alimentado.

La alimentación para el cultivo por lote alimentado se puede realizar principalmente de forma constante o también de forma exponencial.

En la alimentación constante se fija un flujo de alimentación de sustrato el cual se mantiene fijo durante todo el proceso. Con esto se tienen dos zonas, en la primera parte del proceso, de crecimiento exponencial en donde la oferta de nutrientes es superior a la demanda del microorganismo por lo cual este crece a su máxima velocidad específica de crecimiento. En el momento en que la demanda de nutrientes por parte de los microorganismos supera la oferta se tiene la segunda zona, de crecimiento limitado, en donde el microorganismo crece a una velocidad menor a su máxima velocidad de crecimiento específico la cual va disminuyendo a medida que pasa el tiempo (Acevedo et al., 2002).

Por otro lado se tiene la alimentación exponencial, en donde el flujo de alimentación de nutrientes cambia durante todo el proceso. En esta forma de alimentación se puede controlar la velocidad específica de crecimiento y se puede mantener constante durante el proceso de fermentación (Acevedo et al., 2002).

Como se mencionó en la Sección 3.4.3 la estrategia para la sobreproducción de ácido glutámico consiste en una primera etapa de acumulación de biomasa y posteriormente una etapa de sobreproducción de ácido glutámico. Por esto, en la primera etapa se busca que el microorganismo crezca a su máxima velocidad de crecimiento específico ( $0,45 \text{ [h}^{-1}\text{]}$ ) y en la segunda etapa se busca que la biomasa no crezca y que solo excrete el producto al medio, por lo tanto, se necesita controlar la velocidad de crecimiento para que esta sea muy baja.

Debido a que la velocidad específica de crecimiento debe ser controlada por lo anteriormente dicho, se utilizará una alimentación exponencial en todo el proceso de fermentación, tanto en la etapa de acumulación de biomasa como en la de producción.

Para plantear de forma simple los balances de materia del sistema, se tendrán en consideración las siguientes suposiciones:

- El rendimiento de células del sustrato limitante ( $Y_{x/s}$ ) es constante durante toda la fermentación.
- El crecimiento es balanceado, la replicación es asincrónica y el metabolismo no se relaciona directamente con la edad del cultivo.
- Para efectos de cálculo el consumo de sustrato para mantención celular se considera despreciable.
- El aumento de volumen del reactor es igual al volumen de solución nutriente alimentada.

A través, de plantear los diferentes balances de materia en torno al fermentador, se llega a las siguientes ecuaciones que permiten definir la dinámica del sistema (Acevedo et al., 2002):

Velocidad de cambio del volumen de cultivo:

$$\frac{dV}{dt} = F(t) \quad \text{Ec. 4.24}$$

Velocidad de cambio de la masa de microorganismos en el fermentador:

$$\frac{dXV}{dt} = \mu \cdot X \cdot V \quad \text{Ec. 4.25}$$

Si la concentración de sustrato  $S$  es mucho mayor que  $K_s$  la Ecuación 4.25 puede ser integrada dando:

$$X \cdot V = X_0 \cdot V_0 \cdot e^{\mu \cdot t} \quad \text{Ec. 4.26}$$

Velocidad de cambio de la cantidad de sustrato limitante en el fermentador:

$$\frac{dSV}{dt} = F \cdot S_F - \frac{\mu \cdot X \cdot V}{Y_{x/s}} \quad \text{Ec. 4.27}$$

La relación de Monod constituye la cuarta ecuación del sistema, la cual expresa la funcionalidad de  $\mu$  con respecto a la concentración del sustrato limitante.

$$\mu = \mu_M \cdot \frac{S}{K_S + S} \quad \text{Ec. 4.28}$$

Hasta ahora se dispone de 4 ecuaciones y 5 incógnitas, pero como se dijo anteriormente, para este cultivo se impone que la masa celular crezca a una velocidad específica constante durante todo el cultivo.

Diferenciando la Ecuación 4.27 y a continuación reemplazando en ella la ecuación 4.24 y 4.25 previamente integrada con  $S = S_R$  y  $\mu = cte$ , se obtiene:

$$S_R \cdot F = F \cdot S_F - \frac{\mu}{Y_{X/S}} \cdot X_0 \cdot V_0 \cdot e^{\mu \cdot t} \quad \text{Ec. 4.29}$$

En donde se puede despejar  $F$  llegando a:

$$F = \frac{\mu \cdot X_0 \cdot V_0}{Y_{X/S} \cdot (S_F - S_R)} \cdot e^{\mu \cdot t} \quad \text{ó} \quad F = F_0 \cdot e^{\mu \cdot t} \quad \text{Ec. 4.30}$$

Reemplazando la Ecuación 4.30 en la Ecuación 4.24 e integrando se obtiene:

$$V = V_0 + \frac{F_0}{\mu} \cdot e^{\mu \cdot t} \quad \text{Ec. 4.31}$$

El término  $F_0$  viene determinado por las características del microorganismo y de las condiciones iniciales del CLA. Además, el factor del exponente corresponde a la velocidad específica de crecimiento del microorganismo.

La Ecuación de formación de producto en CLA viene representada por la Ecuación 4.32

$$\frac{dP \cdot V}{dt} = qp \cdot X \cdot V \quad \text{Ec. 4.32}$$

Reemplazando la Ecuación 4.25 previamente integrada en la Ecuación 4.32 y asumiendo  $qp$  como constante se obtiene la siguiente ecuación que define el perfil de la concentración del producto a través del tiempo de fermentación alimentada.

$$P \cdot V = P_0 \cdot V_0 + \frac{qp \cdot V_0 \cdot X_0 \cdot (e^{\mu \cdot t} - 1)}{\mu} \quad \text{Ec. 4.33}$$

Como se mencionó anteriormente en la Sección 3.4.3 la estrategia para sobreproducir se basa en una primera etapa de acumulación de biomasa y una posterior etapa de producción en la cual mediante la adición de surfactante se pretende sobreproducir el ácido glutámico, es por esto que en esta segunda etapa se modera la velocidad de crecimiento. En la primera etapa de acumulación de biomasa se espera que el microorganismo crezca a  $\mu_{m\acute{a}x}$  hasta alcanzar una concentración de 33 [g/L] partiendo desde 6 [g/L]. En la Tabla 4.8 se resumen las condiciones dadas para modelar el crecimiento del microorganismo.

Tabla 4.8: Características de la fermentación por lote alimentado.

Característica	Valor
Biomasa inicial ( $X_0$ )	6 [g/L]
Biomasa final (1° Etapa)	33 [g/L]
Biomasa final total ( $X_f$ )	34 [g/L]
Velocidad máxima de crecimiento ( $\mu_{m\acute{a}x}$ )	0,45 [h <sup>-1</sup> ]
Concentración de sustrato en alimentación ( $S_f$ )	200 [g/L]
Tiempo total de fermentación ( $t$ )	30 [h]
Concentración de producto final ( $P$ )	100 [g/L]
Volumen de fermentación ( $V_f$ )	24.885,13 [L]
Rendimiento de sustrato ( $Y_{x/s}$ )	0,5 [g/g]
Constante de saturación ( $K_s$ )	0,055 [g/L]

El rendimiento de sustrato y la constante de saturación se estiman de acuerdo a estudios anteriores (Suresh et al., 2009), ya que, para la modalidad de lote alimentado con adición de surfactantes no se encontraron estos datos.

Con estas características y las ecuaciones 4.25 y 4.33 se calcula el tiempo necesario para alcanzar la concentración de biomasa de la primera etapa de acumulación y el volumen en el fermentador en este tiempo. Posteriormente con las ecuaciones 4.30 y 4.31 se calculan los demás parámetros, los cuales se presentan en la Tabla 4.9.

Tabla 4.9: Parámetros calculados para la fermentación por lote alimentado.

<b>Característica</b>	<b>Valor</b>
Duración de primera etapa	4,71 [h]
Volumen inicial	16.148,44 [L]
Volumen al final de la primera etapa	24.467,36 [L]
Volumen final de fermentación	24.885,13 [L]
Concentración de sustrato en la primera etapa	29,18 [g/L]
Concentración de sustrato en la segunda etapa	14,87 [g/L]

El perfil de llenado del fermentador se muestra en la Figura 4.8, en donde se puede apreciar que en la etapa de producción el volumen del fermentador se mantiene casi constante.

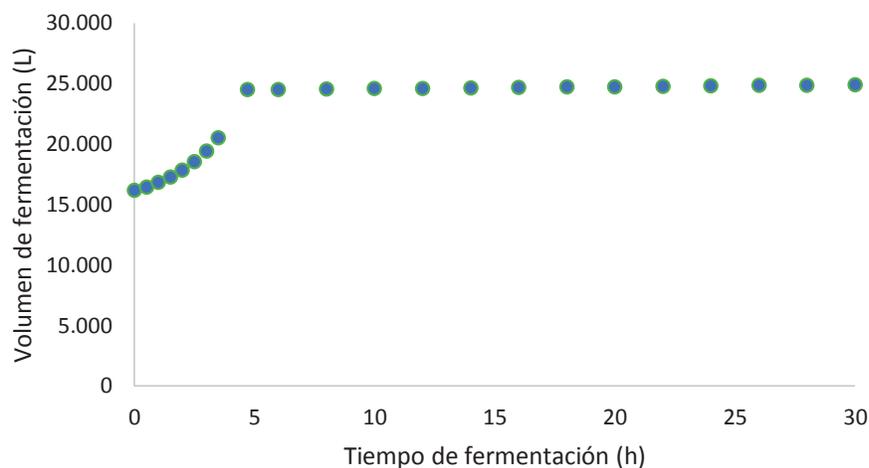


Figura 4.8: Perfil del volumen durante la fermentación.

Por otra parte, en la Figura 4.9 se presenta el perfil de crecimiento de la biomasa en conjunto con la producción de ácido glutámico, en donde este último se comienza a producir en el momento en que la biomasa tiende a ser constante debido a la adición de surfactante.

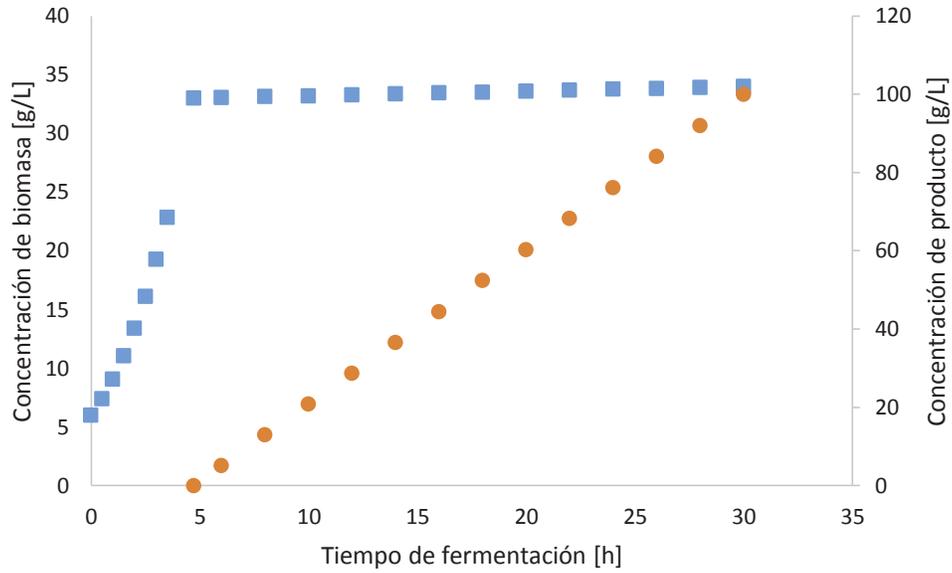


Figura 4.9: Perfiles de la concentración de biomasa (■) y producto (●) durante la fermentación.

En la Figura 4.9 se aprecia en conjunto la concentración de la biomasa con la concentración de producto. El producto se comienza a acumular poco antes de la quinta hora de fermentación debido a que, es en este punto cuando se agrega el surfactante al medio.

### 4.3 ETAPA DE RECUPERACIÓN

En esta se pretende recuperar el producto del caldo de cultivo, donde posteriormente se llevaran a cabo distintos procesos para obtener el producto final que es Glutamato monosódico. Para los balances se utilizarán las variables  $F$  para los flujos volumétricos,  $M$  para flujos másicos,  $X$  para la concentración de células,  $P$  para concentración de producto y  $A$  la fracción de agua en las corrientes.

#### 4.3.1 Centrífuga de células E10

Esta etapa tiene por objetivo la remoción de las células bacterianas del caldo de cultivo. Las corrientes involucradas se presentan en la Figura 4.10.

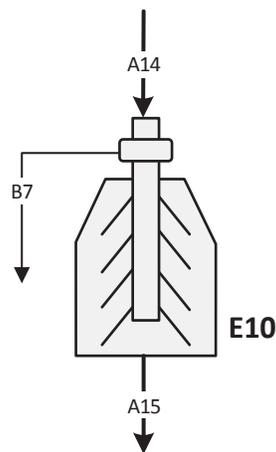


Figura 4.10: Esquema de las corrientes en la centrífuga de discos E10.

#### Balance de masa a la centrífuga E10

$$\text{Balance general} \quad F_{A14} \cdot \rho_{A14} = F_{B7} \cdot \rho_{B7} + F_{A15} \cdot \rho_{A15} \quad \text{Ec. 4.34}$$

$$\text{Balance de células} \quad F_{A14} \cdot X_{A14} = F_{B7} \cdot X_{B7} + F_{A15} \cdot X_{A15} \quad \text{Ec. 4.35}$$

$$\text{Balance de producto} \quad F_{A14} \cdot P_{A14} = F_{B7} \cdot P_{B7} + F_{A15} \cdot P_{A15} \quad \text{Ec. 4.36}$$

**Balance al agua**  $F_{A14} \cdot \rho_{A14} \cdot A_{A14} = F_{B7} \cdot \rho_{B7} \cdot A_{A7} + F_{A15} \cdot \rho_{A15} \cdot A_{A15}$  **Ec. 4.37**

Dándose una base de cálculo de 100 [kg] de medio siendo: A: agua, G: ác. Glutámico y C: células

$$\frac{100}{\rho_{A14}} = \frac{A}{1.000} + \frac{G}{1.460} + \frac{C}{1.030} \quad \text{Ec. 4.38}$$

$$X_{A14} = \frac{C}{\frac{100}{\rho_{A14}}} \quad \text{Ec. 4.39}$$

$$P_{A14} = \frac{G}{\frac{100}{\rho_{A14}}} \quad \text{Ec. 4.40}$$

$$A + G + C = 100 \quad \text{Ec. 4.41}$$

Sabiendo que la el fermentador posee una concentración celular de 34 [g/L] ( $X_{A14}$ ) y una concentración de producto de 100 [g/L] ( $P_{A14}$ ).

Resolviendo el sistema con las ecuaciones 4.38, 4.39, 4.40 y 4.41 con las concentraciones anteriormente mencionadas, se llega a:

$$A = 85,38\%$$

$$C = 4,94 \%$$

$$G = 9,68 \%$$

$$\rho_{A14} = 1.033 \left[ \frac{kg}{m^3} \right]$$

De los balances de producto, agua, células y general, se realiza un tanteo ajustando la cantidad de agua a la salida junto con la densidad de esta corriente, de los cuales se obtiene:

$$A_{A15} = 87,37 \%$$

$$F_{A15} = 0,724 \cdot F_{A14}$$

$$F_{B7} = 0,276 \cdot F_{A14}$$

$$P_{A15} = 129,67 \left[ \frac{kg}{m^3} \right]$$

$$\rho_{A15} = 1.041 \left[ \frac{kg}{m^3} \right]$$

Luego con la Ecuación 4.42 se calcula la eficiencia de la centrífuga

$$\eta = \frac{F_{A15} \cdot P_{A15}}{F_{A14} \cdot P_{A14}} \cdot 100 \quad \text{Ec. 4.42}$$

Reemplazando la relación de flujos obtenida anteriormente y las concentraciones de producto a la entrada y a la salida de la centrífuga, se llega a:

$$\eta = 93,92 \text{ [\%]}$$

#### 4.3.2 Filtro de tambor rotatorio E11

Esta etapa tiene por objetivo eliminar las células que no fueron removidas en la anterior etapa de centrifugado. Las corrientes involucradas se presentan en la Figura 4.11.

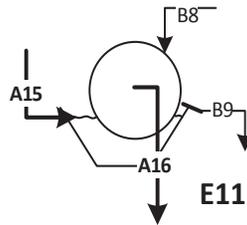


Figura 4.11: Esquema de las corrientes en filtro de tambor rotatorio E11.

#### Balance de masa al filtro de tambor rotatorio.

Se define el subíndice "B9" como la corriente de queque que sale del filtro de tambor rotatorio.

#### Balance general

$$F_{15} \cdot \rho_{A15} + W_a \cdot F_{15} \cdot \rho_{15} + F_{B8} \cdot \rho_{B8} = F_{B9} \cdot \rho_{B9} + F_{A16} \cdot \rho_{A16} \quad \text{Ec. 4.43}$$

Con  $Wa$  = fracción de ayuda filtrante

#### Balance al agua

$$F_{15} \cdot \rho_{A15} \cdot A_{A15} + F_{B8} \cdot \rho_{B8} \cdot A_{B8} = F_{B9} \cdot \rho_{B9} \cdot A_{B9} + F_{A16} \cdot \rho_{A16} \cdot A_{A16} \quad \text{Ec. 4.44}$$

#### Balance de células

$$F_{15} \cdot X_{A15} = F_{B9} \cdot X_{B9} \quad \text{Ec. 4.45}$$

#### Balance al queque seco

$$(1 - A_{B9}) \cdot F_{B9} \cdot \rho_{B9} = F_{15} \cdot \rho_{A15} \cdot Wa + F_{15} \cdot X_{A15} \quad \text{Ec. 4.46}$$

#### Densidad queque ( $\rho_{B9}$ )

$$\frac{1}{\rho_{B9}} = \frac{A_{B9}}{\rho_{agua}} + \frac{(1-A_{B9})}{\rho_s} \quad \text{Ec. 4.47}$$

#### Densidad de filtrado ( $\rho_{A16}$ )

$$\frac{1}{\rho_{A16}} = \frac{A_{A16}}{\rho_{agua}} + \frac{(1-A_{A16})}{\rho_{acido\ glut}} \quad \text{Ec. 4.48}$$

#### Densidad queque seco ( $\rho_s$ )

$$\frac{100}{\rho_s} = \frac{\%_{cel}}{\rho_{Cel}} + \frac{\%_{CaSO_4}}{\rho_{CaSO_4}} \quad \text{Ec. 4.49}$$

#### Concentración de producto ( $P_{A15}$ )

$$P_{A15} = (1 - A_{A16}) \cdot \rho_{A16} \quad \text{Ec. 4.50}$$

#### Suposiciones:

- Se consideró una cantidad de ayuda filtrante equivalente a 3 [kg] de  $CaSO_4$  por cada [kg] de células, para evitar problemas de compresibilidad.
- Además, se establece que el queque sale con una humedad del 30% ( $A_{B9}$ ) y la corriente  $A_{16}$  con una humedad del 90% ( $A_{A16}$ ).
- El cociente entre queque húmedo y queque seco es de 1,3 [kg queque húmedo/kg de queque seco].

Para los cálculos se utilizan los datos de la Tabla 4.10.

Tabla 4.10: Datos utilizados para el balance de masa del filtro.

Componente	Densidad [kg/m <sup>3</sup> ]
Agua	1.000
Ayuda Filtrante (CaSO <sub>4</sub> )	2.320
Células	1.030
Corriente $A_{15}$	1.041

Reemplazando los datos de la Tabla 4.10 en la Ecuación 4.49 se determina la densidad del queque seco:

$$\rho_s = 1.766,8 \left[ \frac{kg}{m^3} \right]$$

Resolviendo el sistema de ecuaciones antes descritas, se obtiene:

$$F_{B8} = 0,259 \cdot F_{A15}$$

$$F_{B9} = 7,72 \cdot 10^{-3} \cdot F_{A15}$$

$$F_{A16} = 1,254 \cdot F_{A15}$$

$$P_{16} = 103,25 \left[ \frac{kg}{m^3} \right]$$

$$\rho_{A16} = 1.032,53$$

Luego con la Ecuación 4.51 se calcula la eficiencia del filtro de tambor rotatorio

$$\eta = \frac{F_{A16} \cdot P_{A16}}{F_{A15} \cdot P_{A15}} \cdot 100 \quad \text{Ec. 4.51}$$

Reemplazando la relación de flujos obtenida anteriormente y las concentraciones de producto a la entrada y a la salida del filtro de tambor rotatorio, se llega a:

$$\eta = 99,89 \text{ [%]}$$

### 4.3.3 Tanque de acidificación E12

En el tanque de acidificación se busca bajar el pH de la solución de 7,5 hasta el punto isoeléctrico de ácido glutámico, el cual es 3,22. Para esto es necesario determinar la cantidad de ácido ( $H_2SO_4$ ) que se obtiene mediante una serie de pasos que se detallan a continuación.

#### Cantidad de $[H^+]$

La concentración de protones inicial y final se determina con la Ecuación 4.52.

$$pH = -\log_{10}[H^+] \quad \text{Ec. 4.52}$$

$$\text{Inicial} \quad [H^+]_i = 3,16 \cdot 10^{-8} \left[ \frac{\text{mol}}{\text{L}} \right]$$

$$\text{Final} \quad [H^+]_f = 6,03 \cdot 10^{-4} \left[ \frac{\text{mol}}{\text{L}} \right]$$

Luego la cantidad de protones a agregar por cada litro de solución es de:

$$[H^+]_{agregar} = 6,03 \cdot 10^{-4} \left[ \frac{\text{mol}}{\text{L}_{\text{solución}}} \right]$$

Como el ácido sulfúrico posee dos protones, la cantidad de ácido a agregar para obtener el pH antes mencionado es:

$$[H_2SO_4] = 3,02 \cdot 10^{-4} \left[ \frac{\text{mol}}{\text{L}_{\text{solución}}} \right]$$

Se define que la solución del tanque de  $H_2SO_4$  se encuentra a una concentración 2,5 molar, por lo tanto se calcula la concentración másica del tanque y su composición con los datos de la Tabla 4.11.

Tabla 4.11: Datos utilizados para el cálculo de la composición del tanque de  $H_2SO_4$ .

Densidad del ácido sulfúrico	$\rho_{H_2SO_4} = 1.840 \text{ [kg/m}^3\text{]}$
Peso molecular del ácido sulfúrico	$PM_{H_2SO_4} = 98 \text{ [g/gmol]}$
Concentración molar	$X_{H_2SO_4} = 2,5 \text{ [M]}$

La concentración de ácido se obtiene de la Ecuación 4.53 utilizando los datos de la Tabla 4.11.

$$C_{H_2SO_4} = X_{H_2SO_4} \cdot PM_{H_2SO_4} \quad \text{Ec. 4.53}$$

$$C_{H_2SO_4} = 245 \left[ \frac{kg}{m^3} \right]$$

La densidad de la solución ácida se obtiene a partir de las ecuaciones 4.54 y 4.55

$$\frac{100}{\rho_s} = \frac{m}{1.840} - \frac{100-m}{1.000} \quad \text{Ec. 4.54}$$

$$m = \frac{100}{\rho_s} \cdot C_{H_2SO_4} \quad \text{Ec. 4.55}$$

Donde:

$m$ : Porcentaje másico de ácido en la solución ácida.

100: Base de cálculo.

$\rho_s$ : Densidad de la solución.

En la Tabla 4.12 se presentan los resultados obtenidos.

Tabla 4.12: Composición de la solución de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>.

Densidad de la solución	1.111,85 [kg/m <sup>3</sup> ]
Concentración del ácido	245 [g/L]
Porcentaje másico de ácido	22,04 %
Porcentaje másico de agua	87,96 %

La concentración a la salida del tanque de acidificación ( $C_{A17}$ ) se obtiene mediante la Ecuación 4.56.

$$C_{A17} = [H_2SO_4] \cdot PM_{H_2SO_4} \quad \text{Ec. 4.56}$$

$$C_{A17} = 0,029 \left[ \frac{kg}{m^3} \right]$$

Para determinar el flujo de solución de ácido es necesario realizar un balance de masa al tanque de acidificación, el cual se expresa en la Ecuación 4.57.

$$\frac{F_{sol} \cdot \rho_{sol}}{F_{sol} + F_{A16}} = C_{A17} \quad \text{Ec. 4.57}$$

Donde:

$$F_{A16}: \text{Flujo de entrada al tanque acidificación. } F_{A16} = 1,508 \left[ \frac{m^3}{h} \right]$$

Luego reemplazando este flujo en la Ecuación 4.57 se obtiene:

$$F_{sol} = 3,93 \cdot 10^{-5} \left[ \frac{m^3}{h} \right]$$

Finalmente es necesario realizar un balance general al tanque de acidificación para determinar el flujo de salida ( $F_{A17}$ ).

### Balance general

$$F_{A16} \cdot \rho_{A16} + F_{sol} \cdot \rho_s = F_{A17} \cdot \rho_{A17} \quad \text{Ec. 4.58}$$

Primero se calcula la densidad de la corriente  $A_{17}$  mediante el siguiente sistema de ecuaciones:

$$\frac{BC + Sol. \text{ácida}}{\rho_{A17}} = \frac{Agua}{1.000} + \frac{Ac. glut.}{1.460} + \frac{Sol. \text{ácida}}{1.111,85} \quad \text{Ec. 4.59}$$

$$C_{A17} = \frac{Sol. \text{ácida}}{\frac{BC + Sol. \text{ácida}}{\rho_{A17}}} \quad \text{Ec. 4.60}$$

Donde:

*Agua*: Porcentaje de agua contenido en la corriente  $A_{16}$ .  $Agua = 90\%$

*Ac. glut.*: Porcentaje de ácido glutámico en la corriente  $A_{16}$ .  $Ac. glut. = 10\%$

*BC*: Base de cálculo.  $BC = 100\%$

*Sol.ácida*: Porcentaje de ácido sulfúrico en la corriente de  $A_{17}$ .

Reemplazando estos valores en las ecuaciones 4.59 y 4.60, se obtiene:

$$\text{Sol. ácida} = 0,028\%$$

$$\rho_{A17} = 1.032,53 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right]$$

Finalmente de la Ecuación 4.58 se llega a:

$$F_{A16} = F_{A17} = 1,508 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right]$$

#### 4.3.4 Centrífuga de canasto E13

Esta etapa tiene por objetivo separar el ácido glutámico precipitado de la solución. Las corrientes involucradas se presentan en la Figura 4.12. Para esta etapa se define  $m$  como la masa de cristales y  $X_{glut}$  la fracción de ácido glutámico en la corriente de salida de cristales.

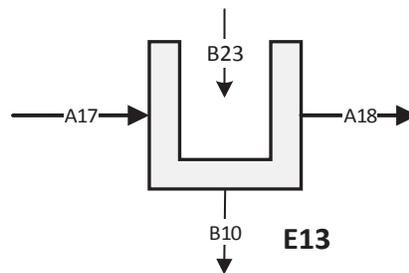


Figura 4.12: Esquema de las corrientes en la centrífuga de canasto E13.

#### Balance de masa a la centrífuga E13

General  $F_{A17} \cdot \rho_{A17} + F_{B11} \cdot \rho_{agua} = F_{B10} \cdot \rho_{B10} + m$  **Ec. 4.61**

Producto  $F_{A17} \cdot P_{A17} = F_{B10} \cdot P_{B10} + m \cdot X_{glut}$  **Ec. 4.62**

Agua

$$F_{A17} \cdot \rho_{A17} \cdot A_{A17} + F_{B11} \cdot \rho_{agua} \cdot 1 = F_{B10} \cdot \rho_{B10} \cdot A_{B10} + m \cdot (1 - X_{glut})$$
 **Ec. 4.63**

Relación agua entrada

$$F_{B11} \cdot \rho_{agua} = 0,12 \cdot m \cdot X_{glut} \quad \text{Ec. 4.64}$$

**Suposiciones:**

- Los cristales salen con un 5% de humedad (base húmeda)
- La densidad de la corriente  $B_{10}$  se asume como la del agua.
- Se espera que la corriente  $B_{10}$  contenga un 99,6% de agua.

Resolviendo el sistema con las ecuaciones 4.61, 4.62, 4.63 y 4.64 de balances de masa y utilizando las suposiciones se llega a:

$$F_{B11} = 0,0119 \cdot F_{A17}$$

$$F_{B10} = 0,9399 \cdot F_{A17}$$

$$m = 104,745 \cdot F_{A17}$$

$$P_{B10} = 3,982 \left[ \frac{kg}{m^3} \right]$$

Luego con la Ecuación 4.65 se calcula la eficiencia de la centrífuga de canasto

$$\eta = \frac{M_{cristales} \cdot 0,95}{F_{A17} \cdot P_{A17}} \cdot 100 \quad \text{Ec. 4.65}$$

Reemplazando la relación de flujos obtenida anteriormente, la concentración de producto a la entrada y sabiendo que el 95% de los cristales a la salida están compuesto por producto, se llega a:

$$\eta = 96,37 [\%]$$

#### 4.3.5 Tanque de neutralización E14

Esta etapa tiene por objetivo convertir el ácido glutámico en glutamato monosódico mediante la adición de hidróxido de sodio. Las corrientes involucradas se presentan en la Figura 4.13.

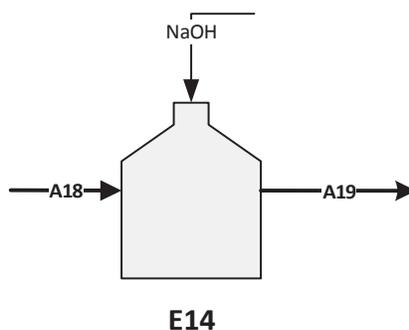
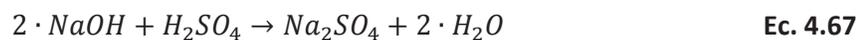


Figura 4.13: Esquema de las corrientes en el tanque de neutralización.

#### Reacción de neutralización



#### Reacción secundaria



De la etapa anterior se obtuvo cristales de ácido glutámico con una humedad del 5%, esto es equivalente a:

$$\text{Flujo másico de cristales de Ac. Glutámico} = 157,92 \left[ \frac{kg}{h} \right]$$

$$\text{Flujo molar de Ac. Glutámico} = 1,02 \left[ \frac{kmol}{h} \right]$$

Los flujos molares obtenidos utilizando la Ecuación 4.66 se presentan en la Tabla 4.13.

Tabla 4.13: Flujos molares calculados mediante estequiometria de la reacción primaria.

Compuestos	Flujo molar [kmol/h]	Peso molecular [kg/kmol]	Masa [kg/h]
Glutamato monosódico	1,02	169	172,32
Agua	1,02	18	18,35
Hidróxido de sodio	1,02	40	40,80

Para la reacción secundaria, se toma como reactivo limitante al ácido sulfúrico proveniente de la corriente  $A_{18}$ , agregado en la etapa de acidificación, cuyo flujo es:

$$\text{Flujo másico de ácido sulfúrico} = 0,044 \left[ \frac{kg}{h} \right]$$

$$\text{Flujo molar de Ac. Glutámico} = 4,5 \cdot 10^{-4} \left[ \frac{kmol}{h} \right]$$

Los flujos molares obtenidos utilizando la Ecuación 4.64 se presentan en la Tabla 4.14.

Tabla 4.14: Flujos molares calculados mediante estequiometria de la reacción secundaria.

Compuestos	Flujo molar [kmol/h]	Peso molecular [kg/kmol]	Masa [kg/h]
Sulfato de sodio	$4,5 \cdot 10^{-4}$	142	0,064
Agua	$9 \cdot 10^{-4}$	18	0,016
Hidróxido de sodio (reacciona)	$9 \cdot 10^{-4}$	40	0,036

Como la cantidad de ácido es tan pequeña, se asume que las impurezas están compuestas principalmente por NaOH que no reacciona.

Se agregará NaOH en exceso (10%), para asegurar que todo el ácido glutámico reaccione y se transforme en glutamato monosódico y agua.

La concentración en el tanque de solución de NaOH será de 7,6 [M], equivalente a 304 [g/L]. Con esta concentración se calcula el flujo necesario para neutralizar el flujo de ácido glutámico:

$$FS_{NaOH} = \frac{\text{Flujo másico de NaOH (exceso)}}{CS_{NaOH}} \quad \text{Ec. 4.68}$$

$$FS_{NaOH} = \frac{1,1 \cdot 40,80}{304}$$

$$FS_{NaOH} = 0,147 \left[ \frac{m^3}{h} \right]$$

La densidad de la solución de NaOH se calcula a partir de las siguientes ecuaciones:

$$\frac{100}{\rho_{SNaOH}} = \frac{\%_{NaOH}}{\rho_{NaOH}} + \frac{\%_{H_2O}}{\rho_{H_2O}} \quad \text{Ec. 4.69}$$

$$\%_{NaOH} = \frac{C_{SNaOH}}{\rho_{SNaOH}} \cdot 100 \quad \text{Ec. 4.70}$$

Resolviendo el sistema se obtiene:

$$\%_{NaOH} = 26\% \quad ; \quad \%_{H_2O} = 74\% \quad ; \quad \rho_{SNaOH} = 1.161,28 \left[ \frac{kg}{m^3} \right]$$

### Balance de masa al tanque de neutralización

$$F_{SNaOH} \cdot \rho_{SNaOH} + F_{A18} \cdot \rho_{A18} = F_{A19} \cdot \rho_{A19} \quad \text{Ec. 4.71}$$

Tabla 4.15: Composición de la corriente  $A_{19}$ .

Compuestos	Flujo másico [kg/h]	Flujo másico [kg/h]	%p/p
Agua (entrada)	$F_{A18} \cdot 0,05$	7,896	2,4
Glutamato monosódico	$0,967 \cdot PM_{GMS}$	172,323	52,4
Agua (producida en rxn)	$0,967 \cdot PM_{H_2O}$	18,354	5,6
NaOH (que no reacciona)	$0,1 \cdot 0,967 \cdot PM_{NaOH}$	4,079	1,2
Agua (solución de NaOH)	$0,74 \cdot F_{SNaOH} \cdot \rho_{SNaOH}$	126,519	38,4
Corriente $A_{19}$	-	329,171	100

Sabiendo la composición de la corriente  $A_{19}$  se calcula la densidad de ésta con la Ecuación 4.72:

$$\frac{100}{\rho_{A19}} = \frac{\%_{NaOH}}{\rho_{NaOH}} + \frac{\%_{H_2O}}{\rho_{H_2O}} + \frac{\%_{GMS}}{\rho_{GMS}} \quad \text{Ec. 4.72}$$

Reemplazando los datos de la Tabla 4.15 en la Ecuación 4.72 se obtiene:

$$\rho_{A19} = 1.261 \left[ \frac{kg}{m^3} \right]$$

Finalmente del balance de masa general del tanque de neutralización, Ecuación 4.71, resulta:

$$F_{A19} = 0,261 \left[ \frac{m^3}{h} \right]$$

### 4.3.6 Columna de carbón activo

Esta etapa tiene por objetivo el eliminar los pigmentos que quedan en la corriente de entrada. Las corrientes involucradas se presentan en la Figura 4.14.

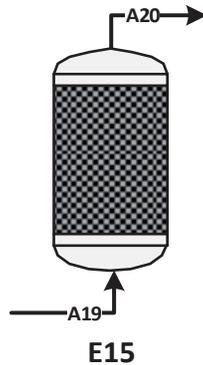


Figura 4.14: Esquema de las corrientes en la columna de carbón activo E15.

A la entrada de la columna de carbón activo se tiene una concentración de pigmentos ( $C_{pig}$ ) de 0,001 [kg/kg solución] (Vermeuten et al., 1994) los cuales se eliminarán en esta etapa.

#### Balance de masa a la columna de carbón activo

**Balance general**  $M_{A19} = M_{A20} + M_{Ads}$  **Ec. 4.73**

**Masa de pigmentos**  $M_{Ads} = M_{A19} \cdot C_{pig}$  **Ec. 4.74**

Los resultados de las ecuaciones 4.73 y 4.74 se presentan en la Tabla 4.16.

Tabla 4.16: Resumen de los flujos de la columna de carbón activo.

Corriente	Flujo [kg/h]
$A_{19}$	329,171
$A_{20}$	328,841

### 4.3.7 Cristalizador

El objetivo de esta etapa es la formación de los cristales de glutamato monosódico. Las corrientes involucradas se presentan en la Figura 4.15.

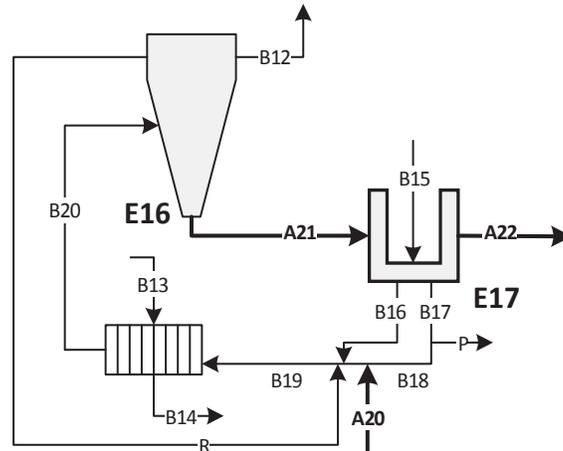


Figura 4.15: Esquema de las corrientes en el sistema cristalizador-centrífuga.

#### Suposiciones:

- A la salida de la centrifuga los cristales salen con un 8% de humedad.
- A la salida de la centrifuga se espera tener cristales con una pureza de 99,3% en base seca.
- La masa y composición de los cristales a la salida de la centrifuga ( $A_{22}$ ), son los mismos que hay en la corriente  $A_{21}$ .
- La corriente de purga ( $P$ ) posee la composición de las aguas madres.
- La corriente que sale del cristalizador  $A_{21}$ , está compuesto de cristales y aguas madres.

$$M_{A21} = M_{A.M.} + M_{A22} \quad \text{Ec. 4.75}$$

- La relación de aguas madres y cristales en la corriente  $A_{21}$ :

$$M_{A.M.} = 4 \cdot M_{A22} \quad \text{Ec. 4.76}$$

#### Balance al producto en la corriente $A_{21}$

$$M_{A21} \cdot P_{A21} = M_{A.M.} \cdot P_{A.M.} + M_{A22} \cdot P_{A22} \quad \text{Ec.4.77}$$

**Balance a las impurezas en la corriente  $A_{21}$** 

$$M_{A_{21}} \cdot I_{A_{21}} = M_{A.M.} \cdot I_{A.M.} + M_{A_{22}} \cdot I_{A_{22}} \quad \text{Ec. 4.78}$$

**Balance al agua en la corriente  $A_{21}$** 

$$M_{A_{21}} \cdot A_{A_{21}} = M_{A.M.} \cdot A_{A.M.} + M_{A_{22}} \cdot I_{A_{22}} \quad \text{Ec. 4.79}$$

Con las ecuaciones 4.78 y 4.79 se calcula la composición de la corriente  $A_{21}$ , la cual se presenta en la Tabla 4.17.

Con las suposiciones es posible calcular la composición de las corrientes de entrada y salida del sistema, las cuales se presentan en la Tabla 4.17.

Tabla 4.17: Composición de las corrientes de entrada y salida en el sistema cristizador-centrífuga.

Corriente	Flujo [kg/h]	Agua [%p/p]	Impurezas [%p/p]	Producto [%p/p]
$A_{20}$	328,84	46,41	1,24	52,35
$A_{21}$	-	32,43	9,38	58,19
$A_{22}$	-	8,00	0,64	91,36

En cuanto a las aguas madres se tiene que estas poseen 1,295 kilogramos de producto por kilogramo de agua (Lara y Parada, 1979) y 0,3 kilogramos de impurezas por kilogramo de agua. Con estos datos y tomando una base de cálculo de agua es posible calcular la composición de las aguas madres, la cual se presenta en la Tabla 4.18.

Tabla 4.18: Composición de las aguas madres del cristizador.

Agua [%p/p]	Impurezas [%p/p]	Producto [%p/p]
38,54	11,56	49,90

**Balance Global al cristalizador**

Impurezas

$$M_{A20} \cdot I_{A20} = M_P \cdot I_P + M_{A22} \cdot I_{A22} \quad \text{Ec. 4.80}$$

Producto

$$M_{A20} \cdot P_{A20} = M_P \cdot P_P + M_{A22} \cdot P_{A22} \quad \text{Ec. 4.81}$$

Resolviendo el sistema con las ecuaciones 4.80 y 4.81 se obtienen los flujos másicos de salida de la centrífuga ( $M_{A22}$ ) y de purga del sistema ( $M_P$ ), resultados se presentan en la Tabla 4.19.

Tabla 4.19: Flujos másicos de salida del sistema cristalizador-centrífuga.

Corriente	Flujo [kg/h]
$A_{22}$	174,50
$P$	25,52

**Balance a la centrífuga**

General

$$M_{A21} + B_{15} = M_{A22} + M_{B16} + M_{B17} \quad \text{Ec. 4.82}$$

Impurezas

$$M_{A21} \cdot I_{A21} = M_{A22} \cdot I_{A22} + M_{B16} \cdot I_{B16} + M_{B17} \cdot I_{B17} \quad \text{Ec. 4.83}$$

Producto

$$M_{A21} \cdot P_{A21} = M_{A22} \cdot P_{A22} + M_{B16} \cdot P_{B16} + M_{B17} \cdot P_{B17} \quad \text{Ec. 4.84}$$

Agua

$$M_{A21} \cdot A_{A21} + B_{15} = M_{A22} \cdot A_{A22} + M_{B16} \cdot A_{B16} + M_{B17} \cdot A_{B17} \quad \text{Ec. 4.85}$$

Relación

$$M_{B17} = 0,95 \cdot M_{A.M.} \quad \text{Ec. 4.86}$$

Corriente de agua

$$M_{B15} = 0,12 \cdot M_{A22} \cdot P_{A22} \quad \text{Ec. 4.87}$$

Balance a la purga

$$M_{B17} = M_P + M_{B18} \quad \text{Ec. 4.88}$$

Con las ecuaciones 4.86 y 4.87, reemplazando los valores obtenidos en las Tablas 4.17 y 4.19 se obtienen los valores de las corrientes  $B_{15}$  y  $M.A.$

Con la Ecuación 4.75 se obtiene el valor de la corriente  $A_{21}$ .

Haciendo un sistema con las ecuaciones 4.82 a la 4.86 y la Ecuación 4.88 se obtienen el flujo másico de  $B_{16}$  y su composición, el flujo másico  $B_{17}$  y  $B_{18}$ . Estos resultados se presentan en la Tabla 4.20.

Tabla 4.20: Resultados obtenidos del balance a la centrífuga.

Corriente	Flujo [kg/h]	Agua [%p/p]	Impurezas [%p/p]	Producto [%p/p]
$B_{15}$	19,13	-	-	-
$M.A.$	698,00	-	-	-
$A_{21}$	873,40	-	-	-
$B_{16}$	53,69	38,91	49,89	11,21
$B_{17}$	664,34	-	-	-
$B_{18}$	638,81	-	-	-

### Balance al reciclo

General

$$M_{B16} + M_{B18} + M_{A20} + M_R = M_{B19} \quad \text{Ec. 4.89}$$

Impurezas

$$M_{B16} \cdot I_{B16} + M_{B18} \cdot I_{B18} + M_{A20} \cdot I_{A20} + M_R \cdot I_R = M_{B19} \cdot I_{B19} \quad \text{Ec. 4.90}$$

Producto

$$M_{B16} \cdot P_{B16} + M_{B18} \cdot P_{B18} + M_{A20} \cdot P_{A20} + M_R \cdot P_R = M_{B19} \cdot P_{B19} \quad \text{Ec. 4.91}$$

Agua

$$M_{B16} \cdot A_{B16} + M_{B18} \cdot A_{B18} + M_{A20} \cdot A_{A20} + M_R \cdot A_R = M_{B19} \cdot A_{B19} \quad \text{Ec. 4.92}$$

Relación

$$M_R = 0,9 \cdot M_{B19} \quad \text{Ec. 4.93}$$

### Balance al cristizador

General

$$M_{B20} = M_{A21} + M_{B12} + M_R \quad \text{Ec. 4.94}$$

Impurezas

$$M_{B20} \cdot I_{B20} = M_{A21} \cdot I_{A21} + M_R \cdot I_R \quad \text{Ec. 4.95}$$

Producto

$$M_{B20} \cdot P_{B20} = M_{A21} \cdot P_{A21} + M_R \cdot P_R \quad \text{Ec. 4.96}$$

Agua

$$M_{B20} \cdot A_{B20} = M_{A21} \cdot A_{A21} + M_{B12} \cdot A_{B12} + M_R \cdot A_R \quad \text{Ec. 4.97}$$

Con las ecuaciones 4.89 a la 4.93 se calculan el flujo de la corriente  $B_{19}$  y su composición, el flujo másico de reciclo  $R$ , cuya composición corresponde a la de aguas madres y el flujo másico de salida  $B_{12}$  y se presentan en la Tabla 4.21.

Tabla 4.21: Composiciones de las corrientes de reciclo ( $R$ ) y  $B_{19}$ .

Corriente	Flujo [kg/h]	Agua [%p/p]	Impurezas [%p/p]	Producto [%p/p]
$B_{12}$	147,94	-	-	-
$R$	9.192,06	38,54	11,56	49,90
$B_{19}$	10.213,40	38,91	11,21	49,89

Luego con la Ecuación 4.98 se calcula la eficiencia del cristalizador:

$$\eta = \frac{F_{A22} \cdot \% \text{producto.A22}}{F_{A20} \cdot \% \text{producto.A20}} \cdot 100 \quad \text{Ec. 4.98}$$

Reemplazando en la Ecuación 4.98 los flujos y porcentajes máxicos obtenidos anteriormente, se llega a:

$$\eta = 92,60 \text{ [\%]}$$

### Balance de energía al condensador barométrico

$$F_{B12} \cdot \lambda + F_{B12} \cdot \overline{Cp}_1 \cdot (T_4 - T_3) = F_{a.c.} \cdot \overline{Cp}_2 \cdot (T_2 - T_1) = Q_c \quad \text{Ec. 4.99}$$

Donde:

$F_{a.c.}$ : Flujo de agua caliente que sale del condensador barométrico.

En la Tabla 4.22 se presentan los datos utilizados para calcular dicho flujo de agua necesario para condensar el vapor de la corriente  $B_{12}$ .

Tabla 4.22: Datos para calcular el flujo de agua necesario para condensar el vapor de la corriente  $B_{12}$ .

Temperatura de entrada del agua de enfriamiento	$T_1 = 293 \text{ [K]}$
Temperatura de salida del agua de enfriamiento	$T_2 = 348 \text{ [K]}$
Temperatura de entrada del condensado	$T_3 = 353 \text{ [K]}$
Temperatura de salida del condensado	$T_4 = 348 \text{ [K]}$
Entalpía del vapor	$\lambda = 2.643,1 \text{ [kJ/K]}$
Capacidad calorífica promedio del condensado	$\overline{Cp}_1 = 4.196 \text{ [J/kg}\cdot\text{K]}$
Capacidad calorífica promedio del agua de enfriamiento	$\overline{Cp}_2 = 4.180 \text{ [J/kg}\cdot\text{K]}$

Reemplazando estos datos en la Ecuación 4.99 se obtiene:

$$F_{a.c.} = 1.687,28 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right]$$

$$Q_c = 389.390,75 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{h}} \right]$$

**Balance de energía para determinar la temperatura de la corriente B19**

$$M_{B18} \cdot Cp_{B18} \cdot (T_{B18} - T_r) + M_R \cdot Cp_R \cdot (T_R - T_r) + M_{B16} \cdot Cp_{B16} \cdot (T_{B16} - T_r) + M_{A20} \cdot Cp_{A20} \cdot (T_{A20} - T_r) = M_{B19} \cdot Cp_{B19} \cdot (T_{B19} - T_r) \quad \text{Ec. 4.100}$$

Con:

$$Cp_i = Cp_{agua} \cdot Xi_{agua} + Cp_{glut} \cdot Xi_{glut} + Cp_{imp} \cdot Xi_{imp} \quad \text{Ec. 4.101}$$

Donde:

$$Cp_{agua}: \text{Capacidad calorífica del agua. } Cp_{agua} = 4.184 \left[ \frac{J}{kgK} \right]$$

$$Cp_{glut}: \text{Capacidad calorífica del glutamato. } Cp_{glut} = 1.180 \left[ \frac{J}{kgK} \right]$$

$$Cp_{imp}: \text{Capacidad calorífica de las impurezas. } Cp_{imp} = 845,17 \left[ \frac{J}{kgK} \right]$$

$Xi_{agua}$ : Fracción másica de agua en la corriente i.

$Xi_{glut}$ : Fracción másica de glutamato en la corriente i.

$Xi_{imp}$ : Fracción másica de impurezas en la corriente i.

$T_r$ : Temperatura de referencia.  $T_r = 273 [K]$

En la Tabla 4.23 se presentan los datos utilizados para determinar la temperatura con la que entra al intercambiador de calor.

Tabla 4.23: Datos para calcular la temperatura de la corriente  $B_{19}$ .

Corrientes	Flujos [kg/h]	Temperatura [K]	$X_{agua}$	$X_{glut}$	$X_{imp}$
$A_{20}$	328,84	303	0,4641	0,5235	0,0124
$B_{16}$	53,69	293*	0,6030	0,3223	0,0747
$B_{18}$	638,81	353*	0,3854	0,4990	0,1156
$B_{19}$	10.213,40	-	0,3891	0,4989	0,1121
$R$	9.192,06	343*	0,3854	0,4990	0,1156

\*Temperaturas dadas.

Luego, reemplazando dichos valores en de la Ecuación 4.100 se obtiene:

$$T_{B19} = 351 [K]$$

#### Formación de cristales de GMS dentro del tanque de cristalización.

$$M_{B12} \cdot \lambda + M_{A22} \cdot H_c = M_{B20} \cdot C_{pB20} \cdot (T_{B20} - T_{B19}) \quad \text{Ec. 4.102}$$

Donde:

$$\lambda: \text{Entalpía de vaporización. } \lambda = 2.309,74 \left[ \frac{kJ}{kg} \right]$$

$H_c$ : Calor de formación de cristales de glutamato monosódico. Este calor de formación es de  $6,3 \left[ \frac{kcal}{mol} \right]$  equivalente a  $156.076 \left[ \frac{J}{kg} \right]$ .

Con estos datos, de la Ecuación 4.102 se obtiene:

$$T_{B20} = 364 [K]$$

#### Balance de energía al intercambiador de calor

$$M_{B20} \cdot \overline{C}_{p20} \cdot (T_{B20} - T_{B19}) = M_v \cdot \lambda_v = Q \quad \text{Ec. 4.103}$$

Con los datos obtenidos anteriormente, se llega a:

$$Q = 314.459 \left[ \frac{kJ}{h} \right]$$

El vapor de caldera, presenta una entalpía del vapor igual a  $\lambda_v = 2.738,117 \left[ \frac{kJ}{kg} \right]$ . Reemplazando este valor en la Ecuación 4.103, se obtiene:

$$M_v = 114,84 \left[ \frac{kg}{h} \right]$$

### 4.3.8 Secador

Esta etapa tiene por objetivo el disminuir la humedad del producto y ajustarla a su condición final. Las corrientes involucradas se presentan en la Figura 4.16.

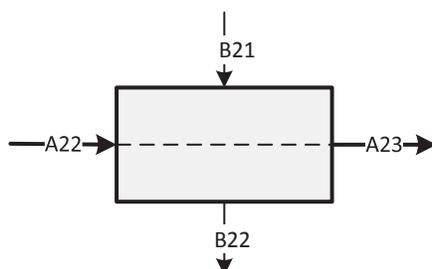


Figura 4.16: Esquema de las corrientes en el secador.

#### Balance de masa al secador

#### Balance de agua en el secador

Los cristales ingresan al secador con una humedad total del 8%, la cual está compuesta por el agua de la película superficial y el agua ocluida en un 7,51% y un 0,49% respectivamente. En esta operación se pretende eliminar el agua superficial, por lo que el agua a evaporar ( $A_{ev}$ ) de los cristales se representa por la Ecuación 4.104.

$$A_{ev} = m_c \cdot a_s \quad \text{Ec. 4.104}$$

Siendo  $m_c$  el flujo másico de cristales a la entrada del secador y  $a_s$  la fracción másica de agua superficial en la corriente de entrada, la cual se encuentra junto a los demás componentes en la Tabla 4.24.

Tabla 4.24: Composición de la corriente de entrada al secador.

Componente	Porcentaje en peso
Cristales	91,36
Impurezas	0,64
Agua ocluida	0,49
Agua superficial	7,51

Reemplazando en la Ecuación 4.104 el flujo másico de entrada y la fracción másica de agua superficial se obtiene:

$$A_{ev} = 13,109 \left[ \frac{kg}{h} \right]$$

### Balance de energía al secador

Para el balance de energía, el calor transferido desde gas hacia el sólido, basado en la corriente de sólido, está dado por la Ecuación 4.105.

$$Q = m_c \cdot \left( \frac{1}{1+x_e} \right) \cdot C_{p_{sol}} \cdot (T_{s_s} - T_{s_e}) + m_c \cdot \left( \frac{x_e - x_s}{1+x_e} \right) \cdot (h_{v_s} - h_{l_e}) + m_c \cdot \left( \frac{x_s}{1+x_e} \right) \cdot C_{p_{H_2O}} \cdot (T_{s_s} - T_{s_e}) \quad \text{Ec. 4.105}$$

Donde  $h$ ,  $T$ ,  $C_{p_{sol}}$  y  $x$  representan a las entalpías, temperaturas, capacidad calorífica del sólido y humedad del sólido respectivamente, con los subíndices  $e$  y  $s$  indicando entradas y salidas respectivamente.

Para calcular el calor se usan los datos de la Tabla 4.25.

Tabla 4.25: Datos utilizados en el cálculo del calor transferido.

Flujo másico de entrada ( $m_c$ )	0,048 [kg/s]
Capacidad calorífica del agua ( $C_{p_{H_2O}}$ )	4.193 [J/kg·K]
Capacidad calorífica del sólido ( $C_{p_{sol}}$ )	1.180 [J/kg·K]
Temp. Sólido de entrada ( $T_{s_e}$ )	70 [°C]
Temp. Sólido de salida ( $T_{s_s}$ )	80 [°C]
Humedad de entrada ( $x_e$ )	0,0876 [kg H <sub>2</sub> O/kg sol seco]
Humedad de salida ( $x_s$ )	0,0053 [kg H <sub>2</sub> O/kg sol seco]
Entalpía del vapor de salida ( $h_{v_s}$ )	2.659,67 [kJ/kg]
Entalpía del líquido de entrada ( $h_{l_e}$ )	293,044 [kJ/kg]

Utilizando la Ecuación 4.105 y los datos de la Tabla 4.25 se calcula el calor transferido:

$$Q = 9.209,45 \left[ \frac{J}{s} \right]$$

Esta cantidad de energía debe ser provista por el calor sensible del aire, de esta forma, un balance de energía en el gas, considerando un 10% de pérdidas por las paredes del secador, se puede expresar como:

$$\frac{Q}{1-0,9} = G \cdot C_{p_{gas}} \cdot (T_{G_e} - T_{G_s}) \quad \text{Ec. 4.106}$$

Con la Ecuación 4.106 se puede calcular la cantidad de gas necesaria para cumplir con la operación, para esto se asumen las temperaturas de entrada y salida de éste, las cuales se presentan en la Tabla 4.26 en conjunto con los demás datos necesarios para el cálculo.

Tabla 4.26: Datos utilizados para el cálculo del flujo de gas.

Capacidad calorífica del gas ( $C_{p_{gas}}$ )	1.000 [J/kg·K]
Calor transferido	9.209,45 [J/s]
Temperatura de entrada del gas	120 [°C]
Temperatura de salida del gas	90 [°C]

Con los datos de la Tabla 4.26 se calcula mediante la Ecuación 4.106 el flujo de gas a utilizar en la operación:

$$G = 0,341 \left[ \frac{kg}{s} \right]$$

Mediante un balance al agua a evaporar, se calcula la humedad de salida del gas ( $y_2$ ), esto se puede expresar como:

$$A_{ev} = G \cdot (y_2 - y_1) \quad \text{Ec. 4.107}$$

Con las propiedades del aire de la localidad de Linares presentadas en la Tabla 4.27 y haciendo uso de la carta psicrométrica del Anexo 4 se obtiene la humedad de entrada del gas ( $y_1$ ).

Tabla 4.27: Propiedades del aire de la localidad de Linares.

Temperatura	18 [°C]
Humedad relativa	47 %
Humedad absoluta ( $y_1$ )	0,006 [kg H <sub>2</sub> O/kg aire seco]

Utilizando la Ecuación 4.107 y los datos de la Tabla 4.27 se calcula la humedad absoluta del aire de salida.

$$y_2 = 0,017 \left[ \frac{\text{kg H}_2\text{O}}{\text{kg aire seco}} \right]$$

En la Tabla 4.28 se presenta el resumen de las corrientes y propiedades de estas en la operación de secado.

Tabla 4.28: Resumen de corrientes y condiciones en el secador.

Flujo másico de entrada	0,048 [kg/s]
Temp. Sólido de entrada	70 [°C]
Temp. Sólido de salida	80 [°C]
Humedad de entrada sólidos	0,0876 [kg H <sub>2</sub> O/kg sol seco]
Humedad de salida sólidos	0,0053 [kg H <sub>2</sub> O/kg sol seco]
Flujo de gas	0,341 [kg/s]
Humedad de entrada del gas	0,006 [kg H <sub>2</sub> O/kg aire seco]
Humedad de salida del gas	0,017 [kg H <sub>2</sub> O/kg aire seco]
Temperatura de entrada del gas	120 [°C]
Temperatura de salida del gas	90 [°C]

#### 4.4 REQUERIMIENTOS DE SALES

Para el medio de cultivo, es necesario disponer de melaza a una concentración de 200 [g/L], pero además, se agregarán distintas sales para suplir las necesidades del microorganismo. Estas sales se agregarán en la segunda dilución para así esterilizarlas junto con la melaza.

En la Tabla 4.29 se presentan las concentraciones de las sales en el medio de cultivo

Tabla 4.29: Concentraciones de sales en el medio de cultivo (Marquet et al., 1986).

Sales	Concentración [g/L]
Sulfato de amonio $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$	1
Sulfato de magnesio $\text{MgSO}_4$	0,5
Sulfato de manganeso $\text{MnSO}_4$	0,005

Para obtener esta concentración, es necesario hacer un balance de masa al tanque de segunda dilución (E4).

Balance

$$\mathbf{(NH_4)_2SO_4} \quad F_{A5} \cdot C^1_{NH4} = F_{B3} \cdot C^2_{NH4} \quad \mathbf{Ec. 4.108}$$

$$\mathbf{MgSO_4} \quad F_{A5} \cdot C^1_{MgSO4} = F_{B3} \cdot C^2_{MgSO4} \quad \mathbf{Ec. 4.109}$$

$$\mathbf{MnSO_4} \quad F_{A5} \cdot C^1_{MnSO4} = F_{B3} \cdot C^2_{MnSO4} \quad \mathbf{Ec. 4.110}$$

Donde:

$C^1_i$ : Concentración de sal a la salida del tanque de 2° dilución (E4)

$C^2_i$ : Concentración de sal en el tanque de preparación de sales.

$F_{A5}$ : Flujo volumétrico a la salida del tanque de 2° dilución.  $F_{A5} = 2,497 \left[ \frac{m^3}{h} \right]$

$F_{B3}$ : Flujo volumétrico a la salida del tanque de preparación de sales.  $F_{B3} = 1,003 \left[ \frac{m^3}{h} \right]$

Reemplazando estos flujos y los datos de la Tabla 4.29 en las Ecuaciones 4.108, 4.109 y 4.110, se obtiene:

$$C^2_{NH_4} = 2,49 \left[ \frac{m^3}{h} \right]$$

$$C^2_{MgSO_4} = 1,25 \left[ \frac{m^3}{h} \right]$$

$$C^2_{MnSO_4} = 0,01 \left[ \frac{m^3}{h} \right]$$

Para alcanzar esta concentración en el tanque de preparación de sales se debe realizar un balance a éste y así obtienen los flujos máxicos necesarios de cada sal.

$$(NH_4)_2SO_4 \quad M_{NH_4} = V_L \cdot C^2_{NH_4} \quad \text{Ec. 4.111}$$

$$MgSO_4 \quad M_{MgSO_4} = V_L \cdot C^2_{MgSO_4} \quad \text{Ec. 4.112}$$

$$MnSO_4 \quad M_{MnSO_4} = V_L \cdot C^2_{MnSO_4} \quad \text{Ec. 4.113}$$

Donde:

$V_L$ : Volumen de líquido en el tanque de preparación de sales.  $V_L = 42,79 [m^3]$

$M_i$ : Flujo máxico de sal requerida [kg/h].

Reemplazando este volumen en las Ecuaciones 4.111, 4.112 y 4.113, resulta:

$$M_{NH_4} = 138,74 \left[ \frac{kg}{h} \right]$$

$$M_{MgSO_4} = 69,37 \left[ \frac{kg}{h} \right]$$

$$M_{MnSO_4} = 0,69 \left[ \frac{kg}{h} \right]$$

Se debe considerar que la planta cuenta con dos tanques de preparación de sales, y que cada tanque está diseñado para que su contenido dure 2,5 días y la planta debe operar 330 días al año. Con estos datos se puede calcular la cantidad necesaria de sales al año, los cuales se presentan en la Tabla 4.30.

Tabla 4.30: Cantidad anual de sales utilizadas en la planta.

Sales	Cantidad [kg/año]
Sulfato de amonio $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$	18.313,28
Sulfato de magnesio $\text{MgSO}_4$	9.156,64
Sulfato de manganeso $\text{MnSO}_4$	91,57

#### 4.5 REDES DE AGUA

Durante todo el proceso existen varias corrientes de aguas, las cuales son utilizadas para diversas tareas, como diluciones, lavado de cristales o tareas de enfriamiento.

En la Tabla 4.31 se presentan las corrientes de agua que ingresan al sistema en conjunto con la temperatura a la que se ocupan.

Tabla 4.31: Corrientes agua que ingresan al proceso y sus respectivas temperaturas.

Corriente de entrada	Flujo [ $\text{m}^3/\text{h}$ ]	Temperatura [ $^{\circ}\text{C}$ ]
$B_1$	1,02	70
$B_3$	0,93	70
$B_5$	3,40	20
$B_8$	0,31	30
$B_{11}$	1,42	30
$B_{15}$	0,02	30
Agua de enfriamiento en condensador	1,73	20
Agua para dilución de NaOH	0,13	30
Agua para dilución de ácido	$1,58 \cdot 10^{-4}$	30
Agua enfriamiento de fermentadores	1,11	35

Además, en el proceso existe una serie de corrientes que salen del sistema. En la Tabla 4.32 se presentan estas corrientes y sus respectivas temperaturas.

Tabla 4.32: Corrientes agua que salen del proceso y sus respectivas temperaturas.

Corriente de salida	Flujo [m <sup>3</sup> /h]	Temperatura [°C]
$B_6$	3,403	50
$B_4$	0,287	100
$B_{12}$	0,152	80
$B_{14}$	0,12	143
Salida de condensador	1,73	75
Salida serpentín de fermentador	68,310	30
Salida serpentín de propagador 1	0,007	30
Salida serpentín de propagador 2	0,102	30
Salida serpentín de propagador 3	0,743	30
Salida serpentín de propagador 4	7,923	30

Teniendo en cuenta los requerimientos energéticos de las entradas de agua al sistema, hay algunas corrientes de entrada que se pueden satisfacer con algunas de las corrientes de salida, ya que, existen corrientes calientes que se pueden mezclar con corrientes de menor temperatura para satisfacer las necesidades de entrada. Las corrientes que se utilizan y las que se suplen se detallan en la Tabla 4.33

Tabla 4.33: Corrientes de salida utilizadas para suplir necesidades de entrada

Salidas	Flujo [m <sup>3</sup> /h]	Temperatura [°C]	Ocupa [m <sup>3</sup> /h]	Queda [m <sup>3</sup> /h]	Flujo que suple
$B_6$	3,403	50	1,175	2,228	$B_1$
$B_{12}$	0,152	80	0,152	0	$B_1$
Condensador	1,730	75	0,827	0,904	$B_3$
Propagador 2	0,102	30	0,102	0	$B_3$
Propagador 3	0,743	30	0,882	0,261	Caldera/soluciones

En la Tabla 4.33 se encuentran los flujos que se ocupan para suplir otros de entrada, además se presenta la cantidad que se ocupa y lo que sobra en el caso que así sea. En el caso del último flujo de la Tabla este se ocupa para suplir dos necesidades, en primer caso se utiliza para la caldera, para generar el vapor necesario, en segundo caso se utiliza para preparar las soluciones de ácido y de hidróxido de sodio.

Teniendo en cuenta esto, sumando los flujos de entrada y despreciando los que se suplen mediante otras corrientes, se tiene un flujo total de 83,96 [m<sup>3</sup>/h] de agua fresca.

Por otra parte sumando los flujos de salida, sin considerar los que se ocupan para suplir otras corrientes, se tiene un flujo total de 79,62 [m<sup>3</sup>/h] de salida de agua.

Como medida de seguridad se considera un tanque de abastecimiento de agua fresca para el proceso, para esto se define un tiempo de residencia de 4 horas, y considerando el flujo que tiene que entrar a la planta, este tanque deberá ser de 335,83 [m<sup>3</sup>].

Por otra parte se tiene un tanque para almacenar el agua de salida. Para este tanque se considera un tiempo de residencia de 1 hora, con lo que considerando el flujo de agua que sale de la planta, este tanque deberá ser de 79,61 [m<sup>3</sup>].

#### 4.6 RESUMEN DE CORRIENTES

En la Tabla 4.33 se presenta el resumen de las corrientes principales involucradas en la etapa de recuperación, sus flujos volumétricos y másicos.

Tabla 4.34: Resumen de las corrientes principales de la etapa de recuperación.

Corriente	Flujo Volumétrico [m <sup>3</sup> /h]	Densidad [kg/m <sup>3</sup> ]	Flujo Másico [kg/h]
<i>A</i> <sub>14</sub>	1,659	1.032,99	1.713,74
<i>A</i> <sub>15</sub>	1,202	1.040,91	1.251,01
<i>A</i> <sub>16</sub>	1,508	1.032,53	1.556,70
<i>A</i> <sub>17</sub>	1,508	1.032,67	1.556,91
<i>A</i> <sub>18</sub>	0,111	1.427,17	157,92
<i>A</i> <sub>19</sub>	0,261	1.260,92	329,17
<i>A</i> <sub>20</sub>	0,261	1.260,92	328,84
<i>A</i> <sub>21</sub>	0,635	1.374,51	873,40
<i>A</i> <sub>22</sub>	0,113	1.545,72	174,50
<i>A</i> <sub>23</sub>	0,104	1.545,72	161,39

En la Tabla 4.35 se presenta el resumen de las corrientes secundarias de la etapa de recuperación.

Tabla 4.35: Resumen de las corrientes secundarias de la etapa de recuperación.

Corriente	Flujo Volumétrico [m <sup>3</sup> /h]	Densidad [kg/m <sup>3</sup> ]	Flujo Másico [kg/h]
<i>B</i> <sub>7</sub>	0,457	1.012,32	462,73
<i>B</i> <sub>8</sub>	0,312	1.000,00	312,03
<i>B</i> <sub>9</sub>	0,009	1.436,38	13,32
<i>B</i> <sub>10</sub>	1,417	1.000,00	1.416,99
<i>B</i> <sub>11</sub>	0,018	1.000,00	18,00
<i>B</i> <sub>12</sub>	0,148	1.000,00	147,94
<i>B</i> <sub>13</sub>	54,223	2,12	114,84
<i>B</i> <sub>14</sub>	0,120	958,05	114,84
<i>B</i> <sub>15</sub>	0,019	1.000,00	19,13
<i>B</i> <sub>16</sub>	0,045	1.194,70	53,69
<i>B</i> <sub>17</sub>	0,495	1341,99	664,34
<i>B</i> <sub>18</sub>	0,476	1341,99	638,81
<i>B</i> <sub>19</sub>	7,656	1334,00	10.213,40
<i>R</i>	6,850	1341,99	9.192,06
<i>P</i>	0,019	1341,99	25,52

## REFERENCIAS CAPÍTULO 4

Acevedo F. y Gentina, J. (2002). Cinética de fermentaciones. En F. Acevedo, J. Gentina y A. Illanes (Eds.), *Fundamentos de Ingeniería Bioquímica* (pp. 128 - 135). Valparaíso: Ediciones Universitarias de Valparaíso.

Asadi, M. (2007). Basics of beet-sugar technology. En M. Asadi (Ed.), *Beet-Sugar Handbook* (pp. 58-59). New Jersey: John Wiley & Sons, Inc.

Gentina, J. y Retamal, J. (1984). Esterilización. En Universidad Católica de Valparaíso (Ed.), *Actas del II Curso Latinoamericano de Biotecnología: V Curso Internacional de Ingeniería Bioquímica* (p. 118). Valparaíso: Edición Universitarias de Valparaíso.

Lara, E. y Parada, G. (1979). *Comparación de dos modalidades de fermentación para la producción de glutamato mono sódico* (Tesis pregrado Ingeniería Civil Bioquímica). Valparaíso, Chile: Universidad Católica de Valparaíso, Facultad de Ingeniería.

Marquet, M., Uribelarra, J., Hucheng, A., Laneelle, G. y Goma, G. (1986). Glutamate excretion by *Corynebacterium*: a study of glutamate accumulation during a fermentation course. *Applied Microbiology and Biotechnology*, 25, 220 - 223.

Olbrich, H. (1963). *The Molasses*. Berlín, Alemania: Institut Fur Zuckerindustrie.

Spiraxsarco (2014). Steam Tables. Extraído en Agosto de 2014 desde [http://www.spiraxsarco.com/esc/SS\\_Properties.aspx/country\\_id=ar&lang\\_id=arg](http://www.spiraxsarco.com/esc/SS_Properties.aspx/country_id=ar&lang_id=arg)

Suresh, S., Khan, N. y Srivastava, V. (2009). Kinetic modeling and sensitivity analysis of kinetic parameters for L-glutamic acid production using *Corynebacterium glutamicum*. *International Journal of Chemical Reactor Engineering*, 7, 1 - 11.

Vaxasoftware, (2014). Properties of water as a function of temperature. Extraído en Agosto de 2014 desde [http://www.vaxasoftware.com/doc\\_edu/qui/denh2o.pdf](http://www.vaxasoftware.com/doc_edu/qui/denh2o.pdf)

Vermeuten, T., Douglas, M., Hiester, N. y Klein, G. (1994). Adsorción e intercambio iónico. En R. Perry, D. Green y J. Maloney (Eds.), *Manual del Ingeniero Químico 6° ed.* (p. 1505). México: McGraw-Hill.

## CAPÍTULO 5: DISEÑO Y SELECCIÓN DE EQUIPOS

En este capítulo se presentan los diseños de los distintos equipos involucrados en el proceso de producción de glutamato monosódico.

Para efecto de cálculo se consideran las propiedades del agua en algunos fluidos, a menos que se indiquen las propiedades de estos.

### 5.1 CENTRIFUGA DE DISCOS E3

La característica de la centrífuga estará determinada por la velocidad terminal de las partículas a separar ( $ug$ ) y el caudal volumétrico del efluente a procesar. En la Tabla 5.1 se presentan los datos utilizados para el diseño de la centrífuga. El flujo y la densidad de entrada se calcularon en la Sección 4.1.2

Tabla 5.1: Datos necesarios para el cálculo del área equivalente de sedimentación ( $\Sigma$ ).

Diámetro de la partícula (Svarovsky, 2001)	$D_p = 2 \cdot 10^{-6}$ [m]
Densidad del sólido	$\rho_{sol} = 1.260,40$ [kg/m <sup>3</sup> ]
Densidad del flujo entrada	$\rho_{A3} = 1.146,75$ [kg/m <sup>3</sup> ]
Flujo de entrada	$F_{A3} = 4,77 \cdot 10^{-4}$ [m <sup>3</sup> /s]
Fuerza de gravedad	$g = 9,8$ [m/s <sup>2</sup> ]
Viscosidad	$\mu = 5,47 \cdot 10^{-4}$ [m·kg/s]

La velocidad terminal ( $ug$ ), está dada por la Ecuación 5.1 y la Ecuación 5.2 (Aroca, 2002).

$$ug = \frac{(\rho_{sol} - \rho_{A3}) \cdot D_p^2 \cdot g}{18 \cdot \mu} \quad \text{Ec. 5.1}$$

$$\Sigma = \frac{F_{A3}}{ug} \quad \text{Ec. 5.2}$$

Donde  $\Sigma$  es una característica de la centrífuga que representa el área de la sección transversal de un tanque de sedimentación por gravedad de la misma capacidad de separación que la centrífuga.

Reemplazando los valores de la Tabla 5.1 en las ecuaciones 5.1 y 5.2 se obtiene:

$$ug = 4,52 \cdot 10^{-7} \left[ \frac{m}{s} \right]$$

$$\Sigma = 1.054 [m^2]$$

Con este valor de  $\Sigma$  se podrá seleccionar la centrifuga adecuada que se encuentran disponibles en el mercado y así satisfacer los requerimientos en esta etapa del proceso, ya que,  $\Sigma$  es el principal parámetro característico de selección para las centrifugas de discos.

## 5.2 ESTERILIZACIÓN

Para la esterilización del medio de cultivo es necesario determinar distintos parámetros, tales como, la constante cinética de destrucción, el tiempo de esterilización, el largo y el diámetro de la cañería.

### Cálculo de Flujo de salida del esterilizador.

Para calcular el flujo de salida del proceso de esterilización ( $F_s$ ) es necesario realizar un balance de masa al sustrato que se consume en todo el tiempo de operación, considerando el gasto para crecimiento, formación de producto y el sustrato necesario para mantener las condiciones de operación en la fermentación. En la Ecuación 5.3 se presenta dicho balance y en la Ecuación 5.4 el número de fermentaciones al año ( $N_B$ ).

$$F_s \cdot C_s \cdot t = N_B \cdot \left( \frac{P \cdot V_f}{Y_{p/s}} \right) + N_B \cdot \left( \frac{X_f \cdot V_f}{Y_{x/s}} \right) + N_B \cdot (S_R \cdot V_t) + N_B \cdot (S_{R'} \cdot (V_f - V_t)) \quad \text{Ec. 5.3}$$

$$N_B = \frac{F_d \cdot t}{V_t} \quad \text{Ec. 5.4}$$

En la Tabla 5.2 se presentan las condiciones de operación descritas anteriormente en la Sección 3.4 las cuales se utilizarán para el cálculo del flujo de salida del esterilizador.

Tabla 5.2: Datos utilizados para el cálculo del flujo de salida de la etapa de esterilización.

Concentración de sustrato	$C_s = 200$ [g/L]
Concentración de producto al final de la fermentación	$P = 100$ [g/L]
Concentración de sustrato en el reactor 1° etapa	$S_R = 29,18$ [g/L]
Concentración de sustrato en el reactor 2° etapa	$S'_R = 14,87$ [g/L]
Tiempo de operación al año	$t = 7.920$ [h]
Volumen final del fermentador	$V_f = 24,88$ [m <sup>3</sup> ]
Volumen alcanzado en la 1° etapa de fermentación	$V_t = 24,47$ [m <sup>3</sup> ]
Flujo descarga del fermentador (calculado en sección 5.4)	$F_d = 1,66$ [m <sup>3</sup> /h]
Rendimiento global de sustrato en producto	$Y_{p/s} = 0,55$
Rendimiento global de sustrato en células	$Y_{x/s} = 0,50$

Reemplazando estos valores en las ecuaciones 5.3 y .5.4, se obtiene:

$$N_B = 528 \left[ \frac{\text{Fermentaciones}}{\text{año}} \right]$$

$$F_s = 2,312 \left[ \frac{m^3}{h} \right] = F_{A12}$$

### 5.2.1 Constante cinética de destrucción por calor (K):

Esta constante depende del microorganismo, la cual se determinad a partir de la Ecuación 5.5.

$$K = k_o \cdot e^{\frac{-\Delta E}{R \cdot T}} \quad \text{Ec. 5.5}$$

Usualmente para este tipo cálculos el modelo cinético utilizado es el del microorganismo *Bacillus stearothermophilus*. En la Tabla 5.3 se presentan los datos del microorganismo.

Tabla 5.3: Datos del microorganismo *Bacillus stearothermophilus* para determinar la constante K. (Gentina y Retamal, 1984)

Constante empírica de Arrhenius ( $k_o$ )	$1 \cdot 10^{36,2}$ [s <sup>-1</sup> ]
Constante de los gases ideales ( $R$ )	1,98 [cal/mol·K]
Energía de activación de la destrucción por ( $\Delta E$ )	67.700 [cal/mol]
Temperatura de esterilización ( $T$ )	408 [K]

Utilizando los datos del microorganismo, de la Ecuación 5.5, se obtiene:

$$K = 0,64 [s^{-1}]$$

### 5.2.2 Largo y diámetro de la cañería

El largo y el diámetro de la cañería de la zona de mantención, son vitales para satisfacer el nivel de esterilidad requerido, ya que, afectan el nivel de turbulencia y por ende el tiempo de residencia en la zona de mantención.

Para saber cómo afecta el nivel de turbulencia del medio, se realiza un balance de materia en estado estacionario a la zona de mantención. El resultado analítico de lo anterior es complejo, sin embargo, a fin de facilitar los cálculos de esterilizadores continuos, la solución ha sido graficada en función del número adimensional de Peclet ( $Pe$ ) y el número de reacción ( $N_r$ ) (Aiba et al., 1973). Estos números adimensionales pueden ser expresados según las ecuaciones 5.6 y 5.7, presentadas a continuación:

$$Pe = \frac{v \cdot L}{E_z} \quad \text{Ec. 5.6}$$

$$N_r = \frac{K \cdot L}{v} \quad \text{Ec. 5.7}$$

Donde:

$Pe$ : Número de Peclet.

$v$ : Velocidad en la zona de mantención [m/s].

$L$ : Largo de la cañería [m].

$E_z$ : Coeficiente de dispersión axial.

$N_r$ : Número de reacción.

$K$ : Constante cinética de destrucción por calor [ $s^{-1}$ ].

El coeficiente de dispersión axial, va a depender de las condiciones dinámicas del fluido, sin embargo, es muy complicado calcular su valor por lo que existen ciertas correlaciones que ayudan a simplificar los cálculos. Con esta correlación (Gentina y Retamal, 1984) y asumiendo un flujo turbulento es posible obtener la Ecuación 5.8 que representa el coeficiente de dispersión axial:

$$E_z = 0,3 \cdot v \cdot d \quad \text{Ec. 5.8}$$

Siendo  $d$  el diámetro de cañería.

Existe una correlación para un número de Peclet entre 400 y 1.000 expresada en la Ecuación 5.9, la cual proviene del desarrollo presentado en el Anexo 5.

$$N_r = \left[ \frac{(1000 - Pe)}{834,57012} + 12,85133 \right] \cdot \left( \frac{N}{N_o} \right)^{-0,02956} \quad \text{Ec. 5.9}$$

Esta correlación permite calcular el largo de la cañería mediante la iteración del diámetro de las cañerías de acero estándar; condiciones adecuadas para alcanzar el nivel de esterilidad deseado.

Reemplazando las ecuaciones 5.6, 5.7 y 5.8 en la Ecuación 5.9 y expresando la velocidad en función del flujo volumétrico se obtiene la Ecuación 5.10:

$$L = \frac{3.517,6 \cdot d \cdot \frac{4 \cdot F}{d^2 \cdot \pi}}{\frac{4 \cdot F}{d^2 \cdot \pi} + 250,371 \cdot d \cdot K \cdot \left( \frac{N}{N_o} \right)^{0,02956}} \quad \text{Ec. 5.10}$$

Reemplazando el flujo en la Ecuación 5.10 y los diferentes diámetros de cañerías de acero estándar (Anexo 6) es posible calcular los diferentes valores del largo de cañería y recalculer los diferentes valores de Peclet tomando como referencia un valor de  $\frac{N}{N_o} = 10^{15}$  (Gentina y Retamal, 1984). Cabe destacar que esta correlación es válida para valores de Peclet entre 400 y 1.000, por lo que valores superiores o inferiores no se considerarán para la obtención tanto del diámetro como el largo de la cañería que finalmente se utilizará en este proyecto. Los resultados se presentan en la Tabla 5.4.

Tabla 5.4: Cálculo del largo de la cañería de la zona de mantención.

Cañería [pulg]	Diámetro Interno [m]	Largo [m]	Coef. De Dispersión axial	Número de Peclet	Velocidad [m/s]
½	0,013	21,34	70,53	5.681,28	5,22
¾	0,016	17,72	55,90	3.738,29	3,28
1	0,027	8,33	33,15	1.042,37	1,15
1 ¼	0,035	5,07	25,20	481,86	0,67
1 ½	0,041	3,78	21,60	308,13	0,49
2	0,053	2,33	16,82	147,66	0,30
2 ½	0,063	1,64	14,08	87,09	0,21
3	0,078	1,06	11,33	45,55	0,13
3 ½	0,090	0,80	9,80	29,49	0,10

De acuerdo a lo descrito anteriormente solo se debe considerar los valores de Peclet entre 400 y 1.000, por lo que se escoge la cañería de diámetro nominal 1 ¼ pulgadas, lo cual arroja un largo de 5,07 [m].

### 5.2.3 Tiempo de esterilización

Siendo conocido el largo de la cañería seleccionada y la velocidad de circulación del flujo a través de ésta, se procede a realizar el cálculo del tiempo de esterilización utilizando la Ecuación 5.11.

$$t_e = \frac{L}{v} \quad \text{Ec. 5.11}$$

Donde:

$L$ : Largo de la cañería.  $L = 5,07$  [m]

$v$ : Velocidad de circulación del flujo al interior de la cañería.  $v = 0,67$   $\left[\frac{m}{s}\right]$

Luego, reemplazando los datos en la Ecuación 5.11 se obtiene:

$$t_e = 7,61$$
 [s]

## 5.3 DISEÑO DE INTERCAMBIADORES DE CALOR

### 5.3.1 Intercambiador de calor E5

Para el cálculo del intercambiador de calor E5, el cual precalentará la melaza antes de entrar al esterilizador, se utilizan los datos calculados anteriormente en la Sección 4.1.4 y se presentan en la Tabla 5.5

Tabla 5.5: Datos utilizados para el diseño del área del intercambiador de calor E5.

<b>Propiedades Promedio</b>	<b><math>A_5 - A_6</math></b>	<b><math>A_{10} - A_{11}</math></b>
Capacidad calorífica [J/kg·K]	3.819,92	3.847,61
Temperatura [K]	$T_{A5} = 333$ $T_{A6} = 353$	$T_{A10} = 373$ $T_{A11} = 353$
Viscosidad [kg/m·s]	$4,16 \cdot 10^{-4}$	$3,15 \cdot 10^{-4}$
Conductividad térmica [kJ/m·h·K]	0,2716	0,2716
Resistencia incrustaciones* [s·m <sup>2</sup> ·K/J]	$3,4 \cdot 10^{-6}$	$3,4 \cdot 10^{-6}$
Calor [kJ/h] (Q)	206.817,24	206.817,24
Flujos [kg/h]	2.526,59	2.526,59

\*La resistencia se obtiene del Anexo 7 tomando la resistencia del agua.

Para determinar el área del intercambiador de calor es necesario calcular la diferencia de temperatura logarítmica a partir de la Ecuación 5.12 (Hottel, 2008).

$$\Delta TML = \frac{(T_{A10} - T_{A6}) - (T_{A11} - T_{A5})}{\ln\left(\frac{T_{A10} - T_{A6}}{T_{A11} - T_{A5}}\right)} \quad \text{Ec. 5.12}$$

$$\Delta TML = 19,98 \text{ [K]}$$

Se determina el área provisional del intercambiador, con la Ecuación 5.13 (Hottel, 2008), tomando un coeficiente total de transferencia de calor inicial de 700 [J/m<sup>2</sup>·s·K]

$$A_{pv} = \frac{Q}{U \cdot \Delta TML} \quad \text{Ec. 5.13}$$

$$A_{pv} = 4,11 \text{ [m}^2\text{]}$$

Para determinar el área real del intercambiador se debe seleccionar un modelo de intercambiador de calor. El elegido es el Modelo P2 del catálogo Alfa Laval (Anexo 8), cuyas características se presentan en la Tabla 5.6.

Tabla 5.6: Características del intercambiador seleccionado.

<b>Intercambiador de placas P2</b>		
Ancho placas	320	[mm]
Área por placa	0,12	[m <sup>2</sup> ]
Espesor de la placa (e)	0,6	[mm]
Flujo por canal	0,45	[m <sup>3</sup> /h]
Distancia entre placas (w)	3	[mm]

Secuencia de cálculos:

- 1) Número de placas

$$N_p = \frac{A_{pr}}{(\text{Área por placa})} \quad \text{Ec. 5.14}$$

$$N_p = 32,24 \approx 33 \text{ [placas]}$$

- 2) Número de canales

$$N_c = N_p + 1 \quad \text{Ec. 5.15}$$

$$N_c = 34 \text{ [canales]}$$

- 3) Número de canales paralelos

$$N_{cp} = \frac{F}{\text{Flujo por canal}} \quad \text{Ec. 5.16}$$

$$N_{cp} = 5,13 \approx 6$$

- 4) Número de pasos

$$n_p = \frac{N_c}{2 \cdot N_{cp}} \quad \text{Ec. 5.17}$$

$$n_p = 3$$

- 5) Número de canales corregido

$$N_c' = n_p \cdot 2 \cdot N_{cp} \quad \text{Ec. 5.18}$$

$$N_c' = 36 \text{ [canales]}$$

- 6) Número de placas corregido

$$N_p' = N_c' - 1 \quad \text{Ec. 5.19}$$

$$N_p' = 35 \text{ [placas]}$$

- 7) Altura de la unidad de transferencia

$$HTU = HTU_c + HTU_f \quad \text{Ec. 5.20}$$

Flujo frío

$$HTU_f = \frac{T_{A6} - T_{A5}}{\Delta T_{ML}} \quad \text{Ec. 5.21}$$

Flujo caliente

$$HTU_c = \frac{T_{A10} - T_{A11}}{\Delta T_{ML}} \quad \text{Ec. 5.22}$$

Reemplazando los datos de la Tabla 4.6 se obtiene

$$HTU_f = 1,010$$

$$HTU_c = 1,013$$

$$HTU = 2,023$$

8) Factor térmico  $f_t$ , se obtiene del Anexo 9, entrando con HTU y el número de pasos

$$f_t = 0,99$$

9) Área de flujo por canales

$$A_{f.c.} = \frac{\text{Distancia entre placas}}{\text{Ancho de la placa}} \quad \text{Ec. 5.23}$$

$$A_{f.c.} = 9,6 \cdot 10^{-4} \text{ [m}^2\text{]}$$

10) Área por canales

$$A_c = \frac{A_{f.c.}}{n_{c.p.}} \quad \text{Ec. 5.24}$$

$$A_c = 5,76 \cdot 10^{-3} \text{ [m}^2\text{]}$$

11) Flujo másico por unidad de área

$$G_s = \frac{F}{A_c} \quad \text{Ec. 5.25}$$

12) Número de Prandt

$$Pr = \frac{C_p \cdot \mu}{k} \quad \text{Ec. 5.26}$$

13) Número de Reynolds

$$Re = \frac{2 \cdot w \cdot G_s}{\mu} \quad \text{Ec. 5.27}$$

14) Coeficiente de película

$$h = 0,2536 \cdot \left(\frac{k}{2 \cdot w}\right) \cdot Re^{0,65} \cdot Pr^{0,4} \quad \text{Ec. 5.28}$$

En la Tabla 5.7 se presentan los resultados para cada uno de los flujos

Tabla 5.7: Resultados para los flujos frío y caliente del intercambiador de calor E5.

Parámetros	Fluido frío	Fluido caliente
$G_s$ [kg/m <sup>2</sup> ·h]	438.644,42	438.644,42
$Pr$	21,06	16,06
$Re$	1.757,39	2.320,87
$h$ [J/k·h]	4.994.591	5.369.707

Luego con la Ecuación 5.29 (Shilling, 2008) se calcula el coeficiente de total de transferencia de calor

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_f} + R_f + \frac{e}{K_{acero}} + R_c + \frac{1}{h_c}} \quad \text{Ec. 5.29}$$

$$U = 2.571.903,5 \left[ \frac{J}{h \cdot K} \right] = 714,42 \left[ \frac{J}{s \cdot K} \right]$$

Con la Ecuación 5.30 se determina el área necesaria

$$A_{nec} = \frac{Q}{\Delta T_{ML} \cdot U} \quad \text{Ec. 5.30}$$

$$A_{nec} = 3,83 [m^2]$$

Área disponible con el intercambiador seleccionado

$$A_{dis} = N'_p \cdot \text{Área por placa} \quad \text{Ec. 5.31}$$

$$A_{dis} = 4,20 [m^2]$$

Por último, con la Ecuación 5.32 se calcula el porcentaje de exceso del área del intercambiador elegido, el cual debe encontrarse en el rango de 5-15%

$$\text{Exceso} = \left( \frac{A_{dis} - A_{nec}}{A_{dis}} \right) \cdot 100 \quad \text{Ec. 5.32}$$

$$Exceso = 8,82\%$$

### 5.3.2 Intercambiador de calor E7

Para el diseño del intercambiador de calor E7, el cual será el encargado de enfriar el medio de cultivo esterilizado, se utilizan los datos de la Tabla 5.8 calculados en la Sección 4.1.5.

Tabla 5.8: Datos utilizados para el diseño del área del intercambiador de calor E7.

Propiedades Promedio	$B_5 - B_6$	$A_{11} - A_{12}$
Capacidad calorífica [J/kg K]	4.181,50	3.802,55
Temperatura [K]	$T_{B5} = 293$ $T_{B6} = 323$	$T_{A11} = 353$ $T_{A12} = 308$
Viscosidad [kg/m s]	$7,2 \cdot 10^{-4}$	$5,04 \cdot 10^{-4}$
Conductividad térmica [kJ/m h K]	0,2716	0,2716
Resistencia incrustaciones [s m <sup>2</sup> K/J]	$3,4 \cdot 10^{-6}$	$3,4 \cdot 10^{-6}$
Calor [kJ/h]	424.270,97	424.270,97
Flujos [kg/h]	3.382,13	2.526,59

Las viscosidades se consideraron similares a la del agua a las temperaturas dadas.

Para determinar el área del intercambiador de calor es necesario calcular la diferencia de temperatura logarítmica a partir de la Ecuación 5.33.

$$\Delta TML = \frac{(T_{A11} - T_{B6}) - (T_{A12} - T_{B5})}{\ln\left(\frac{T_{A11} - T_{B6}}{T_{A12} - T_{B5}}\right)} \quad \text{Ec. 5.33}$$

$$\Delta TML = 21,55 [K]$$

Se determina el área provisional del intercambiador, con la Ecuación 5.34, tomando un coeficiente total de transferencia de calor inicial de 700 [J/m<sup>2</sup>·s·K].

$$A_{pv} = \frac{Q}{U \cdot \Delta TML} \quad \text{Ec. 5.34}$$

$$A_{pv} = 7,81 [m^2]$$

Para determinar el área real del intercambiador se debe seleccionar un modelo de intercambiador de calor. El elegido es el Modelo P5 del catálogo Alfa Laval (Anexo 8), cuyas características se presentan en la Tabla 5.9.

Tabla 5.9: Características del intercambiador seleccionado.

<b>Intercambiador de placas P5</b>		
Ancho placas	350	[mm]
Área por placa	0,14	[m <sup>2</sup> ]
Espesor de la placa (e)	0,8	[mm]
Flujo por canal	0,4	[m <sup>3</sup> /h]
Distancia entre placas (w)	3	[mm]

En la Tabla 5.10 se presentan las características del intercambiador de calor E7, siguiendo la misma secuencia de cálculos utilizada para el diseño del intercambiador de calor E5.

Tabla 5.10: Características del intercambiador de calor E7.

Número de placas	$N_p' = 56$
Número de canales	$N_c' = 57$
Canales paralelos	$N_{cp} = 8$
Número de pasos	$n_p = 5$
Coefficiente de transferencia de masa real	549,37 [J/s·K]
Área necesaria	$A_{nec} = 10,05$ [m <sup>2</sup> ]
Área disponible	$A_{dis} = 11,06$ [m <sup>2</sup> ]
Exceso	9,08 %

#### 5.4 CÁLCULO DEL NÚMERO Y VOLUMEN DE FERMENTADORES

El cálculo del número y volumen de fermentadores se debe realizar para mantener un flujo continuo de descarga hacia la zona de purificación, para así evitar tener tiempos muertos y gastos innecesarios.

El valor del flujo de descarga depende de varios factores:

- La cantidad de producto final que se desea obtener en un cierto tiempo.
- Del rendimiento de los tratamientos finales para obtener el producto deseado.
- De la concentración final del producto en el líquido fermentado.

Para calcular el flujo de descarga que se debe mantener para asegurar una operación constante en el proceso de purificación se hace uso de la Ecuación 5.35 (Borzani et al., 1975).

$$F_d = \frac{M}{P \cdot t \cdot r} \quad \text{Ec. 5.35}$$

Siendo  $M$  la masa de producto a obtener en un tiempo  $t$ , con un rendimiento de purificación  $r$  y con una concentración de éste en el caldo fermentado igual a  $P$ .

En la Tabla 5.11 se presentan los datos utilizados en la Ecuación 5.35 para calcular el flujo de descarga  $F_d$ .

Tabla 5.11: Datos utilizados en el cálculo del flujo de descarga del fermentador.

Masa de producto	1.100 [ton]
Concentración de producto en el caldo	100 [g/L]
Tiempo	330 [días]
Rendimiento de purificación	83,7 %

Mediante la Ecuación 5.35 y los datos de la Tabla 5.11, se obtiene:

$$F_d = 1,66 \left[ \frac{m^3}{h} \right]$$

Para calcular el volumen del fermentador se utiliza la Ecuación 5.36.

$$V = t_d \cdot F_d \quad \text{Ec. 5.36}$$

Estimando un tiempo de descarga ( $t_d$ ) del fermentador de 10 horas, mediante la Ecuación 5.36 se calcula el volumen de éste.

$$V = 16,59 [m^3]$$

El valor del tiempo necesario para limpiar un fermentador descargado y volverlo a cargar nuevamente ( $t_c$ ) varía dependiendo del caso, pero para el dimensionamiento de la planta y efectos de cálculos del número de fermentadores, se toma como punto de partida:

$$t_c = t_d$$

Para asegurar una descarga continua hacia la fase de purificación se deben tener varios fermentadores, trabajando coordinadamente para que sus tiempos de descarga sean consecutivos entre sí y no existan interrupciones del flujo de descarga hacia la fase siguiente.

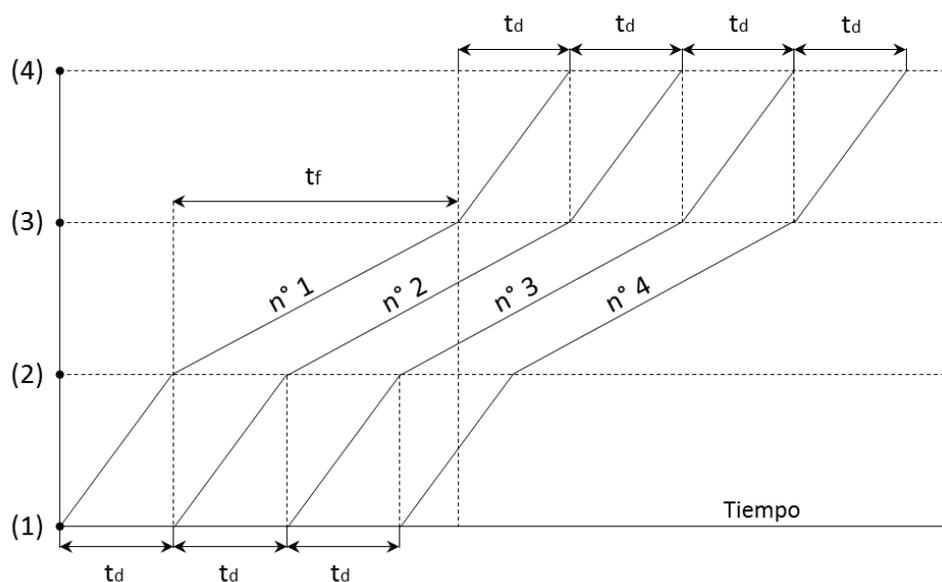


Figura 5.1: Esquema de funcionamiento de los fermentadores en un proceso discontinuo. (Borzani et al., 1975)

En la Figura 5.1 se puede apreciar el esquema del funcionamiento de los fermentadores en un proceso discontinuo, en donde se ve una descarga continua. Siendo (1) el inicio de preparación del fermentador, (2) fin de la carga e inicio de la fermentación, (3) fin de la fermentación e inicio de descarga y (4) fin de la descarga.

Para esto deberá existir un intervalo de tiempo  $t_d$  separando el inicio del funcionamiento del fermentador siguiente. En estas condiciones, tomando como instante cero el inicio del primer fermentador, el fermentador  $D$  deberá comenzar a operar en el instante  $(D - 1) \cdot t_d$ . Por otro lado, como indica la Figura 5.1, el fermentador  $D$  deberá iniciar su funcionamiento en el instante  $t_d + t_f$ . Con lo que se tiene:

$$(D - 1) \cdot t_d = t_d + t_f \quad \text{Ec. 5.37}$$

Reemplazando la Ecuación 5.36 en la Ecuación 5.37 se obtiene:

$$D = 2 + \frac{F_d \cdot t_f}{V} \quad \text{Ec. 5.38}$$

La Ecuación 5.38 (Borzani et al., 1975) se utiliza para calcular el número óptimo de fermentadores que aseguren una descarga continua considerando tiempos de carga y descarga de los fermentadores.

Considerando un tiempo de fermentación ( $t_f$ ) igual a 30 horas se calcula el número de fermentadores utilizando la Ecuación 5.38 y los valores de  $V$  y  $F_d$  anteriormente calculados.

$$D = 5$$

#### 5.4.1 Número óptimo económico

El número económico de fermentadores se define como aquel número que asegura un costo total mínimo capaz de atender las necesidades de la planta. Este número económico de fermentadores se puede calcular de la siguiente manera.

Siendo  $p$  el costo de un fermentador de capacidad útil  $V$ , es válida la Ecuación 5.39 (Borzani et al., 1975).

$$p = k \cdot V^a \quad \text{Ec. 5.39}$$

Con  $k$  y  $a$  como parámetros que dependen de las condiciones económicas locales en un momento dado, con  $a$  tomando un valor entre 0 y 1.

Haciendo  $P$  el costo de  $D$  fermentadores y combinando las ecuaciones 5.38 y 5.39, se llega a:

$$P = p \cdot D$$

$$P = \frac{k \cdot (F_d \cdot t_f)^a}{(D-2)^a} \cdot D \quad \text{Ec. 5.40}$$

Para encontrar el valor de  $D$  que conduce al valor mínimo de  $P$  se realiza:

$$\frac{dP}{dD} = 0$$

Con lo que se obtiene:

$$E = \frac{2}{1-a} \quad \text{Ec. 5.41}$$

Siendo  $E$  el número de fermentadores que minimiza el costo  $P$ , cuya capacidad individual se puede calcular reemplazando la Ecuación 5.38 en la Ecuación 5.41, obteniéndose:

$$V_e = \frac{1-a}{2 \cdot a} \cdot F_d \cdot t_f \quad \text{Ec. 5.42}$$

Para el cálculo de la constante  $a$  es necesario utilizar los precios de fermentadores de distintas capacidades obtenidos del catálogo Matche (Matche, 2014), los cuales se presentan en la Tabla 5.12.

Tabla 5.12: Precios de fermentadores de distintas capacidades. (Matche, 2014)

Capacidad [gal]	Precio [USD]
1.000	81.200
2.000	114.800
3.000	140.600
4.000	162.300
5.000	181.500
6.000	198.800
7.000	214.700
8.000	229.500
9.000	243.500
10.000	256.600

Para linealizar los datos de la Tabla 5.11 se realiza una regresión logarítmica y se calcula la ecuación de la curva. Los datos graficados se presentan en la Figura 5.2 en conjunto con la línea de tendencia de los datos.

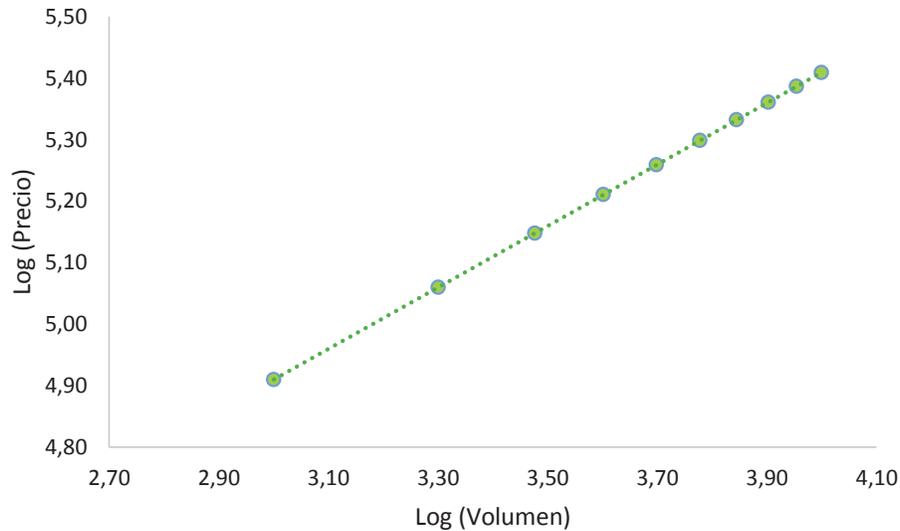


Figura 5.2: Linealización de los precios y capacidades de fermentadores.

Posteriormente se calcula la ecuación de la línea de tendencia de los datos obtenidos, la cual se presenta a continuación.

$$\text{Log}(\text{prc}) = 0,4997 \cdot \text{Log}(\text{cap}) + 3,4103$$

Siendo *prc* y *cap*, el precio y la capacidad de los fermentadores respectivamente.

Con la ecuación de la tendencia de los datos se tiene que ésta tiene una pendiente igual a 0,4997, por lo que el valor de la constante *a* en las ecuaciones anteriores corresponde a este número, posteriormente mediante las ecuaciones 5.41 y 5.42 se obtiene:

Número óptimo de fermentadores (*E*):  $3,997 \approx 4$  fermentadores

Volumen de los *E* fermentadores ( $V_e$ ):  $24,92 \text{ [m}^3\text{]}$

## 5.5 AIREACIÓN DEL FERMENTADOR

El cultivo de las células microbianas requiere del suministro de oxígeno a una cierta velocidad que asegure la plena satisfacción de sus requerimientos metabólicos. Se define como demanda de oxígeno la cantidad de oxígeno requerida por unidad de tiempo y por unidad de volumen de cultivo (Acevedo, 2002):

$$N_A = \frac{\mu_{max} \cdot X}{Y_{O_2}} \quad \text{Ec. 5.43}$$

Debido a que existe una etapa de formación de producto la demanda de oxígeno de esta se puede representar de la siguiente manera:

$$N_A = \frac{\mu \cdot X}{Y_{O_2}} \quad \text{Ec. 5.44}$$

De acuerdo a las ecuaciones 5.43 y 5.44 se calcularán las demandas de oxígeno y se presentarán en la Tabla 5.13 para el momento de máxima demanda, es decir al momento de mayor concentración de biomasa para las etapas de crecimiento y producción teniendo los valores de  $\mu_{max}$ ,  $\mu$ ,  $X$  y el rendimiento de oxígeno  $Y_{O_2}$  los cuales se presentaron anteriormente en la Sección 4.2.1

Tabla 5.13: Datos utilizados para calcular la demanda de oxígeno.

<b>Etapas</b>	<b>Velocidad específica de crecimiento</b> [h <sup>-1</sup> ]	<b>Rendimiento de oxígeno</b> [g/g]	<b>Concentración de biomasa</b> [g/L]
Crecimiento	0,45	1,47	33
Producción	0,0018	1,47	34

Las concentraciones de biomasa y la velocidad específica de crecimiento fueron estimadas, mientras que los rendimientos de oxígeno fueron tomados desde una referencia (Lara y Parada, 1979).

La demanda de oxígeno se debe satisfacer mediante el suministro de oxígeno contenido en el aire. Para que el cultivo pueda crecer sin limitación de oxígeno, el suministro de éste debe al menos igualar la demanda, esto es:

$$k_L a \cdot (C^* - C_L) = \frac{\mu \cdot X}{Y_{O_2}} \quad \text{Ec. 5.45}$$

Con la solubilidad del oxígeno en agua pura ( $C^*$ ) calculado mediante la Ecuación 5.46 y asumiendo una concentración de oxígeno disuelto ( $C_L$ ) igual a un 10 % de la solubilidad del oxígeno en agua.

$$C^* = \frac{P \cdot Y_{O_2}}{H} \quad \text{Ec. 5.46}$$

Siendo  $H$  la constante de Henry para el oxígeno a las condiciones de operación (24,03 [atm L/g]) (Domenech y Peral, 2005),  $P$  la presión del sistema e  $Y_{O_2}$  la fracción de oxígeno en el aire de alimentación.

Para determinar la velocidad del flujo de aire necesario se puede tomar como dato básico la demanda de oxígeno. La tasa específica de aireación, que se entrega generalmente en VVM, (volumen de aire por volumen de líquido por minuto), está dada por la Ecuación 5.47.

$$\frac{F}{V} = \frac{N_A \cdot 22,4 \cdot T}{1000 \cdot Y_{O_2} \cdot E \cdot P \cdot 273 \cdot 60} \quad \text{Ec. 5.47}$$

De la Ecuación 5.47 se puede calcular el flujo de aire en [m<sup>3</sup>/min] como también:

$$F = VVM \cdot V \quad \text{Ec. 5.48}$$

De esta forma, con las ecuaciones 5.45, 5.46, 5.47 y 5.48, y los datos de la Tabla 5.12 es posible calcular las condiciones de aireación de la fermentación.

Tomando condiciones normales de operación, es decir, a presión atmosférica (1 [atm]) y utilizando aire (21% de oxígeno) se tienen los siguientes resultados presentados en la Tabla 5.14.

Tabla 5.14: Aireación para la fermentación a condiciones normales de operación.

<b>Etapa</b>	<b>Na [mmol/h·L]</b>	<b><math>k_La</math> [h<sup>-1</sup>]</b>	<b>VVM [min<sup>-1</sup>]</b>	<b>Flujo aire [m<sup>3</sup>/min]</b>	<b>Velocidad superficial [cm/min]</b>
Crecimiento	315,689	1.284,402	2,097	52,181	1.139,32
Producción	1,337	5,440	0,009	0,221	4,826

Se puede apreciar claramente que el  $k_La$  es muy elevado en la etapa de crecimiento, superando los valores típicos de un fermentador industrial, los cuales se encuentran entre 100-400 [h<sup>-1</sup>] (Acevedo, 2002). Además, los valores de VVM y velocidad superficial sobrepasan por mucho los rangos típicos que se encuentran entre 0,2 - 0,7 y 30 - 300 [cm/min] respectivamente (Acevedo, 2002). Debido a que estas necesidades de aireación son muy atípicas y difíciles de satisfacer, ya que, el cultivo se encontraría limitado por oxígeno en condiciones normales de operación.

Para poder satisfacer la demanda de oxígeno requerida por los microorganismos, a continuación se presentan dos alternativas de operación.

La primera alternativa es aumentar la presión de operación, manteniendo el uso de aire como fuente de oxígeno, hasta alcanzar valores que se acerquen al rango típico de operación industrial de estos parámetros. En la Tabla 5.15 se presentan los resultados a diferentes presiones de operación para la etapa de crecimiento.

Tabla 5.15: Parámetros calculados a diferentes presiones de operación.

<b>Presión [atm]</b>	<b>Na [mmol/h·L]</b>	<b><math>k_La</math> [h<sup>-1</sup>]</b>	<b>VVM [min<sup>-1</sup>]</b>	<b>Flujo aire [m<sup>3</sup>/min]</b>	<b>Velocidad superficial [cm/min]</b>
2	315,689	642,201	1,048	26,091	569,660
3	315,689	428,184	0,699	17,394	379,773

Como se aprecia en la Tabla 5.14 a una presión de 3 atmósferas los parámetros se acercan al rango típico de operación para fermentadores industriales, por lo que a esta presión la limitación por oxígeno ya no sería un problema.

La segunda alternativa es enriquecer el aire con oxígeno, manteniendo la presión de operación a 1 atmósfera, hasta alcanzar valores que acerquen al rango típico de operación industrial de estos parámetros. En la Tabla 5.16 se presentan los resultados a diferentes fracciones de oxígeno en el aire para la etapa de crecimiento.

Tabla 5.16: Parámetros calculados a diferentes fracciones de oxígeno en el aire.

Fracción de O <sub>2</sub>	Na [mmol/h·L]	k <sub>La</sub> [h <sup>-1</sup> ]	VVM [min <sup>-1</sup> ]	Flujo aire [m <sup>3</sup> /min]	Velocidad superficial [cm/min]
0,3	315,689	899,082	1,468	36,527	797,524
0,4	315,689	674,311	1,101	27,395	598,143
0,5	315,689	539,449	0,881	21,916	478,515
0,6	315,689	449,541	0,734	18,263	398,762

En la Tabla 5.16 se puede apreciar que para alcanzar valores cercanos a los típicos, es necesario enriquecer el aire con oxígeno hasta que éste alcance un 60% aproximadamente, lo cual desde el punto de vista económico resultaría muy costoso.

Analizando las alternativas ya mencionadas, se opta por utilizarlas en conjunto, es decir, aumentar la presión y la fracción de oxígeno en el aire hasta llegar a valores cercanos a los típicos utilizados a nivel industrial, debido a que, aumentando mucho solo una de estas variables haría que el proceso fuese más costoso. Por lo tanto, se utilizará una fracción de oxígeno de 0,35 y una presión de operación de 2 [atm]. Al ingreso del fermentador se contará con filtros de aire de cartucho para evitar el ingreso de contaminantes al fermentador por medio del flujo de aire que se presenta en la Tabla 5.17.

Los resultados a estas condiciones se presentan en la Tabla 5.17.

Tabla 5.17: Condiciones de aireación del fermentador.

Etapa	Na [mmol/h·L]	k <sub>La</sub> [h <sup>-1</sup> ]	VVM [min <sup>-1</sup> ]	Flujo aire [m <sup>3</sup> /min]	Velocidad superficial [cm/min]
Crecimiento	315,689	385,321	0,629	15,654	341,796
Producción	1,337	1,632	0,003	0,066	1,448

## 5.6 DIMENSIONES DEL FERMENTADOR

Para los distintos cálculos y posterior diseño se define la nomenclatura de las dimensiones del fermentador, la cual se presenta en la Figura 5.4.

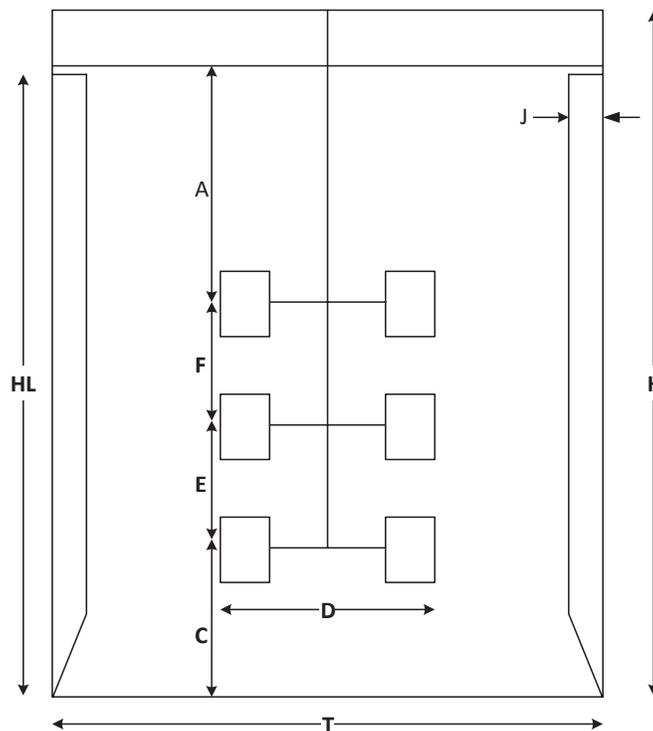


Figura 5.3: Nomenclatura normalizada del fermentador. (Acevedo, 2002)

De acuerdo a esta nomenclatura, en la Tabla 5.18 se presentan las relaciones recomendables para el diseño de fermentadores.

Tabla 5.18: Razones recomendables para el diseño de fermentadores. (Acevedo, 2002)

Razón	Rango
$H_L/T$	1 – 3
$D/T$	0,3 - 0,6
$A/D$	0,5 – 3
$E/D$	1 – 2
$F/D$	1 – 2
$C/D$	0,8 - 1,5
$J/T$	0,08 - 0,1

Con estas razones recomendadas se seleccionan valores y se procede al cálculo de las dimensiones del fermentador, las cuales se presentan en la Tabla 5.19.

Para comenzar se calcula el diámetro del tanque a partir de la Ecuación 5.49 que representa volumen de este.

$$V = \pi \cdot r^2 \cdot h \quad \text{Ec. 5.49}$$

Haciendo uso de la relación  $H_L/T$  la cual relaciona el diámetro del tanque con su altura, a partir de la Ecuación 5.49 se despeja el diámetro del tanque.

Sin embargo, el fermentador escogido posee solo dos rotores, por lo que sus dimensiones se indican en la Figura 5.4.

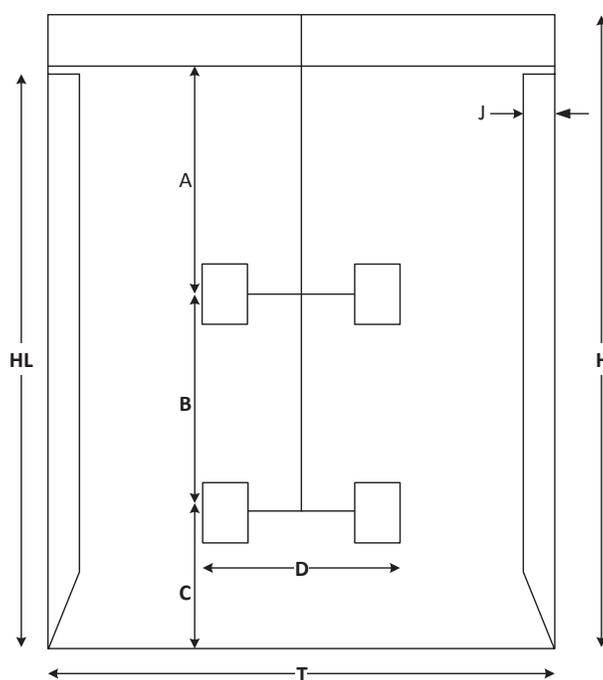


Figura 5.4: Nomenclatura normalizada del fermentador.

Donde las medidas E y F de la Figura 5.3 se suman para mantener las relaciones, lo cual dan origen a la medida B de la Figura 5.4.

Tabla 5.19: Relaciones escogidas y dimensiones del fermentador calculadas.

Dimensiones	Relación escogida	Valor calculado [m]
T	-	2,415
HL	1,5	3,622
D	0,3	0,724
A	1,5	1,087
C	1,3	0,942
J	0,09	0,217
E	1,1	0,797
F	1,1	0,797
B	-	1,594

## 5.7 AGITACIÓN DEL FERMENTADOR

La agitación es una de las operaciones importante en un proceso de fermentación, tanto desde el punto de vista tecnológico como por sus implicancias económicas.

Resulta conveniente agitar un cultivo para obtener un buen mezclado, lo que conlleva a una mejor transferencia de masa y calor. De esta manera, se elimina la posibilidad de sedimentación de células y otros sólidos y se evita la aparición de zonas del fermentador con insuficiente suministro de oxígeno y nutrientes y además, con temperaturas y pH fuera del rango óptimo e incluso fuera de rango fisiológico.

### 5.7.1 Potencia de agitación sin aireación

La potencia de agitación del cultivo en un fermentador, en ausencia de aireación, puede calcularse en base al número de potencia ( $N_p$ ).

Para determinar el número de potencia es necesario utilizar la gráfica del Anexo 10, la cual relaciona el número de Reynolds con el número de potencia para tres tipos de rotores.

El número de Reynolds se puede calcular mediante la Ecuación 5.50 (Najafpour, 2007a).

$$Re = \frac{N \cdot D^2 \cdot \rho}{\mu} \quad \text{Ec. 5.50}$$

Para calcular el número de Reynolds se utilizan los datos de la Tabla 5.20 obtenidos en la Sección 5.6 y asumiendo las propiedades del caldo de cultivo como las del agua.

Tabla 5.20: Datos utilizados para calcular el número de Reynolds.

Frecuencia de rotación del agitador ( $N$ ) (Acevedo, 2002)	1,33 [rps]
Diámetro del agitador ( $D$ )	0,724 [m]
Densidad ( $\rho$ )	1.000 [kg/m <sup>3</sup> ]
Viscosidad ( $\mu$ )	0,001 [kg/m·s]

Reemplazando estos datos en la Ecuación 5.50 se obtiene:

$$Re = 6,99 \cdot 10^5$$

Como el número de Reynolds es mayor a 5.000 se considera régimen turbulento, por lo que la potencia sin aireación se calcula con la Ecuación 5.51 (Najafpour, 2007a):

$$P = N_p \cdot \rho \cdot N^3 \cdot D^5 \quad \text{Ec. 5.51}$$

Haciendo uso del Anexo 10 y entrando con el número de Reynolds y chocando con la curva de turbina Rushton se obtiene un número de potencia ( $N_p$ ) igual a 6, por lo que la potencia sin aireación calculada mediante la Ecuación 5.51 resulta:

$$P = 2.838 [W]$$

Sin embargo, debido a que las proporciones del fermentador difieren de las estándares, es conveniente corregir el resultado multiplicando el valor obtenido por un factor, el cual se calcula mediante la Ecuación 5.52 (Najafpour, 2007b).

$$f = \sqrt{\frac{(T/D) \cdot (H_L/D)}{(T/D)_f \cdot (H_L/D)_f}} \quad \text{Ec. 5.52}$$

En donde el subíndice  $f$  indica los valores estándares, siendo  $(T/D)_f$  y  $(H_L/D)_f$  igual a 3 (Najafpour, 2007b). Utilizando las dimensiones del fermentador obtenidas en la Sección 5.6 se obtiene:

$$f = 1,36$$

Finalmente como se tienen dos rotores en el agitador, la potencia sin aireación se calcula mediante la Ecuación 5.53 con el valor de  $f$  anteriormente calculado y con  $i$  igual a 2.

$$P_i = f \cdot P \cdot i \quad \text{Ec. 5.53}$$

Obteniéndose:

$$P_i = 7.724 [W]$$

### 5.7.2 Potencia de agitación con aireación

Debido a las burbujas de aire dispersas en el líquido, la potencia de agitación diferirá de lo calculado en la sección anterior.

Para el cálculo de la potencia con aireación se hará uso de la correlación de Michel y Miller, mediante la Ecuación 5.54 (Acevedo, 2002):

$$P_g = K \cdot \left( \frac{P^2 \cdot D^3 \cdot N}{F^{0,56}} \right)^{0,45} \quad \text{Ec. 5.54}$$

Donde  $K$  toma un valor igual a la unidad para volúmenes de fermentación mayores que 1.000 [L] y 0,72 para volúmenes menores (Acevedo, 2002).  $F$  es el flujo de aire calculado anteriormente para el momento de máxima aireación (ver Tabla 5.16).

De la Ecuación 5.54 resulta:

$$P_g = 7.335 [W]$$

Debido a las pérdidas de energía por calor, se determina una eficiencia de agitación de un 80%, por lo que la potencia real de agitación con aireación resulta:

$$P_g = \frac{7.335}{0,8}$$

$$P_g = 9.169 [W]$$

## 5.8 ETAPA DE PROPAGACIÓN

Para la etapa de propagación se estableció que la concentración de biomasa inicial de cada propagador debe ser el 10% de la biomasa final de cada uno de estos. En esta etapa se tendrá una metodología de crecimiento por lotes, en donde el contenido del propagador será vertido en la etapa siguiente.

El crecimiento de la población microbiana puede ser representado por la Ecuación 5.55 (Acevedo y Gentina, 2002):

$$\frac{dX}{dt} = \mu \cdot X \quad \text{Ec. 5.55}$$

La velocidad específica de crecimiento ( $\mu$ ) es constante durante la fase de crecimiento exponencial, durante esta fase es posible integrar la Ecuación 5.55 resultando:

$$\ln\left(\frac{X}{X_0}\right) = \mu \cdot t \quad \text{Ec. 5.56}$$

O bien:

$$X = X_0 \cdot e^{\mu \cdot t} \quad \text{Ec. 5.57}$$

Utilizando la Ecuación 5.57 es posible calcular el tiempo de fermentación de cada propagador. En la Tabla 5.20 se presentan los datos para los propagadores, en orden de menor a mayor. La biomasa final del último propagador de la Tabla 5.21 corresponde a la biomasa inicial del fermentador. En esta etapa se asume que se consume todo el sustrato disponible, el cual se calcula mediante el rendimiento  $Y_{x/s}$ .

Tabla 5.21: Concentraciones de biomasa en los propagadores y tiempos de fermentación de cada uno de ellos.

Propagador	Volumen [L]	Biomasa inicial [g/L]	Biomasa final [g/L]	Tiempo [h]	Conc. Sustrato inicial [g/L]
1	20	0,45	4,50	5,12	8,10
2	90	1,00	10,00	5,12	18,00
3	300	3,00	31,67	5,24	57,33
4	2.500	3,80	38,76	5,16	69,91

### 5.8.1 Aireación de los propagadores

En la Tabla 5.22 se presentan la demanda de oxígeno del cultivo, el coeficiente volumétrico de transferencia de oxígeno, la tasa específica de aireación y el flujo de aire, los cuales se calculan mediante las ecuaciones 5.44, 5.45, 5.47 y 5.48 vistas en la Sección 5.5.

Tabla 5.22: Parámetros de aireación de los propagadores.

Propagador	Na [mmol/h·L]	Kla [h <sup>-1</sup> ]	VVM [min <sup>-1</sup> ]	Flujo de aire [m <sup>3</sup> /min]
1	43,05	52,54	0,29	0,01
2	95,66	116,76	0,64	0,06
3	302,93	369,75	2,01	0,60
4	370,75	452,53	2,46	6,16

### 5.8.2 Dimensiones de los propagadores

Para el cálculo de las dimensiones de los propagadores se utiliza la misma nomenclatura y metodología definida en la Sección 5.6, pero las relaciones seleccionadas son diferentes y los propagadores cuentan solo con un rotor, por lo que las medidas representadas en la Figura 5.3 se modifican y se presentan en la Figura 5.5. Las dimensiones de los propagadores se presentan en las Tablas 5.23, 5.24, 5.25 y 5.26 junto con las relaciones seleccionadas para el cálculo de estos.

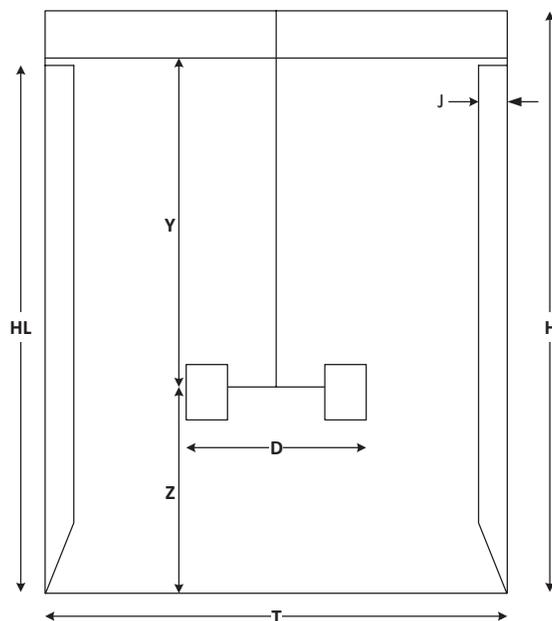


Figura 5.5: Nomenclatura normalizada para los propagadores.

Donde las medidas A y E de la Figura 5.3 se suman para mantener las relaciones, lo cual da origen a la medida Y de la Figura 5.5. De la misma forma, las medidas C y F de la Figura 5.3 se suman y dan origen a la medida Z de la Figura 5.5.

Tabla 5.23: Relaciones escogidas y dimensiones del propagador 1 calculadas.

Dimensiones	Relación escogida	Valor calculado [m]
T	-	0,23
HL	2	0,47
D	0,4	0,09
A	0,8	0,08
E	1,5	0,14
Y	-	0,22
F	1,5	0,14
C	1,2	0,11
Z	-	0,25
J	0,09	0,02

Tabla 5.24: Relaciones escogidas y dimensiones del propagador 2 calculadas.

<b>Dimensiones</b>	<b>Relación escogida</b>	<b>Valor calculado [m]</b>
T	-	0,39
HL	2	0,77
D	0,4	0,15
A	0,8	0,12
E	1,5	0,23
Y	-	0,35
F	1,5	0,23
C	1,2	0,19
Z	-	0,42
J	0,09	0,03

Tabla 5.25: Relaciones escogidas y dimensiones del propagador 3 calculadas.

<b>Dimensiones</b>	<b>Relación escogida</b>	<b>Valor calculado [m]</b>
T	-	0,63
HL	1,5	0,95
D	0,3	0,19
A	0,8	0,14
E	1,5	0,29
Y	-	0,43
F	1,5	0,29
C	1,2	0,23
Z	-	0,52
J	0,09	0,06

Tabla 5.26: Relaciones escogidas y dimensiones del propagador 4 calculadas.

Dimensiones	Relación escogida	Valor calculado [m]
T	-	1,29
HL	1,5	1,93
D	0,6	0,51
A	0,5	0,24
E	1,5	0,51
Y	-	0,75
F	1,5	0,51
C	1	0,67
Z	-	1,18
J	0,09	0,13

### 5.8.3 Potencia de agitación en propagadores

La potencia de agitación en los propagadores se calcula de forma similar a la potencia calculada para el fermentador (ver Sección 5.7). Los datos calculados se resumen en la Tabla 5.28 y para calcular el número de Reynolds con la Ecuación 5.50 solo se varía el diámetro de cada agitador, las demás propiedades se resumen en la Tabla 5.27.

Tabla 5.27: Propiedades utilizadas para calcular el número de Reynolds en cada propagador.

Frecuencia de rotación del agitador ( $N$ )	1,33 [rps]
Densidad ( $\rho$ )	1.000 [kg/m <sup>3</sup> ]
Viscosidad ( $\mu$ )	0,001 [kg/m·s]

Tabla 5.28: Potencias sin aireación para cada propagador.

Propagador	Diámetro del agitador [m]	Número de Reynolds	Potencia sin aireación [W]
1	0,09	$1,16 \cdot 10^4$	0,12
2	0,15	$3,17 \cdot 10^4$	1,46
3	0,19	$4,82 \cdot 10^4$	4,81
4	0,51	$3,52 \cdot 10^5$	521

Análogamente a lo calculado en la Sección 5.7, se calcula la potencia de agitación con aireación para cada propagador. Los resultados se presentan en la Tabla 5.29. Al igual que para el fermentador, se define una eficiencia de agitación del 80%.

Tabla 5.29: Potencias con aireación en los propagadores.

<b>Propagador</b>	<b>Potencia con aireación [W]</b>
1	0,14
2	1,50
3	3,21
4	644,56

## 5.9 SISTEMA DE ENFRIAMIENTO

Para retirar el calor neto generado durante la fermentación se pueden utilizar distintos equipos, como se detalla en la Tabla 5.30.

Tabla 5.30: Equipos de transferencia de calor en fermentadores. (Acevedo, 2002)

<b>Equipo</b>	<b>Usos y limitaciones</b>
Chaqueta	Se utiliza solo en algunos equipos de tamaño piloto. Alto costo y área de transferencia limitada.
Serpentín	Es el más utilizado, por su bajo costo y alta área de transferencia. En casos extremos el área que proporciona no es suficiente.
Lluvia externa	Barato y eficaz, usado a veces en conjunto con serpentines.
Intercambiador externo	Para casos en los que un serpentín no era suficiente. Aumenta el costo y peligro de contaminación e insuficiencia de aireación.

Debido a que es el más utilizado en la industria por sus buenas características y facilidad de operación, se selecciona el serpentín como sistema de enfriamiento para la fermentación y propagación.

### 5.9.1 Diseño del serpentín del fermentador

Para realizar el balance de energía en el serpentín se deben considerar varias fuentes, como lo son el calor de fermentación ( $Q_F$ ), el calor de agitación ( $Q_A$ ) y el calor perdido a los alrededores ( $Q_P$ ).

Para calcular el calor de fermentación se puede utilizar la expresión de Cooney. Descrita en la Ecuación 5.58.

$$Q_F = 0,12 \cdot Q_{O_2} \quad \text{Ec. 5.58}$$

En la que  $Q_F$  se entrega en [kcal/L·h] y la velocidad de consumo de oxígeno ( $Q_{O_2}$ ) en milimoles de  $O_2$ /L·h.  $Q_{O_2}$  puede considerarse igual a la demanda de oxígeno ( $N_A$ ). Un balance simplificado de energía térmica en torno al fermentador resulta en:

$$(Q_F + Q_A) \cdot V = Q_P + Q_I \quad \text{Ec. 5.59}$$

Siendo  $V$  el volumen del fermentador en litros.

Este balance considera que no hay acumulación de energía y que los términos de calor sensible de las corrientes de entrada y salida y de evaporación, son despreciables. El calor de agitación es siempre considerablemente menor que  $Q_F$ .

El término  $Q_A$  puede ser tomado como un 10% de  $Q_F$  (Acevedo, 2002).

$$Q_A = 0,1 \cdot Q_F \quad \text{Ec. 5.60}$$

$Q_P$  puede ser evaluado considerando las pérdidas de calor por las paredes del cuerpo cilíndrico del fermentador. Para ellos se supone que la pared alcanza la temperatura constante del caldo y que la temperatura ambiente también es constante. El término  $Q_P$  puede ser calculado mediante la Ecuación 5.61.

$$Q_P = h \cdot \pi \cdot T \cdot H_L \cdot (T_f - T_a) \quad \text{Ec. 5.61}$$

Para efectos de cálculo, se puede suponer que el coeficiente de convección ( $h$ ) tiene un valor comprendido entre 10 y 25 [kcal/h·m<sup>2</sup>·K].

En la Tabla 5.31 se presentan los datos para realizar el balance de energía del fermentador y sus propagadores.

Tabla 5.31: Datos para realizar el balance de energía en el fermentador y propagadores.

Parámetros	Fermentador	Propagador 1	Propagador 2	Propagador 3	Propagador 4
Coefficiente de convección (h)	25	10	10	25	25
Diámetro [m]	2,415	0,234	0,386	0,634	1,285
Altura de líquido ( $H_L$ )	3,622	0,467	0,771	0,951	1,928
Temperatura de fermentación ( $T_f$ )	33	33	33	33	33
Temperatura ambiente ( $T_a$ )	15	20	20	15	15
Temperatura de salida del agua ( $T_c$ )	30	30	30	30	30
Volumen ( $V$ )	24.885	20	90	300	2.500

Utilizando las ecuaciones 5.58, 5.59, 5.60 y 5.61 y reemplazando en ellas los valores de la Tabla 5.31 se obtienen los calores para el fermentador, los cuales se presentan en la Tabla 5.32.

Tabla 5.32: Calores calculados para el fermentador.

Serpentín	Fermentador	Propagador 1	Propagador 2	Propagador 3	Propagador 4
$Q_F$ [kcal/L·h]	37,88	5,17	11,48	36,35	44,49
$Q_P$ [kcal/h]	12.366,08	44,54	121,40	851,95	3.501,81
$Q_A$ [kcal/L·h]	3,79	0,52	1,15	3,64	4,45
$Q_I$ [kcal/h]	1.024.620,15	69,11	1.015,08	11.144,22	118.847,32

Se deberá disponer de un serpentín capaz de transmitir  $Q_I$  [kcal/h], utilizando para ello agua, la cual se calienta de  $T_a$  a  $T_c$ . La Ecuación 5.62, corresponde a la del diseño del serpentín.

$$Q_I = U \cdot A \cdot \Delta T \quad \text{Ec. 5.62}$$

Siendo  $\Delta T$  la media logarítmica entre  $(T_f - T_c)$  y  $(T_f - T_a)$  y  $U$  el coeficiente global de transferencia, el cual tiene un valor de 3.404,7 [W/m<sup>2</sup>·K] (Couper, 2012).

Con la Ecuación 5.62 se calcula el área de transferencia del serpentín y con ella la longitud de cañería necesaria. El número de vueltas del serpentín está dado por la Ecuación 5.63.

$$n = \frac{L}{2 \cdot \pi \cdot (R^2 + k^2)^{1/2}} \quad \text{Ec. 5.63}$$

Donde  $R$  corresponde el radio del serpentín, el cual se calcula mediante la Ecuación 5.64 y  $k$  corresponde al paso del serpentín el cual se puede ajustar dependiendo del alto del tanque.

$$R = \frac{T - 2 \cdot J}{2} \quad \text{Ec. 5.64}$$

Siendo  $J$  el ancho del deflector y  $T$  corresponde al ancho del tanque.

Para calcular la altura del serpentín se utiliza la Ecuación 5.65

$$h = (n - 1) \cdot k + n \cdot D_e \quad \text{Ec. 5.65}$$

Donde  $h$  corresponde a la altura del serpentín y  $D_e$  el diámetro externo de la cañería.

Para el fermentador se obtuvo una diferencia de temperatura logarítmica de 8,37 [K] y se definió un paso de serpentín de 4 [cm]. Los resultados presentados en la Tabla 5.33 se obtienen mediante las ecuaciones 5.62, 5.63, 5.64 y 5.65 para diferentes diámetros nominales de cañería.

Tabla 5.33: Diseño del serpentín del fermentador para diferentes diámetros de cañería.

Cañería [pulg]	Diámetro Ext [m]	Área [m <sup>2</sup> ]	Largo [m]	Número de Vueltas	Altura [m]
1	0,033	41,80	398,350	63,98	4,656
1 ¼	0,042	41,80	315,560	50,68	4,124
1 ½	0,048	41,80	275,700	44,28	3,868
2	0,060	41,80	220,560	35,43	3,514
2 ½	0,073	41,80	182,202	29,26	3,268
3	0,089	41,80	149,666	24,04	3,059
3 ½	0,102	41,80	130,958	21,03	2,938

Como se puede apreciar en la Tabla 5.33 a partir de un diámetro nominal de 2 pulgadas la altura del serpentín es inferior a la altura del líquido, la cual fue calculada anteriormente en la Sección 5.6. Por lo tanto se selecciona el diámetro de 2 pulgadas, debido a que utilizando este tipo de

cañería se obtiene una altura de serpentín que no sobrepasa la altura de líquido al interior del fermentador.

### 5.9.2 Diseño del serpentín para propagadores

Para calcular los calores para los propagadores se utilizan las ecuaciones 5.58, 5.59, 5.60 y 5.61, y se reemplazan en ellas los valores de la Tabla 5.31. En la Tabla 5.34 se presentan los resultados obtenidos.

Tabla 5.34: Calores calculados para los propagadores.

<b>Serpentín</b>	<b>Propagador 1</b>	<b>Propagador 2</b>	<b>Propagador 3</b>	<b>Propagador 4</b>
$Q_F$ [kcal/L·h]	5,17	11,48	36,35	44,49
$Q_P$ [kcal/h]	44,54	121,40	851,95	3.501,81
$Q_A$ [kcal/L·h]	0,52	1,15	3,64	4,45
$Q_I$ [kcal/h]	69,11	1.015,08	11.144,22	118.847,32

Utilizando estos resultados y haciendo uso de las ecuaciones 5.62, 5.63, 5.64 y 5.65 se calculan las características de la cañería para cada uno de los serpentines de los propagadores. Los resultados se presentan en la Tabla 5.35

Tabla 5.35: Características del serpentín para los propagadores.

<b>Propagador</b>	<b>Área [m<sup>2</sup>]</b>	<b>Largo [m]</b>	<b>Paso [m]</b>	<b>Radio [m]</b>	<b>Número de Vueltas</b>	<b>Altura [m]</b>	<b>Diámetro Elegido [pulg]</b>
1	$3,46 \cdot 10^{-3}$	0,06	0,05	0,096	0,09	0,06	½
2	0,05	0,94	0,05	0,158	0,91	0,01	½
3	0,45	4,33	0,1	0,260	2,48	0,23	1
4	4,85	31,98	0,15	0,514	9,51	1,73	1 ½

### 5.10 CENTRÍFUGA DE DISCOS E10.

Para la centrífuga que separará las células del caldo de cultivo se utilizarán los datos presentados en la Tabla 5.36, el flujo de entrada fue calculado en la Sección 5.4 y la densidad de éste en la Sección 4.3.1.

Tabla 5.36: Datos para el cálculo de la centrífuga de células E10.

Diámetro de la célula	$D_p = 8 \cdot 10^{-6} \text{ [m]}$
Densidad de la célula	$\rho_c = 1.030 \text{ [kg/m}^3\text{]}$
Densidad del flujo entrada	$\rho_{A14} = 1.033 \text{ [kg/m}^3\text{]}$
Flujo de entrada	$F_{A14} = 4,61 \cdot 10^{-4} \text{ [m}^3\text{/s]}$
Fuerza de gravedad	$g = 9,8 \text{ [m/s}^2\text{]}$
Viscosidad	$\mu = 7,49 \cdot 10^{-4} \text{ [m/kg}\cdot\text{s]}$

Para la viscosidad se utiliza la del agua a 306 [K], que es la temperatura del flujo de entrada.

Utilizando las ecuaciones 5.1 y 5.2 ocupadas para el cálculo de la centrífuga de discos en la etapa de tratamiento de la melaza, se obtiene:

$$ug = 1,40 \cdot 10^{-7} \left[ \frac{\text{m}}{\text{s}} \right]$$

$$\Sigma = 3.311,78 \text{ [m}^2\text{]}$$

Con este valor de  $\Sigma$  se podrá seleccionar la centrífuga adecuada que se encuentran disponibles en el mercado y así satisfacer los requerimientos en esta etapa del proceso, ya que,  $\Sigma$  es el principal parámetro característico de selección para las centrífugas de discos.

### 5.11 FILTRO DE TAMBOR ROTATORIO E11.

Se utiliza el filtro de tambor rotatorio para eliminar el resto de células que quedaron en el caldo después de ser centrifugado.

Para el diseño de este filtro se utilizan los datos de la Tabla 5.37, los cuales fueron calcularon en la Sección 4.3.2

Tabla 5.37: Datos utilizados para el diseño del filtro de tambor rotatorio.

Resistencia específica del queque (Svarovsky, 2001)	$\alpha = 2 \cdot 10^{11}$ [m/kg]
Presión de operación (McCabe, 2007a)	$P = 68.000$ [N/m <sup>2</sup> ]
Frecuencia de rotación (Svarovsky, 2001)	$N = 0,2$ [RPM]
Viscosidad	$\mu = 7,49 \cdot 10^{-4}$ [m/kg·s]
Concentración de células	$X_{A15} = 1,94$ [kg/m <sup>3</sup> ]
Relación queque húmedo queque seco	$m = 1,3$
Flujo de queque húmedo	$F_{B9} = 9,27 \cdot 10^{-3}$ [m <sup>3</sup> /h]
Flujo de entrada al filtro	$F_{A15} = 1,202$ [m <sup>3</sup> /h]
Densidad del queque húmedo	$\rho_{B9} = 1.436,38$ [kg/m <sup>3</sup> ]
Densidad de filtrado	$\rho_{A16} = 1.032,53$ [kg/m <sup>3</sup> ]
Densidad ayuda filtrante (CaSO <sub>4</sub> )	$\rho_{AF} = 2.320$ [kg/m <sup>3</sup> ]
Coefficiente compresibilidad del queque (McCabe, 2007a)	$s = 0,26$
Fracción de inmersión (McCabe, 2007a)	$f = 0,3$

La relación utilizada entre la masa de células y ayuda filtrante es 1:3

Para determinar las dimensiones del filtro (diámetro y largo), antes se tienen que realizar distintos cálculos, los cuales se presentan a continuación.

### Concentración de la suspensión (C, C<sub>c</sub>):

Para calcular la concentración de la suspensión se utiliza la Ecuación 5.66, la cual representa la cantidad de sólidos a filtrar por volumen de solución.

$$C = \frac{4 \cdot F_{A15} \cdot X_{15}}{F_{A15} + \frac{3 \cdot F_{A15} \cdot X_{15}}{\rho_{AF}}} \quad \text{Ec. 5.66}$$

$$C = 7,74 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right]$$

Esta concentración se debe corregir mediante la Ecuación 5.67 (McCabe, 2007a).

$$C_c = \frac{C}{1 - (m-1) \frac{C}{\rho_{A16}}} \quad \text{Ec. 5.67}$$

$$C_c = 7,76 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right]$$

**Flujo másico del queque seco ( $F_{qs}$ ):**

Este flujo se determina de la Ecuación 5.68, sabiendo que el queque presenta una humedad del 30% ( $H_{qq} = 0,3$ ):

$$F_{qs} = \frac{F_{B9} \cdot \rho_{B9} (100 - H_{qq})}{100} \quad \text{Ec. 5.68}$$

$$F_{qs} = 9,325 \left[ \frac{kg}{h} \right]$$

**Área de filtrado ( $A_T$ ):**

Para obtener el área se utiliza la Ecuación 5.69 (McCabe, 2007a)

$$A_T = F_{qs} \left( \frac{\alpha \cdot \mu}{2 \cdot C \cdot \Delta P^{1-s} \cdot f \cdot N} \right)^{1/2} \quad \text{Ec. 5.69}$$

$$A_T = 4,28 [m^2]$$

**Diámetro y largo del tambor (d, L):**

Para determinar el largo y el diámetro del tambor se utiliza la siguiente relación (Peters et al., 2003a):

$$\frac{L}{d} = 1,5 \quad \text{Ec. 5.70}$$

Se sabe que el área de un cilindro es:

$$A = \pi \cdot d \cdot L \quad \text{Ec. 5.71}$$

Utilizando la relación antes mencionada en la Ecuación 5.70 se obtienen las dimensiones del tambor:

$$L = 1,43 [m]$$

$$d = 0,95 [m]$$

### 5.12 CENTRÍFUGA DE CANASTO E13.

Para el diseño de la centrífuga se ocupa la Ecuación 5.72 (McCabe, 2007a)

$$F = \frac{\rho \cdot w^2 \cdot (r_2^2 - r_1^2)}{2 \cdot \mu \cdot \left( \frac{\alpha \cdot m_c}{A_L \cdot A_a} + \frac{R_m}{A_2} \right)} \quad \text{Ec. 5.72}$$

$$A_L = \frac{2 \cdot \pi \cdot b \cdot (r_2 - r_1)}{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)} \quad \text{Ec. 5.73}$$

$$A_a = \pi \cdot b \cdot (r_2 - r_1) \quad \text{Ec. 5.74}$$

Donde:

$F$ : Flujo del filtrado.

$\rho$ : Densidad del filtrado.

$\mu$ : Viscosidad del filtrado.

$r_1$ : Radio de superficie interna de la capa de líquido.

$r_i$ : Radio de superficie interna del queque.

$r_2$ : Radio de superficie interna del canasto.

$\alpha$ : Resistencia específica del queque.

$A_L$ : Promedio logarítmico del área del queque.

$A_a$ : Promedio aritmético del área del queque.

$m_c$ : Masa del queque en el canasto.

$R_m$ : Resistencia del medio filtrante.

$A_2$ : Área del medio filtrante.

$w$ : Velocidad de rotación.

**Suposiciones:**

- $r_1 = 0,8 \cdot r_2$
- $r_i = 0,9 \cdot r_2$
- $b = r_2$
- Se desprecia la resistencia del medio filtrante.

Luego con estas suposiciones se obtiene la Ecuación 5.75 (McCabe, 2007a):

$$F = \frac{\rho \cdot w^2 \cdot (r_2^2 - r_1^2)}{2 \cdot \mu \cdot \left( \frac{\alpha \cdot m_c}{A_L \cdot A_a} \right)} \quad \text{Ec. 5.75}$$

En la Tabla 5.38 se presentan los datos utilizados para el diseño de la centrífuga de canasto, los cuales fueron calculados en la Sección 4.3.4.

Tabla 5.38: Datos utilizados en el diseño de la centrífuga E13.

$$\begin{aligned} F &= F_{B10} = 1,417 \text{ [m}^3\text{/h]} \\ \rho &= \rho_{B10} = 1.000 \text{ [kg/m}^3\text{]} \\ \mu &= 7,49 \cdot 10^{-4} \text{ [kg/m}\cdot\text{s]} \\ w &: \text{corresponde a } 400\text{-g} \\ g &= 9,8 \text{ [m/s}^2\text{]} \\ m_c &= F_{A18} \cdot \rho_{A18} = 157,92 \text{ [kg/h]} \end{aligned}$$

Además, se tiene la Ecuación 5.76 para el cálculo de la velocidad de rotación:

$$w^2 = \frac{400 \cdot g}{r_2} \quad \text{Ec. 5.76}$$

Luego, resolviendo el sistema con las Ecuaciones 5.73, 5.74, 5.75 y 5.76 y además reemplazando las suposiciones antes descritas, se obtiene:

$$r_2 = 0,811 \text{ [m]}$$

$$r_1 = 0,649 \text{ [m]}$$

$$r_i = 0,731 \text{ [m]}$$

$$b = 0,811 [m]$$

Donde  $r_2$  es la característica principal de diseño, por lo tanto se seleccionará una centrífuga con un radio de canasto mínimo de 0,811 [m] para satisfacer los requerimientos de esta etapa del proceso.

### 5.13 COLUMNA DE ADSORCIÓN E15.

La columna de adsorción se pueden observar tres zonas:

- Zona de equilibrio, donde el material adsorbente se encuentra agotado.
- Zona de transferencia, donde se produce la adsorción, en la cual las concentraciones en el fluido y el sólido varían desde las de la zona de equilibrio hasta la del adsorbente fresco y fluido ya tratado.
- Zona de adsorbente fresco, la cual va desapareciendo por avance de la zona de transferencia.

#### Zona de equilibrio

Para la zona de equilibrio la ecuación de diseño utilizada es la relación de Langmuir para el sistema carbón activo-color (Vermeuten et al., 1994).

$$X = 0,034 \cdot \frac{10^5 \cdot Y}{1 + 10^5 \cdot Y} \quad \text{Ec. 5.77}$$

Donde:

X: Concentración de adsorbato en el carbón [lb/lb de carbón seco].

Y: Concentración de color en el líquido [lb/lb de solución].

Es necesario calcular las concentraciones  $Y$  e  $Y^*$  (de equilibrio). Para el cálculo  $Y^*$  se utiliza un  $X$  cualquiera, el cual será reemplazado en la Ecuación 5.77 y se obtendrá su valor. Este mismo  $X$  es

utilizado para calcular el valor de  $Y$ , pero en la ecuación del sistema que se determina a continuación:

Se necesita de dos puntos para obtener esta ecuación, uno es el origen  $(0, 0)$  y el otro  $(X_T, Y_0)$  que es la intersección de la curva de operación con la del sistema, por lo tanto, la ecuación utilizada para determinar  $X_T$  es la Ecuación 5.77 de equilibrio, de la cual se obtiene:

$$X_T = 0,03366 \left[ \frac{lb}{lb} \right]$$

Con este valor se llega a la ecuación del sistema, descrita en la Ecuación 5.78.

$$X = 33,66 \cdot Y \quad \text{Ec. 5.78}$$

En la Figura 5.6, se muestra el comportamiento de la curva de operación y la del sistema.

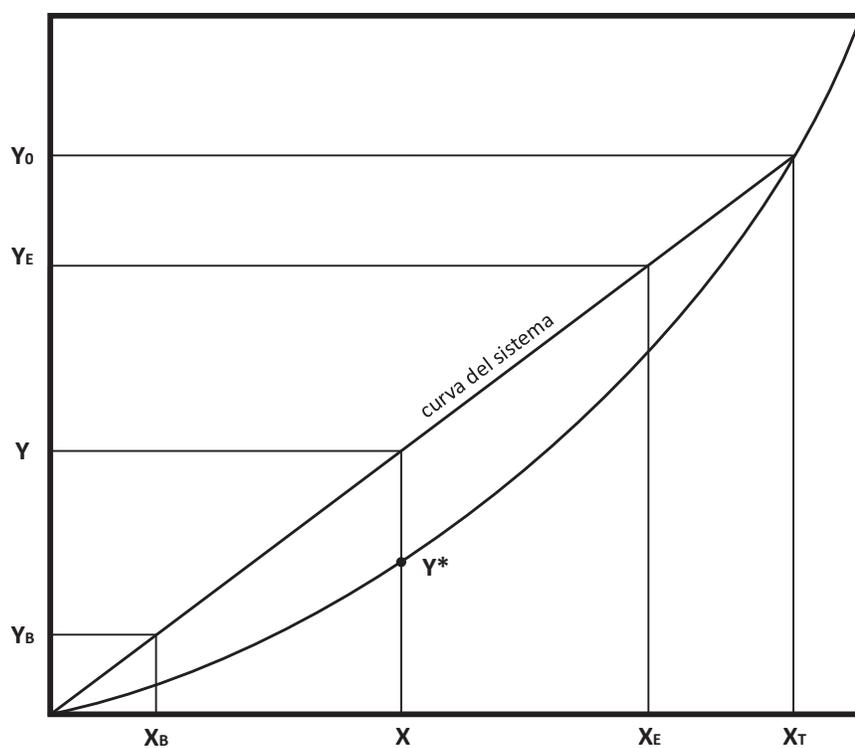


Figura 5.6: Curva de operación y del sistema de decoloración.

Se deben calcular las concentraciones límites  $Y_B$  (de ruptura) e  $Y_E$  (de agotamiento), las cuales se ocuparán para diseñar la zona de mantención más adelante. Para ello se han tomado como el 5% y el 95% respectivamente de la concentración inicial ( $Y_0 = 0,001$  [lb/lb]) (Vermeuten et al., 1994).

$$Y_B = 5 \cdot 10^{-5} \left[ \frac{\text{lb}}{\text{lb}} \right]$$

$$Y_E = 9,5 \cdot 10^{-4} \left[ \frac{\text{lb}}{\text{lb}} \right]$$

Luego reemplazando estas concentraciones en la Ecuación 5.78, se obtienen las concentraciones  $X_B$  y  $X_E$

$$X_B = 0,0016 \left[ \frac{\text{lb}}{\text{lb}} \right]$$

$$X_E = 0,0319 \left[ \frac{\text{lb}}{\text{lb}} \right]$$

Ahora, se pueden calcular las concentraciones  $Y$  e  $Y^*$ , con un  $Y = 0,03$  [lb/lb], concentraciones que serán utilizadas para el cálculo de la zona de transferencia.

$$Y^* = 7,5 \cdot 10^{-5} \left[ \frac{\text{lb}}{\text{lb}} \right]$$

$$Y = 3,48 \cdot 10^{-4} \left[ \frac{\text{lb}}{\text{lb}} \right]$$

### Zona de transferencia

La longitud de la zona de transferencia tiene una altura que depende de la velocidad con que se realiza la transferencia de material adsorbido desde el fluido al sólido. Para ello se estima el coeficiente de transferencia de masa a través de la Ecuación 5.67 (Treybal, 1980):

$$\frac{K_Y}{G_s} \cdot S_c^{0,58} = 2,40 \cdot \left( \frac{R_e}{\varepsilon} \right)^{-0,66} \quad \text{Ec. 5.79}$$

Donde:

$R_e$ : Número de Reynolds.

$$R_e = \frac{d_p \cdot G_s}{\mu} \quad \text{Ec. 5.80}$$

Sc: Número de Schmidt

$$S_c = \frac{\mu}{\rho \cdot D_{AB}} \quad \text{Ec. 5.81}$$

$G_s$ : Velocidad de flujo superficial (lb/h·pie<sup>2</sup>)

$$G_s = \frac{G}{A} \quad \text{Ec. 5.82}$$

$\rho$ : Densidad del fluido.

$D_{AB}$ : Difusividad.

$\varepsilon$ : Factor de huecos.

$K_Y$ : Coeficiente de transferencia de masa [lb/pie<sup>2</sup>].

En la Tabla 5.39 se muestran las propiedades del carbón activo para el diseño de la columna de adsorción.

Tabla 5.39: Propiedades del carbón activo (Peters et al., 2003a).

Densidad de empaque	$\rho_{em} = 31,2$ [lb/pie <sup>3</sup> ]
Diámetro de partícula	$d_p = 2,69 \cdot 10^{-3}$ [pie]
Fracción de huecos	$\varepsilon = 0,40$

En la Tabla 5.40 se presentan los datos utilizados para determinar los parámetros anteriormente descritos, los cuales fueron calculados en la Sección 4.3.6.

Tabla 5.40: Propiedades del fluido que entra a la columna de adsorción.

Densidad del fluido	$\rho_{A19} = 78,72$ [lb/pie <sup>3</sup> ]
Viscosidad del fluido	$\mu = 3,36 \cdot 10^{-3}$ [lb/pie·s]
Flujo másico	$F_{A19} = 725,45$ [lb/h]
Difusividad (Perry, 2008)	$D_{AB} = 1,77 \cdot 10^{-6}$ [pie <sup>2</sup> /h]
Área	$A = 2$ [pie]

Con los datos de las Tablas 5.38 y 5.39 se determinan los parámetros de diseño:

$$R_e = 0,0806$$

$$G_s = 362,75 \left[ \frac{lb}{pie \cdot h} \right]$$

$$S_c = 86.816,42$$

$$K_Y = 3,42 \left[ \frac{lb}{pie^2 \cdot h} \right]$$

Para calcular el coeficiente de transferencia de masa aparente ( $K_{Yap}$ ), se requiere saber el área específica de transferencia la cual se determinó como: el área superficial externa de una partícula dividido por el volumen que ocupa en el lecho, expresada en la Ecuación 5.83.

$$A_{esp} = \frac{\pi \cdot d_p^2}{\frac{\pi \cdot d_p^3}{6 \cdot (1-\varepsilon)}} \quad \text{Ec. 5.83}$$

$$A_{esp} = 1.338,3 \left[ \frac{pie^2}{pie^3} \right]$$

Luego el coeficiente de transferencia de masa aparente es:

$$K_{Yap} = 4.580,41 \left[ \frac{lb}{pie^3 \cdot h} \right]$$

El método utilizado para la estimación de la zona de transferencia es el de Michaelis, el que consiste en determinar el número de unidades de transferencia ( $N_{tOG}$ ) a través de la Ecuación 5.84 y la longitud de cada unidad de dicha zona ( $H_{TU}$ ) con la Ecuación 5.85 (Treybal, 1980).

$$N_{tOG} = \int_{Y_B}^{Y_E} \frac{dY}{Y - Y^*} \quad \text{Ec. 5.84}$$

$$H_{TU} = \frac{G_s}{K_{Yap}} \quad \text{Ec. 5.85}$$

Reemplazando los valores de  $G_s$  y  $K_{Yap}$  en la Ecuación 5.85 calculados anteriormente se obtiene:

$$H_{TU} = 0,079 [pie]$$

El lecho en la zona de transferencia se encuentra parcialmente agotado, la fracción utilizable ( $f$ ) de la capacidad total de la zona está dado por la Ecuación 5.86 (Treybal, 1980):

$$f = \frac{\int_{w_B}^{w_E} (Y_0 - Y) dw}{Y_0 \cdot wa} = \int_0^1 \left(1 - \frac{Y}{Y_0}\right) \cdot d \left( \frac{w - w_B}{wa} \right) \quad \text{Ec. 5.86}$$

Donde  $w_E$  es la cantidad de efluente tratado cuando se detecta una concentración  $Y_E$  y  $w_B$  cuando se detecta una concentración  $Y_B$  en la salida del adsorbedor.  $wa$  es la diferencia  $w - w_B$ .

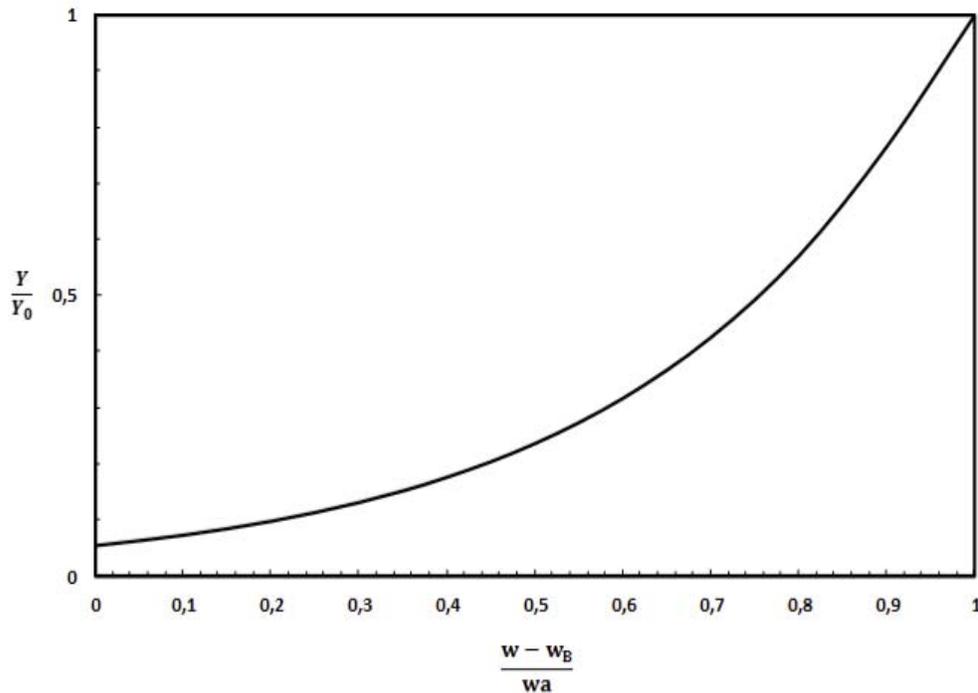


Figura 5.7: Relación en la columna de adsorción de  $\left(\frac{w-w_B}{wa}\right)$  e  $\frac{Y}{Y_0}$

La relación  $\left(\frac{w-w_B}{wa}\right)$ ; razón entre la cantidad del efluente desde la ruptura y la cantidad total desde la ruptura al agotamiento; está dada por la Ecuación 5.87 (Treybal, 1980).

$$\frac{w-w_B}{wa} = \frac{\int_{Y_B}^Y \frac{dY}{Y-Y^*}}{N_{tOG}} \quad \text{Ec. 5.87}$$

Reemplazando el valor de  $Y$  anteriormente calculado y la concentración inicial  $Y_0$ , de la Ecuación 5.86 se obtiene:

$$f = 0,652$$

Entrando a la gráfica de la Figura 5.7, con la relación  $\frac{Y}{Y_0} = 0,35$  se obtiene el valor de  $\left(\frac{w-w_B}{wa}\right) = 0,6$  el cual se reemplaza en la Ecuación 5.87 y se obtiene:

$$N_{tOG} = 3,983$$

Luego la altura de la zona de transferencia es de 0,315 [pie] ( $N_{tOG} \cdot H_{TU}$ )

En la Tabla 5.41 se resumen los resultados de la zona de equilibrio y de transferencia.

Tabla 5.41: Resultados de la zona de equilibrio y de transferencia.

Concentración inicial del adsorbato: $X_T = 0,03366$ [kg/kg]	Concentración inicial del color: $Y_0 = 0,001$ [kg/kg]
Concentración de agotamiento del adsorbato: $X_B = 0,0016$ [kg/kg]	Concentración de agotamiento del color: $Y_B = 5 \cdot 10^{-5}$ [kg/kg]
Concentración de ruptura del adsorbato: $X_E = 0,0319$ [kg/kg]	Concentración de ruptura del color: $Y_E = 9,5 \cdot 10^{-4}$ [kg/kg]
Coefficiente de transferencia de masa: $K_Y = 3,42$ [lb/pie <sup>2</sup> ·h]	Coefficiente de transferencia de masa aparente: $K_{Yap} = 4.580,41$ [lb/pie <sup>3</sup> ·h]
Longitud de cada unidad de transferencia: $H_{TU} = 0,079$ [pie] = 0,024 [m]	Número de unidades de transferencia: $N_{tOG} = 3,983$
Fracción utilizable del lecho: $f = 0,652$	Altura de la zona de transferencia: $N_{tOG} \cdot H_{TU} = 0,315$ [pie] = 0,096 [m]

### 5.13.1 Dimensión de la columna.

En la Tabla 5.42 se presentan columnas a distinto tiempo de operación ( $t$ ), con sus respectivas alturas, caídas de presión y fracciones de utilización de adsorción del lecho.

Diámetro de la columna (Lara y Parada, 1979):

$$D_c = \left( \frac{4 \cdot G}{\pi \cdot G_s} \right)^{0,5} \quad \text{Ec. 5.88}$$

$$D_c = 1,596 \text{ [pie]}$$

La altura de la columna ( $H_c$ ) en función del tiempo de operación, se determina del balance de masa presentado en la Ecuación 5.89.

$$X_T \cdot \rho_{em} \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D_c^2 \cdot (H_c - N_{tOG} \cdot H_{TU} \cdot f) = Y_0 \cdot G \cdot t \quad \text{Ec. 5.89}$$

La fracción utilizada ( $\vartheta$ ) de la capacidad total del lecho, se obtiene de la Ecuación 5.90.

$$\vartheta = \frac{H_c - N_{tOG} \cdot H_{TU} \cdot f}{H_c} \quad \text{Ec. 5.90}$$

La caída de presión se calcula de la Ecuación 5.91 (Treybal, 1980) para lechos de rellenos, llamada Ecuación de Ergun.

$$\frac{\Delta P}{H_c} \cdot \frac{g_c \cdot \varepsilon^3 \cdot d_p \cdot \rho_{em}}{(1-\varepsilon) \cdot G_s^2} = \frac{150 \cdot (1-\varepsilon)}{R_e} + 1,75 \quad \text{Ec. 5.91}$$

El gasto de carbón activo (relleno) se calcula de la Ecuación 5.92.

$$\text{Gasto de carbón activo} = \frac{Y_0 \cdot G}{X_T \cdot \vartheta} \quad \text{Ec. 5.92}$$

Tabla 5.42: Influencia del tiempo de operación en las características de la columna de relleno.

Tiempo [h]	Altura [pie]	Fracción Útil	Caída de presión [lb/pie <sup>2</sup> ]	Relleno [lb/h]
10	3,65	0,944	57,57	22,85
11	4,00	0,949	63,01	22,73
12	4,35	0,953	68,44	22,63
13	4,69	0,956	73,88	22,55
14	5,04	0,959	79,31	22,48
15	5,38	0,962	84,74	22,42
16	5,73	0,964	90,18	22,36
17	6,07	0,966	95,61	22,32
18	6,42	0,968	101,04	22,28
19	6,76	0,969	106,48	22,24
20	7,11	0,971	111,91	22,20
21	7,46	0,972	117,35	22,17

De los resultados se puede apreciar que mientras más altura la fracción útil aumenta y a su vez la caída de presión, lo que trae consigo un aumento en el costo de bombeo. Se elige un tiempo de operación de 14 [h]. En la Tabla 5.43 se presenta un resumen con las características de la columna con el tiempo de operación seleccionado.

Tabla 5.43: Resumen de las características de la columna seleccionada.

Diámetro de la columna	0,49 [m]
Altura de la columna	1,54 [m]
Caída de presión	0,037 [atm]
Gasto de carbón activo	10,19 [kg/h]
Número de unidades	2

## 5.14 CRISTALIZADOR

El sistema de cristalización se compone por diferentes equipos y sus diseños individuales serán presentados a continuación.

### 5.14.1 Tanque de cristalización

Para el cálculo del volumen del tanque de cristalización se utilizan los datos de la Tabla 5.44 El flujo de salida del estanque fue calculado en la Sección 4.3.7.

Tabla 5.44: Datos utilizados para el cálculo del volumen del cristalizador. (Lara y Parada, 1979)

Velocidad de crecimiento de los cristales	$v_c = 5,49 \cdot 10^{-5}$ [m/h]
Largo de los cristales	$L_c = 2 \cdot 10^{-3}$ [m]
Flujo de salida de tanque	$F_{A21} = 0,635$ [m <sup>3</sup> /h]

Tiempo de residencia de los cristales

$$t_{RC} = \frac{L_c}{v_c} \quad \text{Ec. 5.93}$$

$$t_{RC} = 12,15 \text{ [h]}$$

Volumen del tanque de cristalización

$$V = F_{A21} \cdot t_{RC} \quad \text{Ec. 5.94}$$

$$V = 7,72 \text{ [m}^3\text{]}$$

### 5.14.2 Condensador barométrico

Para el cálculo del área del condensador barométrico se utilizan los datos de la Tabla 5.45, temperaturas que fueron definidas en la Sección 4.3.7.

Tabla 5.45: Datos para el cálculo del área del condensador barométrico.

Temperatura de entrada del agua de enfriamiento	$T_1 = 293$ [K]
Temperatura de salida del agua de enfriamiento	$T_2 = 348$ [K]
Temperatura de entrada del condensado	$T_3 = 353$ [K]
Temperatura de salida del condensado	$T_4 = 348$ [K]
Calor	$Q = 108.164$ [J/s]
Coefficiente de transferencia de calor	$U = 700$ [J/s·m <sup>2</sup> ·K]

El área del condensador se determina por la Ecuación 5.95.

$$A = \frac{Q}{\Delta TML \cdot U} \quad \text{Ec. 5.95}$$

Reemplazando los datos de la Tabla 5.44 en la Ecuación 5.96 se determina la temperatura media logarítmica.

$$\Delta TML = \frac{(T_3 - T_2) - (T_4 - T_1)}{\ln\left(\frac{T_3 - T_2}{T_4 - T_1}\right)} \quad \text{Ec. 5.96}$$

$$\Delta TML = 20,85 \text{ [K]}$$

Luego el área del condensador es:

$$A = 7,41 \text{ [m}^2\text{]}$$

### 5.14.3 Intercambiador de calor de placas

Para el diseño de este equipo se utilizan los siguientes datos de la Tabla 5.46, los cuales fueron calculados en la Sección 4.3.7

Tabla 5.46: Datos utilizados para calcular el área del intercambiador de calor de placas.

Entalpía del vapor	$\lambda_v = 2.738.117$ [J/kg]
Temperatura del vapor	$T_v = 416$ [K]
Calor liberado	$Q = 314.459$ [kJ/h]
Coeficiente de transferencia de calor	$U = 3.097,234$ [kJ/h]
Temperatura de salida	$T_{B19} = 351$ [K]
Temperatura de entrada	$T_{B20} = 364$ [K]

Reemplazando estos datos en la Ecuación 5.96 se obtiene

$$\Delta TML = 58,29 \text{ [K]}$$

Para calcular el área necesaria del intercambiador se utiliza la Ecuación 5.97:

$$A_{nec} = \frac{Q}{\Delta TML \cdot U} \quad \text{Ec. 5.97}$$

Reemplazando los valores descritos anteriormente en la Ecuación 5.97 se obtiene:

$$A_{nec} = 1,74 \text{ [m}^2\text{]}$$

### 5.14.4 Eyector

El eyector es un tipo simplificado de bomba de vacío o compresor que no tiene pistones, válvulas ni otras piezas móviles. Se utiliza para generar el vacío necesario en la operación de cristalización, debido a que estos son capaces de condensar los gases no condensables y el aire que ingresa al sistema durante la generación de vacío utilizando vapor de caldera. Como la presión de vacío que se requiere en el sistema es del orden de 0,4 [atm] se puede utilizar un sistema de eyector simple sin problemas (Walas, 1990).

Para el diseño de este componente y el gasto de vapor es necesario definir las condiciones en las que debe operar, se asume una presión de descarga de 14,7 [psi] (1 [atm]) y la presión de succión

se determina utilizando las Tablas de vapor a las propiedades del este a 80 [°C], la cual es de 6,87 [psi].

Utilizando las ecuaciones 5.98 y 5.99 se calculan las relaciones  $r_1$  y  $r_2$  (Boyce, 2008), las cuales se usarán para ingresar al gráfico del Anexo 11 y leer la razón óptima de áreas, para así obtener la relación entre las masas del vapor y el aire al interior.

$$r_1 = \frac{P_{descarga}}{P_{succión}} \quad \text{Ec. 5.98}$$

$$r_1 = \frac{14,7}{6,87} = 2,14$$

$$r_2 = \frac{P_{succión}}{P_{vapor}} \quad \text{Ec. 5.99}$$

$$r_2 = \frac{6,87}{57,35} = 0,12$$

Utilizando los valores de  $r_1$  y  $r_2$  mediante el gráfico del Anexo 11 se lee la razón óptima de áreas, la cual para este caso tiene un valor de 100, posteriormente con este valor se obtiene la relación entre la masa de aire y masa de vapor igual a:

$$1,15 = \frac{lb \text{ aire}}{lb \text{ vapor}}$$

El volumen de succión de aire se puede estimar utilizando la Ecuación 5.100 (Walas, 1990).

$$m = k \cdot V^{\frac{2}{3}} \quad \text{Ec. 5.100}$$

Donde:

$m$ : Flujo másico de aire [lb/h].

$V$ : Volumen del sistema [pie<sup>3</sup>].

$k$ : Constante dependiente de la presión del sistema.

La constante de la Ecuación 5.100 depende de la presión a la que se encuentre el sistema, los valores para ella se presentan en la Tabla 5.47 para distintos rangos de presión.

Tabla 5.47: Valores de la constante  $k$  a distintas presiones (Walas, 1990).

Presión [mmHg]	$k$
Mayor a 90	0,194
20 – 90	0,146
3 – 20	0,0825
1 – 3	0,0508
Menor a 1	0,0254

Debido a que la presión del sistema es mayor a 90 [mmHg] (1,74 [psi]) se tomará el valor de  $k$  igual a 0,194. Utilizando la Ecuación 5.100, con un volumen de sistema igual a 272,67 [pie<sup>3</sup>] (7,72 [m<sup>3</sup>]) se calcula el flujo másico de aire.

$$m = 8,16 \left[ \frac{\text{lb aire}}{\text{h}} \right]$$

Con este valor y la relación entre el aire y vapor calculada anteriormente, se calcula la cantidad de vapor necesaria en el eyector.

$$\frac{1,15 \left[ \frac{\text{lb aire}}{\text{lb vapor}} \right]}{8,16 \left[ \frac{\text{lb aire}}{\text{h}} \right]} = 7,09 \left[ \frac{\text{lb vapor}}{\text{h}} \right]$$

De esta forma, se obtiene el flujo de vapor utilizado por el eyector para generar el vacío del sistema de cristalización igual a 7,09 [lb/h] o 3,22 [kg/h].

### 5.15 CENTRÍFUGA DE CANASTO E17.

Para el diseño es necesario determinar el flujo de filtrado, ya que, son dos flujos de filtrado que se obtienen de ella, uno que se recircula al cristizador y otro que corresponde al lavado de los cristales.

Los datos utilizados para el diseño de la centrífuga se muestran en el Tabla 5.48, donde los flujos y densidades fueron calculados en la Sección 4.3.7.

Tabla 5.48: Datos utilizados para el diseño de la centrífuga E17.

---

$\mu = 7,49 \cdot 10^{-4}$ [kg/m·s]
$w$ : corresponde a 400·g
$g = 9,8$ [m/s <sup>2</sup> ]
$m_c = F_{A18} \cdot \rho_{A18} = 174,5$ [kg/h]
Flujos máxicos: $B16 = 53,69$ [kg/h] ; $B17 = 664,34$ [kg/h]
Densidades: $\rho_{B16} = 1.194,7$ [kg/m <sup>3</sup> ] ; $\rho_{B17} = 1.342$ [kg/m <sup>3</sup> ]

---

El flujo de filtrado se determina a partir de la Ecuación 5.101.

$$F = \frac{B16}{\rho_{B16}} + \frac{B17}{\rho_{B17}} \quad \text{Ec. 5.101}$$

$$F = 0,54 \left[ \frac{kg}{m^3} \right]$$

La densidad del filtrado se obtiene de la Ecuación 5.102.

$$\rho = \frac{B16}{B16+B17} \cdot \rho_{B16} + \frac{B17}{B16+B17} \cdot \rho_{B17} \quad \text{Ec. 5.102}$$

$$\rho = 1.330,98 \left[ \frac{kg}{m^3} \right]$$

#### Suposiciones:

- $r_1 = 0,8 \cdot r_2$
- $r_i = 0,9 \cdot r_2$
- $b = r_2$
- Se desprecia la resistencia del medio filtrante

Junto con estas suposiciones y resolviendo el sistema con las Ecuaciones 5.73, 5.74, 5.75 y 5.76, mismas que se utilizaron para el diseño de la centrífuga E13, se obtiene:

$$r_2 = 0,564 \text{ [m]}$$

$$r_1 = 0,451 \text{ [m]}$$

$$r_i = 0,507 \text{ [m]}$$

$$b = 0,564 \text{ [m]}$$

Donde  $r_2$  es la característica principal de diseño, por lo tanto se seleccionará una centrífuga con un radio de canasto mínimo de 0,564 [m] para satisfacer los requerimientos de esta etapa del proceso.

## 5.16 SECADOR

Para el diseño del secador de túnel se emplean datos típicos para secadores los cuales se presentan en la Tabla 5.49.

Tabla 5.49: Condiciones y dimensiones típicas de operación para distintos tipos de secador.  
(Peters et al., 2003a)

Tipo de secador	Diámetro o ancho [m]	Largo [m]	Largo/Diámetro (ancho)	Velocidad de sólidos [m/s]	Coefficiente de transferencia de calor [ $J/s \cdot m^2 \cdot K$ ]
Secador de túnel	0,5 - 4	5 - 20	5 - 10	0,006 - 0,2	30 - 50
Secador rotatorio	1 - 3	4 - 20	4 - 6	0,02 - 0,1	40 - 180
Secador de tambor	0,6 - 3	0,6 - 5	1 - 8	0,0003 - 0,7	100 - 1.000
Tornillo transportador	0,1 - 0,7	1 - 6	3 - 10	0,01 - 0,1	15 - 60

Utilizando la Ecuación de diseño 5.103 se calcula el área necesaria para el intercambio de calor con el calor calculado en la Sección 4.3.8.

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta TLM \quad \text{Ec. 5.103}$$

Además el área longitudinal del secador está dada por:

$$A = L \cdot w \quad \text{Ec. 5.104}$$

Siendo  $L$  el largo y  $w$  el ancho del secador.

Con los datos seleccionados desde la Tabla 5.48 para secador de túnel se calculan las dimensiones y condiciones de operación del secador con las ecuaciones 5.103 y 5.104. Los resultados se presentan en la Tabla 5.51 y los parámetros seleccionados en la Tabla 5.50.

Tabla 5.50: Parámetros seleccionados para el diseño del secador de túnel.

Coefficiente de transferencia de calor [J/s·m <sup>2</sup> ·K]	50
Relación largo/ancho	10
Velocidad de sólidos [m/s]	0,1

Tabla 5.51: Dimensiones calculadas del secador de túnel.

Largo [m]	7,99
Ancho [m]	0,80
Tiempo de secado [s]	79,9

Con el flujo del aire y las dimensiones del secador es posible calcular la velocidad de circulación del aire ( $v_s$ ) mediante la Ecuación 5.105 utilizando el flujo volumétrico de aire ( $f_a$ ), el cual se calculó en la Sección 4.3.8, dando un valor de 0,34 [kg/s]. La velocidad de circulación del aire debe encontrarse en un rango entre 0,3 a 1 [m/s] (Peters et al., 2003a).

$$v_s = \frac{f_a}{w^2} \quad \text{Ec. 5.105}$$

$$v_s = 0,56 \left[ \frac{m}{s} \right]$$

### 5.17 CALDERA

Para el diseño de la caldera se requiere en primer lugar conocer la cantidad de vapor necesario en todo el proceso. Los gastos de vapor de caldera se resumen en la Tabla 5.52.

Tabla 5.52: Consumos de vapor de caldera para el proceso.

Vapor	Flujo [m <sup>3</sup> /h]
Esterilización de medio	104,78
Intercambiador de calor ( $F_{B13}$ )	54,22
Eyector	1,52
Esterilización de fermentador	3,32
Esterilización de propagadores	0,58
Esterilización tanque de medio	2,32
Total	166,74

Utilizando datos del vapor a las condiciones dadas (143[°C]) se obtiene la densidad de este, con lo que mediante la Ecuación 5.106 se calcula el flujo másico de vapor necesario.

$$m_v = \frac{\text{flujo vapor}}{\rho_v} \quad \text{Ec. 5.106}$$

$$m_v = 353,15 \left[ \frac{kg}{h} \right]$$

El consumo de combustible puede ser calculado de acuerdo a la Ecuación 5.107 (Núñez y Tapia, 2009).

$$C \cdot LHV = m_v \cdot (C_{p_{agua s}} \cdot T_v - C_{p_{agua e}} \cdot T_{agua e} + \lambda_v) \quad \text{Ec. 5.107}$$

El poder calorífico superior *HHV* (High Heating Value) se puede calcular mediante la Ecuación 5.108. (Podolski et al., 2008).

$$HHV = 2,326 \cdot (146,58 \cdot C + 568,78 \cdot H + 29,4 \cdot S - 6,58 \cdot A - 51,53 \cdot (O + N)) \quad \text{Ec. 108}$$

Siendo *C*, *H*, *S*, *A*, *O* y *N* los porcentajes en peso seco de carbón, hidrógeno, azufre, cenizas, oxígeno y nitrógeno en la composición del combustible, los cuales se presentan en la Tabla 5.53.

Tabla 5.53: Composición en peso de los distintos componentes del combustible Diésel. (Núñez y Tapia, 2009)

Elemento	%
Carbono	84,57
Hidrógeno	11
Oxígeno	0,36
Nitrógeno	0,18
Azufre	3,87
Cenizas	0,02

Utilizando los datos de la Tabla 5.53 en la Ecuación 5.108 es posible calcular el término *HHV*:

$$HHV = 43.566,48 \left[ \frac{kJ}{kg} \right]$$

El poder calorífico inferior *LHV* (Low Heating Value) se puede calcular mediante la Ecuación 5.104 (Podolski et al., 2008) siendo *H* el porcentaje en peso seco del hidrógeno en el combustible.

$$LHV = HHV - H \cdot 214 \quad \text{Ec. 5.109}$$

$$LHV = 41.212,48 \left[ \frac{kJ}{kg} \right]$$

En la Tabla 5.54 se presentan los datos para calcular el consumo de combustible de caldera. El agua que se utilizará en la caldera, será el agua que sale del sistema de enfriamiento, tanto del fermentador como de sus propagadores.

Tabla 5.54: Datos utilizados para el cálculo del consumo de combustible de la caldera.

Temperatura agua entrada ( $T_{agua e}$ )	30 [°C]
Temperatura del vapor de salida ( $T_v$ )	143 [°C]
Capacidad calorífica agua de entrada ( $C_{p_{agua e}}$ )	0,999 [kJ/kg·K]
Capacidad calorífica agua de salida ( $C_{p_{agua s}}$ )	1,022 [kJ/kg·K]
Entalpía del vapor ( $\lambda_v$ )	2.738,117 [kJ/kg]

Con los datos de la Tabla 5.53 y la Ecuación 5.107 se calcula el flujo másico de combustible:

$$C = 27,86 \left[ \frac{kg}{h} \right]$$

Mediante la Ecuación 5.110 y con una densidad de combustible  $\rho_c = 815$  [kg/m<sup>3</sup>] (ENAP, 2014) se calcula el flujo volumétrico de combustible ( $F_C$ ).

$$F_C = \frac{C}{\rho_c} \quad \text{Ec. 5.110}$$

$$F_C = 0,034 \left[ \frac{m^3}{h} \right]$$

Con el flujo de combustible anteriormente calculado y tomando un tiempo de 30 días se calcula el volumen necesario para el tanque de almacenamiento.

$$V_t = 0,034 \cdot 30 \cdot 24 = 24,48 [m^3]$$

### 5.18 SEPARADOR FLASH

El diseño del separador flash debe ser realizado considerando que el diámetro del estanque debe ser lo suficientemente grande para disminuir la velocidad de descenso del gas de modo que las partículas de líquido puedan separarse. El diámetro mínimo viene dado por la Ecuación 5.111 (Sinnott, 2005).

$$Dv = \sqrt{\frac{4 \cdot Vv}{\pi \cdot us}} \quad \text{Ec. 5.111}$$

Donde:

$Dv$ : Diámetro del tanque [m].

$Vv$ : Flujo volumétrico del vapor [ $\text{m}^3/\text{s}$ ].

$us$ : Velocidad de caída [m/s].

La velocidad de caída puede ser determinada por la Ecuación 5.112 (Sinnott, 2005).

$$us = 0,015 \cdot \left( 0,07 \cdot \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}} \right) \quad \text{Ec. 5.112}$$

Donde:

$us$ : Velocidad de caída [m/s].

$\rho_L$ : Densidad del líquido [ $\text{kg}/\text{m}^3$ ].

$\rho_v$ : Densidad del vapor [ $\text{kg}/\text{m}^3$ ].

En la Tabla 5.55 se presentan los datos utilizados para cálculo del diámetro del tanque, cuyos valores fueron descritos en la Sección 4.1.6.

Tabla 5.55: Datos utilizados para el cálculo del diámetro del tanque.

Densidad del líquido	958,85 [ $\text{kg}/\text{m}^3$ ]
Densidad de vapor ( $\rho_v$ )	2,12 [ $\text{kg}/\text{m}^3$ ]
Flujo vapor	104,78 [ $\text{m}^3/\text{h}$ ]
Flujo de Melaza ( $F_{A6}$ )	2,31 [ $\text{m}^3/\text{h}$ ]

Utilizando los datos de la Tabla 5.55 y las ecuaciones 5.111 y 5.112 es posible calcular el diámetro del tanque.

$$us = 0,22 \left[ \frac{m}{s} \right]$$

$$Dv = 0,41 [m]$$

El nivel de líquido en estanque depende del tiempo retención, tiempo necesario para suave y controlada. Es recomendable utilizar 10 minutos como tiempo de retención (Sinnott, 2005).

Para calcular la altura de líquido ( $hl$ ) se utiliza la Ecuación 5.113.

$$hl = \frac{4 \cdot Vl}{\pi \cdot Dv^2} \quad \text{Ec. 5.113}$$

Considerando el flujo de melaza de la Tabla 5.55 y el tiempo de retención dado, se obtiene el volumen de líquido ( $Vl$ ) al interior del estanque.

$$Vl = 0,19 [m^3]$$

Mediante la Ecuación 5.113 se obtiene la altura de líquido ( $hl$ ).

$$hl = 1,48 [m]$$

Finalmente se calculan la altura ( $ht$ ), la cual se calcula mediante las relaciones de la Figura 5.8 y el volumen del tanque ( $Vt$ ) el cual se calcula a partir de la altura de éste.

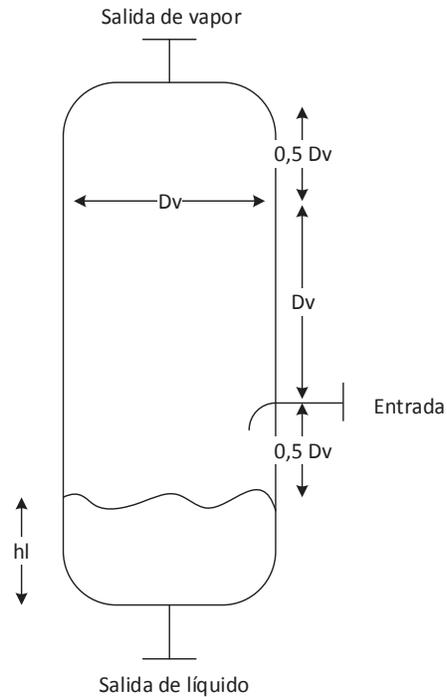


Figura 5.8: Relaciones entre dimensiones del separador flash. (Sinnott, 2005).

De acuerdo a la Figura 5.8 se tiene que:

$$ht = 2 \cdot Dt + hl \quad \text{Ec. 5.114}$$

Utilizando la altura del líquido anteriormente calculada, de la Ecuación 5,114 se tiene:

$$ht = 2,29 \text{ [m]}$$

Posteriormente el volumen se calcula utilizando la Ecuación 5.115 para el volumen de un cilindro.

$$Vt = ht \cdot \pi \cdot \frac{Dv^2}{4} \quad \text{Ec. 5.115}$$

$$Vt = 0,30 \text{ [m}^3\text{]}$$

## 5.19 BOMBAS

En el diseño de bombas es necesario conocer la potencia que debe desarrollar cada una de las bombas en el sistema para conocer el consumo de energía de las mismas.

La relación entre el caudal y la cabeza de altura desarrollada por una bomba centrífuga es resultado de su diseño mecánico. Cuando una bomba está conectada a una tubería en el sistema, la cabeza de altura debe coincidir con la pérdida de carga en el sistema de tuberías bajo el flujo dado. La relación entre la velocidad del flujo contra la pérdida de carga en una línea se denomina curva del sistema, pudiéndose determinar la pérdida de carga por medio de un balance de energía mecánica dada por la ecuación de Bernoulli representada en la Ecuación 5.116 (McCabe, 2007b).

$$\frac{P_a}{\rho} + g \cdot Z_a + \frac{V_a^2}{2} + W = \frac{P_b}{\rho} + g \cdot Z_b + \frac{V_b^2}{2} + h_f \quad \text{Ec. 5.116}$$

Despejando el trabajo que requiere hacer la bomba a partir de la Ecuación 5.116 se obtiene la Ecuación 5.117.

$$\frac{\Delta P}{\rho} + g \cdot \Delta Z + \frac{\Delta(V^2)}{2} + h_f = W \quad \text{Ec. 5.117}$$

Donde:

$P_a, P_b$ : Presión en el punto a y punto b [N/m<sup>2</sup>].

$Z_a, Z_b$ : Altura con respecto a una cota de referencia del punto a y b [m].

$V_a, V_b$ : Velocidad del fluido en el punto a y en el punto b [m/s].

$\rho$ : Densidad del fluido transportado [kg/m<sup>3</sup>].

$g$ : Aceleración de gravedad [m/s<sup>2</sup>].

$h_f$ : Factor de pérdidas por fricción [J/kg].

El factor de pérdidas  $h_f$  puede ser determinado por la Ecuación 5.118 (Shashi, 2005a).

$$h_f = 50,94 \cdot \frac{f \cdot L_e \cdot V^2}{D} \quad \text{Ec. 5.118}$$

Donde:

$f$ : Factor de fricción de Darcy.

$L_e$ : Largo equivalente de la cañería [m].

$V$ : Velocidad del fluido a través de la tubería [m/s].

$D$ : Diámetro interno de la cañería [m].

El factor de Darcy ( $f$ ) es un número adimensional entre 0 y 0,1. Usualmente para flujos turbulentos se utiliza 0,02 (Shashi, 2005a).

Por otra parte, el largo equivalente de los fittings que componen las cañerías se calcula mediante las relaciones presentadas en la Tabla 5.56.

Tabla 5.56: Relaciones de largo equivalente con el diámetro de cañería utilizado. (Shashi, 2005b)

Descripción	Relación L/D
Válvula de compuerta	8
Válvula de globo	340
Válvula angular	55
Válvula swing check	100
Codo estándar 90°	30
Codo estándar 45°	16
T estándar	20

Los factores que afectan la elección de una velocidad de flujo satisfactoria en los sistemas de fluidos son numerosos. Algunos de los más importantes son el tipo de fluido, la longitud del sistema de flujo, el tipo de tubo, la caída de presión que se puede tolerar, etc. Ante esto se debe saber que las pérdidas de energía y las correspondientes caídas de presión aumentan drásticamente a medida que aumenta la velocidad de flujo, es por esta razón, que se hace deseable mantener las velocidades bajas, pero a su vez el implementar tuberías más grandes incrementa el costo del sistema. Una velocidad razonable de distribución es de 3 [m/s] para

líquidos acuosos, mientras que para que la bomba tenga un buen desempeño su entrada debe ser aproximadamente 1 a 2 [m/s] (Shashi, 2005a).

La potencia requerida por una bomba se puede calcular de acuerdo a la Ecuación 5.119.

$$P = \frac{M \cdot W}{1.000 \cdot \eta} \quad \text{Ec. 5.119}$$

Donde:

$P$ : Potencia requerida por la bomba [kW].

$M$ : Flujo másico del fluido [kg/s].

$W$ : Trabajo a realizar por la bomba [J/kg].

$\eta$ : Eficiencia de la bomba, entre 0,6 a 0,9.

### 5.19.1 Cálculo de la potencia requerida por las bombas

Dado un flujo con sus propiedades físicas conocidas, se supone una velocidad de entrada y salida de la bomba de 2 y 3 [m/s] respectivamente, con la cual se calcula el diámetro de la tubería con la Ecuación 5.120.

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot F}{\pi \cdot v}} \quad \text{Ec. 5.120}$$

Obtenido el diámetro interno se elige un diámetro estándar del catálogo de cañerías disponible en el Anexo 6 para luego calcular la verdadera velocidad utilizando el diámetro comercial en la Ecuación 5.120. Una vez obtenido el nuevo diámetro, se procede a calcular el número de Reynolds mediante la Ecuación 5.121.

$$Re = \frac{v \cdot D \cdot \rho}{\mu} \quad \text{Ec. 5.121}$$

Se obtiene el largo equivalente de la cañería mediante el número de fittings (codos, uniones, válvulas, etc.) que posea ésta, utilizando la Tabla 5.55.

Finalmente a través de la Ecuación 5.117 se calcula el trabajo a realizar por la bomba, para posteriormente calcular la potencia de ésta mediante la Ecuación 5.119.

### 5.19.2 Ejemplo de cálculo

Para el ejemplo de cálculo se considera la bomba que descarga en los tanques de medio estéril ( $B_{12}$ ) desde el intercambiador de calor (E7). En la Figura 5.9 se presenta el esquema de la operación de bombeo.

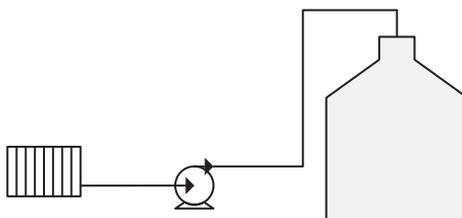


Figura 5.9: Esquema de la operación de bombeo de la bomba B12.

Se estima mediante el lay-out, que el largo de tuberías entre el intercambiador de calor y el tanque es de 35 [m] y la diferencia de altura es de 10,44 [m].

Las propiedades del fluido y el flujo son conocidos y se presentan en la Tabla 5.57, las cuales fueron calculadas en la Sección 4.1.5:

Tabla 5.57: Propiedades físicas del fluido impulsado por la bomba B12.

Parámetro	Valor
Flujo ( $F_{A12}$ )	$6,42 \cdot 10^{-4}$ [m <sup>3</sup> /s]
Densidad ( $\rho_{A12}$ )	1.092,68 [kg/m <sup>3</sup> ]
Viscosidad	$7,20 \cdot 10^{-4}$ [kg/m·s]

La velocidad de succión de la bomba para calcular los diámetros se considera de 2 [m/s] y la velocidad de descarga se considera como 3 [m/s]. A partir de esto, utilizando la Ecuación 5.120 se calcula el diámetro de las tuberías, diámetro de entrada ( $d_e$ ) y de salida ( $d_s$ ).

$$d_e = \sqrt{\frac{4 \cdot 6,42 \cdot 10^{-4}}{\pi \cdot 2}} = 2,02 \cdot 10^{-2} \text{ [m]}$$

$$d_s = \sqrt{\frac{4 \cdot 6,42 \cdot 10^{-4}}{\pi \cdot 3}} = 1,65 \cdot 10^{-2} \text{ [m]}$$

Con estos diámetros calculados se procede a seleccionar un diámetro estándar que sea parecido al calculado. Con esto mediante la Ecuación 5.120 se recalcula la velocidad. Los resultados obtenidos se muestran en la Tabla 5.58.

Tabla 5.58: Resultado del diámetro y velocidad del flujo en la bomba B12.

Flujo	Diámetro nominal [pulg]	Diámetro interno [m]	Velocidad [m/s]
Entrada	1	0,027	1,15
Salida	¾	0,016	3,28

Se calcula el número de Reynolds con los valores de salida de la bomba a través de la Ecuación 5.121.

$$Re = \frac{3,28 \cdot 0,016 \cdot 1.092,68}{7,20E-04} = 7,86 \cdot 10^4$$

Se calcula el largo equivalente de acuerdo a la cantidad de fittings necesarios, para esto se utilizan los valores presentados en la Tabla 5.59. Además, en ella se presentan el diámetro del tubo de descarga y los largos equivalentes por fittings. Se considera el largo de la cañería 35 [m], al cual se le suma los largos equivalentes de los fittings.

Tabla 5.59: Largos equivalentes para distintos fittings.

Fittings	Cantidad	Relación L/D	Largo equivalente
Codo de 45°	4	16	1,01
T	1	20	0,32

Luego mediante la Ecuación 5.118 se calcula el factor de pérdidas.

$$h_f = 50,94 \cdot \frac{0,02 \cdot (35 + 1,01 + 0,32) \cdot 3,28^2}{0,016} = 25,15 \left[ \frac{J}{kg} \right]$$

Utilizando la Ecuación 5.117 de Bernoulli, se calcula el trabajo realizado por la bomba:

$$W = \frac{\Delta P}{\rho} + g \cdot \Delta Z + \frac{\Delta(V^2)}{2} + h_f$$

$$W = \frac{0}{1.092,68} + 9,8 \cdot 10,44 + \frac{9,41}{2} + 25,15 = 132,16 \left[ \frac{m^2}{s^2} \right] = 132,16 \left[ \frac{J}{kg} \right]$$

Con el valor del trabajo realizado por la bomba se calcula la potencia necesaria mediante la Ecuación 5.122, utilizando el flujo másico ( $f_m$ ) a impulsar y con una eficiencia ( $\eta$ ) 0,6 (McCabe, 2007b), sabiendo que 1 [hp] equivalen a 745,7 [W].

$$P = \frac{f_m \cdot W}{745,7 \cdot \eta}$$

**Ec. 5.122**

$$P = \frac{(6,42 \cdot 10^{-4} \cdot 1.092,68 \cdot 108,25)}{745,7 \cdot 0,6} = 0,21 \text{ [hp]}$$

### 5.19.3 Resumen del cálculo de potencia para las bombas utilizadas

A continuación, en la Tabla 5.60 se presenta la potencia de todas las bombas utilizadas en la planta, la cual se ha obtenido utilizando las ecuaciones anteriormente planteadas, de la misma forma como se realizó en el ejemplo.

Tabla 5.60: Potencias de las bombas utilizadas en el proceso.

Bomba	Potencia [W]	Potencia [hp]
P-A 1	1612,28	2,16
P-A 2	38,76	0,05
P-A 3	84,04	0,11
P-A 4	64,45	0,09
P-A 5	121,12	0,16
P-A 6	121,12	0,16
P-A 10	121,12	0,16
P-A 11	121,12	0,16
P-A 12	154,59	0,21
P-A 13	345,11	0,46
P-A 14	72,47	0,10
P-A 15	59,27	0,08
P-A 16	64,21	0,09

Continuación Tabla 5.60

<b>Bomba</b>	<b>Potencia [W]</b>	<b>Potencia [hp]</b>
P-A 17	64,22	0,09
P-A 18	7,86	0,01
P-A 19	16,38	0,02
P-A 20	12,09	0,02
P-B 1	44,11	0,06
P-B 2	14,02	0,02
P-B 3	39,16	0,05
P-B 5	129,79	0,17
P-B 7	17,47	0,02
P-B 8	11,54	0,02
P-B 10	73,26	0,10
P-B 11	73,26	0,10
P-B 15	0,95	0,00
P-B 19	353,91	0,47
P-B 20	353,91	0,47
P-Ac	0,01	0,00
P-Na	6,25	0,01
P-F	4252,37	5,70
P-R	252,15	0,34
P-P	0,93	0,00
P-P 1	823,12	1,10
P-P 2	54,08	0,07
P-P 3	3,36	0,00

A modo de observación se puede decir que las potencias calculadas parecen bajas, sin embargo, las bombas de 1 [hp] presentes en el mercado (Marca Pedrollo de 1hp, modelo CPM 150) tienen una capacidad máxima de flujo de 7,2 [m<sup>3</sup>/h], por lo que las potencias antes calculadas están acordes a esta relación de flujo, es decir, aproximadamente 0,13 [hp/m<sup>3</sup>].

## 5.20 ESTANQUES AGITADOS

La agitación en los tanques de mezclado es importante, debido a que, cumple las funciones de suspender las partículas sólidas en fluidos e incrementar la transferencia de calor.

La agitación debe crear turbulencia en los fluidos que se deben mezclar para lograr una solución homogénea.

Para el diseño de los tanques se utilizará la nomenclatura normalizada que se presenta en la Figura 5.10.

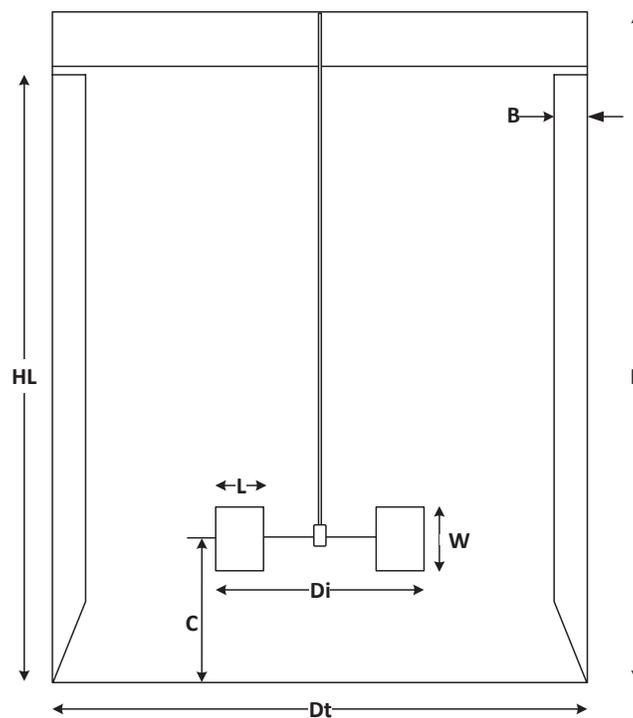


Figura 5.10: Dimensiones utilizadas en tanques agitados. (Peters et al., 2003b)

Teniendo en cuenta las dimensiones de la Figura 5.10, en la Tabla 5.61 se presentan las relaciones típicas que existen entre ellas.

Tabla 5.61: Relaciones típicas entre las dimensiones de tanques agitados. (Peters et al., 2003b)

Razón	Valor
Dt/Di	3
HL/Dt	1
C/Di	1
L/Di	0,25
W/Di	0,1
B/Dt	0,1

Con la relación entre el diámetro del tanque y la altura de líquido ( $HL/Dt$ ), utilizando la Ecuación 5.123 para calcular el volumen de un cilindro y con el volumen de líquido ( $V$ ) de cada tanque se calcula el diámetro ( $Dt$ ) de cada tanque para posteriormente calcular las demás dimensiones.

$$V = \pi \cdot \frac{Dt}{2} \cdot HL \quad \text{Ec. 5.123}$$

Utilizando la Ecuación 5.123 y las relaciones de la Tabla 5.61 se calculan las dimensiones para cada tanque agitado. Las dimensiones para estos se presentan en la Tabla 5.62.

Tabla 5.62: Dimensiones de los tanques agitados.

Tanque	Volumen [m <sup>3</sup> ]	Dt [m]	HL [m]	Di [m]	C [m]	L [m]	B [m]
Tanque 1° Dilución (E2)	0,86	1,03	1,03	0,34	0,34	0,09	0,10
Tanque 2° Dilución (E4)	0,92	1,06	1,06	0,35	0,35	0,09	0,11
Tanque Acidificación (E12)	0,75	0,99	0,99	0,33	0,33	0,08	0,10
Tanque Neutralización (E14)	0,26	0,69	0,69	0,23	0,23	0,06	0,07
Tanque Solución NaOH	24,79	3,16	3,16	1,05	1,05	0,26	0,32
Tanque Sales	55,69	4,14	4,14	1,38	1,38	0,34	0,41

### 5.20.1 Potencia de agitación en tanques

La potencia de agitación es una de las viables más importantes en el mezclado. La potencia de agitación depende del tipo de flujo que exista en el interior (laminar o turbulento) y de las dimensiones geométricas del tanque. Se considera que los tanques poseen agitadores de hélice con tres aspas, debido a que la potencia requerida para agitar con este tipo de rotor no es tan elevada en comparación a las otras turbinas, como por ejemplo, las turbinas rushton.

Para calcular la potencia de agitación se hace uso de la Ecuación 5.124 (Peters et al., 2003b).

$$P = N_p \cdot N^3 \cdot D_i^5 \cdot \rho \quad \text{Ec. 5.124}$$

Donde:

$P$ : Potencia de agitación [kW].

$N_p$ : Constante de forma para tanques con baffles.

$N$ : Velocidad de rotación del agitador [rps].

$D_i$ : Diámetro del agitador [m].

$\rho$ : Densidad del fluido [kg/L].

La constante de forma ( $N_p$ ) depende del tipo de agitador que se utilice. Distintos valores de esta constante se presentan en la Tabla 5.63.

Tabla 5.63: Valores para la constante  $N_p$ . (Peters et al., 2003b)

Tipo de agitador	$N_p$
Hélice (tres aspas, paso cuadrado)	0,32
Hélice (tres aspas, paso 2:1)	1
Turbina (seis aspas planas)	6,3
Turbina (seis aspas curvas)	4,8
Paleta plana (dos aspas)	1,7

Para el cálculo de las potencias de agitación se asume una eficiencia del 80% y se elige un agitador de hélice con tres aspas para todos los tanques.

Haciendo uso de la Ecuación 5.124, las potencias calculadas en conjunto con los datos utilizados para su cálculo se presentan en la Tabla 5.64.

Tabla 5.64: Potencias de agitación de los tanques y datos utilizados para su cálculo.

Tanque	Densidad [kg/L]	N [rps]	Potencia [W]	Potencia real [W]
Tanque 1° Dilución (E2)	1,15	1,17	2,78	3,47
Tanque 2° Dilución (E4)	1,09	1,17	3,00	3,75
Tanque Acidificación (E12)	1,03	1,17	2,02	2,52
Tanque Neutralización (E14)	1,26	1,17	0,42	0,53
Tanque Solución NaOH	1,16	1,17	765,73	957,17
Tanque Sales	1,00	1,17	2.540,46	3.175,57

## 5.21 TRATAMIENTO DE EFLUENTES

El proceso cuenta con varios efluentes líquidos que deben ser tratados, estos flujos se presentan en la Tabla 5.65.

Tabla 5.65: Flujos que deben ser tratados y su descripción.

Flujo	Descripción
B <sub>2</sub>	Borras de melaza
B <sub>7</sub>	Caldo concentrado de células
B <sub>9</sub>	Queque del filtro rotatorio
B <sub>10</sub>	Agua de lavado de cristales
P	Purga del cristalizador

En general se trata de corrientes líquidas, exceptuando la del queque del filtro de tambor rotatorio (B<sub>9</sub>). Estas corrientes serán tratadas por una empresa externa y los costos que esto involucra serán detallados y explicados en el Capítulo 7.

## REFERENCIAS CAPÍTULO 5

Acevedo F. (2002). Transferencia de masa, momento y calor en fermentaciones. En F. Acevedo, J. Gentina y A. Illanes (Eds.). *Fundamentos de Ingeniería Bioquímica 3° ed.* (pp. 185 - 206). Valparaíso: Ediciones Universitarias de Valparaíso.

Acevedo F. y Gentina, J. (2002). Cinética de fermentaciones. En F. Acevedo, J. Gentina y A. Illanes (Eds.), *Fundamentos de Ingeniería Bioquímica 3° ed.* (p. 82). Valparaíso: Ediciones Universitarias de Valparaíso.

Aiba S., Humphrey, A. y Millis, F. (1973). Media Sterilization. En S. Aiba, A. Humphrey y F. Millis (Eds.), *Biochemical Engineering* (pp. 239 - 269). New York: Academic Press.

Aroca, G. y Zúñiga, M. (2002) Bioseparaciones. En F. Acevedo, J. Gentina y A. Illanes (Eds.), *Fundamentos de Ingeniería Bioquímica 3° ed.* (pp. 245 - 253). Valparaíso: Ediciones Universitarias de Valparaíso.

Borzani, W., Lima, U. y Aquarone, E. (1975). Fermentação descontínua. En W. Borzani, U. Lima y E. Aquarone (Eds.), *Engenharia bioquímica* (pp. 108 - 111). Sao Paulo: Edgard Blucher.

Boyce, M., Edwards, V., Cowley, T., Fan, T., y Kaiser, H. (2008). Transport and storage of fluids. En D. Green y R. Perry (Eds.), *Chemical Engineers Handbook 8° ed.* (p. 10-57). New York: McGraw-Hill.

Couper, J., Penney, W., Fair, J. y Walas, S. (2012). Heat transfer and heat exchangers. En J. Couper, W. Penney, J. Fair y S. Walas (Eds.), *Chemical Process Equipment, Selection and Design 3° ed.* (p. 174). Oxford: Butterwoth-Heinemann.

Domenech, X. y Peral, J. (2006). Demanda de oxígeno en un sistema acuático. En X. Domenech y J. Peral (Eds.), *Química ambiental de sistemas terrestres* (p. 189). Barcelona: Editorial Reverte.

ENAP (2014). Tabla de precios de paridad. Extraído en Diciembre de 2014 desde [http://www.enap.cl/pag/66/991/tabla\\_de\\_precios\\_de\\_paridad](http://www.enap.cl/pag/66/991/tabla_de_precios_de_paridad)

Gentina, J. y Retamal, J. (1984). Esterilización. En Universidad Católica de Valparaíso (Ed.), *Actas del II Curso Latinoamericano de Biotecnología: V Curso Internacional de Ingeniería Bioquímica* (pp. 118 - 119). Valparaíso: Edición Universitarias de Valparaíso.

Hottel, H., Noble, J., Sarofim, A., Silcox, G., Wankat, P. y Knaebel, K. (2008). Heat and mass transfer. En D. Green y R. Perry (Eds.), *Chemical Engineers Handbook 8° ed.* (p. 5-7). New York: McGraw-Hill.

Lara, E. y Parada, G. (1979). *Comparación de dos modalidades de fermentación para la producción de glutamato mono sódico* (Tesis pregrado Ingeniería Civil Bioquímica). Valparaíso, Chile: Universidad Católica de Valparaíso, Facultad de Ingeniería.

Matche (2014). Equipment Cost. Extraído en Octubre de 2014 desde <http://matche.com/equipcost/Default.html>

McCabe, W., Smith, J., y Harriot, P. (2007a). Separaciones mecánicas. En W. McCabe, J. Smith y P. Harriot (Eds.), *Operaciones Unitarias en Ingeniería Química* (p. 1078). México: McGraw-Hill Interamericana.

McCabe, W., Smith, J., y Harriot, P. (2007b). Transporte y Medición de Fluidos. En W. McCabe, J. Smith y P. Harriot (Eds.), *Operaciones Unitarias en Ingeniería Química* (p. 219). México: McGraw-Hill Interamericana.

Najafpour, G. (2007b). Production of antibiotics. En G. Najafpour (Ed.), *Biochemical engineering and biotechnology* (p. 276). Amsterdam: Elsevier.

Najafpour, G. (2007a). Gas and liquid system (aeration and agitation). En G. Najafpour (Ed.), *Biochemical engineering and biotechnology* (pp. 29 - 30). Amsterdam: Elsevier.

Núñez, T. y Tapia, C. (2009). *Evaluación técnico económica de una planta de producción de Galacto-oligosacáridos a partir de suero de leche para su uso como prebiótico* (Tesis pregrado Ingeniería Civil Bioquímica). Valparaíso, Chile: Universidad Católica de Valparaíso, Facultad de Ingeniería.

Peters, M. y Timmerhaus, K. (2003a). Separation Equipment, Design and costs. En M. Peters y K. Timmerhaus (Eds.), *Plant Design and Economics for Chemical Engineers* (pp. 824 - 863). New York: McGraw Hill.

Peters, M. y Timmerhaus, K. (2003b). Materials – Handling Equipment – Design and Costs. En M. Peters y K. Timmerhaus (Eds.), *Plant Design and Economics for Chemical Engineers* (p. 541 - 543). New York: McGraw Hill.

Podolski, W., Schmalzer, K., Conrad, V., Lowenhaupt, D. y Winschel, R. (2008). Energy Resources, Conversion, and Utilization. En D. Green y R. Perry (Eds.), *Chemical Engineers Handbook 8° ed.* (p. 24-6). New York: McGraw-Hill.

Shashi, M. (2005a). Wastewater and Stormwater Pipping. En M. Shashi (Ed.), *Piping Calculations Manual* (pp. 144 - 145). New York: McGraw Hill.

Shashi, M. (2005b). Water Systems Pipping. En M. Shashi (Ed.), *Piping Calculations Manual* (p. 41). New York: McGraw Hill.

Shilling, R., Bernhagen, P., Goldsmith, V., Hrnjak, P., Johnson, D. y Timmerhaus, K. (2008). Heat-transfer Equipment. En D. Green y R. Perry (Eds.), *Chemical Engineers Handbook 8° ed.* (p. 11-4). New York: McGraw-Hill.

Sinnott, R. (2005). Equipment selection, specification and design. En R. Sinnott (Ed.), *Chemical Engineering Design Vol. 6* (p. 478). Oxford: Butterworth-Heinemann.

Svarovsky, L. (2001). Filtration Fundamentals. En L. Svarovsky (Ed.), *Solid-liquid Separation* (pp. 302 - 324). Oxford: Butterworth-Heinemann.

Treybal, R. (1980). Operaciones sólido-fluido. En R. Treybal (Ed.), *Operaciones de transferencia de masa 2° ed.* (pp. 225 - 342). México: McGraw Hill.

Vermeuten, T., Douglas, M., Hiester, N. y Klein, G. (1994). Adsorción e intercambio iónico. En R. Perry, D. Green y J. Maloney (Eds.), *Manual del Ingeniero Químico 6° ed.* (pp. 1501 - 1505). México: McGraw-Hill.

Walas, S. (1990). Fluid Transport Equipment. En S. Walas (Ed.), *Chemical Process Equipment, selection and design* (pp. 160 - 165). Oxford: Butterworth – Heinemann.

## CAPÍTULO 6: ORGANIZACIÓN DE LA PLANTA

Los distintos departamentos que se requieren dentro de la empresa están dentro del marco clásico de la organización funcional. La gerencia se encarga de la dirección de la empresa, mientras que ésta se departamentaliza en cinco áreas principales: finanzas, producción, recursos humanos, compras y ventas, investigación y desarrollo y control de calidad.

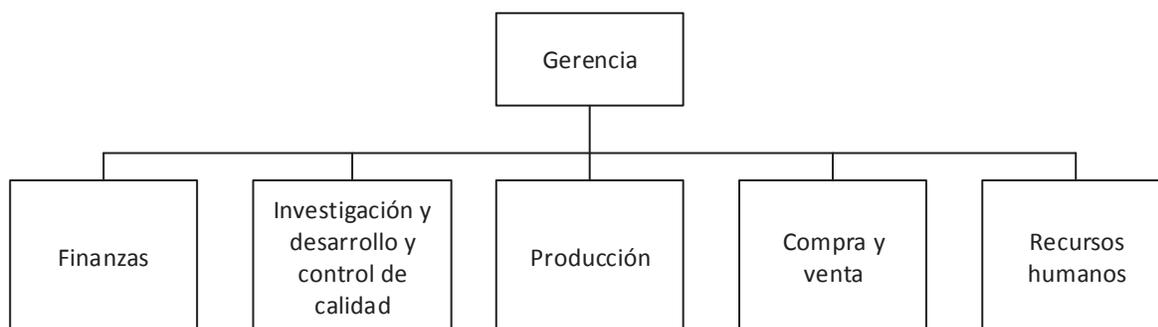


Figura 6.1: Organigrama de la empresa.

En la organización de la empresa se encuentra:

En la gerencia un ingeniero civil bioquímico, con alguna especialización en administración de empresas, de manera de tener un profesional que tenga conocimientos plenos de los diferentes departamentos de la empresa.

En la línea de producción se dispondrá de un ingeniero civil bioquímico como jefe de planta, encargado del cumplimiento y planificación de las labores involucradas en el proceso. En esta misma área se considerarán 4 ingenieros de ejecución en bioprocesos como jefes de turno con la responsabilidad de la supervisión de la planta.

Para el departamento de finanzas se requiere un contador auditor encargado de mantener y controlar la gestión administrativa de recursos, apoyado por un técnico financiero.

Para el departamento de compras y ventas se requiere de un ingeniero comercial encargado de realizar las operaciones de compra de materias primas, insumos, etc. Además de llevar a cabo las ventas del producto y análisis del mercado, apoyado por un técnico comercial.

En el departamento de investigación, desarrollo y control de calidad se contará con un ingeniero en biotecnología como jefe de laboratorio y dos bioquímicos, encargados de desarrollar nuevas tecnologías y de asegurar una buena calidad del producto.

El área de recursos humanos se tendrá un administrador de recursos humanos, encargado del bienestar tanto del personal como de la empresa y del reclutamiento de los trabajadores.

Además, se considerarán algunos cargos adicionales de apoyo a las distintas operaciones dentro de la planta, que no trabajan directamente en la línea de producción ni en el área administrativa, pero son necesarios para realizar las labores de la planta. Estos cargos son para personal de aseo y mantenimiento de los equipos.

## 6.1 NÚMERO DE OPERARIOS

Para el determinar la cantidad de operarios, se debe considerar todas las etapas involucradas en la planta, en la Tabla 6.1 se muestran cada una de ellas

Tabla 6.1: Etapas de la planta.

---

Recepción materia prima
Dilución 1
Centrifugación de borras
Dilución 2
Precalentamiento
Esterilización
Enfriamiento
Estanque recepción de medio
Propagación
Fermentación
Centrifugación de células
Filtración de células
Acidificación
Centrifugación de cristales de ácido glutámico
Neutralización
Decoloración
Precalentamiento
Cristalización
Centrifugación de cristales de glutamato
Secado de cristales

---

Las horas hombre se determina a partir de la Ecuación 6.1 (Zomosa, 1983).

$$HH = 15,2 \cdot P^{0,25}$$

**Ec. 6.1**

Donde:

$P$ : Producción diaria.  $P = 3,87$  [toneladas]

Reemplazando este dato en la Ecuación 6.1 se obtiene:

$$HH = 21,32 \left[ \frac{\text{horas}}{\text{hombre}} \right]$$

El número de operarios por turnos se determina a partir de la Ecuación 6.2 (Nuñez y Tapia, 2008).

$$N_{Op} = \frac{HH \cdot N_e}{t \cdot N_t} \quad \text{Ec. 6.2}$$

Donde:

$N_e$ : Número de etapas.  $N_e = 20$  [etapas]

$N_t$ : Número de turnos.  $N_t = 3$  [turnos]

$t$ : Duración de cada turno.  $t = 8$  [h]

Reemplazando estos datos en la Ecuación 6.2, se obtiene

$$N_{Op} = 6 \left[ \frac{\text{operarios}}{\text{turno}} \right]$$

Se consideran 4 grupos de operarios, los cuales se dividen para trabajar en 3 turnos rotativos de 8 horas cada uno. En la Tabla 6.2 se detalla el personal de la planta.

Tabla 6.2: Personal de planta.

Cargo	Cantidad
Gerente	1
Ingeniero Jefe de Planta	1
Ingeniero Jefe de Turno	4
Operarios	24
Técnico Prevencionista de Riesgos	1
Contador auditor	1
Técnico financiero	1
Ingeniero comercial	1
Técnico en administración de empresas	1
Ingeniero en Biotecnología	1
Bioquímicos	2
Técnico administración RRHH	1
Secretaria	4
Técnico Eléctrico	1

Continuación Tabla 6.2:

<b>Cargo</b>	<b>Cantidad</b>
Encargado de caldera	4
Mecánico	1
Guardia	4
Aseo	8
Bodeguero	4

## 6.2 LAY-OUT DE LA PLANTA

Las etapas del proceso y edificios auxiliares deben estar ubicados de tal forma que permita tener un flujo más económico de materiales y personal en todo el sitio. Los procesos peligrosos deben estar ubicados a una distancia segura de otros edificios. También se debe tener en cuenta el espacio para futuras ampliaciones. Las construcciones y servicios adicionales al proceso incluyen:

- Almacenamiento para materias primas.
- Áreas de recepción de materias primas.
- Talleres de mantención.
- Laboratorios para control de calidad.
- Estaciones para generación de energía (Caldera).
- Oficinas administrativas.
- Estacionamientos.
- Casino y baños para funcionarios.
- 

La ubicación de los edificios debe ser diseñada de tal modo que se minimice el tiempo que emplea el personal para trasladarse de una estación a otra. Las oficinas y laboratorios deben localizarse alejados de procesos que presenten algún peligro.

La ubicación del proceso principal determina las ubicaciones de los caminos de la planta, los trazados de tuberías y drenajes. Los caminos de acceso a la planta son necesarios para la construcción, operación y mantenimiento (Towler y Sinnott, 2013).

En total, para la construcción de los edificios de la planta, se consideran 4.180 [m<sup>2</sup>] aproximadamente. El detalle de las instalaciones se presenta en el Lay-out como documento anexo al proyecto.

## REFERENCIAS CAPÍTULO 6

Núñez, T. y Tapia, C. (2009). *Evaluación técnico económica de una planta de producción de Galacto-oligosacáridos a partir de suero de leche para su uso como prebiótico* (Tesis pregrado Ingeniería Civil Bioquímica). Valparaíso, Chile: Universidad Católica de Valparaíso, Facultad de Ingeniería.

Towler, G. y Sinnott, R. (2013). General site considerations. En G. Towler y R. Sinnott, *Chemical Engineering design* (p. 508). Oxford: Butterworth-Heinemann.

Zomosa, A. (1983). Evaluación económica. En A. Zomosa (Ed.), *Manual de Proyectos en Ingeniería Química* (pp. 408 - 485). Santiago: Editorial Universidad de Chile.

## CAPÍTULO 7: EVALUACIÓN ECONÓMICA, ANÁLISIS Y ESTIMACIÓN DE COSTOS

El diseño de una planta debe ser capaz de representar los beneficios que el producto a comercializar dejará para la empresa. Inicialmente, el capital debe considerar los gastos de construcción de todos los aspectos de la instalación de la planta, dado que las utilidades netas son igual a los ingresos totales menos los gastos. Para ello, es esencial que el ingeniero sea consciente de los diversos costos asociados a cada etapa de fabricación. Los fondos deben estar disponibles para los gastos directos de la planta, tales como los de materias primas, mano de obra y servicios públicos y también para los gastos indirectos, como los sueldos administrativos, venta del producto y los costos de distribución de éste. En este capítulo se revisarán los costos de inversión y operación de una planta, así como el flujo de caja y las utilidades netas.

### 7.1 COSTO DE CAPITAL TOTAL

Una definición económica tradicional del costo de capital es “stock de riqueza acumulado”. En un sentido aplicado, el capital son los ahorros que se pueden ocupar para los fines que el propietario estime conveniente (Peters et al., 2003).

El costo de capital total (CC) es la suma del capital fijo de inversión (CFI) junto con el capital de trabajo (Ct) y el costo que implica tratar los residuos. El primero agrupa los bienes durables tales como edificios, maquinarias, instalaciones de diverso tipo, dinero disponible para el pago de los salarios del personal, entre otros; mientras que los otros el capital necesario para operar la planta.

#### 7.1.1 Costo del terreno (T)

El costo del terreno no se ve afectado por la depreciación, es más, aumenta su precio a través de los años, al contrario de los equipos y maquinarias que poseen una vida útil por lo que cada año van perdiendo valor. Es por esto, que el costo de terreno será tomado en cuenta al final de la estimación de costos.

El valor por metro cuadrado de los terrenos en Linares varía entre 6.000 a 10.000 pesos chilenos [CLP]. Se tomó un valor promedio de todos los terrenos cotizados en páginas de avisos

económicos, correspondiente a 8.231 [CLP]. Como se aprecia en el Lay-Out de la planta anexo en el proyecto, se requieren de 4.180 [m<sup>2</sup>] para su construcción, distribución e instalación de equipos, dando un costo final de 1.397,23 [UF].

### 7.1.2 Costos directos totales (CDT)

#### Costo de equipos

En la cotización de equipos el valor que entrega el fabricante (Matche, 2014) es el precio F.O.B. del equipo (Freed On Board), el cual no considera los costos de transporte ni de instalación. Por lo tanto hay que estimar estos valores para obtener un resultado más acorde a la realidad.

Para el costo de transporte se recomienda utilizar un 10% del precio F.O.B. del equipo (Peters et al, 2003). Considerando este porcentaje, se obtiene el costo del equipo entregado (C.E.).

Por otro lado, los costos de instalación varían según el equipo que se desea instalar, los cuales consideran los costos asociados al montaje del equipo en la planta, mano de obra, construcción de cimientos, soportes y entre otros. El rango del porcentaje a agregar al C.E. del equipo se presenta en la Tabla 7.1, los cuales serán utilizados para el cálculo del costo de los equipos instalados en la planta (C.I.).

Tabla 7.1: Costo de instalación para equipos de proceso como un porcentaje del costo de equipo comprado. (Couper et al., 2012)

Tipo de equipo	Costo de Instalación Utilizado (%)
Bombas	25
Compresores	30
Cristalizadores a vacío	40
Filtros	65
Intercambiadores de calor	30
Mezcladores	30
Columnas	70
Tanques de acero	50
Secadores	25
Separadores centrífugos	20

La Tabla 7.3 muestra los costos de los equipos utilizados en la planta, estos costos están actualizados para el año 2014 según la referencia utilizada. Se utiliza el valor de la [UF] de 24.627,1 [CLP] de acuerdo al mes de Diciembre de 2014, mientras que el dólar se toma de 615,9 [CLP] según El Banco de Chile.

El costo del equipo entregado (C.E.) se obtiene de la Ecuación 7.1:

$$C.E. = C_{F.O.B.} \cdot \left(1 + \frac{\%E}{100}\right) \quad \text{Ec. 7.1}$$

El costo del equipo instalado en la planta (C.I.) se calcula mediante la Ecuación 7.2:

$$C.I. = C_{F.O.B.} \cdot \left(1 + \frac{\%E}{100} + \frac{\%I}{100}\right) \cdot n \quad \text{Ec. 7.2}$$

Donde:

$C_{F.O.B.}$ : Costo F.O.B. del equipo.

$\%E$ : Porcentaje del costo de entrega del equipo, 10%.

$\%I$ : Porcentaje del costo de instalación del equipo, varía según el equipo.

$n$ : Número de equipos.

El costo de cada equipo es obtenido directamente a través de fuentes bibliográficas, de acuerdo a los diseños y requerimientos del proceso realizado en los capítulos anteriores. Para el secador de túnel no se encontró su costo actualizado, por lo que se tuvo que actualizar de acuerdo al índice de costos "Chemical Engineering Plant Cost Index" (CEPCI), el cual considera de forma generalizada los equipos y permite obtener el valor presente del costo de la siguiente forma:

$$Ca = Co \cdot \frac{Ia}{Io} \quad \text{Ec. 7.3}$$

Donde:

$Ca$ : Costo actual del equipo en cuestión.

$C_o$ : Costo del equipo en un año anterior  $n$ .

$I_o$ : Índice CEPCI del año anterior  $n$ .

$I_a$ : Índice CEPCI actual.

Con los datos de la Tabla 7.2 y utilizando la Ecuación 7.3 se procede a calcular el costo actualizado del equipo:

Tabla 7.2: Valores utilizados para el cálculo del costo del secador de túnel.

Parámetro	Valor	Referencia
Costo actual del equipo en cuestión ( $C_o$ )	15.000 [USD]	(Peters et al., 2003)
Índice CEPCI del año anterior $n$ ( $I_o$ )	390,4	(Peters et al., 2003)
Índice CEPCI actual ( $I_a$ )	578,9	(CEPCI, 2014)

Con lo que se obtiene:

$$C_a = 15.000 \cdot \frac{578,9}{390,4}$$

$$C_a = 22.242,57 [USD] = 556,27 [UF]$$

Tabla 7.3: Costos de equipos e instalaciones utilizados en la planta en [UF].

Equipos	Cantidad	Costo F.O.B. por equipo	Costo F.O.B. total	C.E. [UF]	C.I. [UF]
Tanque Almacenamiento (E1)	2	2.083,25	4.166,51	4.583,16	6.666,41
Tanque 1° Dilución (E2)	1	122,54	122,54	134,80	171,56
Centrífuga Borrás (E3)	1	1.000,36	1.000,36	1.100,40	1.300,47
Tanque 2° Dilución (E4)	1	130,05	130,05	143,05	182,07
Int. de Calor (E5)	1	50,24	50,24	55,27	70,34
Tanque Flasheo (E6)	1	55,02	55,02	60,52	88,03
Int. de Calor (E7)	1	53,74	53,74	59,12	75,24
Tanque Medio (E8)	2	3.193,65	6.387,31	7.026,04	10.219,69
Fermentador (E9)	4	5.677,05	22.708,20	24.979,02	43.145,59
Centrífuga Células (E10)	1	1.000,36	1.000,36	1.100,40	1.300,47
Filtro Tambor (E11)	1	2.620,95	2.620,95	2.883,04	4.586,66
Tanque Acidificación (E12)	1	107,54	107,54	118,29	150,55
Tanque Sol. Ácido 5 N	1	35,01	35,01	38,51	49,02
Centrífuga Cristales (E13)	1	902,83	902,83	993,11	1.173,67
Tanque Neutralización (E14)	1	52,52	52,52	57,77	73,53
Tanque Sol. NaOH 7,6 M	2	1.050,38	2.100,76	2.310,83	2.941,06

Continuación Tabla 7.3

Equipos	Cantidad	Costo F.O.B. por equipo	Costo F.O.B. total	C.E. [UF]	C.I. [UF]
Columna Carbón (E15)	1	245,09	245,09	269,60	441,16
Int. de Calor (E16)	1	48,87	48,87	53,75	68,41
Cristalizador (E17)	1	7.617,75	7.617,75	8.379,53	11.426,63
Centrífuga Cristales (E18)	1	680,25	680,25	748,27	884,32
Secador (E19)	1	556,27	556,27	611,89	750,96
Caldera (E20)	1	5.534,50	5.534,50	6.087,95	8.855,20
Condensador Barométrico	1	402,65	402,65	442,91	805,29
Eyector	1	37,51	37,51	41,26	67,52
Propagador 1	1	1.473,03	1.473,03	1.620,34	2.798,76
Propagador 2	1	467,67	467,67	514,44	888,57
Propagador 3	1	142,55	142,55	156,81	270,85
Bomba	32	-	219,32	241,25	296,08
Tanque de agua fresca	1	2.801,01	2.801,01	3.081,11	3.921,42
Tanque de combustible	1	397,64	397,64	437,41	556,70
Tanque preparación sales	2	330,12	660,24	726,26	924,33
Compresor	2	145,05	290,10	319,12	406,15
<b>Total</b>				<b>69.375,23</b>	<b>105.556,72</b>

### Costos anexos (Ca)

Los costos anexos son aquellos que no son considerados como equipos propiamente tal, ya que, hacen referencia a instalaciones eléctricas, tuberías, cañerías, instrumentación y control, entre otros servicios que hacen posible el funcionamiento adecuado de la planta. A cada uno de estos, se les asigna un porcentaje de los costos que debe ser tomado en cuenta para el cálculo de los costos directos totales. En la Tabla 7.4 se detallan los porcentajes asignados para cada factor anexo y el costo asociado a cada uno de ellos.

Para el cálculo de estos costos, se considera que el 60% del Capital Fijo de Inversión (CFI) corresponde al costo de los equipos instalados en la planta (Peters et al., 2003), por lo tanto el 40% restante se distribuye entre costos anexos y costos indirectos según el rango de porcentaje que corresponda.

Tabla 7.4: Porcentaje para estimar los costos anexos en [UF].

Factores Anexos	Rango de Porcentaje	Porcentaje escogido	Costo [UF]	Referencia
Instrumentación y control	2-12% CFI	2% CFI	3.518,56	Peters et al., 2003
Instalaciones eléctricas	2-10% CFI	2% CFI	3.518,56	Peters et al., 2003
Instalaciones de cañerías	4-17% CFI	4% CFI	7.037,11	Peters et al., 2003
Facilidades de servicios	8-30% CFI	8% CFI	14.074,23	Peters et al., 2003
Acondicionamiento de suelos	1-2% CFI	1% CFI	1.759,28	Peters et al., 2003
Edificaciones (incluye servicios)	2-18% CFI	3% CFI	5.277,84	Peters et al., 2003
<b>Total</b>			<b>35.185,57</b>	

Los costos totales directos se obtienen de la Ecuación 7.4.

$$CDT = C.I. + Ca \quad \text{Ec. 7.4}$$

$$CDT = 140.742,29 [UF]$$

A continuación en la Tabla 7.5 se resumen los costos directos totales.

Tabla 7.5: Costos directos totales en [UF].

Factores Directos	Costo [UF]
Costo de equipos (C.I.)	105.556,72
Costos anexos (Ca.)	35.185,57
<b>Costos Directos Totales (CDT)</b>	<b>140.742,29</b>

### 7.1.3 Costos indirectos totales (CIT)

Son aquellos costos que provienen de los gastos técnicos y administrativos que se requieren para realizar la elaboración del proceso productivo. Estos gastos tienen sus origen en los costos de ingeniería y supervisión, diseño de construcción, gastos legales, contingencias, entre otros. En la Tabla 7.6 se muestran los rangos de porcentajes asignados para estos factores, además del escogido para este proyecto.

Tabla 7.6: Factores y costos indirectos totales en [UF].

Factores Indirectos	Rango de Porcentaje	Porcentaje	Costo [UF]	Bibliografía
Ingeniería y supervisión	4-20% CFI	5% CFI	8.796,39	Peters et al., 2003
Gastos legales	1-3% CFI	1% CFI	1.759,28	Peters et al., 2003
Pagos a contratistas	2-6% CFI	2% CFI	3.518,56	Peters et al., 2003
Gastos de contingencia	5-15% CFI	6% CFI	10.555,67	Peters et al., 2003
Gastos de construcción	4-17% CFI	6% CFI	10.555,67	Peters et al., 2003
Total (CIT)			35.185,57	

### Capital fijo de inversión total (CFI)

Se considera el capital fijo de inversión total a la suma de todos los gastos directos e indirectos considerados anteriormente se calcula mediante la Ecuación 7.5.

$$CFI = CDT + CIT \quad \text{Ec. 7.5}$$

$$CFI = 140.742,29 + 35.185,57 = 175.927,86 [UF]$$

### Costo de capital de trabajo (Ct)

El capital de trabajo de una planta industrial consiste en la cantidad total de dinero invertido en: materias primas y suministros, productos terminados y semi terminados, cuentas por cobrar, efectivo para el pago mensual de los gastos de explotación, tales como sueldos, salarios y compra de materiales primas; además para pagar cuentas e impuestos.

La proporción de capital de trabajo para la inversión de capital total varía con diferentes empresas, pero la mayoría de las plantas químicas utilizan un capital inicial de trabajo que está en el rango de un 10-20% del costo de capital total (Peters et al., 2003).

Se considera que el 10% del Costo de Inversión (CTI), corresponde al capital de trabajo (Ct), ya que, es una planta pequeña, por lo tanto el 90% restante corresponde a la suma del CFI y el costo del terreno, calculados anteriormente. Haciendo un regla de tres simple se obtiene:

$$Ct = 19.702,79 [UF]$$

En la Tabla 7.7 se muestra el costo de inversión.

Tabla 7.7: Costo de inversión [UF].

Ítem	Costo [UF]
Capital Fijo de Inversión Total (CFI)	175.927,86
Terreno (T)	1.397,23
Capital de trabajo (Ct)	19.702,79
Costo de Inversión (CTI)	197.027,88

#### 7.1.4. Costos de inversión para el tratamiento de residuos

Para el tratamiento de residuos se requiere una inversión inicial asociada, la cual está asociada a la adquisición de los equipos para el manejo y tratamiento de los flujos descritos en la Sección 5.21. Este valor, según los flujos a tratar, es de 4.401,59 [UF] (Wang et al., 2007).

#### 7.1.5 Costo Total de Inversión (CC)

El costo total de inversión considera, los costos de Terreno, capital de fijo de inversión total, capital de trabajo y el costo de inversión para el tratamiento. En la Tabla 7.8 se resumen dichos costos.

Tabla 7.8: Costo Total de Inversión [UF].

Ítem	Costo [UF]
Capital Fijo de Inversión Total (CFI)	175.927,86
Terreno (T)	1.397,23
Capital de trabajo (Ct)	19.702,79
Costo para el Tratamiento de Residuos	4.401,59
Costo de Total de Inversión (CC)	201.429,47

## 7.2 COSTO TOTAL DE PRODUCCIÓN (CP)

El tercer componente principal de un análisis económico es el costo total de operación de la planta, la venta de los productos, la recuperación de la inversión de capital, y la contribución a las funciones corporativas, como la gestión y la investigación y el desarrollo. Estos costos por lo

general se combinan bajo el título de “costo total de producción”. Este último, a su vez, se divide generalmente en dos categorías: los costos de manufactura y gastos generales.

### 7.2.1 Costo de tratamientos de residuos (TR)

Los residuos a tratar consisten principalmente en líquidos de lavado provenientes de las centrífugas, corrientes de salidas de las centrífugas (borras, lavado de cristales, concentrado de células y purga), por otro lado, se tiene una corriente de residuos sólidos proveniente del filtro de tambor rotatorio ( $B_9$ ), compuesta principalmente por ayuda filtrante ( $\text{CaSO}_4$ ). En la Tabla 7.9, se presentan dichas corrientes.

Tabla 7.9: Corrientes de residuos a tratar.

Corriente	Flujo [m <sup>3</sup> /h]	Descripción
$B_2$	0,318	Borras de melaza
$B_7$	0,457	Concentrado de células
$B_{10}$	1,417	Lavado de cristales de Ac. glutámico
$P$	0,020	Purga del cristalizador
$B_9$	$9,27 \cdot 10^{-3}$	Queque del filtro tambor rotatorio

Las corrientes líquidas suman un caudal total de 2,2 [m<sup>3</sup>/h], para tratar este caudal se incorporan centrífugas de canastos, con el fin de clarificar este flujo. El costo de este tratamiento se presenta en la Tabla 7.10.

Tabla 7.10: Costos de inversión y operación para el tratamiento de residuos líquidos a distintos flujos.  
(Wang et al., 2007)

Flujo [m <sup>3</sup> /h]	Inversión inicial [USD]	Costo anual [USD]
0,189	34.000	37.100
0,379	34.000	70.000
0,568	48.000	85.000
0,757	176.000	89.000
0,946	176.000	102.000
1,136	176.000	115.000

La Tabla 7.10 contiene los costos de inversión y costos anuales de operación y disposición a distintos flujos. Como la Tabla 7.10 no presenta el flujo que se desea tratar, se hace una extrapolación y se obtiene el costo anual para el tratamiento y disposición del flujo antes mencionado.

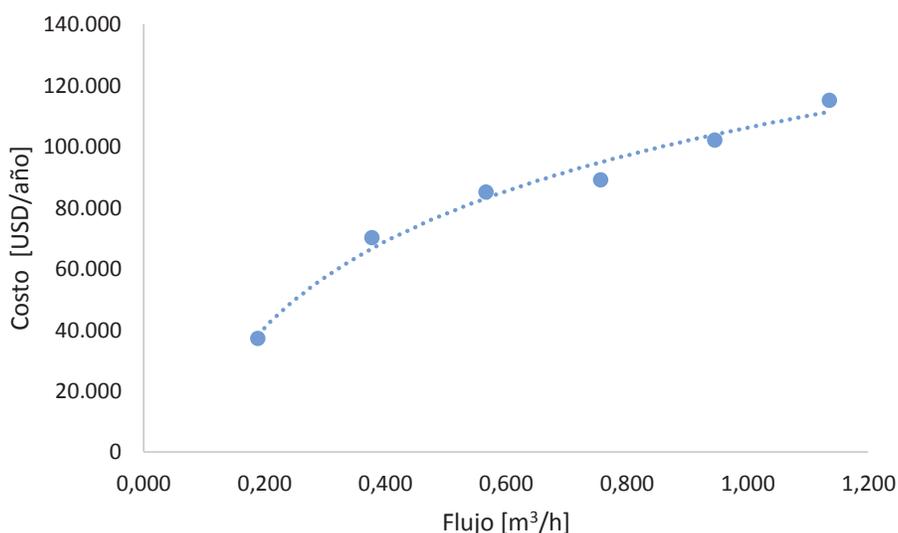


Figura 7.1: Datos de la Tabla 7.9 utilizando una tendencia logarítmica.

Utilizando la tendencia logarítmica de los datos de la Tabla 7.10 se obtiene la Ecuación 7.6, con la cual se calcula el costo anual de operación y disposición para el flujo a tratar (2,2 [m<sup>3</sup>/h]).

$$\text{Costo} = 40.679 \cdot \text{LN}(\text{Flujo}) + 106.124$$

Ec. 7.6

Luego se obtiene un costo para los residuos líquidos de 3.408,86 [UF/año].

Para la corriente de sólidos presentada en Tabla 7.9, se tiene un flujo anual de 73,42 [m<sup>3</sup>/año]. Estos residuos serán retirados por una empresa externa (Servicios Himce). El retiro de éstos tiene un costo de 0,55 [UF/m<sup>3</sup>] (Servicios Himce, Comunicación personal, 14 de Abril de 2015). Por lo tanto se tiene un costo por remoción de residuos sólidos de 40,38 [UF/año].

En la Tabla 7.11 se presenta el resumen de los costos anuales para el tratamiento de residuos líquidos y sólidos.

Tabla 7.11: Resumen de costos para el tratamiento de residuos líquidos y sólidos en [UF].

Tipo de residuo	Costo [UF/año]
Líquido	3.408,86
Sólido	40,38
Total	3.449,24

## 7.2.2 Costos de manufactura (MF)

### Mantenimiento y reparaciones

El costo de mantenimiento y reparaciones depende del tipo de equipo que hay en la planta, algunos requieren de más tiempo para su mantención debido a su complejidad. Para esto, se han tomado 35 días para estas labores durante el año. Para plantas industriales el rango de porcentaje varía entre un 2 - 10% del CFI (Peters, et al., 2003), el porcentaje escogido es 2% y da como costo 3.518,56 [UF].

### Mano de obra (MO)

Para el funcionamiento de la planta es necesario contar con personal capacitado, de tal manera de distribuir las tareas según la capacidad del personal. Para esto se considerarán los salarios de los operarios, gerente, personal auxiliar, entre otros; según la realidad chilena representada por estudios nacionales (Chiletrabajos, 2014). En la biografía consultada (Peters, et al., 2003) existen

rangos estimados para los costos de mano de obra, que van entre un 10 a un 20% del costo total de producción, que una vez calculados se utilizará para para obtener otros costos que dependen de éste.

En la Tabla 7.12 se muestra en detalle de los salarios del personal de planta, además para el cálculo del costo anual se toman trece meses, doce trabajados y uno de indemnización por año de servicio.

Tabla 7.12: Salario del personal de planta. (Colegio de ingenieros de Chile A.G., 2014)

<b>Cargo</b>	<b>Cantidad</b>	<b>Sueldo [CLP/mes]</b>	<b>Total [CLP/mes]</b>	<b>Total [UF/mes]</b>	<b>Total [UF/año]</b>
<b>Gerencia</b>					
Gerente	1	4.000.000	4.000.000	162,42	2.111,50
Subtotal					2.111,50
<b>Producción</b>					
Ingeniero Jefe de Planta	1	2.200.000	2.200.000	89,33	1.161,32
Ingeniero Jefe de Turno	4	1.300.000	5.200.000	211,15	2.744,94
Operarios	24	450.000	10.800.000	438,54	5.701,04
Técnico Prev. Riesgos	1	550.000	550.000	22,33	290,33
Subtotal					9.897,63
<b>Finanzas</b>					
Contador auditor	1	700.000	700.000	28,42	369,51
Técnico financiero	1	350.000	350.000	14,21	184,76
Subtotal					554,27
<b>Compra y venta</b>					
Ing. comercial	1	950.000	950.000	38,58	501,48
Técnico en adm. de empresas	1	450.000	450.000	18,27	237,54
Subtotal					739,02
<b>Investigación y desarrollo</b>					
Ing. Biotecnología	1	750.000	750.000	30,45	395,91
Bioquímicos	2	590.000	1.180.000	47,91	622,89
Subtotal					1.018,80
<b>Recursos Humanos</b>					

Continuación Tabla 7.12

Cargo	Cantidad	Sueldo [CLP/mes]	Total [CLP/mes]	Total [UF/mes]	Total [UF/año]
Técnico adm. Rrhh	1	450.000	450.000	18,27	237,54
Subtotal					237,54
Auxiliares					
Secretaria	4	360.000	1.440.000	58,47	760,14
Técnico Eléctrico	1	550.000	550.000	22,33	290,33
Encargado de caldera	4	350.000	1.400.000	56,85	739,02
Mecánico	1	550.000	550.000	22,33	290,33
Guardia	4	320.000	1.280.000	51,98	675,68
Aseo	8	280.000	2.240.000	90,96	1.182,44
Bodeguero	4	350.000	1.400.000	56,85	739,02
Subtotal					4.676,96
Total					19.235,72

### Materia Prima (MP)

Para la producción de glutamato monosódico la materia prima principal es la melaza, la cual es la fuente de carbono del microorganismo *Corynebacterium glutamicum*. El precio de la melaza en Chile entregado por IANSA es de 6,25[UF] la tonelada, y para la producción anual de glutamato monosódico es necesario disponer de 7.692,85 [toneladas]. Por lo tanto el gasto en materia prima anual es de 48.097,67 [UF].

### Costo de reactivos y sales (CR)

Estos costos hacen referencia a las sales utilizadas en el medio de cultivo, tanto para los propagadores como para los fermentadores, además también se consideran los gastos de ácido para la cristalización de ácido glutámico y la neutralización de éste, entre otros reactivos utilizados en el proceso de producción.

En la Tabla 7.13 se exponen los gastos de cada uno de estos reactivos y sales.

Tabla 7.13: Costos anuales de sales y reactivos de la planta.

<b>Reactivos (CR)</b>	<b>Cantidad [ton/año]</b>	<b>Costo unitario [USD/ton]</b>	<b>Costo anual [USD]</b>	<b>Costo anual [UF]</b>
NaOH	355,33	300	106.599,55	2.665,95
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,35	240	84,61	2,12
Ayuda filtrante	55,39	220	12.185,62	304,75
Carbón activado	80,74	1.200	96.887,14	2.423,05
Surfactantes	19,38	1.500	29.067,23	726,94
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	18,31	110	2.014,46	50,38
MgSO <sub>4</sub>	9,16	85	778,31	29,46
MnSO <sub>4</sub>	0,09	550	50,36	1,26
<b>Total</b>				<b>6.193,92</b>

### **Costos de laboratorio (CL)**

En una planta es necesario disponer de un laboratorio para estudios de calidad, tanto del producto como de la materia prima. Además, es fundamental para el área de investigación y desarrollo, para mejorar los procesos involucrados en la recuperación de producto. Este costo que va del rango del 10 al 20% del costo de mano de obra (Peters et al., 2003), tomando un 10% de éste da como resultado de 1.821,69 [UF].

### **Suministros de funcionamiento (SF)**

Son elementos consumibles tales como lubricantes, equipos de prueba de mantenimiento y suministros similares que no pueden ser considerados como materias primas o materiales de mantenimiento y reparación. El costo anual de estos tipos de materiales es de aproximadamente el 15% del costo total de mantenimiento y reparación (Peters et al., 2003), obteniendo un costo de 527,78 [UF].

### Regalías (RG)

El gasto asociado a patentes cubre muchos productos y procesos de fabricación. Para utilizar las patentes de terceros, es necesario pagar por derechos de patente o un porcentaje sobre la cantidad de material producido. Para el caso de la planta de producción de glutamato monosódico este costo representa las regalías por utilizar de la cepa del microorganismo. El costo anual va entre un 0 a un 6% del costo total de operación (Peters et al., 2003), eligiendo un 1% de éste se obtiene un costo por 1.288,34 [UF].

### Seguro (SE)

Las tasas de seguros dependen de la tipo de proceso que se lleva a cabo en la operación de fabricación y en la protección de las instalaciones disponibles. El costo de estas tasas es aproximadamente un 1% del capital fijo de inversión total (Peters *et al.*, 2003), del cual se obtiene un costo de 1.759,28 [UF].

### Suministros básicos (SB)

Los suministros básicos considerados para la operación de la planta son todas las aguas involucradas en la etapa producción y tratamiento de las materias primas, también la energía eléctrica que requieren las bombas y los equipos para su funcionamiento. Además, se considera el combustible que requiere la caldera para producir el vapor que se necesita en los diferentes procesos de la planta.

En la Tabla 7.14, se detalla cada uno de estos consumos y el costo total.

Tabla 7.14: Costos anuales de suministros básicos de la planta. (Precios de Diciembre de 2014).

Suministros básicos (SB)	Cantidad	Costo unitario [USD]	Costo anual [USD]	Costo anual [UF]
Agua	82,56 [m <sup>3</sup> /h]	0,467	305.465,39	7.639,39
Energía	108,08 [kW/h]	0,113	96.734,68	2.419,24
Combustible	0,034 [m <sup>3</sup> /h]	610,06	165.143,17	4.130,07
Total				14.188,71

En la Tabla 7.15 se resumen todos los costos de manufactura

Tabla 7.15: Costos anuales en manufactura en [UF].

Ítem	Rango de Porcentaje	Porcentaje Escogido	Costo anual [UF]
Suministros básicos (SB)	-	-	14.188,71
Materias primas	-	-	48.097,67
Reactivos (CR)	-	-	6.193,92
Mano de obra (MO)	10-20% CP	14% CP	18.216,92*
Mantenimiento y reparaciones (CM)	2-10% CFI	2% CFI	3.518,56
Costos de laboratorio (CL)	10-20% MO	10% MO	1.821,69
Suministros de funcionamiento (SF)	-	15% CM	527,78
Seguro (SE)	-	1% CFI	1.759,28
Regalías (PT)	0-6% CP	1% CP	1.288,34
<b>Costo de Manufactura (MF)</b>			<b>95.612,87</b>

\*No consideran los costos de investigación y desarrollo, porque están incluido en la Sección 7.2.3 más adelante.

### 7.2.3 Costos Generales

Los costos generales están involucrados en las operaciones de una empresa. Estos costos se pueden clasificar como:

- Costos de administración.
- Costos de distribución y comercialización.
- Costos de investigación y desarrollo.

#### Costos administrativos

Los costos relacionados con las actividades ejecutivas y administrativas no pueden ser cargados directamente a los costos de fabricación, sin embargo, es necesario incluir los costos administrativos para un análisis económico completo. Los sueldos y salarios de los administradores, secretarías, contadores, personal de apoyo informático, ingeniería y personal jurídico, son parte de los gastos de administración, junto con los costos de suministros y equipo de oficina, comunicaciones externas, edificios administrativos, y otros artículos generales a las

actividades administrativas. Estos costos van entre un 15 a un 25% del costo de mano de obra (Peters et al., 2003), se toma un 15% de éste y se obtiene como resultado un costo anual de 1.484,64 [UF].

### Costos de distribución y mercadeo

Estos tipos de gastos generales incurren en el proceso de la venta y distribución del producto. Desde un punto de vista práctico, ninguna operación de fabricación puede considerarse un éxito hasta que los productos hayan sido vendidos o destinados a consumos rentables. Se incluyen en esta categoría a sueldos, salarios, suministros y otros gastos para oficinas de ventas, comisiones y gastos de viaje de representantes de ventas, gastos de envío, el costo de los contenedores, los gastos de publicidad y servicio técnico de ventas. Su costo varía en un rango del 2 al 20% del costo de producción (Peters et al., 2003), para fines de cálculo se toma un 12% de éste dando un costo de 2.576,67 [UF].

### Costos de investigación y desarrollo

Estos costos generales consideran gastos para tratar de mejorar el producto, es decir, su calidad a través de nuevas técnicas de producción, desarrollar nuevas cepas sobre productoras de ácido glutámico, mejoramiento en las técnicas de recuperación de producto, entre otras. Estos costos varían entre un 2 a un 5% del costo de producción (Peters et al., 2003), se toma un 2% de éste del cual se obtiene un costo anual de 2.576,67 [UF].

En la Tabla 7.16 se resumen los costos generales de la planta.

Tabla 7.16: Costos generales anuales de la planta en [UF].

Ítem	Rango de Porcentaje	Porcentaje Escogido	Costo anual [UF]
Costos administrativos	15-25% MO	15% MO	1.484,64
Gastos de distribución y mercadeo	2-20% CP	2% CP	2.576,67
Investigación y desarrollo	2-5% CP	2% CP	2.576,67
<b>Gastos Generales (GG)</b>			<b>6.637,99</b>

Luego el costo total de producción se muestra en la Tabla 7.17, en donde se resumen los ítems mencionados y calculados anteriormente.

Tabla 7.17: Costo Total de Producción anual en [UF].

Ítem	Costo anual [UF]
Costo Tratamientos de Residuos (TR)	3.449,24
Costos de Manufactura (MF)	95.612,87
Gastos Generales (GG)	6.637,99
Costo Total de Producción (CP)	105.700,10

### 7.3 RENTABILIDAD DEL PROYECTO

Es necesario incorporar los efectos tributarios de la depreciación, utilidades y pérdidas para analizar la rentabilidad del proyecto. Es importante conocer el impuesto a la renta, el cual para el año 2014 es de un 20% sobre las utilidades devengadas (Artículo 20 Ley de Impuesto a la Renta).

La Tasa Interna de Retorno del proyecto (T.I.R.) es un indicador de rentabilidad relativa, por lo que, cuando se hace una comparación de tasa de rentabilidad interna de dos proyectos no se tiene en cuenta la posible diferencia de dimensiones de los mismo. Una gran inversión, con una T.I.R. baja, puede tener un valor actual neto (V.A.N.) superior a un proyecto con una inversión pequeña y una T.I.R. elevada. Obtener una rentabilidad positiva quiere decir, obtener mayores beneficios que la cantidad invertida.

La Tasa de Retorno Mínima Atractiva (T.R.M.A.) es la cantidad obtenida como ganancia en relación a la cantidad original, constituye una tasa de retorno razonable establecida como base para determinar si una alternativa es económicamente viable. Desde el punto de vista del inversionista se propone un T.R.M.A. del 15%. Para este tipo de estudio, de evaluación económica, es común considerar los primeros 10 años del proyecto, en el cual se considera que la depreciación es total (valor libro igual a cero). Cabe recalcar que si la T.I.R. es menor que la T.R.M.A. no quiere decir que el proyecto no sea rentable, sino que, el proyecto no cumple con la expectativa del inversionista.

La depreciación se ocupa solo para los inmuebles y los equipos (sin incluir los costos anexos al equipo) que se devalúan a través de los años por su uso y antigüedad. El período usual de depreciación para los equipos industriales en general es de 10 años. La ley chilena permite utilizar

la depreciación acelerada correspondiente cada 3 años para bienes inmuebles, por ejemplo, si se utilizan 30 años, a depreciación acelerada corresponderá a 10 años según el servicio de impuestos internos (Servicio de Impuestos Internos, 2014). Ésta se calcula mediante la Ecuación 7.7.

$$d = \frac{C_i - C_f}{\frac{n}{3}} \quad \text{Ec. 7.7}$$

Donde:

$C_i$ : Costo inicial del bien [UF].

$C_f$ : Costo final del bien o valor libro [UF], considerado como 0 [UF].

$d$ : Depreciación acelerada [UF].

En la Tabla 7.18 se muestran los bienes que están sujetos a depreciación

Tabla 7.18: Depreciación de los equipos y edificaciones en [UF].

Ítem	Valor [UF]	Duración [años]	Años de Depreciación	Depreciación [UF/año]
Costo de equipos	105.556,72	10	3	35.185,57
Costo edificación	5.277,84	30	10	527,78
Total				35.713,36

### 7.3.1 Ingresos

Para calcular los ingresos, es necesario fijar el precio del producto. Hay dos factores importantes, uno es el costo de producción que este implica y el otro es el precio al cual se vende el producto en el mercado.

#### **Precio de producto con respecto al costo de producción.**

El costo total de producción (CP) es de 105.700,10 [UF/año], el cual genera una producción (P) de 1.278,19 toneladas de glutamato monosódico al año. Con respecto a estos datos se puede calcular el precio del producto con la Ecuación 7.8.

$$P_{Producto} = \frac{CP}{P} \quad \text{Ec. 7.8}$$

$$P_{Producto} = 82,70 \left[ \frac{UF}{ton} \right]$$

Pero hay que considerar un factor ( $f$ ), el cual considera un porcentaje sobre el precio de producción al cual se desea vender para general algún beneficio, ya que, vender el producto al mismo precio que cuesta producirlo no es comercialmente provechoso.

Se define un  $f$  de 1,3 con el cual resulta un costo de producto

$$P_{Producto.1} = P_{Producto} \cdot f$$

$$P_{Producto.1} = 107,5 \left[ \frac{UF}{ton} \right]$$

### Precio de producto con respecto al precio de mercado

Actualmente el glutamato monosódico es importado principalmente de Brasil, Perú y China a un precio que varía según la pureza de éste, pero se mueve en un rango de 27,5 [UF] a 37,5 [UF] la tonelada (ver Sección 2.3). Se toma un valor promedio y se llega a:

$$P_{Producto.2} = 32,50 \left[ \frac{UF}{ton} \right]$$

Como se puede apreciar el costo del producto de mercado es menor al costo de producción, por lo tanto para el cálculo del V.A.N. y T.I.R. se asumirán los ingresos con el precio obtenido con respecto al costo de producción, es decir, 107,5 [UF/ton].

Los ingresos anuales se calculan con la Ecuación 7.9.

$$Ingresos = P_{Producto.1} \cdot P \quad \text{Ec. 7.9}$$

$$Ingresos = 137.410,13 \left[ \frac{UF}{año} \right]$$

### 7.3.3 Anualidades

Para el cálculo de las anualidades, se considera que al inicio del funcionamiento de la planta no hay ingresos, y los costos se calculan respecto al Costo Total de Inversión (CC).

Los costos e ingresos a partir de año 2015 están sujetos al Costo Total de Producción y al precio de venta del producto respectivamente.

En la Tabla 7.19 se presenta flujos anuales obtenidos de acuerdo a lo descrito anteriormente.

Tabla 7.19: Flujos anuales de la planta en [UF].

Año	Ingresos	Costos	FAI	Depreciación	FSI	Impuesto	FDI
2014	0	201.429,47	-201.429,47	0	0	0	-201.429,47
2015	137.410,13	105.700,10	31.710,03	35.713,36	-4.003,33	-800,67	32.510,69
2016	137.410,13	105.700,10	31.710,03	35.713,36	-4.003,33	-800,67	32.510,69
2017	137.410,13	105.700,10	31.710,03	35.713,36	-4.003,33	-800,67	32.510,69
2018	137.410,13	105.700,10	31.710,03	527,78	31.182,25	6.236,45	25.473,58
2019	137.410,13	105.700,10	31.710,03	527,78	31.182,25	6.236,45	25.473,58
2020	137.410,13	105.700,10	31.710,03	527,78	31.182,25	6.236,45	25.473,58
2021	137.410,13	105.700,10	31.710,03	527,78	31.182,25	6.236,45	25.473,58
2022	137.410,13	105.700,10	31.710,03	527,78	31.182,25	6.236,45	25.473,58
2023	137.410,13	105.700,10	31.710,03	527,78	31.182,25	6.236,45	25.473,58
2024	137.410,13	105.700,10	31.710,03	527,78	31.182,25	6.236,45	25.473,58

Donde:

FAI: Flujo antes de impuesto. FAI = Ingresos – Costos [UF]

FSI: Flujo sujeto a impuesto. FSI = FAI – Depreciación [UF]

FDI: Flujo después de impuesto. FDI = FSI – Impuesto [UF]

#### 7.3.4 Determinación del V.A.N.

El valor presente neto consiste en traer todos los flujos de caja al presente y restarle el Costo Total de Inversión (CC).

Con la Ecuación 7.10 se determina el valor presente de cada flujo (Blank y Tarquin, 2006)

$$VP = \frac{VF}{(1+i)^n} \quad \text{Ec. 7.10}$$

Donde:

VP: Valor presente en [UF].

$VF$ : Valor futuro en el año  $n$  en [UF].

$n$ : Número de períodos a calcular.

$i$ : Tasa de interés, 0,15 (T.R.M.A.)

Luego, el valor presente neto se calcula con la Ecuación 7.11, en donde se traen a valor presente cada una de las anualidades a lo largo del tiempo.

$$VAN = \sum_{t=1}^n \frac{VF_t}{(1+i)^t} - CC \quad \text{Ec. 7.11}$$

$$VAN = -57.516,15 \text{ [UF]}$$

### 7.3.5 Cálculo de la T.I.R.

La Tasa Interna de Retorno (T.I.R.), es aquella que obliga a que el V.A.N. sea cero. Esta se calcula mediante la Ecuación 7.12.

$$CC = \sum_{t=1}^n \frac{VF_t}{(1+TIR)^t} \quad \text{Ec. 7.12}$$

Despejando la T.I.R. de la Ecuación 7.12 se obtiene.

$$TIR = 0,065$$

Lo que corresponde a una tasa interna de retorno de 6,5 %

### 7.3.6 Determinación del punto de equilibrio

El punto de equilibrio denominado también punto muerto o break even point es el volumen mínimo de unidades vendidas que se requiere para lograr que los ingresos por ventas sean iguales a los costos para producir esas ventas. Es decir, si se logra ese nivel de ventas, no se pierde ni se gana dinero (Osses, 1998).

Para hallar el punto de equilibrio entre los ingresos y los costos, se debe resolver la Ecuación 7.13 donde los ingresos se igualan a los costos del proceso.

$$Ingresos = Costos \quad \text{Ec. 7.13}$$

Los ingresos se plantean mediante la Ecuación 7.14.

$$Ingresos = Pv \cdot Q \quad \text{Ec. 7.14}$$

Con:

$Pv$ : Precio de venta del producto.  $Pv = 107,5 [UF/ton]$ .

$Q$ : Producción de la planta en donde los costos se igualan a los ingresos.

Los costos se dividen en costos fijos ( $CF$ ) y costos variables ( $CV$ ). Los costos fijos son todos aquellos costos que no varían con el nivel de producción del producto o servicio y van a existir aunque no se produzca ni se venda ninguna unidad, es decir, son costos independientes al volumen de producción, pero que son necesarios para que se produzcan los ingresos.

Por otro lado, los costos variables son todos aquellos costos por unidad de producto o servicio que dependen directamente del nivel de producción o venta, es decir, son costos que varían según el volumen de producción (Osses, 1998).

En la Ecuación 7.15 se desglosan los costos antes mencionados.

$$Costos = CF + CV \quad \text{Ec. 7.15}$$

Los costos variables se escriben en función del volumen de producción, representado en la Ecuación 7.16.

$$CV = CUO \cdot Q \quad \text{Ec. 7.16}$$

$CUO$  es el costo unitario de producción y se calcula mediante la Ecuación 7.17.

$$CUO = \frac{MP+SB+CR+TR+DM+ID}{VP} \quad \text{Ec. 7.17}$$

Donde:

$MP$ : Costo de materias primas.  $MP = 48.097,67 [UF]$ .

*SB*: Suministros básicos.  $SB = 14.178,61 [UF]$ .

*CR*: Reactivos.  $CR = 6.193,92 [UF]$ .

*TR*: Tratamiento de residuos.  $TR = 3.449,24 [UF]$ .

*DM*: Distribución y mercadeo.  $DM = 2.576,67 [UF]$ .

*ID*: Investigación y desarrollo.  $ID = 2.576,67 [UF]$ .

*VP*: Volumen de producción de la planta.  $VP = 1.278,20 [ton]$ .

Resolviendo la Ecuación 7.17 con estos datos, se obtiene:

$$CUO = 60,31 \left[ \frac{UF}{ton} \right]$$

Los costos fijos se determinan a partir de la Ecuación 7.18.

$$CF = MO + CA + PT + CM + SF + SE + CL + DP \quad \text{Ec. 7.18}$$

Donde:

*MO*: Mano de obra.  $MO = 18.216,92 [UF]$ .

*CA*: Costos administrativos.  $CA = 1.484,64 [UF]$ .

*PT*: Patentes.  $PT = 1.288,34 [UF]$ .

*CM*: Mantenimiento y reparaciones.  $CM = 3.518,56 [UF]$ .

*SF*: Suministros de funcionamiento.  $SF = 527,78 [UF]$ .

*SE*: Seguro.  $SE = 1.759,28 [UF]$ .

*CL*: Costo de laboratorio.  $CL = 1.821,69 [UF]$ .

*DP*: Depreciación.  $DP = 11.083,46 [UF]$ .

Reemplazando los datos en la Ecuación 7.18 se obtiene los costos fijos del proyecto

$$CF = 39.700,67 \left[ \frac{UF}{ton} \right]$$

Reemplazando la Ecuación 7.16 en la Ecuación 7.15 e igualándola a la Ecuación 7.14 se obtiene la Ecuación 7.19, de la cual se calcula la producción de la planta ( $Q$ ) en donde los costos son iguales a los ingresos.

$$Pv \cdot Q = CUO \cdot Q + CF \quad \text{Ec. 7.19}$$

Los costos antes calculados se reemplazan en la Ecuación 7.19 y se obtiene:

$$Q = 841,16 \text{ [ton]}$$

Esta producción corresponde a:

$$\frac{841,16}{1.278,20} \cdot 100 = 65,8 \% \text{ de la capacidad de la planta.}$$

A partir de un valor mayor al 65,8 % de la capacidad de la planta se tienen utilidades y a valores menores al 65,8 % de la capacidad de la planta se tienen pérdidas.

Lo anterior se puede apreciar en detalle en la Figura 7.2.

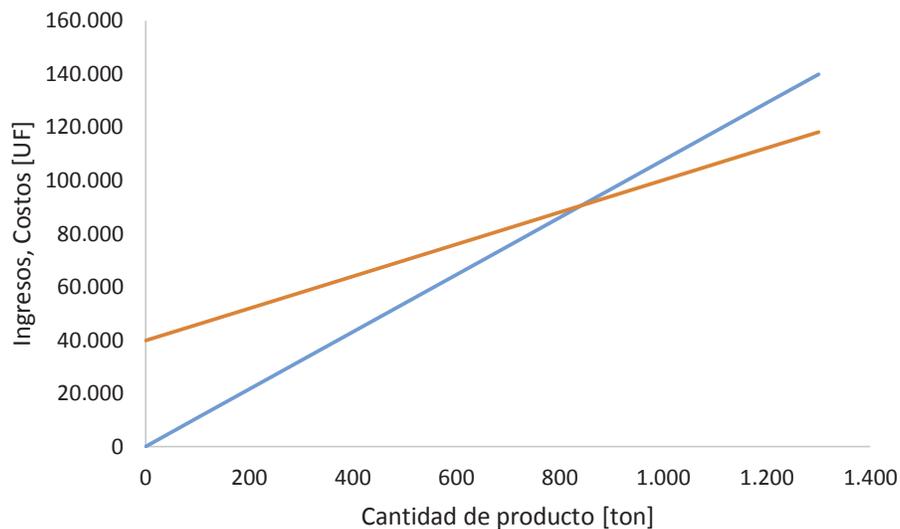


Figura 7.2: Ingresos y costos de operación a distintos valores de producción.

## 7.4 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD

Se realiza un estudio de sensibilidad con los factores más influyentes en la rentabilidad del proyecto, como es el precio de la materia prima, el precio de venta del producto, el porcentaje de recuperación y capacidad de la planta. Este análisis permite evaluar distintos escenarios para que el proyecto sea rentable. En la sección anterior se mostró un caso en particular con las condiciones actuales del mercado, donde el precio de venta del producto se vende a un porcentaje sobre el precio de producción.

### 7.4.1 Variación del precio de la melaza

El precio de la melaza influye directamente sobre el costo de producción del producto, puesto que ésta es la principal fuente de carbono del microorganismo para producir ácido glutámico. Para este análisis se mantiene el precio de venta del producto que se calculó en la Sección 7.3.1. En la Figura 7.3 se presenta como varía el precio de venta del producto considerando distintos precios de la fuente de carbono.

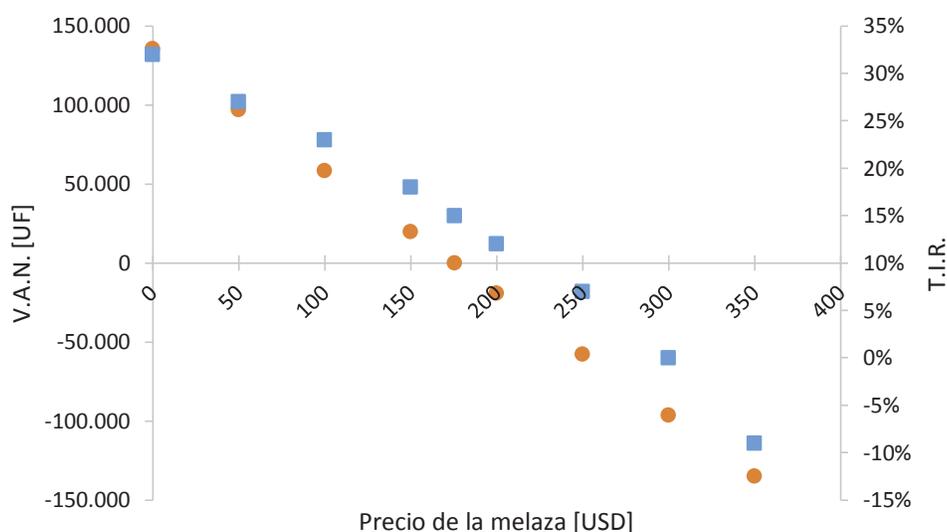


Figura 7.3: Variación de la T.I.R. (■) y el V.A.N. (●) con respecto al precio de la melaza.

De la Figura 7.3 se puede apreciar que el V.A.N. se hace cero cuando la melaza tiene un precio aproximadamente de 175 [USD/ton], el cual arroja un T.I.R. del 15%. Por lo tanto, un precio máximo aceptable de venta de la melaza, para que el V.A.N. del proyecto sea positivo, es de 175

[USD/ton]. Sin embargo, si un inversionista desea obtener una T.R.M.A. menor al 15%, por ejemplo 10%, el proyecto sería atractivo para él cuando el precio de la melaza sea igual o menor a 221 [USD] según lo presentado en la Figura 7.3.

#### 7.4.2 Variación del precio de venta del producto

Para analizar la rentabilidad del proyecto con respecto al precio de venta del producto, se varía solo el factor de ganancia sobre el precio de producción (factor  $f$  de la Sección 7.3.1), manteniendo constante los demás factores influyentes. Este factor, influye directamente sobre el precio de venta del producto.

En la Figura 7.4 se presenta como varía la T.I.R. y el V.A.N. variando el precio de venta del glutamato monosódico.

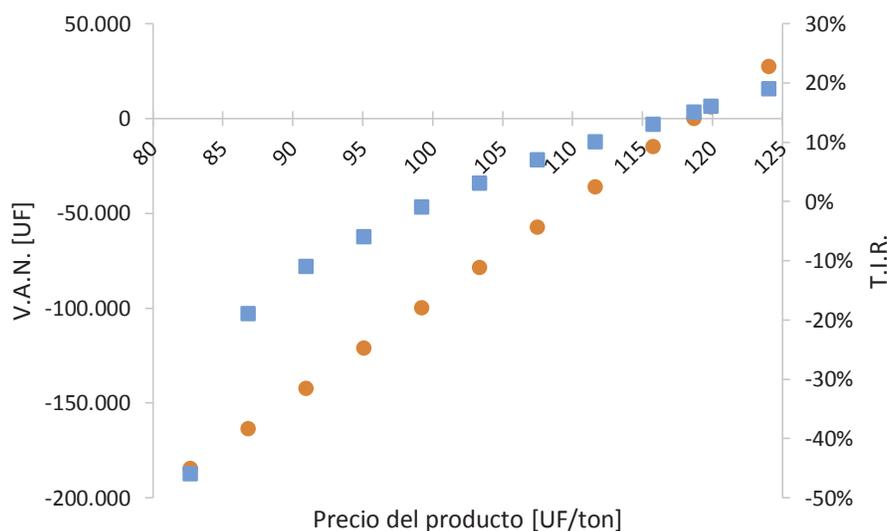


Figura 7.4: Variación de la T.I.R. (■) y el V.A.N. (●) con respecto al precio de venta del producto.

En la Figura 7.4 se puede apreciar que en V.A.N. se hace cero cuando el producto se vende a 119 [UF/ton] en donde se llega a la T.R.M.A. del proyecto. Con un precio superior a los 119 [UF/ton] el proyecto comienza a tener un mayor índice de ganancias, sin embargo, este precio es muy superior al precio que actualmente se maneja el glutamato monosódico en el mercado (ver

Sección 7.3.1), por lo tanto, una modificación en el precio de venta no resulta favorable para competir en el mercado actual.

#### 7.4.3 Variación del porcentaje de recuperación del producto.

En este análisis se pretende demostrar que mejorando el porcentaje de recuperación del producto, se obtendrá una mayor cantidad de producto al año y el proyecto se va haciendo más rentable, ya que, solo estaría variando los ingresos de cada año. Los demás costos (operación e inversión total) se mantendrán constantes, al igual que los otros factores influyentes del proyecto.

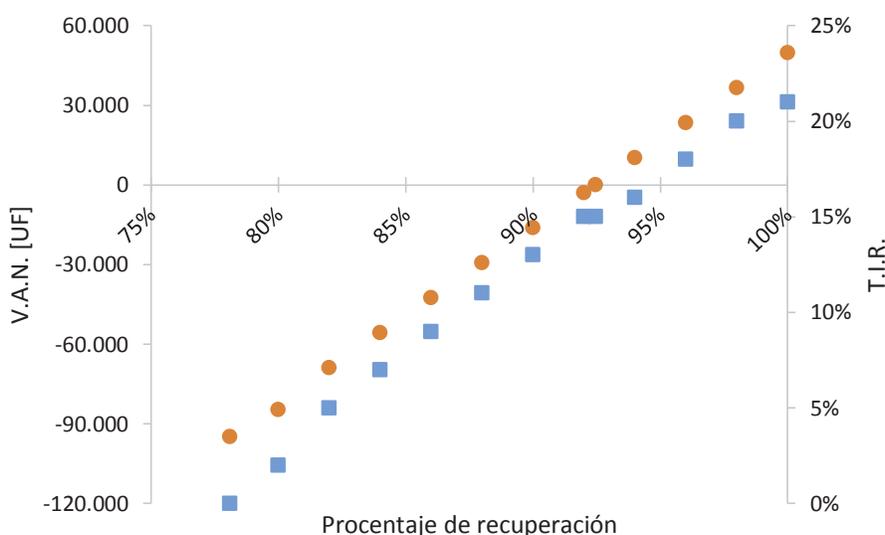


Figura 7.5: Variación de la T.I.R. (■) y el V.A.N. (●) con respecto al porcentaje de recuperación del producto.

En la Figura 7.5 se puede observar que con un porcentaje de recuperación de producto cercano al 93% el V.A.N. se hace cero por lo que a partir desde ese porcentaje de recuperación el proyecto tendrá ganancias con la T.R.M.A. establecida. Para aumentar el porcentaje se pueden emplear mejores técnicas de recuperación, lo que implica el uso de mejores y/o nuevos equipos y tecnologías.

#### 7.4.4 Variación de la capacidad de la planta

La capacidad de la planta es un factor que incide directamente en los costos de inversión, operación e ingresos totales, los cuales harán que el V.A.N. y la T.I.R. vayan aumentando a medida que la capacidad aumente.

Con la Ecuación 7.20 (Chilton, 1950), también conocida como la regla de los seis décimos, se calculan los distintos costos de inversión inicial y de operación y con la Ecuación 7.21 se calculan ingresos totales con respecto al aumento de la capacidad de la planta.

$$I_2 = I_1 \cdot \left(\frac{Q_2}{Q_1}\right)^{0,6} \quad \text{Ec. 7.20}$$

$$IN = P \cdot Q \quad \text{Ec. 7.21}$$

Donde:

$I_1$ : Inversión conocida con una capacidad  $Q_1$ .

$I_2$ : Inversión deseada para una capacidad  $Q_2$ .

$IN$ : Ingresos con una capacidad  $Q$ .

$Q$ : Capacidad de la planta.

$P$ : Precio del producto.

En la Figura 7.6 se presenta la variación del valor del V.A.N. y la T.I.R. a medida que aumenta la capacidad de la planta.

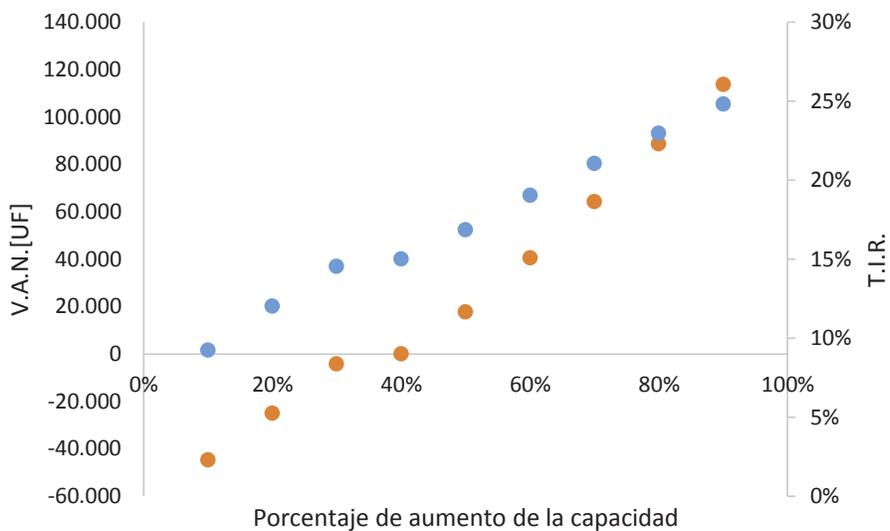


Figura 7.6: Variación de la T.I.R. (■) y el V.A.N. (●) con respecto a la capacidad de la planta.

De la Figura 7.6 se puede apreciar que el V.A.N. se hace cero con un aumento del 40% de la capacidad aproximadamente, por lo tanto con una capacidad mayor a ésta el proyecto comienza a tener ganancias sobre la T.R.M.A. establecida (15%).

## REFERENCIAS CAPÍTULO 7

Blank, L. y Tarquin, A. (2006). Factores: Cómo el tiempo y el interés afectan al dinero. En L. Blank y A. Tarquin (Eds.), *Ingeniería económica* (p. 52). México: McGraw-Hill Interamericana.

CEPCI (2014). Chemical Engineering Plant Cost Index. *Chemical Engineering Journal*, 250, 1-434.

Chiletrabajos (2014). Sueldos Promedios. Extraído en Noviembre de 2014 desde <http://www.chiletrabajos.cl/myjobs/sueldos.php>

Chilton, C. (1950). Six tenths factor applies to complete plant costs. *Chemical Engineering Magazine*, 57, 112 - 114.

Colegio de ingenieros de Chile A. G. (2014). Informe anual Mercado laboral de ingenieros. Extraído en Noviembre de 2014 desde <http://www.ingenieros.cl/wp-content/uploads/2014/03/Especialidad-CIVIL1.pdf>

Couper, J., Penney, W., Fair, J. y Walas, S. (2012). Cost of Individual Equipment. En J. Couper, W. Penney, J. Fair y S. Walas (Eds.), *Chemical Process Equipment, Selection and Design 3° ed.* (p. 740). Oxford: Butterwoth-Heinemann.

Matche (2014). Equipment Cost. Extraído en Octubre de 2014 desde <http://matche.com/equipcost/Default.html>

Osses, L. (1998). Estudios económicos financieros. En L. Osses (Ed.), *Manual para crear e iniciar nuevos negocios 1° ed.* (pp. 241 - 242). Santiago: Leonidas Osses.

Peters, M. y Timmerhaus, K. (2003). Analysis of Cost Estimation. En M. Peters y K. Timmerhaus (Eds.), *Plant Design and Economics for Chemical Engineers* (pp. 226 - 278). New York: McGraw Hill.

Servicio de Impuestos Internos (2014). Circular N°65 del 35 de septiembre de 2001. Extraído en Noviembre de 2014 desde <http://www.sii.cl/documentos/circulares/2001/circu65.htm>

Wang, L., Chang, S., Hung, Y., Muradihara, H. y Chauhan, P. (2007). Centrifugation Clarification and Thickening. En L. Wang, N. Shamma y Y. Hung (Eds.), *Biosolids Treatment Processes* (p. 120). New Jersey: Humana Press.

## DISCUSIÓN

El proyecto se abordó en su totalidad, pero si bien los resultados económicos no son los esperados, la planta se diseñó acorde a lo técnicamente deseado.

El V.A.N. arroja un valor negativo y la T.I.R. es menor a la T.R.M.A., los resultados no son muy favorables, pero hay que considerar que el costo de los equipos varía dependiendo de la fuente que se elija y estos son significativos al momento de calcular la inversión inicial. Al ser un proyecto de prefactibilidad hay un porcentaje de error de hasta de un 40%.

En el análisis de sensibilidad se abordaron distintos escenarios para el proyecto.

La variación del precio de la melaza es una situación posible, ya que, el proyecto empieza dejar ganancias si el precio baja 80 [USD/ton] con respecto al precio actual, caso que se podría dar si se encontrara otro proveedor que ofreciera la melaza bajo el precio actual.

La variación del precio de venta del glutamato monosódico, si bien tiene un impacto elevado en la rentabilidad del proyecto, no es un factor que convenga modificar, debido a que su precio de producción ya es elevado con respecto al que se encuentra actualmente en el mercado. Por lo anteriormente mencionado, no lo hace atractivo para competir en el mercado nacional.

La variación del porcentaje de recuperación es otro factor que tiene un gran impacto sobre la rentabilidad del proyecto, siendo una opción más atractiva que aumentar el precio del producto, ya que, se desea aumentar este porcentaje desde un 83,72% hasta un 93%. Esto se puede lograr incorporando nuevas tecnologías, técnicas y estrategias en la etapa de recuperación del producto, sin embargo, esto podría tener como consecuencia un aumento en la inversión total del proyecto.

La variación de la capacidad de la planta es el último de los escenarios analizados y la rentabilidad del proyecto se ve beneficiada con el aumento de la capacidad. A medida que aumenta la capacidad de la planta, la inversión y costos de producción se van haciendo menor en proporción a los ingresos del proyecto, lo que trae como consecuencia un aumento progresivo cada vez que se aumenta este factor. Sin embargo, al considerar esta opción se debería pensar en exportar el producto, ya que, sobrepasa la demanda que se desea suplir en el país (ver Sección 2.1.2).

Por otro lado, el producto tiene un precio de venta bajo, tomando en cuenta que los costos de producción son elevados y al ser una planta pequeña puede que las estimaciones elegidas para

determinar los costos de producción, inversión inicial y gastos generales no hayan sido las ideales. El bajo precio del producto que actualmente se encuentra en el mercado, podría ser causa de los grandes volúmenes de producción que poseen las principales empresas productoras de glutamato monosódico, las cuales suplen las demandas mundiales de este producto. Además, estas empresas no solo elaboran un único producto, son empresas multiproductoras, que a la vez producen aminoácidos y otros compuestos con los mismos equipos y tienen estrategias de venta para desplazar a pequeñas y medianas empresas mono productoras. Por ejemplo, una estrategia es vender los productos que se producen en mayor cantidad a precios menores al de producción, para abarcar así una gran parte del mercado y obtener ganancias de las ventas de sus productos que existen en menor cantidad en el comercio, logrando así poder controlar todo el mercado.

Con todos los factores influyentes en la rentabilidad del proyecto antes mencionados, se podría decir que, modificando estos factores de forma conjunta se puede lograr una rentabilidad positiva para el proyecto pudiéndose acercar a los precios del glutamato monosódico que actualmente se encuentran en el mercado y de esta manera hacerlo competitivo.

## CONCLUSIONES

El diseño de la planta productora de glutamato se lleva a cabo como se planteó en el objetivo general del proyecto, haciendo también un análisis económico de éste. En la selección de equipos utilizados en la planta, se eligieron los más apropiados en relación a la producción anual y a la calidad del producto que se establecieron previamente.

En cuanto a los objetivos específicos, se realizaron en su totalidad, los cuales fueron de suma importancia para el diseño de la planta, puesto que, los métodos y equipos a utilizar determinan la cantidad de materia prima, costos de producción, inversión inicial, entre otros; que son clave para prefactibilidad de un proyecto. De esta forma, se definió una estrategia de sobreproducción de glutamato monosódico y se seleccionaron los equipos necesarios para su producción y posterior recuperación. Para esto se estableció una modalidad de operación de la planta productora y se analizó la rentabilidad de esta con las condiciones actuales de mercado. Además se variaron ciertos factores como precios de venta del producto, costos de la fuente de carbono y capacidad de la planta para determinar de qué forma estos factores afectan la rentabilidad de la planta y bajo qué condiciones esta rentabilidad se vuelve positiva.

## ANEXO 1: DATOS DE IMPORTACIONES DE GLUTAMATO MONOSÓDICO.

Datos de importaciones de glutamato monosódico a Chile desde el año 2006 al 2013.

<b>Año</b>	<b>Glutamato [ton]</b>
2006	1136,36
2007	1462,38
2008	1487,71
2009	1121,30
2010	1573,01
2011	1511,90
2012	1495,84
2013	1716,58

Detalle de importaciones de glutamato monosódico al país, los datos se encuentran en kilogramos y se presentan los datos por país de origen, desde el año 2006 al 2013.

<b>País de origen</b>	<b>2006</b>	<b>2007</b>	<b>2008</b>	<b>2009</b>	<b>2010</b>
Brasil	702.000	861.500	861.501,42	486.000	874.500
Perú	228.430,84	236.547,28	334.369,92	293.442,96	329.547,57
China	203.589	304.652,77	291.524,20	338.947,11	317.809,88
Taiwán	2.249,85	20.000	12	2.204	41.024
Corea del Sur	90	39.060	80	100	-
Alemania	9,75	-	2	1	4
Japón	-	22,38	-	12	10.000
Tailandia	-	600	-	-	-
Estados Unidos	-	-	223,75	589,39	84
Costa rica	-	-	-	-	40
Indonesia	-	-	-	-	-
<b>Total</b>	<b>1.136.369,44</b>	<b>14.623.82,43</b>	<b>1.487.713,29</b>	<b>1.121.296,46</b>	<b>1.573.009,45</b>

Continuación Tabla anexo 2

<b>País de origen</b>	<b>2011</b>	<b>2012</b>	<b>2013</b>
Brasil	808.500	723.000	913.000
Perú	329.284,77	245.668,81	209.384,6
China	372.908,50	506.905,45	573.406,5
Taiwán	24	20.060	20.017
Corea del Sur	60	40	40
Alemania	2	2	4
Japón	-	-	-
Tailandia	-	-	400
Estados Unidos	120	87,08	321,74
Costa rica	-	-	-
Indonesia	-	-	8,00
<b>Total</b>	<b>1.510.899,27</b>	<b>1.495.763,3</b>	<b>1.716.573,8</b>

## ANEXO 2: DETALLE DE CÁLCULO PARA LA PROYECCIÓN DE CONSUMO

Para comenzar el cálculo se asume que  $S_{t-1} = S_{(t-1)2} = S_{(t-1)3} = y_t$ , por lo que para un  $t$  de 1,  $y_t$  es el primer valor de la serie de datos conocida. Terminados los  $n$  datos  $y_t$ , se asigna  $y_{t+1} = y'_{t+T}$  y se continúa con el procedimiento.

Un ejemplo de cálculo se muestra en la Figura A 2.1 desarrollada en Microsoft Excel 2013 para realizar la proyección de consumo de glutamato monosódico con los datos de importaciones desde el año 2006 al 2013.

	A	B	C	D	E	F	G
1	<b>Año</b>	<b>Toneladas</b>	<b>St</b>	<b>St2</b>	<b>St3</b>	<b>Parámetros</b>	
2	<b>2006</b>	1136,36	1136,36	1136,36	1136,36	$\alpha$	0,2
3	<b>2007</b>	1462,38	1201,56	1149,40	1138,97	T	1
4	<b>2008</b>	1487,71	1258,79	1171,28	1145,43		
5	<b>2009</b>	1121,30	1231,29	1183,28	1153,00		
6	<b>2010</b>	1573,01	1299,64	1206,55	1163,71		
7	<b>2011</b>	1511,90	1342,09	1233,66	1177,70		
8	<b>2012</b>	1495,84	1372,84	1261,50	1194,46		
9	<b>2013</b>	1716,58	1441,59	1297,51	1215,07		
10		$y'_{t+T}$	<b>St</b>	<b>St2</b>	<b>St3</b>		
11	<b>2014</b>	1717,98	1496,87	1337,39	1239,53		
12	<b>2015</b>	1792,51	1556,00	1381,11	1267,85		
13	<b>2016</b>	1870,90	1618,98	1428,68	1300,01		
14	<b>2017</b>	1953,14	1685,81	1480,11	1336,03		
15	<b>2018</b>	2039,24	1756,50	1535,39	1375,90		
16	<b>2019</b>	2129,18	1831,03	1594,51	1419,63		
17	<b>2020</b>	2222,98	1909,42	1657,50	1467,20		
18	<b>2021</b>	2320,63	1991,66	1724,33	1518,63		
19	<b>2022</b>	2422,13	2077,76	1795,02	1573,90		
20	<b>2023</b>	2527,48	2167,70	1869,55	1633,03		
21	<b>2024</b>	2636,68	2261,50	1947,94	1696,01		
22							

Figura A2.1: Ejemplo de cálculo de la proyección del consumo hasta el año 2024.

Se tienen los datos de importaciones en la columna B entre los años 2006 y 2013, para estos datos se calculan mediante las ecuaciones 2.2, 2.3 y 2.4 los términos  $S_t, S_{t2}$  y  $S_{t3}$ . Posteriormente en la celda B11 se calcula el término  $y'_{t+T}$  mediante la ecuación 2.1, utilizando los términos  $S_t, S_{t2}$  y  $S_{t3}$  del año 2013 (celdas C9, D9 y E9 respectivamente). Luego el procedimiento para calcular los términos  $S_t, S_{t2}$  y  $S_{t3}$  es análogo a la etapa anterior.

Datos reales y proyectados de importaciones.

<b>Año</b>	<b>Toneladas</b>
2006	1.136,36
2007	1.462,38
2008	1.487,71
2009	1.121,30
2010	1.573,01
2011	1.511,90
2012	1.495,84
2013	1.716,58
<b>Proyección</b>	
2014	1.717,98
2015	1.792,51
2016	1.870,90
2017	1.953,14
2018	2.039,24
2019	2.129,18
2020	2.222,98
2021	2.320,63
2022	2.422,13
2023	2.527,48
2024	2.636,68

## ANEXO 3: DESCRIPCIÓN DE EQUIPOS Y CORRIENTES

### Descripción de corrientes principales

<b>Corriente</b>	<b>Descripción</b>
$A_1$	Melaza cruda
$A_2$	Melaza cruda
$A_3$	Melaza diluida
$A_4$	Melaza clarificada
$A_5$	Melaza diluida con sales
$A_6$	Melaza diluida precalentada
$A_7$	Melaza con vapor
$A_8$	Melaza esterilizada
$A_9$	Melaza esterilizada
$A_{10}$	Melaza esterilizada
$A_{11}$	Melaza esterilizada
$A_{12}$	Melaza esterilizada enfriada
$A_{13}$	Melaza esterilizada enfriada
$A_{14}$	Caldo de cultivo
$A_{15}$	Sobrenadante centrifugado
$A_{16}$	Sobrenadante filtrado
$A_{17}$	Solución con cristales de ácido glutámico
$A_{18}$	Cristales de ácido glutámico
$A_{19}$	Solución de glutamato de sodio
$A_{20}$	Solución de glutamato de sodio sin pigmentos
$A_{21}$	Cristales de glutamato más aguas madres
$A_{22}$	Cristales de glutamato de sodio húmedos
$A_{23}$	Cristales de glutamato de sodio secos
$R$	Corriente de reciclo del cristalizador
$P$	Corriente de purga del cristalizador

### Descripción de corrientes secundarias

<b>Corriente</b>	<b>Descripción</b>
$B_1$	Agua de dilución
$B_2$	Borras de melaza
$B_3$	Solución de sales
$B_4$	Vapor
$B_5$	Agua de enfriamiento
$B_6$	Agua de enfriamiento caliente
$B_7$	Concentrado de células

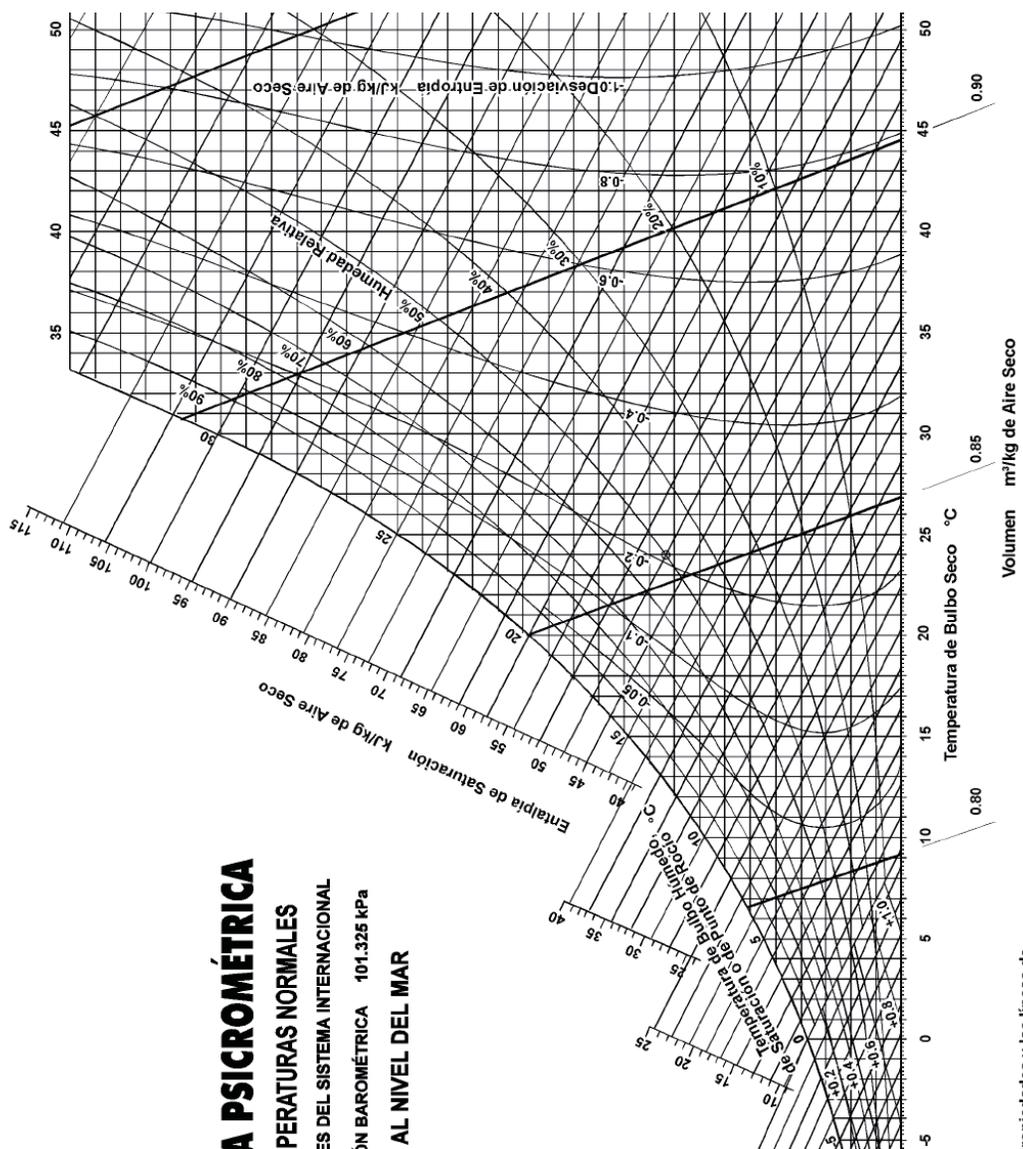
## Continuación de descripción de corrientes secundarias

<b>Corriente</b>	<b>Descripción</b>
<i>B</i> <sub>8</sub>	Agua de lavado en el filtro
<i>B</i> <sub>9</sub>	Queque del filtro rotatorio
<i>B</i> <sub>10</sub>	Solución de lavado de cristales
<i>B</i> <sub>11</sub>	Agua de lavado de cristales
<i>B</i> <sub>12</sub>	Vapor del cristalizador
<i>B</i> <sub>13</sub>	Vapor de caldera que entra al I.C. del cristalizador
<i>B</i> <sub>14</sub>	Vapor de caldera condensado del I.C. del cristalizador
<i>B</i> <sub>15</sub>	Agua de lavado en centrifuga de cristales
<i>B</i> <sub>16</sub>	Solución de lavado en centrífuga de cristales
<i>B</i> <sub>17</sub>	Aguas madres en centrífuga de cristales
<i>B</i> <sub>18</sub>	Corriente de aguas madres
<i>B</i> <sub>19</sub>	Corriente de recirculación al cristalizador
<i>B</i> <sub>20</sub>	Corriente de recirculación al cristalizador calentada
<i>B</i> <sub>21</sub>	Corriente de aire de secado
<i>B</i> <sub>22</sub>	Corriente de aire húmedo

## Descripción de equipos

<b>Equipo</b>	<b>Descripción</b>
E1	Tanque de recepción de melaza
E2	Tanque de dilución de melaza
E3	Centrífuga de discos
E4	Tanque de dilución y mezcla con sales
E5	Intercambiador de calor
E6	Esterilizador continuo
E7	Intercambiador de calor
E8	Tanque de almacenamiento de melaza estéril diluida
E9	Fermentador
E10	Centrifuga de discos
E11	Filtro rotatorio
E12	Tanque de cristalización ácida
E13	Centrifuga de canasta
E14	Tanque de neutralización
E15	Columna de carbón activo
E16	Cristalizador
E17	Centrifuga de canasta
E18	Túnel de secado
E19	Caldera

ANEXO 4: CARTA PSICROMÉTRICA



**A PSICROMÉTRICA**  
**PERATURAS NORMALES**  
**ES DEL SISTEMA INTERNACIONAL**  
**EN BAROMÉTRICA 101.325 kPa**  
**AL NIVEL DEL MAR**

Propiedades y las líneas de saturación son para el hielo

## ANEXO 5: CORRELACIÓN PARA EL CÁLCULO DEL LARGO DE LA CAÑERÍA DE MANTENCIÓN DEL SISTEMA DE ESTERILIZACIÓN

Con el objetivo de acelerar los cálculos de iteración realizados en la Sección 5.2.2, se realizara una correlación entre el número de Peclet, el número de reacción y el nivel de esterilidad. No se utiliza la expresión analítica debido a la complejidad de despejar las variables.

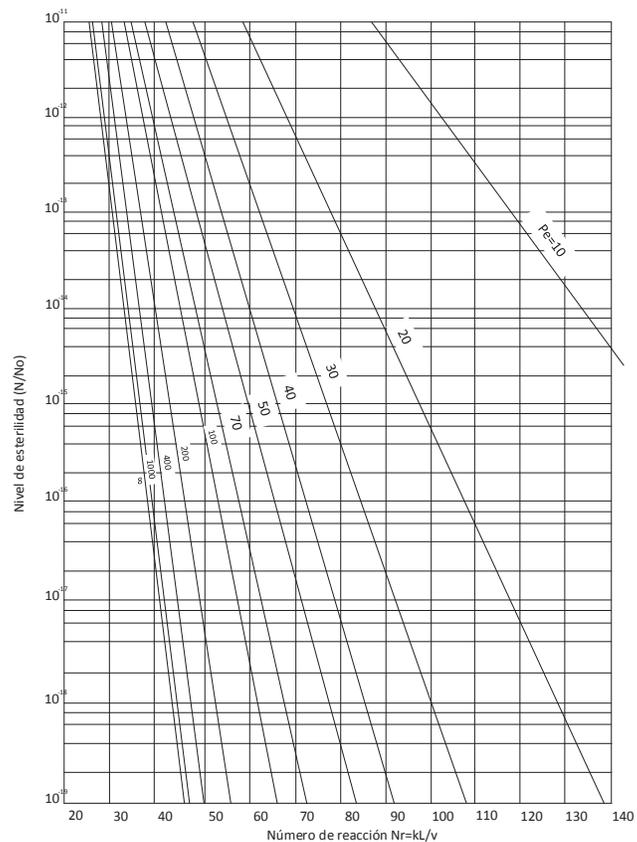


Figura A 5.1: Gráfica para el cálculo del número de reacción dados un nivel de esterilidad y un número de Peclet. (Atkinson y Mavituna, 1991).

Lo primero es reunir los datos necesarios mediante el uso de la Figura A5.1 donde para cada nivel de esterilidad ( $N/N_0$ ), considerando un número de Peclet de 400 y 1.000, se obtiene el respectivo  $Nr$  ( $k \cdot L/v$ ), los cuales son representados en la Tabla A5.1.

Tabla A5.1: Número de reacción (k·L/v)

N/N <sub>0</sub>	Nr	
	Pe=1.000	Pe=400
10 <sup>-13</sup>	30,811	32,432
10 <sup>-14</sup>	33,514	35,135
10 <sup>-15</sup>	35,946	37,568
10 <sup>-16</sup>	38,378	40,270
10 <sup>-17</sup>	40,811	42,703
10 <sup>-18</sup>	43,514	45,676

Utilizando los datos de la Tabla A5.1 se hace una regresión la cual da como resultado las ecuaciones A5.1 y A5.2.

$$Nr = 12,85133 \cdot \left(\frac{N}{N_0}\right)^{-0,02956} \quad \text{Ec. A5.1}$$

$$r^2 = 0,997$$

$$Nr = 13,570263 \cdot \left(\frac{N}{N_0}\right)^{-0,02956} \quad \text{Ec. A5.2}$$

$$r^2 = 0,998$$

Posteriormente para encontrar el Nr se utiliza la Ecuación A5.3, la cual se obtiene mediante una interpolación entre los números de Peclet 1.000 y 400.

$$Nr = \left(\frac{1000-Pe}{1000-400}\right) \cdot (Nr_{Pe=400} - Nr_{Pe=1000}) + Nr_{Pe=1000} \quad \text{Ec. A5.3}$$

Reemplazando las ecuaciones A5.1 y A5.2 en A5.3 se obtiene la Ecuación A5.4:

$$Nr = \left(\frac{1000-Pe}{834,57012} + 12,85133\right) \cdot \left(\frac{N}{N_0}\right)^{-0,02956} \quad \text{Ec. A5.4}$$

Para validar el ajuste propuesto se construye la Tabla A5.2, la cual compara los valores de Nr extraídos del gráfico con los calculados mediante la Ecuación A5.4.

Tabla A5.2: Validación de la Ecuación A5.4.

$N/N_0$	Pe	Nr (Gráfico)	Nr (Ec. A5.4)
$10^{-18}$	1.000	43,4	43,8
$10^{-17}$	800	41,7	41,6
$10^{-16}$	400	40	40,3
$10^{-13}$	1.000	30,8	31,1
$10^{-15}$	1.000	35,9	35,7
$10^{-13}$	400	32,4	32,9
$10^{-14}$	400	35,1	35,2

## REFERENCIAS APÉNDICE 5

Atkinson, B. y Mavituna, F. (1991). Heat Transfer. En B. Atkinson y F. Mavituna (Eds.), *Biochemical Engineering and Biotechnology Handbook* (p. 825). Inglaterra: McMillan Publishers Ltd.

## ANEXO 6: CARACTERÍSTICAS DE LAS CAÑERÍAS CÉDULA 40.

Diámetro nominal [pulg]	Diámetro interno [m]	Diámetro externo [m]
½	0,013	0,017
¾	0,016	0,027
1	0,027	0,033
1 ¼	0,035	0,042
1 ½	0,041	0,048
2	0,053	0,060
2 ½	0,063	0,073
3	0,078	0,089
3 ½	0,090	0,102
4	0,102	0,114
5	0,127	0,141
6	0,154	0,168

## ANEXO 7: FACTORES DE INCRUSTACIÓN PARA INTERCAMBIADORES DE CALOR

## Factores de Incrustación

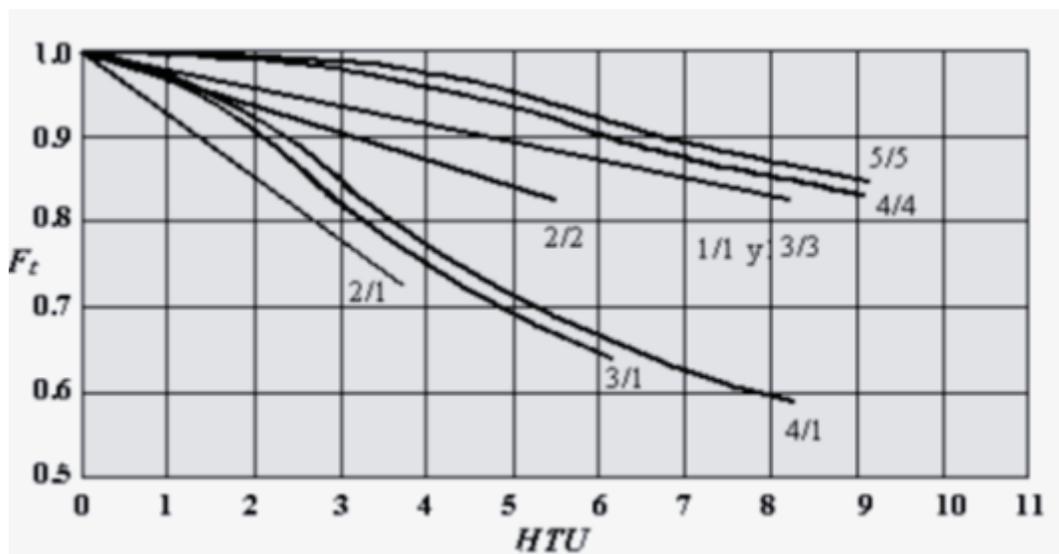
Fluido	$r \times 10^5 \text{ m}^2 \text{ }^\circ\text{C/W}$
Agua	
Desmineralizada o destilada	0,17
Blanda	0,34
Dura	0,86
De enfriamiento (tratada)	0,70
De mar	0,86
De río	0,86
Aceites lubricantes	0,34 a 0,86
Aceites vegetales	0,34 a 1,03
Solventes orgánicos	0,17 a 0,51
Vapor	0,17
Fluidos de proceso en general	0,34 a 1,03

## ANEXO 8: CARACTERÍSTICAS DE INTERCAMBIADORES DE CALOR ALFA LAVAL.

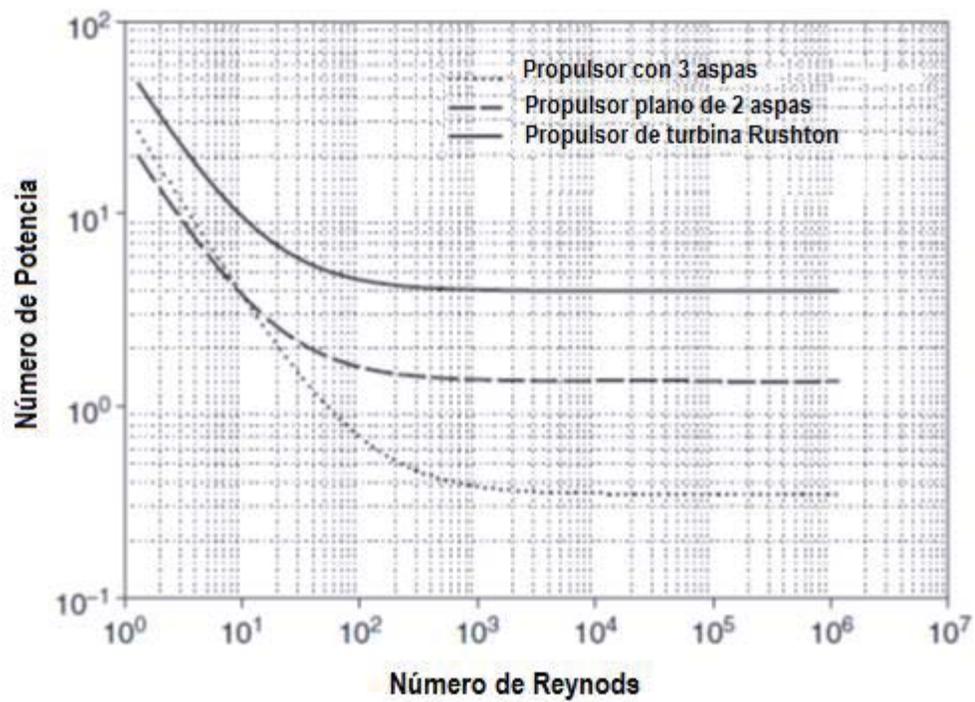
## Características Placas Alfa Laval

TIPO	P 20	P 0	P 2	P 5	P 45	P 25
Ancho de las placas: mm	280	180	320	350	800	1000
Area de intercambio/placa: m <sup>2</sup>	0,031	0,032	0,12	0,14	0,55	0,61
Número máximo de placas	175	75	250	200	350	600
Area de intercambio máx.:m <sup>2</sup>	5,4	2,4	30	28	193	366
Espesor de las placas : mm	0,5	0,6	0,6	0,8	0,6	1,0
Espacio entre placas: mm	1,6 – 1,8	2,5	3,0	2,8 – 3,0	4,9	4,9 – 5,2
Temperatura máxima °C						
- Elastómeros	140	140	140	140	140	140
- Asbesto	280	280	280	----	----	----
Flujo/canal: m <sup>3</sup> /h	0,05 – 0,15	0,14 – 0,25	0,45 – 0,7	0,36 – 0,9	3 – 5	4 – 10
Flujo total máximo: m <sup>3</sup> /h	2,5	11	50	16	125	450
Presión máx. de diseño: atm	10	16	16	10	12	12

## ANEXO 9: FACTOR TÉRMICO PARA INTERCAMBIADORES DE CALOR.



## ANEXO 10: GRÁFICA PARA DETERMINAR EL NÚMERO DE POTENCIA.



ANEXO 11: DIAGRAMA DE MOODY PARA EL DISEÑO DEL EYECTOR.

