

# Complejo Multivitamínico Vegummies

Entrega Parcial 3

Integrantes: Romina Corro T.  
Daniela Gormaz C.  
Franco Lizama V.  
Benjamín Silva S.  
Profesores: Elisa Díaz C.  
Álvaro Olivera N.  
Javiera Riffo R.  
Auxiliares: Constanza Becerra Y.  
Constanza Escobar S.  
Francisco Henríquez H.  
Diego Narváez N.  
Matías Neira O.  
Josefa Orellana S.

Fecha de entrega: 13 de diciembre de 2018

# Resumen

El presente informe muestra el proceso productivo de una planta de complejos multivitamínicos en forma de gomita con carácter vegano, de la empresa *Vegummies*. Los objetivos de esta entrega son: proponer un nuevo caso base, presentar el proceso productivo mediante un diagrama de flujos, realizar los balances de masa por etapa y global, y dimensionar 8 equipos del proceso.

La planta contempla la producción de vitamina B<sub>12</sub> y de gomitas veganas en base a gelatina vegetal de agar-agar. El resto de las vitaminas del alimento serán las vitaminas A, B<sub>8</sub>, C, D y E, las cuales serán adquiridas de proveedores externos. El producto será comercializado por servidores en línea y en farmacias, cuyo formato será en frascos de 60 gomitas cada uno, con un consumo diario de 2 gomitas.

La empresa opera 8 horas al día durante 5 días a la semana y alterna su producción entre multivitamínicos para vegetarianos y para niños, ya que ambos productos se diferencian según la cantidad de nutrientes que tengan. Se propone una producción de 171,25 [kg/h], variando la cantidad de días de operación para cada producto y así cubrir la demanda de ambos grupos.

En el proceso productivo se dimensionaron 8 equipos, los cuales son: un fermentador, una centrífuga tubular y una de discos, un molino de bolas, una membrana de ultrafiltración, una columna de adsorción/desorción, un intercambiador de calor de tubos concéntricos y un secador.

Además, se realizaron los balances de masa de cada equipo y el balance de masa global. Ningún balance de masa por equipo tiene error asociado, sin embargo, para el balance global se encontró un error del  $2,68 \cdot 10^{-9} \%$ , el cual se debe principalmente a las aproximaciones numéricas realizadas por el programa utilizado.

Finalmente, de los resultados obtenidos se concluye que aumentar el caso base fue una decisión acertada, ya que junto con los supuestos utilizados para el dimensionamiento de cada equipo, se obtuvieron tamaños acordes a una planta de producción industrial. Por último, como proyecciones, se espera añadir la responsabilidad social de la empresa (RSE) y las herramientas de análisis integral (HAIN) al estudio del proyecto.

# Índice de Contenidos

<b>Introducción</b>	<b>1</b>
Casos Base . . . . .	1
Límite de Batería . . . . .	1
<b>Misión y Visión</b>	<b>2</b>
<b>Descripción del Proceso Productivo</b>	<b>2</b>
<b>Balance de masa</b>	<b>2</b>
<b>Dimensionamientos y Discusión de supuesto</b>	<b>4</b>
<b>Discusión de resultados</b>	<b>6</b>
<b>Conclusiones</b>	<b>6</b>
<b>Referencias</b>	<b>9</b>
<b>Anexos</b>	<b>10</b>
Anexo 1: Caso Base . . . . .	10
Anexo 2: Balances de masa . . . . .	12
Anexo 2.1: Fermentador . . . . .	12
Anexo 2.2: Tanque de Almacenamiento 1 . . . . .	21
Anexo 2.3: Centrífuga tubular . . . . .	22
Anexo 2.4: Molino de bolas . . . . .	25
Anexo 2.5: Centrífuga De Discos . . . . .	28
Anexo 2.6: Tanque de Almacenamiento 2 . . . . .	30
Anexo 2.7: Membrana de Ultrafiltración . . . . .	31
Anexo 2.8: Columnas de adsorción-desorción . . . . .	34
Anexo 2.9: Cristalización . . . . .	38
Anexo 2.10: Mezclado 1 . . . . .	39
Anexo 2.11: Calentador . . . . .	40
Anexo 2.12: Cocción . . . . .	41
Anexo 2.13: Intercambiador de calor de tubos concéntricos . . . . .	42
Anexo 2.14: Mezclado 2 . . . . .	47
Anexo 2.15: Moldeado . . . . .	48
Anexo 2.16: Refrigeración 2 . . . . .	49
Anexo 2.17: Desmoldeado . . . . .	50
Anexo 2.18: Lavado . . . . .	51
Anexo 2.19: Secado . . . . .	52
Anexo 2.20: Envasado . . . . .	55
Anexo 2.21: Balance de Masa Global . . . . .	56
Normalización del flujo $F_0$ . . . . .	56
Normalización de los flujos $F_1$ y $F_2$ . . . . .	56

# Lista de Figuras

1.	Diagrama de flujos del proceso productivo de gomitas veganas. . . . .	3
2.	Esquema representativo del orden en el que se hacen los cultivos de microorganismos, a la izquierda, cultivo en un un matraz de laboratorio, al medio, cultivo en un fermentador de laboratorio, y a la derecha, cultivo en un fermentador escala industrial [16] . . . . .	12
3.	Correlación entre el número de potencia ( $N_p$ ) y el número de Reynolds (Re) para una turbina Rushton (1), paletas (2) y hélices (3) [4]. . . . .	16
4.	Correlación entre las dimensiones de la turbina y las dimensiones del fermentador . . . .	17
5.	Esquema de las dimensiones calculas para el agitador del fermentador [4]. . . . .	18
6.	Diagrama representativo de los flujos del fermentador. . . . .	18
7.	Diagrama representativo de los flujos del tanque de almacenamiento 2. . . . .	21
8.	Centrifuga tubular. . . . .	22
9.	Diagrama representativo de los flujos de la centrifuga tubular. . . . .	23
10.	Diagrama representativo de los flujos del molino de bolas. . . . .	25
11.	Diagrama representativo de los flujos de la centrífuga tubular. . . . .	29
12.	Diagrama representativo de los flujos del tanque de almacenamiento 2. . . . .	30
13.	Principio de funcionamiento de un equipo de ultrafiltración [29]. . . . .	31
14.	Diagrama representativo de los flujos de la ultrafiltración. . . . .	31
15.	Curva de rompimiento de vitamina B <sub>12</sub> en micro-nano-carbón activado en base de resina fenólica ( $Ni\_PhB\_BM\_A$ ) . . . . .	34
16.	Diagrama representativo de la columna de adsorción/desorción. . . . .	35
17.	Modelo de 'Tiempo de servicio de la altura de un lecho no simplificada' . . . . .	36
18.	Diagrama de los flujos de entrada y salida del cristalizador. . . . .	38
19.	Descripción de los flujos de entrada y salida del primer mezclador. . . . .	39
20.	Diagrama representativo de los flujos de la caldera. . . . .	40
21.	Diagrama representativo de los flujos de la cocción. . . . .	41
22.	Diagrama representativo de los flujos del intercambiador de calor de tubos concéntricos. .	42
23.	Proceso de transferencia en un intercambiador de calor de tubos concéntricos [8] . . . . .	44
24.	Diagrama representativo de los flujos del mezclador 2. . . . .	47
25.	Diagrama representativo de los flujos de la etapa de moldeado. . . . .	48
26.	Diagrama representativo de la refrigeración 2. . . . .	49
27.	Diagrama representativo de la etapa de desmoldeado. . . . .	50
28.	Diagrama representativo de la etapa de lavado. . . . .	51
29.	Túnel de secado continuo . . . . .	52
30.	Diagrama representativo de los flujos del secador. . . . .	52
31.	Curva de humedad de gelatina en función del tiempo . . . . .	53
32.	Diagrama representativo de la etapa de envasado. . . . .	55

# Lista de Tablas

1.	Valores de los flujos obtenidos por el balance de masa. . . . .	4
2.	Principales resultados de los dimensionamientos realizados. . . . .	4
3.	Concentración de los componentes del medio de cultivo del fermentador.[17] . . . . .	13
4.	Parámetros utilizados para el dimensionamiento del fermentador . . . . .	14
5.	Descripción de los flujos de entrada y salida del fermentador. . . . .	18
6.	Descripción de los flujos de entrada y salida del tanque de almacenamiento 1. . . . .	21
7.	Descripción de los flujos de entrada y salida de la centrífuga. . . . .	23

8.	Parámetros utilizados para el dimensionamiento de la centrífuga tubular. . . . .	23
9.	Descripción de los flujos de entrada y salida del molino de bolas. . . . .	25
10.	Parámetros utilizados para el dimensionamiento del molino de bolas . . . . .	25
11.	Parámetros utilizados para el dimensionamiento del molino de bolas . . . . .	28
12.	Descripción de los flujos de entrada y salida de la centrífuga. . . . .	29
13.	Descripción de los flujos de entrada y salida del tanque de almacenamiento 2. . . . .	30
14.	Descripción de los flujos de entrada y salida del módulo de ultrafiltración. . . . .	32
15.	Densidades y volúmenes del flujo F7 . . . . .	33
16.	Parámetros para el dimensionamiento del módulo de ultrafiltración . . . . .	33
17.	Descripción de los flujos de entrada y salida de la columna de lecho. . . . .	35
18.	Parámetros a usar para dimensionar columna de adsorción . . . . .	37
19.	Descripción de los flujos de entrada y salida del cristizador. . . . .	38
20.	Descripción de los flujos de entrada y salida del primer mezclador. . . . .	39
21.	Descripción de los flujos de entrada y salida de la caldera. . . . .	40
22.	Descripción de los flujos de entrada y salida del equipo de cocción-mezclador. . . . .	41
23.	Descripción de los flujos de entrada y salida del intercambiador de calor. . . . .	42
24.	Parámetros que componen las resistencias térmicas en un intercambiador de calor de tubos concéntricos, para los fluidos frío y caliente . . . . .	45
25.	Calores específicos y temperaturas del agua en el intercambiador de calor . . . . .	46
26.	Resolución del sistema de ecuaciones . . . . .	46
27.	Valor de la resistencia térmica y largo del intercambiador de calor (IC) . . . . .	46
28.	Resumen de los parámetros dimensionados del intercambiador de calor . . . . .	46
29.	Descripción de los flujos de entrada y salida del segundo mezclador. . . . .	47
30.	Descripción de los flujos de entrada y salida del moldeador. . . . .	48
31.	Descripción de los flujos de entrada y salida del segundo intercambiador de calor. . . . .	49
32.	Descripción de los flujos de entrada y salida del desmoldeador. . . . .	50
33.	Descripción de los flujos de entrada y salida del proceso de lavado. . . . .	51
34.	Descripción de los flujos de entrada y salida del secador. . . . .	54
35.	Descripción de los flujos de entrada y salida de la etapa de envasado. . . . .	55

# Introducción

En este informe se presenta el dimensionamiento de los equipos de una planta productiva de complejos multivitamínicos en forma de gomita, enfocada en el público vegetariano e infantil, ofreciendo un producto único e innovador que entregue una fuente confiable de vitaminas a los consumidores.

En los últimos años, el número de personas vegetarianas ha aumentado significativamente en Chile y el mundo [1], ante lo cual surge la necesidad de crear un producto que sea una fuente externa de vitaminas, proteínas y minerales adecuado a este tipo de alimentación. Por otro lado, se tiene el desafío de encontrar productos llamativos, de agradable sabor y nutritivos para niños.

En base a lo anterior, se observa una necesidad no abarcada por el mercado actual chileno, pues no existe un producto que sea apto para vegetarianos y atractivo para niños. Así, la empresa *Vegummies* se dedica a la producción de complejos multivitamínicos veganos en forma de gomitas, contemplando dos públicos objetivos: niños y vegetarianos, contemplando un producto diferenciado para cada grupo, contribuyendo a una nutrición completa y mejorando su calidad de vida.

El objetivo general del proyecto es desarrollar a nivel de ingeniería conceptual una planta productiva de complejos multivitamínicos en forma de gomita vegana, con productos diferenciados para cada público. Por otro lado, los objetivos específicos de esta entrega son: mejorar el caso base presentado anteriormente, mostrar el diagrama de flujos del proceso y realizar un balance de masa global y por equipos, así como el dimensionamiento de 8 equipos seleccionados.

## Caso Base

La producción se separó en dos flujos, debido a que se tendrán dos productos: uno enfocado en el público vegetariano y otro en los niños, diferenciándose entre sí en las vitaminas y las concentraciones de cada una según los requerimientos nutricionales de cada grupo. Para encontrar cada flujo se realizaron varios supuestos, siendo el más fuerte el de considerar que se abarca el 25 % del mercado de suplementos nutricionales. Si bien el principal competidor de *Vegummies* tiene el 24,1 % del mercado,[2] se planea exportar la producción los primeros años para alcanzar el porcentaje deseado.

Primero se calculan dos flujos, uno para vegetarianos y otro para niños, asumiendo que en ambos sectores se consumirán dos gomitas al día y que cada frasco tendrá 60 gomitas. La producción mensual se distribuye en 20 días, correspondiendo a 17 días en público para vegetarianos y 3 días en flujo para niños. Esta relación dará un margen de error para los dimensionamientos y balances de masa de equipos debido a que sirve para escoger el flujo máximo a tratar el cual corresponde a 10.620 frascos al día y, asumiendo una masa de  $2,15 \cdot 10^{-3}$  [kg] por gomita (determinada empíricamente) se tiene una producción de 171,25 [kg/h] operando 8 horas al día. El cálculo de esto se encuentra en Anexo 1.

Trabajar con un flujo común asumiendo que será proporcional a la cantidad consumida por vegetarianos y por niños puede incidir en un sobredimensionamiento cuando alguno de los flujos baje, o a un subdimensionamiento cuando uno de los flujos aumente. Esta variación en las demandas no se abarca en el proyecto.

## Límite de Batería

El límite de batería se establece según la entrada y salidas del proceso. En la entrada se consideran las vitaminas compradas a externos, la materia necesaria para la producción de vitamina B<sub>12</sub>: microorganismos y nutrientes; y para las gomitas: gelatina vegetal en base a agar-agar, colorantes, conservantes, saborizantes y azúcar. En la salida de producto se tendrán las gomitas, producidas en frascos listos para ser vendidos a farmacias y compradores en línea. Finalmente, se dispone de los residuos generados a empresas externas especializadas.

# Misión y Visión

- **Misión:** En *Vegummies* nos hacemos cargo de la salud de aquellos niños y adultos que no tengan una fuente directa de vitaminas. Es por esto que creamos una deliciosa e innovadora gomita de alto contenido nutricional, vegana, amigable y respetuosa con el medioambiente. Nuestra empresa se enfoca en la fabricación de productos de excelencia, fomentando el trabajo en equipo, actitudes positivas y éticamente responsables.
- **Visión:** Otorgar una fuente confiable y constante de productos de alta gama con un gran contenido de vitaminas para complementar la dieta de niños y adultos. Asegurar una nutrición completa y vida saludable de toda la familia.

## Descripción del Proceso Productivo

El proceso productivo se divide en dos grandes etapas: producción de vitamina B<sub>12</sub> y producción de gomitas. La primera de ellas comienza en un fermentador, donde se ingresan las bacterias *Pseudomonas denitrificans*, microorganismo que produce la vitamina [3]. Luego, el producto obtenido pasa a una centrífuga tubular para eliminar parte del sobrenadante. Por requerimiento de la siguiente etapa, correspondiente al molino de bolas, se debe concentrar la bacteria a una proporción de 45 % en masa con respecto al líquido [4]. Aquí, se extrae la vitamina inserta en el microorganismo mediante el rompimiento celular. A continuación, se separan los restos celulares de la vitamina utilizando una centrífuga de discos y un sistema en serie de membranas de ultrafiltración, respectivamente. Para eliminar las impurezas y concentrar la vitamina, el flujo circula por una columna de adsorción de carbón activado, para luego ser desorbida en otra columna alimentada con metanol [3]. En la última etapa, se purifica la vitamina B<sub>12</sub> en un cristizador continuo. Finalmente, este producto es mezclado con el resto de las vitaminas. En esta parte del proceso, sólo la fermentación y la ultrafiltración ocurren en régimen batch, por lo que se debe agregar tanques de almacenamiento que permitan que el resto de los equipos operen de manera continua.

En paralelo ocurre la producción de gomita, la cual comienza con la cocción de azúcar, conservante, saborizante y gelatina vegetal en base a agar, con agua previamente calentada a 90°C [5]. Cuando la mezcla homogeniza, se enfría en un intercambiador de calor de tubos concéntricos hasta 45°C, ya que a esta temperatura se asegura que las vitaminas agregadas no pierdan sus propiedades nutricionales sin gelificar [6]. Luego, en un mezclador se agrega la solución de gomita, el colorante y las vitaminas. Una vez obtenida la solución de gomita multivitamínica, se dosifica la mezcla en moldes de maicena para darle la forma final y se refrigera hasta gelificar. Posteriormente, se desmoldean las gomitas y se lavan para retirar los restos de maicena [3]. Seguido de esto, se elimina el agua de lavado en un secador continuo. El proceso finaliza con el envasado de *Vegummies* en frascos de 60 unidades. Cabe mencionar que todas las etapas de esta parte del proceso son continuas. El diagrama de flujos compacto se muestra en la Figura 1. Adicionalmente, se adjunta el diagrama de flujo completo en el documento "Diagrama\_de\_flujo\_Vegummies.pdf".

## Balance de masa

El balance de masa global se observa en la Tabla 1, que muestra los flujos de entrada y salida del proceso. Debe tenerse en cuenta que existen equipos continuos y discontinuos, por lo que para estos últimos se asume la carga o descarga de toda la masa de un *batch* durante una hora completa. Otros supuestos principales para los balances de masa fue asumir eficiencias en los equipos de separación y asumir las pérdidas de maicena en el desmoldeado de las gomitas. El desarrollo de los balances de masa se encuentra en el Anexo 2, y la planilla de cálculo asociada corresponde al archivo adjunto "Balance\_masa\_EP3.xlsx".

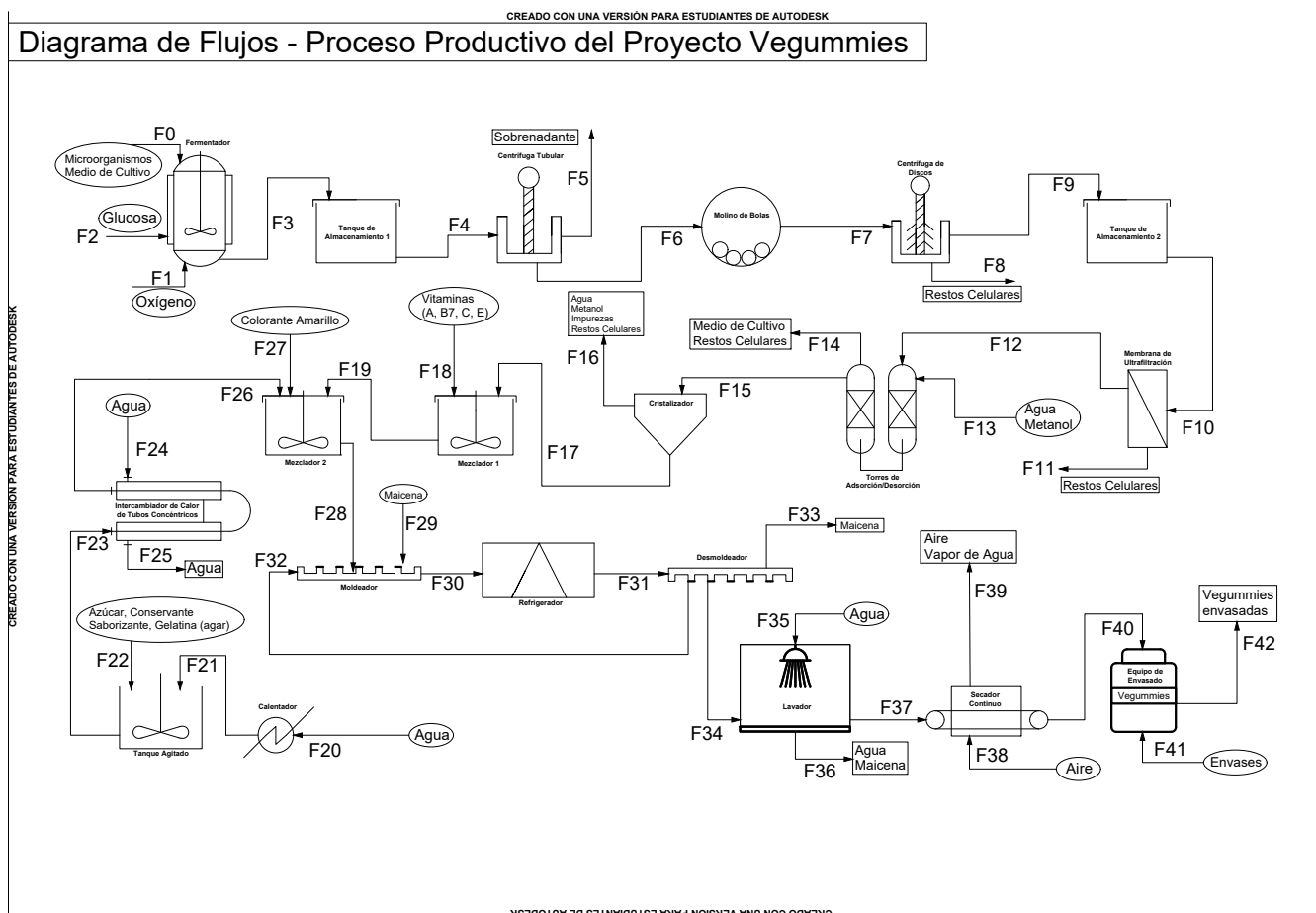


Figura 1: Diagrama de flujos del proceso productivo de gomitas veganas.

Tabla 1: Valores de los flujos obtenidos por el balance de masa.

Entradas	Valor [kg/h]	Salidas	Valor [kg/h]
F <sub>0</sub>	15.319	F <sub>5</sub>	13.839
F <sub>1</sub>	493	F <sub>8</sub>	1.875
F <sub>2</sub>	0,44	F <sub>11</sub>	45,44
F <sub>13</sub>	53,25	F <sub>14</sub>	50,56
F <sub>18</sub>	47,12	F <sub>16</sub>	55,91
F <sub>20</sub>	119,87	F <sub>25</sub>	30,94
F <sub>22</sub>	4,24	F <sub>33</sub>	2,62
F <sub>24</sub>	30,94	F <sub>36</sub>	1.348
F <sub>27</sub>	$1,30 \cdot 10^{-4}$	F <sub>39</sub>	264
F <sub>29</sub>	2,92	F <sub>42</sub>	178
F <sub>35</sub>	1.372	-	-
F <sub>38</sub>	240,51	-	-
F <sub>41</sub>	6,86	-	-
<b>Total [kg/h]</b>	<b>17.691</b>		<b>17.691</b>
$\Delta masa$	$4,74 \cdot 10^{-7} [kg/h]$		
Error	$2,68 \cdot 10^{-9} \%$		

## Dimensionamientos y Discusión de supuestos

Se realiza el dimensionamiento de 8 equipos principales para el desarrollo del proceso, quedando fuera de esta selección los mezcladores, el cristizador, el lavado, el envasado, la refrigeración 2, el moldeado, el calentamiento y el desmoldeado, que se determinan por catálogo. Se encontraron los siguientes resultados:

Tabla 2: Principales resultados de los dimensionamientos realizados.

Equipo	Cantidad	Dimensión Característica	Valor	Unidades
Fermentador	1	Volumen	147,2	[m <sup>3</sup> ]
Centrífuga tubular	1	Radio interno	1,5	[m]
		Radio externo	2,3	[m]
Molino de bolas	1	Diámetro	1,0	[m]
		Velocidad de rotación	1,3	[rpm]
Centrífuga de discos	1	Radio interno	0,2	[m]
		Radio externo	0,6	[m]
Membrana de ultrafiltración	4	Área unitaria	53,5	[m <sup>2</sup> ]
Columna de adsorción/desorción	1	Altura	2,5	[m]
I.C. de tubos concéntricos	1	Área de contacto interno	95,0	[m <sup>2</sup> ]
Secador	1	Largo	5,8	[m]

Los principales supuestos los dimensionamientos fueron:

1. **Fermentador:** Se asume que la vitamina B<sub>12</sub> es el único producto y que las bacterias están en fase estacionaria. Del primer supuesto se discute el hecho de que es altamente probable que existan otros subproductos no deseados y no todo el consumo de glucosa sea destinado a la síntesis

de vitamina. Del segundo supuesto se deduce que la tasa de muerte es casi igual a la tasa de crecimiento, es decir, no hay aumento de biomasa, esto puede que no sea cierto ya que depende de la etapa de crecimiento en la que se encuentra la bacteria. Si se hace antes, las bacterias se podrían encontrar en fase exponencial, el volumen al interior del fermentador aumentaría al punto de rebalsar el reactor, por esta razón es que en el dimensionamiento se añade un margen de seguridad del 20 %, mas esto no garantiza que no haya rebalse del fermentador. Por otro lado, si el traspaso es tardío, las bacterias se podrían encontrar en fase de muerte, disminuyendo su cantidad y por ende, disminuyendo la cantidad de vitamina sintetizada.

2. **Centrífuga tubular:** Se considera las propiedades del medio de cultivo como las del agua. Si bien se podría encontrar un resultado de mayor precisión utilizando la densidad real del medio, se espera que las variaciones del dimensionamiento sean mínimas, debido a la baja concentración de nutrientes en la solución. Además, por requerimiento del siguiente equipo, se considera que la salida concentrada tiene 45 % en masa de bacterias, lo cual se alcanza cuando la centrífuga tiene una eficiencia de separación del 59 %. Se podría haber asumido la eficiencia de un equipo real (90 % [4]), pero esto generaría problemas en la siguiente etapa, ya que si la concentración de bacterias es considerablemente mayor, la compactación entre ellas aumenta, lo que disminuye la efectividad del molino de bolas; y si la concentración fuera menor, se pierde efectividad debido a la dilución.
3. **Molino de bolas:** El principal supuesto es la eficiencia impuesta de un 90 %. En caso de que esto no sea cierto, pueden haber pérdidas importantes de vitamina B<sub>12</sub> que afecten al producto final.
4. **Centrífuga de discos:** El principal supuesto es la eficiencia impuesto, siendo de un 95 %. Esto puede que no sea cierto, provocando que el flujo que ingresa al siguiente equipo esté con mayor concentración de impurezas. Cabe destacar que el supuesto afecta sólo a la cantidad de impurezas en el flujo y no a la cantidad de vitamina B<sub>12</sub>, por lo que no hay pérdidas de ésta, sino un mayor ensuciamiento de los equipos siguientes.
5. **Membrana de ultrafiltración:** Se considera que el flux es constante, lo que influye directamente en un incremento del área de la membrana para el proceso, debido a que se omite su dependencia con la concentración en el seno de la solución. En la realidad, el flux requerido aumenta a medida que la solución se logra concentrar y el área de la membrana es el área bajo la curva de esta función. Así, asumir un flux constante excede las dimensiones necesarias para llevar a cabo el proceso.
6. **Columna de adsorción/desorción:** Se asume que la curva de rompimiento del sistema es igual a la encontrada en bibliografía para una concentración inicial de B<sub>12</sub> de 100 [mg/L] [7]. Esto difiere en un orden de 10<sup>2</sup> con respecto a la concentración real inicial que tiene la columna, afectando el tiempo de residencia del flujo generando que el tiempo calculado sea menor al real.
7. **Intercambiador de calor de tubos concéntricos:** En este caso, el equipo fue dimensionado asumiendo un flujo laminar mediante bajas velocidades para lograr diámetros de tubería mayores a 15[cm], lo que implica un equipo de mayor tamaño pero que cumple efectivamente los requerimientos del proceso, siendo asimilable a dimensiones utilizadas en la industria [8].
8. **Secador:** Se asume que las condiciones de operación del secador utilizado son similares a las encontradas en bibliografía [9]. Esto puede diferir debido a que la curva de secado puede variar al cambiar las condiciones en las que se opera.

El resto de los supuestos tomados y el desarrollo de cada dimensionamiento respectivos se profundizan en el Anexo 2.

## Discusión de resultados

Con respecto a los balances de masa por equipo, se encontró que para todas las etapas la variación de masa de entrada y salida era nula. Sin embargo, se observa un error del orden de  $10^{-9}$  % para el balance global, que se produce por las aproximaciones de redondeo del programa Microsoft Excel®. Sin embargo, para esto fue necesario tomar una serie de supuestos, tales como pureza de flujos y eficiencias de equipos, lo cual podría no cumplirse en la realidad.

Por otro lado, el cambio en el caso base produce un aumento en el flujo a tratar lo que permite que los equipos dimensionados sean de escala industrial. Si bien abarcar el 25 % del mercado en un principio puede ser difícil, se planea exportar para tener una posición competitiva dentro del mercado. Si la demanda aumenta más de lo presupuestado, se puede comenzar a operar más horas a la semana durante los 7 días y evaluar la expansión de la empresa en función de algún indicador .

Los supuestos tomados influyen directamente en los resultados de los dimensionamientos. Si bien hay resultados sin desviaciones considerables a la escala industrial, se consideran sub y sobredimensionamientos en los siguientes equipos:

- **Sobredimensionados:** La membrana de ultrafiltración y la columna de adsorción son equipos sobredimensionados. El primero, debido a que asumir un flux constante en esta etapa omite su dependencia con la concentración de sólidos, lo que se traduce en un área mayor a la que requieren las condiciones del proceso. Con respecto a la columna de adsorción, la curva de rompimiento encontrada en bibliografía es para una concentración mayor a la real. Así, el tiempo de residencia cambiará y será mayor al calculado, lo que provocará que la columna tenga dimensiones mayores a las reales.
- **Subdimensionados:** La centrífuga tubular está subdimensionada, pues se requiere una concentración del 45 % de bacterias en la entrada de la siguiente etapa. Esto provoca que el equipo tenga una eficiencia de separación de 59 %, siendo que las centrífugas industriales pueden llegar a eficiencias del 90 % [4]. Esto causa que el equipo real sea mayor al dimensionado.

## Conclusiones

Se logra modificar el caso base, aumentando el flujo de *Veggumies* a 171,25 [kg/h]; y se define el límite de batería en torno a dos públicos objetivos. Adicionalmente, se estudia el proceso productivo y se realiza el balance de masa de todos los equipos y del proceso global, el cual tiene un error de  $2,68 \cdot 10^{-9}$  %. Con respecto a los dimensionamientos, se logró obtener equipos de escala industrial debido al aumento del caso base y a la disminución de las horas de operación. Destacan las diferencias entre los valores obtenidos para los tamaños de los equipos, donde se obtuvieron 2 equipos sobredimensionados y uno subdimensionado, lo cual se atribuye a los supuestos tomados en cada equipo. En base a lo mencionado, se establece el cumplimiento de los objetivos planteados.

Como proyección a corto plazo, se analizará el proyecto desde el punto de vista de la responsabilidad social empresarial y se estudiará su impacto utilizando la herramienta de análisis integral. En el largo plazo, se espera realizar el balance de energía de cada etapa y un análisis económico del proyecto.

# Referencias

- [1] EPA NEWS . El innegable aumento de vegetarianos y veganos en Chile [En línea]. <<https://bit.ly/2rnoQy2>>, 2015, [Fecha de consulta: 08 de Diciembre de 2018].
- [2] SOTO-FLORES, H. Planta de producción de suplementos alimentarios [En línea]. <<https://goo.gl/RvJLpv>>, 2016. [Fecha de consulta: 08 de Diciembre de 2018].
- [3] GÓMEZ, A. Estudio de viabilidad de instalación de una planta de producción de vitamina B12 en España. [En línea]. <<https://goo.gl/VtTFeK>>, 2017. [Fecha de consulta: 08 de Diciembre de 2018].
- [4] DORAN, M. Bioprocess Engineering Principles. 1995.
- [5] RODRÍGUEZ, P. Sustitución parcial de agar – agar por gelatina en la elaboración de gomitas con pulpa de maracuyá (*passiflora edulis*). [En línea]. <<https://goo.gl/e9NfDe>>, 2014. [Fecha de consulta: 08 de Diciembre de 2018].
- [6] BECTON, DICKINSON AND COMPANY. Difco™ & BBL™ Manual, 2nd Edition. [En línea]. <<https://goo.gl/rrhbAk>>, 2018. [Fecha de consulta: 08 de Diciembre de 2018].
- [7] SARASWAT, R., TALREJA, N., DEVA, D., SANKARARAMAKRISHNAN, N., SHARMA, A., VERMA, N. Development of novel in situ nickel-doped, phenolic resin-based micro–nano-activated carbon adsorbents for the removal of vitamin B-12. *Chemical Engineering Journal*, 2012.
- [8] CENGEL, Y. Transferencia de Calor y Masa: Un enfoque práctico. 2007.
- [9] DE CASTILHOS-CORAZZA, F., NEITZEL, I., SILVA, E. Modelagem de secador do tipo esteira: uma aplicação industrial. *Scientiarum Technology*, 2003.
- [10] ELDESCONCIERTO. Un 6 % de la población chilena es vegetariana. [En línea]. <<https://goo.gl/KgFeH5>>, 2018. [Fecha de consulta: 8 de Diciembre de 2018].
- [11] DATOSMACRO.COM. Crece la población en Chile en 191.000 personas. [En línea]. <<https://goo.gl/RnWQAM>>, 2017. [Fecha de consulta: 08 de Diciembre de 2018].
- [12] CÁCERES, C., C, V. Clase media es mayoría en Chile y alcanza el 47 % de la población. [En línea]. <<https://goo.gl/wTeTYR>>, 2016. [Fecha de consulta: 08 de Diciembre de 2018].
- [13] INE. Síntesis de resultados CENSO 2017. [En línea]. <<https://goo.gl/PbZwPc>>, 2017. [Fecha de consulta: 08 de Diciembre de 2018].
- [14] MINISTERIO DE SALUD. FIJA DIRECTRICES NUTRICIONALES SOBRE SUPLEMENTOS ALIMENTARIOS Y SUS CONTENIDOS EN VITAMINAS Y MINERALES. [En línea]. <<https://goo.gl/Y48XEK>>, 2002. [Fecha de consulta: 08 de Diciembre de 2018].
- [15] ASENJO, J., J, M. Bioreactor System Design.
- [16] SANDOVAL, P. Escalamiento de Bioreactores. [En línea]. <<https://goo.gl/t5nsqa>>, 2017. [Fecha de consulta: 08 de Diciembre de 2018].
- [17] KUN-TAI, L., ZHOU, J., CHENG, X., WEI, S.J. Study on the dissolved oxygen control strategy in large-scale vitamin B12 fermentation by *Pseudomonas denitrificans*. [En línea]. <<https://goo.gl/NF93hk>>, 2012. [Fecha de consulta: 08 de Diciembre de 2018].
- [18] QUÍMICA INORGÁNICA. Densidad del agua. [En línea]. <<https://goo.gl/SZHafv>>, [Fecha de consulta:

08 de Diciembre de 2018].

- [19] THE ENGINEERING TOOLBOX. The Engineering Tool Box, Gases Density. [En línea]. <<https://goo.gl/2zJAPz>>, 2018. [Fecha de consulta: 08 de Diciembre de 2018].
- [20] US NATIONAL LIBRARY OF MEDICINE. D-Glucosa. [En línea]. <<https://goo.gl/644V3k>>, [Fecha de consulta: 08 de Diciembre de 2018].
- [21] CASTILLO, Q., RODAS, E. Propuesta de evaluación de la cinética de fermentación para la obtención de vitamina B12 utilizando la cepa *Propionibacterium freudenreichii*. [En línea]. <<https://goo.gl/GVEmiE>>, 2007. [Fecha de consulta: 08 de Diciembre de 2018].
- [22] SHANGHAI JOY LIGHT INDUSTRY MACHINERY CO., LTD. Tanque almacenamiento acero inoxidable. [En línea]. <<https://goo.gl/fmy9p4>>, 2015. [Fecha de consulta: 08 de Diciembre de 2018].
- [23] VAXA SOFTWARE. Viscosidad dinámica del agua líquida a varias temperaturas. [En línea]. <<https://goo.gl/UaKzzf>>, 2018. [Fecha de consulta: 08 de Diciembre de 2018].
- [24] HATTI-KAUL, MATTIANSON. Isolation and Purification of Proteins. 2003.
- [25] BELTER, CUSSLER, HU. Bioseparations: downstream processing for biotechnology. 1988.
- [26] HYPER PHYSICS. Calor específico. [En línea]. <<https://goo.gl/3HgWMm>>, [Fecha de consulta: 08 de Diciembre de 2018].
- [27] MERCK. Vitamina B12 cianocobalamina. [En línea]. <<https://goo.gl/5uZjxr>>, 2013. [Fecha de consulta: 08 de Diciembre de 2018].
- [28] WENZHOU QIANGZHONG MACHINERY TECHNOLOGY CO., LTD. Tanque almacenamiento aceite de oliva. [En línea]. <<https://goo.gl/W2JSGa>>, 2016. [Fecha de consulta: 08 de Diciembre de 2018].
- [29] LUTZ, H., RAGHUNATH, B. En Process scale bioseparations for the biopharmaceutical industry - Capítulo 10: Ultrafiltration process design and implementation. 2007.
- [30] TALMARD, C., GUILLOREAU, L., COPPEL, Y., MAZARGUILL, H., FALLER, P. Amyloid-Beta Peptide Forms Monomeric Complexes With CuII and ZnII Prior to Aggregation. [En línea]. <<https://goo.gl/HY3AQb>>, 2007. [Fecha de consulta: 08 de Diciembre de 2018].
- [31] THE DOW CHEMICAL COMPANY. DOW Ultrafiltration Modules. [En línea]. <<https://goo.gl/qkMNzj>>, 2018. [Fecha de consulta: 08 de Diciembre de 2018].
- [32] DUTTA, B. Principles of Mass Transfer and separation processes. 2007.
- [33] LÓPEZ, F. Aplicaciones del carbón activado y nuevas fibras carbonosas en el manejo de las intoxicaciones pediátricas. [En línea]. <<https://goo.gl/CivRcb>>, 2015. [Fecha de consulta: 08 de Diciembre de 2018].
- [34] L, C. Carbón activo en grano. [En línea]. <<https://goo.gl/Ra3NUK>>, [Fecha de consulta: 08 de Diciembre de 2018].
- [35] WENZHOU QIANGZHONG MACHINERY TECHNOLOGY CO., LTD. Sanitary Crystallizing Tank. [En línea]. <<https://goo.gl/DjNRTx>>, 2016. [Fecha de consulta: 08 de Diciembre de 2018].
- [36] MIXER DIRECT. Flat Bottom Tank 50 Gal. <<https://goo.gl/aWwuh4>>, [Fecha de consulta: 08 de Diciembre de 2018].

- 
- [37] BOSCH. Therm 4000 O Calentador de Tiro Natural. <<https://goo.gl/5USwjC>>, [Fecha de consulta: 08 de Diciembre de 2018].
- [38] SUGAR BEAR HAIR. Effective Ingredients. [En línea]. <<https://goo.gl/E3cM5h>>, 2018. [Fecha de consulta: 08 de Diciembre de 2018].
- [39] SUBRAMANIAN ET AL. Solid, edible, chewable laxative composition. Número de patente: 9,167,831. [Fecha de solicitud: 5 de Abril 2012]. EEUU., 2015.
- [40] CONFECTIONERY MACHINERY. MOLDEADORA UNIVERSAL. [En línea]. <<https://goo.gl/NZJqYi>>, 2018. [Fecha de consulta: 08 de Diciembre de 2018].
- [41] IMEGA. Refrigerador Industrial VR4PS-1000. [En línea]. <<https://goo.gl/YzwnLh>>, [Fecha de consulta: 08 de Diciembre de 2018].
- [42] SHANDONG HOLTEC IMPORT & EXPORT TRADING CO., LTD. Food Washing Machine. <<https://goo.gl/8W3wh4>>, 2015. [Fecha de consulta: 08 de Diciembre de 2018].
- [43] DIARIO DE CIENCIAS APLICADAS. Túneles de secado - Cintas para secado. [En línea]. <<https://goo.gl/fH5fSa>>, 2018. [Fecha de consulta: 08 de Diciembre de 2018].
- [44] ENVASADOS. Máquina tapadora ACM-154. [En línea]. <<https://goo.gl/zSsEiu>>.

# Anexos

## Anexo 1: Caso Base

Para el caso base se toma un consumo de  $2 \left[ \frac{\text{gomitas}}{\text{día} \cdot \text{persona}} \right]$  ya que si se consume toda la dosis diaria de una vez, es probable que el cuerpo no alcance a absorber toda la vitamina y la termine eliminando de su organismo, por otro lado, al dividir la dosis en 3 gomitas, implica que una persona deba estar atenta al consumo de la vitamina durante el día, siendo una preocupación en vez de ser un método amigable de nutrirse, es por esto que se decide tener una recomendación de dosis diaria de 2 gomitas, asumiendo que se consume una al despertar y otra antes de dormir. Esto concuerda con el principal supuesto de que el producto no será vendido como golosina. Cada envase cuenta con 60 gomitas para que tenga una duración aproximada de un mes. Se tienen dos públicos objetivo, por lo que se construyen dos flujos base a trabajar y luego se hace una metodología para trabajar al respecto.

Para el caso del público vegetariano, se tiene que un 6 % de la población chilena es vegetariana. [10] Así, utilizando la población total chilena, es decir, 18.054.726 habitantes se tiene que las personas vegetarianas en Chile son: [11]

$$\text{Público vegetariano} = 18.054.726 \cdot 0,06 = 1.083.284 \text{ [veg]} \quad (1)$$

También se tiene que el mercado actual de suplementos en Chile está dominado en un 75 % de grandes cadenas, luego existen 6 medianas cadenas que poseen un porcentaje de 1 % aproximadamente. [2] La empresa con mayor presencia en el mercado es Merck con un 24,1 % [2] Como empresa, se quiere abordar un 25 %, sin embargo, la magnitud del mercado a abordar no asegura que el proyecto sea rentable ya que se requieren estudios mayores. Así, abarcar un 25 % del mercado es factible y dentro de los márgenes de la situación actual de Chile.

Considerando esto, se tiene que el flujo de frascos al día destinados a vegetarianos son

$$F_{veg} = 1.083.834 \text{ [veg]} \cdot 2 \left[ \frac{\text{gomitas}}{\text{día} \cdot \text{veg}} \right] \cdot \frac{1}{60} \left[ \frac{\text{frasco}}{\text{gomitas}} \right] \cdot 0,25 = 9.027 \left[ \frac{\text{frascos}}{\text{día}} \right] \quad (2)$$

Para el caso del público objetivo de los niños se hicieron otros supuestos. En este caso, son los padres los que tienen el poder adquisitivo, por lo que se va a asumir que la clase media/alta va a tener los recursos para comprar el producto. Cabe destacar que el producto no busca solucionar el problema de malnutrición en los niños con un punto de vista social, pero si es un aporte nutricional importante a los segmentos apuntados. De bibliografía, se tiene que el 47 % de la población chilena corresponde a los rangos socioeconómicos medios, mientras que el segmento de mayores ingresos representa al 16 %. [12] Además se tiene que el porcentaje de niños entre 0 a 14 años es de 20,1 % , sin embargo, se abarcará desde 5 a 14 años ya que en ese rango pueden consumir gomitas, que corresponde a 2/3 del rango anterior. [13] Cabe destacar que el producto no busca solucionar el problema de malnutrición en los niños con un punto de vista social, pero si es un aporte nutricional importante a los segmentos apuntados. Así, utilizando la población chilena mencionada antes, la cantidad de niños que pueden consumir gomitas y cuyos padres tienen capacidad adquisitiva de comprar multivitaminas es de:

$$F_{nin*} = 18.054.726[\text{hab}] \cdot (0,47 + 0,16) \left[ \frac{\text{hab}^*}{\text{hab}} \right] \cdot 0,201 \cdot \frac{2}{3} \left[ \frac{\text{nin}}{\text{hab}^*} \right] = 1.524.180[\text{nin}^*] \quad (3)$$

Donde hab corresponde a habitantes totales, nin a niños totales ,hab\* es habitantes con capacidad adquisitiva y nin\* niños cuyos padres tienen capacidad adquisitiva.

No todos los niños necesariamente quieren consumir multivitaminas, se tiene que de un público de 6 a 18 años, un total de 10,5 % de niños cuyos padres pertenecen a la clase socioeconómico media/alta,

consumen algún tipo de suplemento alimenticio, por lo que se abarca 2/3 del rango anterior debido al público objetivo.[14] Así, considerando que los niños consumirán 2 gomitas diarias, que un frasco tiene 60 gomitas y que se abarcará el 5 % del mercado por lo mencionado anteriormente, se tiene:

$$F_{niños} = 1.524.180 \text{ nin}^* \cdot 0,105 \cdot \frac{2}{3} \left[ \frac{\text{nin}^{**}}{\text{nin}^*} \right] 2 \left[ \frac{\text{gomitas}}{\text{día} \cdot \text{nin}^{**}} \right] \cdot \frac{1}{60} \left[ \frac{\text{frasco}}{\text{gomitas}} \right] \cdot 0,25 = 889 \left[ \frac{\text{frascos}}{\text{día}} \right] \quad (4)$$

Donde  $\text{nin}^{**}$  corresponde a niños que consumen suplementos alimenticios y cuyos padres tienen capacidad adquisitiva.

Así, se tienen dos flujos con distintas materias primas. Para saber cual será el caso base sobre el cual se va a dimensionar se hacen algunas consideraciones. Como los equipos de ambos flujos son los mismos, entonces se usa el mismo equipo para ambos productos, sin embargo, esto genera que se deban realizar los dos procesos distintos días. Para ver cuántos días de trabajo necesita cada uno, se hace una relación entre los flujos para niños y los flujos para vegetarianos:

$$\frac{F_{veg}}{F_{niños}} = \frac{9.027}{889} = 10,15 \quad (5)$$

Es decir, el flujo para los vegetarianos es el doble que para los niños. Si se toma un mes de 30 días, donde se trabajan 20 días, se tiene que 18 días son de uso para las gomitas centradas en público vegetariano y 2 días son de uso para las gomitas centradas en niños, sin embargo, para dar un margen de error se dejará un flujo de 17 días centrado en público vegetariano y 3 para el público infantil. Como el tiempo de residencia del fermentador es elevado, esta relación no se podrá cumplir la primera semana, sin embargo, se tendrá siempre stock necesario para mantener una producción promedio constante de gomitas.

Considerando los días trabajados para cada público, se tiene que el nuevo flujo para vegetarianos es de:

$$F'_{veg} = 9.027 \left[ \frac{\text{frascos}}{\text{día}} \right] \cdot \frac{20 \text{ días}}{1 \text{ mes}} \cdot \frac{1 \text{ mes}}{17 \text{ días hábiles}} = 10.620 \left[ \frac{\text{frascos}}{\text{día}} \right] \quad (6)$$

De manera análoga, el nuevo flujo para niños es de:

$$F'_{niños} = 889 \left[ \frac{\text{frascos}}{\text{día}} \right] \cdot \frac{20 \text{ días}}{1 \text{ mes}} \cdot \frac{1 \text{ mes}}{3 \text{ días hábiles}} = 5.927 \left[ \frac{\text{frascos}}{\text{día}} \right] \quad (7)$$

Al tener una diferencia elevada entre ambos flujos, se toma como caso base el máximo entre ambos para asegurar una capacidad adecuada del proceso, es decir  $10.620 \left[ \frac{\text{frascos}}{\text{día}} \right]$

Para obtener el flujo másico se utiliza como referencia un producto similar. En este caso se considera la mitad de un FRUGELÉ, y midiendo experimentalmente, la masa por gomita es de 0,00215 [kg]. Finalmente, considerando el total de gomitas y el flujo de frascos por día obtenido anteriormente, el caso base correspondiente al proyecto es:

$$F_{gomitas} = 171,25 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right] \quad (8)$$

## Anexo 2: Balances de masas y Dimensionamientos

### Anexo 2.1: Fermentador

El fermentador es un tipo de reactor utilizado para el cultivo de microorganismos, los cuales pueden ser bacterias, levaduras, entre otras. Para la producción de vitamina B<sub>12</sub> se utiliza la bacteria *Pseudomonas denitrificans* [3], la cual es previamente transformada en el laboratorio, luego cultivada en reactores a nivel laboratorio y finalmente es traspasada y cultivada en reactores industriales [15]. Se le llama transformación al proceso en el que se inserta(n) el(los) plásmido(s) que contienen los genes que codifican para la síntesis del producto de interés, siendo en esta ocasión, vitamina B<sub>12</sub>. Sin la inserción de estos plásmidos, la bacteria por sí sola no sintetizara vitamina B<sub>12</sub>, por eso es necesaria esta etapa previa en el laboratorio. A continuación se observa la Figura 2 en la cual se observan las diferentes escalas de cultivo de microorganismos:

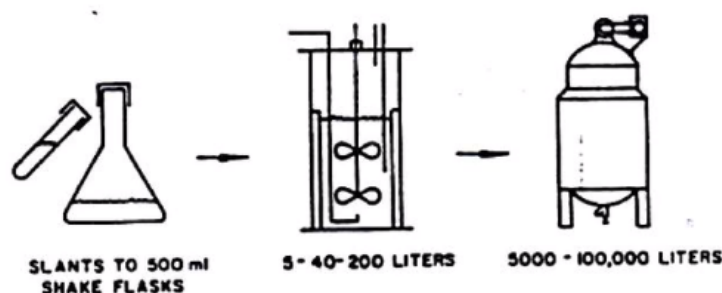


Figura 2: Esquema representativo del orden en el que se hacen los cultivos de microorganismos, a la izquierda, cultivo en un matraz de laboratorio, al medio, cultivo en un fermentador de laboratorio, y a la derecha, cultivo en un fermentador escala industrial [16]

Para llevar a cabo la fermentación se utiliza una alimentación continua de nutriente limitante, sin embargo, no existe salida de producto, a esto se le conoce como un fermentador fed-batch, donde el flujo de nutriente ingresado suele ser el mismo que el consumido, de este modo no hay acumulación de nutrientes. Teniendo en cuenta estos antecedentes, para el dimensionamiento del fermentador se tienen las siguientes consideraciones:

1. Se utiliza un reactor fed-batch, donde hay una alimentación continua de glucosa y oxígeno ya que beneficia la producción de vitamina, sin embargo, el oxígeno no se considera limitante.
2. Se considera la producción para 2 semanas.
3. La producción de vitamina B<sub>12</sub> se realiza con respecto a lo calculado en el caso base, es decir, 50  $\mu g$  por gomita, 60 gomitas por frasco y 10.621 frascos por día.
4. Dada la viscosidad del medio fermentativo (cerca a 1 [cP]), se eligen turbinas rushtone para dimensionar el agitador [4]
5. Se considera un margen de seguridad del 20 % (en caso de rebalse)
6. La razón volumen bacteria/volumen medio de cultivo es 1:10

Además, se realizaron los siguientes supuestos:

1. Demanda de glucosa y oxígeno es igual a la oferta de ambas (no hay acumulación).

2. La glucosa es el nutriente limitante.
3. El fermentador se encuentra siempre a 30°C y a pH 7 [3].
4. La tasa de muerte es despreciable ( $\mu \gg \alpha$ ).
5. Las bacterias se encuentran en estado estacionario (no hay crecimiento).
6. La densidad del medio de cultivo se aproxima a la densidad del agua a 30 °C (995 [kg/m<sup>3</sup>] y la densidad de la bacteria se considera de 1.040 [kg/m<sup>3</sup>].
7. No hay consumo del medio de cultivo.
8. La alimentación es estéril (No hay bacterias en los flujos de entrada,  $x_o = 0$ ).
9. La bacterias presentan una cinética de Monod.
10. La tasa de dilución es igual a la tasa de crecimiento  $\mu = D$
11. Las bacterias son cilíndricas, con radio 0,1 [ $\mu m$ ] y largo 1 [ $\mu m$ ].
12. Por cada litro de bacteria se necesitan 10 litros de medio de cultivo.

Primero, se comienza con la caracterización del medio de cultivo, es decir, la composición de éste, de modo de tener un ambiente óptimo para que la bacteria crezca y produzca la vitamina. La composición se puede observar en la Tabla 3:

Tabla 3: Concentración de los componentes del medio de cultivo del fermentador.[17]

COMPONENTE	CONCENTRACIÓN [g/L]
$K_2HPO_4$	6
$KH_2PO_4$	4
$(NH_4)_2SO_4$	2
$MgCl_2$	4,95
$CaCl_2$	1,25
$H_3BO_3$	0,225
$ZnSO_4 \cdot 7H_2O$	0,6
$NiSO_4$	0,18
$(NH_4)_6Mo_7O_{24} \cdot 4H_2O$	0,134
$CuSO_4 \cdot 5H_2O$	0,0225
$MnSO_4$	0,375
$CoCl_2$	0,14
$FeCl_3$	0,03

A continuación en la Tabla 4 se resumen y detallan los datos utilizados para el dimensionamiento del fermentador:

Tabla 4: Parámetros utilizados para el dimensionamiento del fermentador

PARÁMETRO	NOMENCLATURA	UNIDAD	VALOR
Densidad del medio de cultivo [18]	$\rho_m$	$kg/m^3$	995
Densidad de la bacteria [4]	$\rho_b$	$kg/m^3$	1.040
Densidad del oxígeno [19]	$\rho_{O_2}$	$kg/m^3$	1,58
Densidad glucosa [20]	$\rho_{glucosa}$	$kg/m^3$	1.560
Tasa de crecimiento máximo [15]	$\mu_{max}$	$1/h$	0,16
Rendimiento c/r a la glucosa [21]	$Y_{x/S}$	$gr/gr$	0,38
Rendimiento c/r al oxígeno [21]	$Y_{x/O_2}$	$gr/gr$	0,85
B <sub>12</sub> por litro de bacteria [17]	$C_{vitaminaB_{12}}$	$mg/L$	60
Velocidad de agitación [4]	$\Omega$	$rps$	1,66
Tiempo de la fermentación [3]	$t_{fer}$	$h$	168
Tiempo de descarga	$t_d$	$h$	8
B <sub>12</sub> por gomita	$m$	$\mu g$	50
Número de gomitas por frasco	$n^\circ$	$gomitas/frasco$	60
Número de frascos por día	$N^\circ$	$frascos/día$	2.083
Glucosa por litro de bacteria [17]	$C_{glucosa}$	$g/L$	5
Peso molecular glucosa [20]	$PM_{glucosa}$	$gr/mol$	180
Margen de seguridad	$e$	—	20 %

Luego, se calcula la cantidad de vitamina que se debe producir por fermentación utilizando la siguiente ecuación:

$$P_{vitaminaB_{12}} = m \cdot n^\circ \cdot N^\circ \cdot t_{fer} \quad (9)$$

La cantidad mínima que debe tener un alimento para ser considerado como suplemento alimenticio es de 1  $[\mu g]$  de vitamina B<sub>12</sub>, teniendo este antecedente, y teniendo un margen de error por de pérdidas de vitamina durante el proceso de producción se decide producir 50  $[\mu g]$  de vitamina por gomita, además existen pérdidas de vitamina por degradación de la misma durante el tiempo en el que no es consumido, por lo que se decide producir 1,5 veces la cantidad de vitamina.

Por otro lado, se tiene que la fermentación tiene una duración de 7 días, esto es un cuello de botella importante para el proceso productivo, ya que es la etapa que más tiempo requiere, es por esto que se decide producir vitamina para 2 semanas, de este modo, contar con el tiempo suficiente para el limpiado y esterilizado del reactor sin que afecte a la producción de la semana siguiente. Dicho esto, sólo la primera semana el fermentador será el cuello de botella, no así para las siguientes semanas, ya que con una fermentación se cubre la producción de 2 semanas.

Finalmente, la producción de vitamina B<sub>12</sub> por batch es:

$$P_{vitaminaB_{12}} = 50[\mu g] \cdot 60\left[\frac{gomitas}{frasco}\right] \cdot 21.421\left[\frac{frascos}{día}\right] \cdot 7[días] \cdot 1,5 \quad (10)$$

$$P_{vitaminaB_{12}} = 0,67[kg] \quad (11)$$

Luego, sabiendo que en cada bacteria se pueden producir hasta 60  $[mg/L]$ , se procede a calcular la cantidad de bacterias necesarias para producir la cantidad de vitamina necesaria mediante la siguiente ecuación:

$$V_{bacterias} = \frac{P_{vitaminaB_{12}}}{C_{vitaminaB_{12}}} \quad (12)$$

A continuación, reemplazando los valores, se tiene que el volumen de bacterias ( $V_{bacterias}$ ) es:

$$V_{bacterias} = \frac{0,67[kg] \cdot 1.000.000[mg]}{60[\frac{mg}{L}] \cdot 1[kg]}$$

$$V_{bacterias} = 11.151[L]$$

Utilizando el supuesto 12, se tiene que el volumen de medio de cultivo ( $V_{mediodecultivo}$ ) ingresada en el fermentador es:

$$V_{mediodecultivo} = 10 \cdot 11.151[L]$$

$$V_{mediodecultivo} = 111.514[L]$$

Finalmente, el volumen inicial ingresado al reactor es la suma de ambos volúmenes, donde la densidad del medio de cultivo es considerada la del agua a 30°C, es decir 995  $[kg/m^3]$  y la de las bacterias es 1.040  $[kg/m^3]$ :

$$V_0 = 11.151[L] + 111.514[L] \quad (13)$$

$$V_0 = 122.665[L] \approx 123[m^3] \quad (14)$$

Finalmente, teniendo en cuenta que se tiene un margen de error del 20% en caso de rebales, el volumen del fermentador:

$$V_r = 123[m^3] \cdot 1,2$$

$$V_r = 147[m^3]$$

Luego, utilizando la razón altura/diámetro 1:1 para efectos de optimizar el volumen de un cilindro, se tiene que el radio es:

$$D_t = \left(\frac{F_0}{\pi}\right)^{1/3} \quad (15)$$

$$D_t = 3,4[m]$$

En consecuencia, el radio del reactor  $R_t$  es:

$$R_t = \frac{3,4[m]}{2}$$

$$R_t = 1,7[m]$$

Por ende, la altura que el líquido alcanza en el fermentador (HL) es:

$$HL = \frac{V_o}{\pi \cdot R_t^2} \quad (16)$$

$$HL = 13,6[m]$$

Y considerando el margen de error, se tiene que la altura final del fermentador es:

$$z = HL \cdot 1,2$$

$$z = 16,3[m]$$

Teniendo las dimensiones del fermentador, se procede con el dimensionamiento del agitador, partiendo por el cálculo del número de Reynolds de modo de caracterizar el comportamiento del fluido utilizando la siguiente ecuación, en el que  $D_i$  representa al diámetro del impeler, el cual es la mitad del diámetro del

fermentador:

$$Re = \frac{\Omega \cdot D_i^2 \cdot \rho}{\mu} \quad (17)$$

$$Re = \frac{1,66[rps] \cdot (1,7[m])^2 \cdot 995 \left[ \frac{kg}{m^3} \right]}{0,000798 \left[ \frac{kg}{m \cdot s} \right]}$$

$$Re \approx 6 \cdot 10^6$$

Obteniendo un Reynolds que representa un flujo turbulento al interior del fermentador, se busca el número de potencia ( $N_p$ ) mediante la Figura 3 :

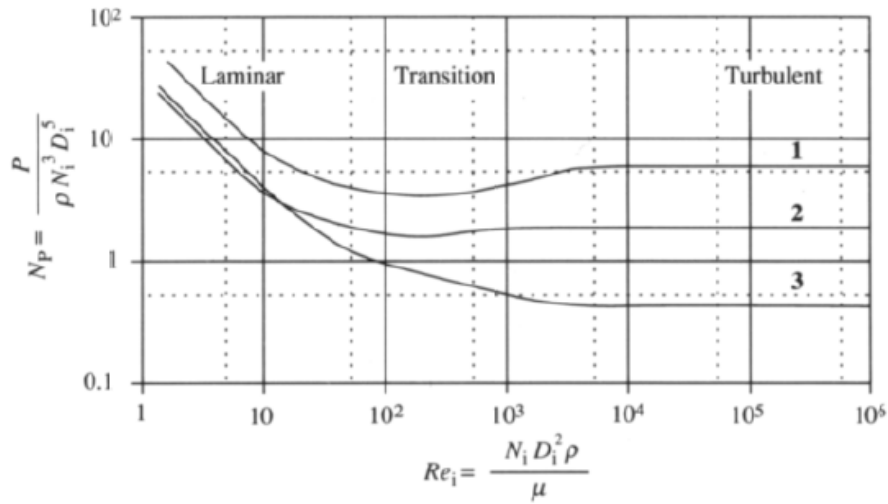


Figura 3: Correlación entre el número de potencia ( $N_p$ ) y el número de Reynolds ( $Re$ ) para una turbina Rushton (1), paletas (2) y hélices (3) [4].

De acuerdo al número de Reynolds calculado, y siguiendo la curva 1, correspondiente a la de turbina Rushton, se obtiene que el número de potencia es:

$$N_p = 6$$

Luego, al calcular la potencia consumida por cada impeler, se obtiene que el siguiente valor:

$$Pot = N_p \cdot \rho \cdot N_i^3 \cdot D_i^5 \quad (18)$$

$$Pot = 6 \cdot 995 \left[ \frac{kg}{m^3} \right] \cdot (1,66[rps])^3 \cdot (1,7[m])^5$$

$$Pot = 383,51[kW]$$

Siguiendo con el dimensionamiento de la turbina Rushton, se necesita de la Figura 4

Impeller	$D_i / D_i$	$H_L / D_i$	$H_i / D_i$	Baffles	
				$w_b / D_i$	Number
1. Rushton turbine $w_i / D_i = 0.2, L_i / D_i = 0.25$	3	3	1	0.1	4
2. Paddle $w_i / D_i = 0.25$	3	3	1	0.1	4
3. Marine propeller Pitch = $D_i$	3	3	1	0.1	4

Figura 4: Correlación entre las dimensiones de la turbina y las dimensiones del fermentador

Según la Figura 4, se tiene que el ancho de los baffles  $w_b$  es:

$$w_b = 0,1 \cdot 1,7[m] \quad (19)$$

$$w_b = 0,17[m]$$

La altura del impeler con respecto a la base del fermentador ( $H_i$ ) es:

$$H_i = D_i \quad (20)$$

$$H_i = 1,7[m]$$

La altura del impeler  $w_i$  es:

$$w_i = 0,2 \cdot D_i \quad (21)$$

$$w_i = 0,2 \cdot 1,7[m]$$

$$w_i = 0,34[m]$$

El radio del impeler  $L_i$  es:

$$L_i = 0,25 \cdot D_i \quad (22)$$

$$L_i = 0,25 \cdot 1,7[m]$$

$$L_i = 0,42[m]$$

El número de impellers  $N_i^o$  se dimensiona como:

$$\frac{H_L - D_i}{D_i} > N_i^o > \frac{H_L - 2 \cdot D_i}{D_i} \quad (23)$$

$$\frac{13,6[m] - 1,7[m]}{1,7[m]} > N_i^o > \frac{13,6[m] - 2 \cdot 1,7[m]}{1,7[m]}$$

$$6,98 > N_i^o > 5,98[m]$$

$$\Rightarrow N_i^o = 6$$

Dado que la potencia calculada previamente es por unidad de impeler, se debe multiplicar por la cantidad de éstos calculados, es decir, la potencia final consumida es:

$$Pot = 6 \cdot 383,51[kW]$$

$$\Rightarrow Pot = 2.301[kW]$$

La separación entre los impellers se define mediante la siguiente ecuación:

$$\begin{aligned}
 D_i &> L > 2 \cdot D_i \\
 1,7[m] &> L > 2 \cdot 1,7[m] \\
 \Rightarrow L &= 2,54[m]
 \end{aligned}
 \tag{24}$$

La Figura 5 muestra gráficamente los datos dimensionados del agitador:

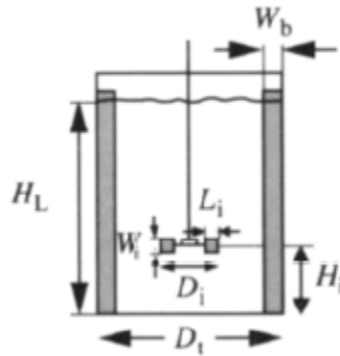


Figura 5: Esquema de las dimensiones calculas para el agitador del fermentador [4].

Luego, para realizar el balance de masa se obtienen los siguientes flujos descritos en la Tabla 5:

Tabla 5: Descripción de los flujos de entrada y salida del fermentador.

FLUJO	COMPONENTE	VALOR	UNIDAD
F <sub>0</sub>	Medio de cultivo (90,5 %) y biomasa (9,5 %)	15.319,30	kg/h
F <sub>1</sub>	Glucosa (100 %)	23,48	kg/h
F <sub>2</sub>	Oxígeno (100 %)	0,02	kg/h
F <sub>3</sub>	Caldo de Fermentación (100 %)	15.812,75	kg/h

Cabe destacar que el caldo de fermentación se le llama al conjunto del medio de cultivo y la biomasa, por lo tanto, la composición de F<sub>3</sub> es igual a las de F<sub>0</sub>.

Esta etapa junto con sus flujos ser pueden representada por la Figura 6.

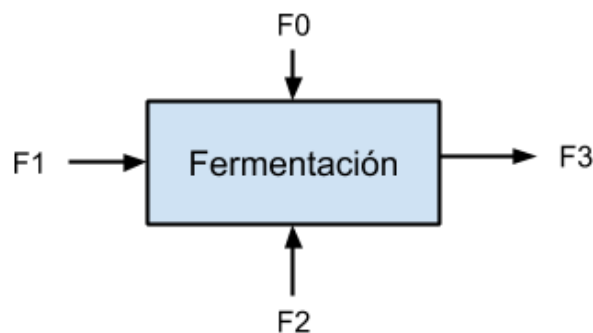


Figura 6: Diagrama representativo de los flujos del fermentador.

Como se puede observar,  $F_0$  no corresponde a un flujo como tal, sino que representa la masa que es ingresada sólo una vez y al inicio de cada fermentación la cual está constituida por las bacterias que sintetizan las vitaminas junto con el medio de  $F_2$  corresponden a los flujos de nutrientes que se ingresan, siendo glucosa y oxígeno respectivamente, sin embargo, al asumir que la demanda de nutrientes es igual a la oferta de éste, no hay acumulación. Finalmente,  $F_3$  no existe hasta que la fermentación haya finalizado, ya que si existe una salida antes de finalizar la fermentación, se perdería biomasa (bacterias) que disminuirían la producción de vitamina. Este flujo corresponde a las bacterias con vitaminas  $B_{12}$  en su interior junto con el medio de cultivo.

A continuación, el balance de masa de la biomasa ( $x$ ) es: [15]

$$\frac{dx}{dt} = D \cdot x_i + (\mu - \alpha - D) \cdot x \quad (25)$$

Luego, dado que no hay proliferación de bacterias (estado estacionario,  $x_i = x$ ) se asume que la tasa de muerte es despreciable  $\alpha \ll \mu$  y  $D \approx \mu_{max}$ , el balance queda como:

$$\frac{dx}{dt} = 0$$

El balance de masa del sustrato limitante ( $S$ ) es [15]:

$$\frac{dS}{dt} = D \cdot (S_i - S_0) - \left( \frac{\mu}{Y_{x/S}} + m + \frac{q_p}{Y_{P/S}} \right) \cdot x \quad (26)$$

De la ecuación anterior, el término de dilución ( $D$ ) es aproximado a la tasa máxima de crecimiento ( $\mu_{max}$ ) dado que se asume que las bacterias se encuentran en fase estacionaria. También, se asume que el término de mantenimiento ( $m$ ) es despreciable, es decir, los nutrientes consumidos son destinados a las producción de vitamina y no al crecimiento o mantenimiento de las bacterias, por esto mismo, no existe un rendimiento con respecto al producto ( $Y_{P/S}$ ). Además, no hay nutriente limitante en  $F_0$ , es decir  $S_0$  es cero.

Por último, el balance de masa, se reduce a que lo ingresado de glucosa es la misma cantidad que consume la bacteria, es decir:

$$\frac{dS}{dt} = 0$$

Luego, la demanda de glucosa es:

$$F_1 = \frac{\mu_{max} \cdot x_o \cdot C_{glucosa}}{Y_{x/S}} \quad (27)$$

$$F_1 = \frac{0,16[1/h] \cdot 11.151 [L] \cdot 5[g/L]}{0,85[g/g]}$$

$$F_1 = 23,5[kg]$$

Seguidamente, se realiza el balance de oxígeno, el cual al igual que la glucosa, se procede sólo con el cálculo de la demanda y se asume que no hay acumulación:

$$F_2 = k_l \cdot a \cdot C^* \quad (28)$$

$$F_2 = \frac{100[1/h] \cdot 0,13[kg/L] \cdot 1,58[kg/m^3]}{1.000[L/m^3]}$$

$$F_2 = 0,02[kg/h]$$

A continuación, el balance del producto (P) es:

$$\frac{dP}{dt} = q_p \cdot x - D \cdot P \quad (29)$$

Como la producción es en batches, la cantidad total de vitamina producida es:

$$P = \frac{60[mg/L] \cdot 11.151 [L]}{168[h]}$$

$$\frac{dP}{dt} = 0,004[kg/h]$$

Finalmente, el flujo de salida corresponde a lo ingresado al inicio de la fermentación, normalizado por el tiempo de descarga, es decir:

$$F_3 = \frac{F_0}{t_d} \quad (30)$$

Donde  $F_0$  corresponde a la cantidad de bacteria y medio de cultivo ingresada al inicio, es decir

$$F_0 = Masa_{bacterias} + Masa_{mediodecultivo} \quad (31)$$

$$F_0 = \frac{11.151 [L]}{1.040[kg/m^3]} + \frac{111.514 [L]}{995[kg/m^3]}$$

$$F_0 = 122.554 [kg]$$

Y si se normaliza por el tiempo de descarga,  $F_0$  valdría:

$$F_0 = \frac{122.555 [kg]}{8[h]}$$

$$F_0 = 15.319 [kg/h]$$

Luego,

$$F_3 = \frac{126.502 [kg]}{8[h]}$$

$$F_3 = 15.813 [kg/h]$$

## Anexo 2.2: Tanque de Almacenamiento 1

El tanque de almacenamiento 1 es utilizado para guardar todo lo proveniente de la descarga del fermentador, es decir, su volumen total debe ser al menos el volumen del fermentador ( $147 \text{ m}^3$ ). A continuación, en la Figura 7 se observan los flujos del tanque.

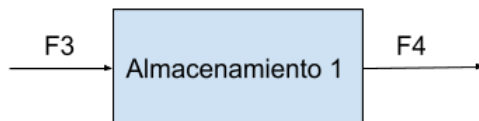


Figura 7: Diagrama representativo de los flujos del tanque de almacenamiento 2.

Al ser una operación batch, los flujos se calculan como el volumen total normalizado por el tiempo de descarga, es decir:

$$F_3 = \frac{126.502 \text{ [kg]}}{8[h]}$$

$$F_3 = 15.813 \left[ \frac{kg}{h} \right]$$

Al ser un equipo de almacenamiento, los flujos  $F_3$  y  $F_4$  son iguales en cantidad y composición, a continuación el detalles de ellos:

Tabla 6: Descripción de los flujos de entrada y salida del tanque de almacenamiento 1.

FLUJO	COMPONENTE	VALOR	UNIDAD
$F_3$	Medio de cultivo (90,5 %) y biomasa (9,5 %)	15.813	kg/h
$F_4$	Medio de cultivo (90,5 %) y biomasa (9,5 %)	15.813	kg/h

El equipo es encontrado por catálogo, teniendo una capacidad de  $150 \text{ [m}^3\text{]}$  a  $200 \text{ [m}^3\text{]}$  de marca Alegría. [22]

### Anexo 2.3: Centrífuga tubular

Los equipos de centrifugación permiten separar partículas sólidas en un medio líquido mediante la diferencia de densidades entre ambas especies, utilizando la fuerza centrífuga como principio de funcionamiento. En particular, las centrífugas tubulares son ampliamente utilizadas en la industria farmacéutica, por lo que se utilizará esta para dimensionar la separación de bacterias *Pseudomonas denitrificans* del medio de cultivo (sobrenadante). Un esquema general de una centrífuga tubular se muestra en la Figura 8, donde  $r_1$  y  $r_3$  son los radios internos y externos respectivamente, y  $L$  es el largo del equipo.

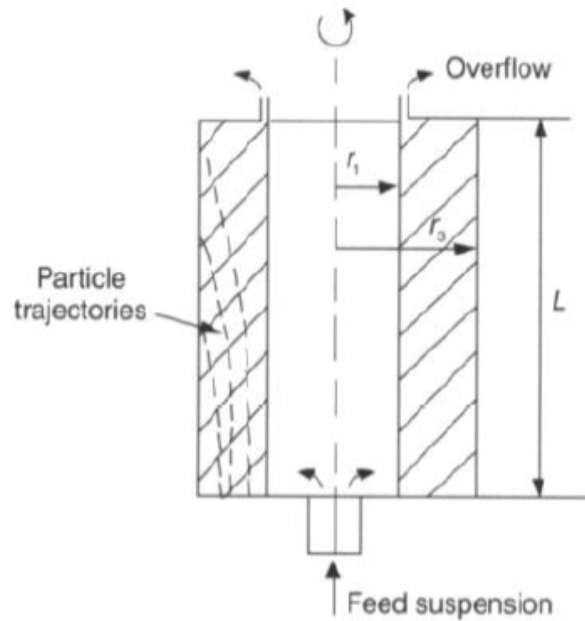


Figura 8: Centrífuga tubular.

Para realizar el balance de masa y el dimensionamiento, se consideraron los siguientes supuestos:

1. Se desprecia el efecto de los nutrientes del medio de cultivo en las propiedades fisicoquímicas de este, es decir, la densidad y viscosidad del medio de cultivo son las mismas que las del agua a 30°C. Esto se debe a la baja concentración de ellos en relación al agua, lo cual se puede ver en la tabla 3.

2. Se toma una relación del radio exterior como 1,5 veces el radio interno, es decir:

$$r_3 = 1,5 \cdot r_1 \quad (32)$$

3. Se asume una velocidad de rotación de 15.000 [RPM], y un largo de 1,6 [m], debido a su uso industrial [4]
4. La salida concentrada tiene un 45 % en masa de bacterias y 55 % de agua. Esta relación se definió, ya que es el requerimiento ideal para entrar al molino de bolas.[4]
5. La bacteria se considera como un cilindro de radio 0,1 [ $\mu m$ ], y altura 1 [ $\mu m$ ]

Para realizar el balance de masa se considera el siguiente diagrama:

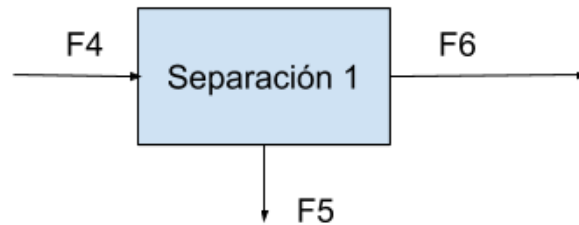


Figura 9: Diagrama representativo de los flujos de la centrífuga tubular.

Dado que  $F_4$  es el flujo de alimentación a la centrífuga conocido por el equipo anterior, el balance de masa del equipo queda determinado por:

$$F_4 = F_5 + F_6$$

Además, para determinar el flujo  $F_6$  se realizó el balance de bacterias, considerando la eficiencia del 59 % calculada en el dimensionamiento de este equipo y el dato del supuesto 4, esto es:

$$0,59 \cdot x_4 \cdot F_4 = 0,45 \cdot F_6$$

Donde  $x_4$  es la concentración de bacterias en  $F_4$ , dato conocido de la salida del fermentador. Con esto, se encontró finalmente el valor de  $F_5$ .

Los resultados del balance de masa se detallan en la Tabla 7, donde el número entre paréntesis indica la composición másica porcentual de la especie en el flujo.

Tabla 7: Descripción de los flujos de entrada y salida de la centrífuga.

FLUJO	COMPONENTE	VALOR	UNIDAD
$F_4$	Medio de cultivo (90,5 %) y bacterias (9,5 %)	15.812	kg/h
$F_5$	Medio de cultivo (95,6 %) y bacterias (4,4 %)	13.839	kg/h
$F_6$	Medio de cultivo (55 %) y bacterias (45 %)	1.973	kg/h

Por otro lado, los datos utilizados para el dimensionamiento se muestran en la Tabla 8.

Tabla 8: Parámetros utilizados para el dimensionamiento de la centrífuga tubular.

PARÁMETRO	NOMENCLATURA	UNIDAD	VALOR
Aceleración de gravedad [8]	$g$	$m/s^2$	9,81
Densidad del medio de cultivo [18]	$\rho$	$kg/m^3$	995
Densidad de la bacteria [4]	$\rho_s$	$kg/m^3$	1.040
Viscosidad del medio [23]	$\mu$	$Pa \cdot s$	$1 \cdot 10^{-3}$
Diámetro de la bacteria	$d_{50}$	$m$	$1 \cdot 10^{-7}$
Velocidad de rotación [4]	$\Omega$	$RPM$	15.000
Largo de la centrífuga	$L$	$m$	1,6
Caudal a tratar	$Q$	$m^3/h$	1,34

La ecuación de diseño de una centrífuga tubular queda expresada por:

$$Q = 2 \cdot \omega_g \cdot \Sigma \quad (33)$$

Donde  $\omega_g$  es la velocidad de sedimentación de la centrífuga, valor que depende únicamente de las

propiedades del microorganismo y del medio. Este valor se define como:

$$\omega_g = \left[ \frac{(\rho_s - \rho) \cdot g \cdot d_{50}^2}{18 \cdot \mu} \right] \quad (34)$$

Por otro lado,  $\Sigma$  es el término relacionado a los parámetros de diseño del equipo y se define como:

$$\Sigma = \left[ \frac{\Omega^2 \cdot \pi \cdot L \cdot (r_3^2 - r_1^2)}{g \cdot \ln\left(\frac{2 \cdot r_3^2}{r_3^2 + r_1^2}\right)} \right] \quad (35)$$

Se define un radio promedio como:

$$R = \frac{(r_1 + r_3)}{2} \quad (36)$$

Con el cual se puede simplificar la ecuación de diseño a:

$$Q = 2 \cdot \omega_g \cdot \left[ \frac{\Omega^2 \cdot \pi \cdot L \cdot R^2}{g} \right] \quad (37)$$

Como el caudal de entrada es conocido, se puede encontrar el valor del radio promedio, el cual es:  $R = 0,73[m]$

Utilizando la ecuación 32 se puede determinar el radio interno y externo, los cuales son:

$$\begin{aligned} r_1 &= 0,59[m] \\ r_3 &= 0,88[m] \end{aligned}$$

Por otro lado, para ver la eficiencia de la centrifuga se debe calcular el tamaño máximo de partícula que se puede separar, esto se calcula como:

$$d_{max} = \left[ \frac{\ln\left(\frac{r_3}{r_1}\right)}{k \cdot k_2} \right]^{1/2} \quad (38)$$

Con,  $k = \frac{(\rho_s - \rho) \cdot \Omega^2}{18 \cdot \mu}$  y  $k_2 = \frac{\pi \cdot (r_3^2 - r_1^2) \cdot L}{Q}$ , reemplazando estos parámetros se encuentra:

$$d_{max} = 1,42 \cdot 10^{-7}[m]$$

Como se cumple que  $d_{50} < d_{max}$ , la eficiencia se calcula como:

$$\begin{aligned} G &= \frac{r_3^2}{r_3^2 - r_1^2} \cdot \left( 1 - \exp\left[-2 \cdot k \cdot k_2 \cdot d_{50}^2\right] \right) \\ &\Rightarrow G = 0,59 \end{aligned} \quad (39)$$

Esta eficiencia es necesaria para realizar el balance de masa mostrado en la Tabla 7, ya que implica que el 59 % de las bacterias que entran al equipo salen de este en la salida concentrada. Este valor permite que se cumpla la relación del supuesto 4.

## Anexo 2.4: Molino de bolas

El molino de bolas es un equipo utilizado para romper las bacterias que fueron fermentadas previamente. La vitamina sintetizada por la *Pseudomonas denitrificans* es almacenada en el medio intracelular (interior de la célula) y una de las formas más efectivas de extraerlas, es rompiendo cada bacteria mediante el mismo movimiento mecánico que produce el molino al rotar, de este modo, la vitamina queda libre en el medio para posteriormente ser purificada.

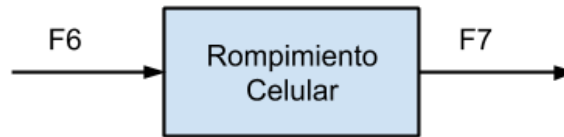


Figura 10: Diagrama representativo de los flujos del molino de bolas.

Tabla 9: Descripción de los flujos de entrada y salida del molino de bolas.

FLUJO	COMPONENTE	VALOR	UNIDAD
F <sub>6</sub>	Medio de cultivo (55 %) y bacterias (45 %)	1.973,31	kg/h
F <sub>7</sub>	Medio de cultivo (55 %), restos celulares (44,9 %) y vitamina B <sub>12</sub> (0,003 %)	1.973,31	kg/h

Para este equipo, se realizaron los siguientes supuestos:

1. La presión de operación es de 55 [MPa] [4].
2. Se hacen 5 pasadas (N=5) [4] .
3. El calor generado por el movimiento del equipo es extraído mediante una chaqueta enfriadora, la cual mantiene una temperatura de operación óptima de 15°C.

Los datos utilizados para el dimensionamiento de éste equipo son los presentados en la Tabla 10:

Tabla 10: Parámetros utilizados para el dimensionamiento del molino de bolas

PARÁMETRO	NOMENCLATURA	UNIDAD	VALOR
Volumen molino [4]	$V_m$	$m^3$	0,25
Razón Diámetro/Longitud	$D_m/L$	-	3
Razón Diámetro/Radio	$D_m/R$	-	2
Nivel de llenado aparente [4]	$\eta$	%	40
Producto máximo a liberar [17]	$R_m$	$g/L$	0,06
Número de pasadas [4]	$N$	-	5
Coefficiente asociada a k [24]	$a$	-	2,2
Rendimiento [25]	$R/R_m$	%	90
Diámetro bolitas [4]	$\phi$	mm	5
Relación Potencia/Presión [24]	Pot/P	$kW/MPa$	0,035
Presión [4]	P	MPa	55
Carga óptima bolas [4]	c	%	80
Densidad bacteria [4]	$\rho_b$	$m^3/h$	1.040
Calor específico del agua a 30°C [26]	$C_p$	$J/kg \cdot K$	4.178

Utilizando la ecuación de diseño del molino de bolas, se procede a calcular la constante cinética (k):

$$V_m \cdot \frac{dR}{dN} = k \cdot (R_m - R) \cdot V_m \quad (40)$$

Integrando la ecuación, se obtiene la siguiente expresión:

$$\ln\left[\frac{1}{1 - \frac{R}{R_m}}\right] = k \cdot N \quad (41)$$

Despejando k y reemplazando los valores se tiene que:

$$k = \frac{\ln\left[\frac{1}{1-0,9}\right]}{5}$$

$$k = 341,53$$

Este valor representa la cinética con la que es liberada la vitamina de la bacteria.

Luego, utilizando las razones diámetro longitud, se tiene:

$$R_t = \left(\frac{0,25[m^3] \cdot 12}{\pi}\right)^{1/3}$$

$$R_t = 0,49[m]$$

$$\Rightarrow D_m = 0,98[m]$$

$$\Rightarrow L = \frac{D_m}{3}$$

$$L = 0,33[m] \quad (42)$$

Se procede a calcular la velocidad del agitador (n):

$$n = \frac{1.000 \cdot \pi \cdot 3.600}{360} \quad (43)$$

$$n = 62.831,85\left[\frac{rad}{s}\right]$$

Para encontrar  $\bar{u}$ , se utilizando la siguiente ecuación:

$$\bar{u} = \frac{D_m \cdot \pi \cdot n}{60000} \quad (44)$$

$$\bar{u} = \frac{0,39[m] \cdot \pi \cdot 62.831,85 \text{ [rad/s]}}{60.000}$$

$$\bar{u} = 1,30[rpm]$$

Con la siguiente ecuación:

$$\eta = \frac{V_m}{V_{bolitas}} \quad (45)$$

Se procede con el cálculo del volumen de las bolitas:

$$V_{bolitas} = \frac{v_m}{\eta} \quad (46)$$
$$V_{bolitas} = \frac{0,25[m^3]}{0,4}$$
$$V_{bolitas} = 0,1[m^3]$$

Finalmente, con la siguiente ecuación, se procede a calcular la temperatura generada por el movimiento del mismo molino:

$$\Delta T = \frac{P}{\rho \cdot c_p} \quad (47)$$
$$\Delta T = \frac{55 \cdot 10^6 [Pa]}{1.040 [kg/m^3] \cdot 4.187 [J/kg \cdot K]}$$
$$\Delta T = 12,66 [K]$$

## Anexo 2.5: Separación 2

El equipo utilizado en la separación 2 es de una centrífuga de discos, en ella se separa el medio de cultivo y los restos celulares de la vitamina con el fin de que la alimentación a la etapa de ultrafiltración sea más pura.

Los supuestos y parámetros utilizados están planteados en la Tabla 11:

Tabla 11: Parámetros utilizados para el dimensionamiento del molino de bolas

PARÁMETRO	NOMENCLATURA	UNIDAD	VALOR
Densidad aparente $B_{12}$ [27]	$\rho_{B_{12}}$	$kg/m^3$	500
Densidad medio	$\rho_{medio}$	$kg/m^3$	1.015
Flujo	$Q$	$m^3/h$	1,94
Número de discos [25]	$n$	-	50
Velocidad de rotación [25]	$\omega$	$rad/s$	500
Aceleración de gravedad [8]	$g$	$m/s^2$	9,81
Radio Interno [25]	$R_1$	$m$	0,2
Ángulo de inclinación [25]	$\Phi$	$^\circ$	51
Rendimiento 1 [25]	$\eta_1$	%	55
Rendimiento 2	$\eta_2$	%	95

Es importante diferenciar el rendimiento 1 del rendimiento 2. El primero de ellos representa la cantidad de vitamina que es recuperada, mientras que el segundo representa la cantidad de impurezas que con eliminadas, las cuales incluyen medio de cultivo y restos celulares.

Mediante las siguientes fórmulas, se procede a calcular el radio externo de la centrífuga ( $R_1$ ):

$$Q = v_g \cdot \Sigma \quad (48)$$

$$v_g = \frac{g}{t \cdot \omega^2} \cdot \ln\left(\frac{R_o}{R_1}\right) \quad (49)$$

$$\Sigma = \frac{2 \cdot \pi \cdot n \cdot \omega^2 \cdot (R_o^3 - R_1^3) \cdot \cotg(\theta)}{3 \cdot g} \quad (50)$$

Reemplazando las ecuaciones (49) y (50) en la ecuación (48), se obtiene una ecuación no lineal en la que se tiene una sola incógnita ( $R_1$ ) y que no es trivial de despejar, por lo que se ingresa al Wolfram Alpha, arrojando el siguiente valor:

$$R_o = 0,57[m]$$

Luego, para encontrar parámetro de diseño ( $\Sigma$ ) y la velocidad de sedimentación ( $v_g$ ), se deben reemplazar los valores obtenidos:

$$v_g = \frac{9,81[m/s^2]}{28.800 [s] \cdot (500[rad/s])^2} \cdot \ln\left(\frac{0,57[m]}{0,2[m]}\right)$$

$$v_g = 2,78 \cdot 10^{-8}[m/s]$$

$$\Sigma = \frac{2 \cdot \pi \cdot 50 \cdot (500[rad/s])^2 \cdot ((0,57[m])^3 - (0,2[m])^3) \cdot \cotg(51)}{3 \cdot 9,81[m/s^2]}$$

$$\Sigma = 7 \cdot 10^7 [m^2]$$

Finalmente, la fuerza de centrifugación es:

$$G = \frac{\Omega^2 \cdot R_o}{g} \quad (51)$$

$$G = \frac{(500[rad/s])^2 \cdot 0,57[m]}{9,81[m/s^2]}$$

$$G = 14.483$$

Los flujos que ingresan y egresan del equipo se representan en la Figura 11:

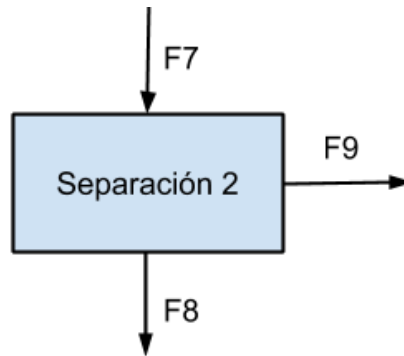


Figura 11: Diagrama representativo de los flujos de la centrífuga tubular.

Donde la descripción de los flujos están descritos en la Tabla 12:

Tabla 12: Descripción de los flujos de entrada y salida de la centrífuga.

FLUJO	COMPONENTE	VALOR	UNIDAD
F <sub>7</sub>	Medio de cultivo (55 %), restos celulares (44,9 %) y vitamina B <sub>12</sub> (0,003 %)	1.973	kg/h
F <sub>8</sub>	Medio de cultivo (55 %), restos celulares (44,9 %) y vitamina B <sub>12</sub> (0,001 %)	1.875	kg/h
F <sub>9</sub>	Medio de cultivo (54,3 %), restos celulares (44,9 %) y vitamina B <sub>12</sub> (0,028 %)	98,7	kg/h

## Anexo 2.6: Tanque de Almacenamiento 2

El tanque de almacenamiento 2 es utilizado para el guardar todo lo proveniente de la descarga de de la centrífuga de discos y se considera que tiene una capacidad suficiente para almacenar la producción de una hora del equipo anterior. A continuación, en la Figura 12 se observan los flujos que caracterizan al sistema.

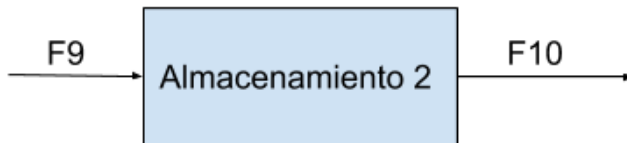


Figura 12: Diagrama representativo de los flujos del tanque de almacenamiento 2.

Al ser un equipo de almacenamiento, los flujos  $F_9$  y  $F_{10}$  son iguales en cantidad y composición, a continuación el detalles de ellos:

Tabla 13: Descripción de los flujos de entrada y salida del tanque de almacenamiento 2.

FLUJO	COMPONENTE	VALOR	UNIDAD
$F_9$	Medio de cultivo (90,5 %) y biomasa (9,5 %)	98,6	kg/h
$F_{10}$	Medio de cultivo (90,5 %) y biomasa (9,5 %)	98,6	kg/h

El flujo de salida corresponde a la masa cargada para una hora de trabajo de los módulos del siguiente equipo (ultrafiltración). Además, el equipo es encontrado por catálogo, de marca Qiangzhong y hecha de acero inoxidable SUS304/SUS316 con una capacidad de 1.000 [L] [28].

## Anexo 2.7: Membrana de Ultrafiltración

La ultrafiltración es un proceso ampliamente utilizado en la industria para la separación de productos biofarmacéuticos, tales como proteínas y vitaminas, así como en la concentración de microorganismos y virus [25]. Esta operación consiste en el paso tangencial de un flujo con respecto a una membrana a través de la cual pasa la solución permeada, tal como puede verse en la siguiente ilustración:

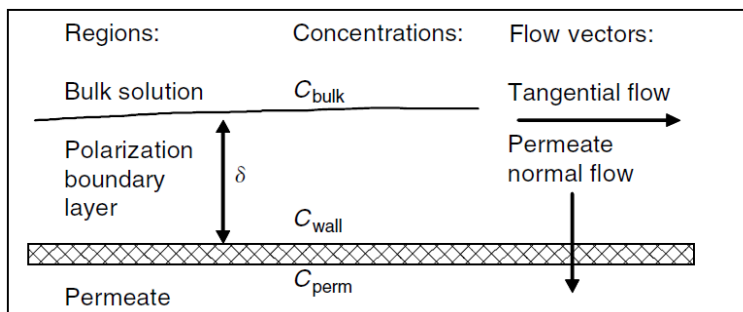


Figura 13: Principio de funcionamiento de un equipo de ultrafiltración [29].

Dentro de este proceso, pueden identificarse 3 regiones: primero, el seno de la solución (*bulk*) donde se encuentra el producto a retener. En segundo lugar, una capa límite de polarización sobre la membrana, que corresponde al lugar de acumulación de las partículas de mayor tamaño que no pueden atravesar la pared. Este fenómeno es de gran importancia para cada proceso, donde juegan un rol importante el material de membrana, la presión y temperatura de operación, así como la concentración del producto a retener en la solución a procesar, factores que determinan el flux o flujo por unidad de área que pasa por la membrana. Por último, existe la región de permeado, que es la fracción del volumen tratado que logra pasar en dirección perpendicular a través de la membrana. Este flujo suele componerse de moléculas de menor tamaño y peso molecular [30].

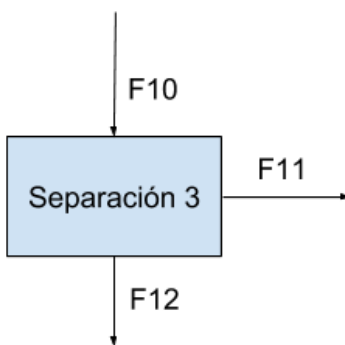


Figura 14: Diagrama representativo de los flujos de la ultrafiltración.

Los supuestos tomados para el balance de masa y dimensionamiento de la membrana de ultrafiltración fueron los siguientes:

1. El flux con el que opera la membrana es constante.
2. El flux asumido se encuentra en el rango de trabajo del módulo de ultrafiltración DOW UXA-2680XP.
3. Dado que esta operación es *batch*, se acumula la masa saliente del molino de bolas durante una hora, y se trata durante el mismo tiempo en el equipo.

4. La densidad de los componentes de esta etapa se rigen bajo los mismos supuestos utilizados en las pestañas de Molino de Bolas (Vitamina B<sub>12</sub>) y Centrífuga (Restos Celulares y Medio de Cultivo).
5. Un diseño robusto de este tipo de procesos comprende una eficiencia de separación del 99,9 % para el compuesto a separar (restos celulares), mientras que para el resto de los componentes (Vitamina B<sub>12</sub> y Medio de Cultivo) se tiene un máximo de eficiencia del 98 % [29].

A continuación, se muestran los flujos de entrada y salida en la ultrafiltración que componen su balance de masa:

Tabla 14: Descripción de los flujos de entrada y salida del módulo de ultrafiltración.

FLUJO	COMPONENTE	VALOR	UNIDAD
F <sub>10</sub>	Restos celulares (44,98 %), vitamina (0,03 %) y medio de cultivo (54,98 %)	98,69	kg/h
F <sub>11</sub>	Restos celulares (97,61 %), vitamina (1·10 <sup>-3</sup> %) y medio de cultivo (2,39 %)	45,44	kg/h
F <sub>12</sub>	Restos celulares (0,08 %), vitamina (0,05 %) y medio de cultivo (99,87 %)	53,25	kg/h

La ecuación de diseño de un módulo de ultrafiltración *batch* puede verse a continuación:

$$\frac{t \cdot A}{V} = C_{B0} \cdot \int_{1/C_{B0}}^{1/C_B} \frac{1}{J} d\left(\frac{1}{C_B}\right) \quad (52)$$

Donde  $t$  es el tiempo de operación del proceso,  $A$  es el área de contacto de la membrana,  $V$  es el volumen de la solución a procesar,  $C_{B0}$  es la concentración inicial en el seno de la solución,  $C_B$  es la concentración final en el seno de la solución, y  $J$  es el flux a través de la membrana. Por otro lado, si el flux es constante, la ecuación se reescribe de la siguiente forma:

$$\frac{t \cdot A}{V} = C_{B0} \cdot \frac{1}{J} \cdot \left(\frac{1}{C_B} - \frac{1}{C_{B0}}\right) \quad (53)$$

En el proceso de producción de *Vegummies*, el compuesto que se desea obtener es la vitamina B<sub>12</sub>, molécula que posee un tamaño aproximado de 17[Å][30]. Por esto mismo, se busca diseñar un sistema de ultrafiltración que retenga los restos celulares y permita el paso de la vitamina a través del flujo de permeado, el cual es llevado posteriormente a los siguientes procesos de purificación. Así, la concentración a seguir en el equipo es la de restos celulares, por lo que a la entrada se tendrá que  $C_{B0} = 43,82$  [%kg/kg]. Por otro lado, el balance de masa realizado para la ultrafiltración permite obtener que, según las eficiencias de retención de restos celulares (99,9 %) y global del proceso (98 %), puede deducirse que  $C_B = 0,0795$  [%m/m].

Luego, se considera el volumen tratado como la acumulación durante una hora de la salida del molino de bolas, por lo que se calcula el volumen correspondiente al flujo F<sub>7</sub> del balance de masa, el cual está compuesto de vitamina B<sub>12</sub>, restos celulares (RC) y medio de cultivo (MC):

$$V = \rho_{B12} \cdot m_{B12} + \rho_{RC} \cdot m_{RC} + \rho_{MC} \cdot m_{MC} \quad (54)$$

Tal como se asumió en pasos anteriores, la densidad del medio de cultivo será la misma que para el agua pura. Los valores de densidad también son extraídos desde los cálculos hechos para el dimensionamiento de centrífuga y molino de bolas:

Tabla 15: Densidades y volúmenes del flujo F7

PARÁMETRO	NOMENCLATURA	UNIDAD	VALOR
Densidad aparente vitamina B <sub>12</sub>	$\rho_{B_{12}}$	$kg/m^3$	500
Densidad de los restos celulares	$\rho_{RC}$	$kg/m^3$	1.040
Densidad del medio de cultivo	$\rho_{MC}$	$kg/m^3$	995
Masa de vitamina B <sub>12</sub>	$m_{B_{12}}$	$kg$	0,04
Masa de los restos celulares	$m_{RC}$	$kg$	73,65
Masa del medio de cultivo	$m_{MC}$	$kg$	1,851

Así, el volumen a procesar es  $V = 0,044 [m^3]$ .

El nivel de conocimiento del proceso no permite obtener una expresión para el flux en función de la concentración del seno de la solución, por lo que se asumirá que este valor es constante. Este supuesto puede cambiar a medida que se profundiza mediante un estudio de la factibilidad de la planta, ya que permitiría la posibilidad de realizar experimentos que determinen la dependencia del flux según la concentración en el seno de la solución. Para encontrar un valor de flux constante adecuado, el grupo se basó en el módulo de ultrafiltración DOW UXA-2680XP, el cual posee un área de  $55 [m^2]$  y un rango de operación de 40 a  $110 [\frac{L}{m^2 \cdot h}]$  para el flux, donde se asume su valor máximo con el fin de minimizar el área de la membrana [31]. Luego, resumiendo los valores utilizados para el dimensionamiento:

Tabla 16: Parámetros para el dimensionamiento del módulo de ultrafiltración

PARÁMETRO	NOMENCLATURA	UNIDAD	VALOR
Tiempo de operación del proceso	$t$	$h$	1
Volumen a procesar por <i>batch</i>	$V$	$m^3$	0,044
Concentración inicial en el seno de la solución	$C_{B_0}$	%	45
Concentración final en el seno de la solución	$C_B$	%	0,08
Flux a través de la membrana	$J$	$kg$	110

Finalmente, reemplazando en la ecuación de diseño:

$$\frac{1[h] \cdot A}{0,044[m^3]} = 0,45 \cdot \frac{1}{100[\frac{L}{m^2 \cdot h}]} \cdot \left( \frac{1}{0,0008} - \frac{1}{0,45} \right)$$

$$A = 214,15[m^2]$$

Así, el valor obtenido para el área de la membrana permite deducir que serán necesarios 4 módulos de ultrafiltración DOW UXA-2680XP en paralelo para cumplir con los requerimientos del proceso.

## Anexo 2.8: Columnas de adsorción-desorción

En este equipo se realiza la operación de adsorción que tiene como base la retención de uno o varios componentes en la superficie de un sólido denominado adsorbente. El componente a separar es llamado adsorbato [32].

La selección de adsorbente para cada adsorbato va a depender de factores de tamaño, afinidad entre moléculas, capacidad de adsorción del adsorbato, estructura química, entre otros. Para la adsorción de vitamina B<sub>12</sub>, se encontraron dos adsorbatos usados generalmente: resinas o carbón activado[7]. Se decide trabajar con carbón activado debido a que existe una mayor variedad de estudios con respecto a la afinidad de éste con diversas vitaminas [3].

La adsorción se lleva a cabo de manera paralela a la desorción, es decir, se tienen dos lechos, en uno de los cuales se realiza la desorción y en el otro la adsorción. Cuando el lecho de adsorción se satura, entonces el flujo se redirecciona a la otra columna, pasando ésta a ser la nueva columna de adsorción, mientras que en la original ocurre la desorción de la vitamina en un fluido limpio.

Para dimensionar este equipo, se estudia la transferencia de masa de la operación, teniendo en cuenta los modelos cinéticos que tiene el proceso. Desde un punto de vista macroscópico se realiza el estudio de la curva de rompimiento. Esta curva muestra la razón entre la concentración de equilibrio y la concentración de entrada del adsorbato en función del tiempo. Así, asumiendo un lecho ideal, se tiene que la concentración de equilibrio es la misma que la de salida [32]. En esta curva, se tienen dos tiempos importantes, Ts y Tb. Ts es el tiempo al cual la concentración de salida del equipo es la mitad que la de entrada, es decir, cuando  $\frac{C}{C_i} = 0,5$  y Tb es el tiempo de rompimiento, es decir, el tiempo al cual la concentración de salida del equipo comienza a ser cercana al 10 % de la concentración de entrada [32]. Para encontrar estos parámetros se utilizó la curva de rompimiento que se observa en la Figura 15, la cual se obtuvo de referencia, pero se pasaron los datos a formato Excel con el fin de trabajar con mayor facilidad [7].

Para esta operación de separación se decide usar un lecho fijo empaquetado debido a que es el utilizado de manera general en este proceso [3]. De la curva de rompimiento se obtiene Ts=38,33 [h] y Tb = 16,67 [min].

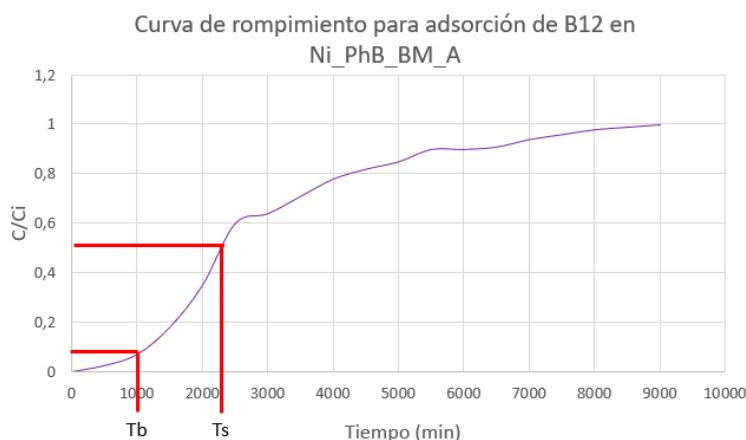


Figura 15: Curva de rompimiento de vitamina B<sub>12</sub> en micro-nano-carbón activado en base de resina fenólica (*Ni\_PhB\_BM\_A*)

Los supuestos tomados para realizar el balance de masa y el dimensionamiento son:

1. El fluido que se utiliza para desorber la B<sub>12</sub> del carbón activado es metanol en solución con agua al 40 % [3].

2. Las dos columnas son de igual tamaño, por lo que el flujo que pasa para desorber es el mismo que el flujo que entra para adsorber.
3. El carbón activado que se utiliza en el proceso es análogo al adsorbente que se utiliza para obtener la curva de rompimiento, esto es válido debido a que el carbón activado tiene propiedades similares en cualquier forma [7].
4. La curva de rompimiento encontrada tiene un comportamiento similar a la del proceso. Esto no es cierto, debido a que al variar la concentración de entrada, varían los parámetros de  $T_b$  y  $T_s$ , generando que varíe la altura final de la columna.
5. Se adsorbe el 93 % de las vitaminas en el lecho durante la adsorción. Esto es debido a que debe ser menor al 10 % para que el carbón no comience a saturarse. [32]
6. Se desorbe el 100 % de las vitaminas desde el lecho al fluido [3].
7. Se alcanza una pureza del 95 % a la salida de esta etapa[3].
8. Se asume que la altura del lecho será 10 veces el diámetro, debido a que es una relación comúnmente utilizada para reactores tubulares y es la relación que se utiliza en el estudio encontrado. [7]

El diagrama de esta etapa se muestra en la Figura 16.

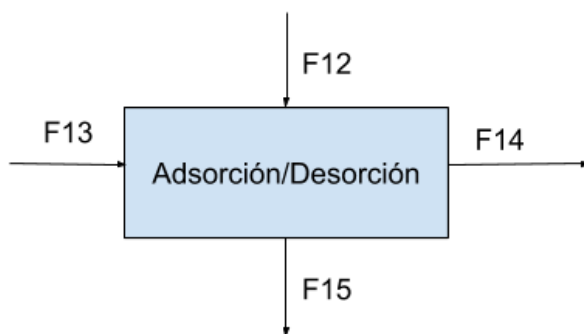


Figura 16: Diagrama representativo de la columna de adsorción/desorción.

El balance de masa se resume en la Tabla 17

Tabla 17: Descripción de los flujos de entrada y salida de la columna de lecho.

FLUJO	COMPONENTE	VALOR	UNIDAD
$F_{12}$	Medio de cultivo (99,87 %), vitamina $B_{12}$ (0,05 %) y restos celulares (0,08 %)	852,01	kg/h
$F_{13}$	Agua (60 %) y metanol (40 %)	852,03	kg/h
$F_{14}$	Medio de cultivo (99,91 %) , vitamina $B_{12}$ (0,02 %) y restos celulares (0,083 %)	50,56	kg/h
$F_{15}$	Medio de cultivo (4,75 %) , vitamina $B_{12}$ (0,05 %), restos celulares ( $4 \cdot 10^{-5}$ %), agua (57,12 %) y metanol (38,08 %)	854,72	kg/h

Para calcular la masa del carbón activado basta con multiplicar la densidad con el volumen del lecho:

$$m = \rho \cdot V = 450 \left[ \frac{kg}{m^3} \right] \cdot 0,047[m^3] = 21,31[kg] \quad (55)$$

Para obtener el largo se utiliza el modelo matemático del 'Tiempo de servicio de la altura de un lecho no simplificada' (BDST) dada por [33]:

$$\ln \left( \frac{C_o}{C} - 1 \right) = \ln \left( \exp \left( \frac{k_{AB} \cdot Z \cdot N_o}{u} \right) - 1 \right) - K_{AB} \cdot C_o \cdot t \quad (56)$$

Donde  $C_o$  es la concentración inicial de vitamina en  $[kg/m^3]$ ,  $C$  es la concentración de la salida en  $[kg/m^3]$ ,  $k_{AB}$  es la constante cinética de transferencia de masa en  $[m^3/(kg \cdot h)]$ ,  $Z$  la altura del lecho en  $[m]$ ,  $N_o$  la capacidad volumétrica del carbón activado, en  $[kg/m^3]$  y  $u$  la velocidad lineal del flujo a tratar en  $[m/s]$ . La velocidad lineal es el flujo dividido por el área del lecho. Además, se mencionó anteriormente que la altura es 10 veces el diámetro, reemplazando esto en la ecuación anterior se tiene:

$$\ln \left( \frac{C_o}{C} - 1 \right) = \ln \left( \exp \left( \frac{k_{AB} \cdot 10 \cdot d \cdot \pi \cdot d^2 \cdot N_o}{4 \cdot F_{in}} \right) - 1 \right) - K_{AB} \cdot C_o \cdot t \quad (57)$$

Donde  $F_{in}$  es el flujo de entrada de la columna y  $d$  el diámetro de la columna.

Para encontrar el valor de  $k_{AB}$  y  $C_o$  se utilizan los datos del experimento dado y se grafica  $\ln \left( \frac{C_o}{C} - 1 \right)$  en función del tiempo. Así se tiene una recta de la forma  $y = a + bx$  tal como se muestra en la Figura 17.

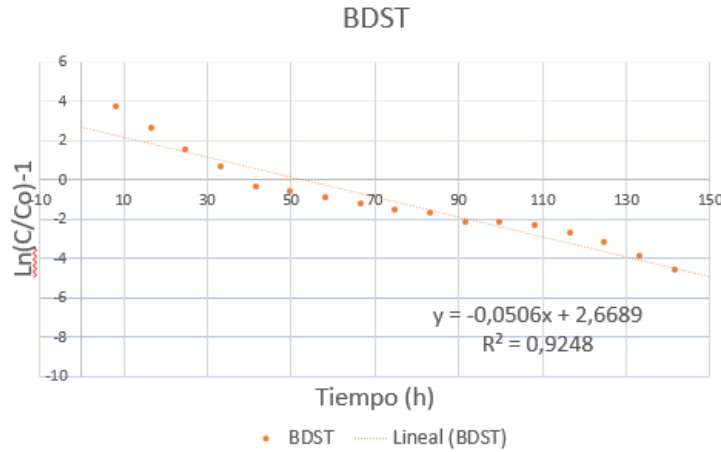


Figura 17: Modelo de 'Tiempo de servicio de la altura de un lecho no simplificada'

Así,  $k_{AB} \cdot C_o = 0,0506$ . Usando una concentración inicial de  $0,1 [kg/m^3]$  la cual se obtiene de la curva de rompimiento, se tiene que  $k_{AB} = 0,506 [m^3/(kg \cdot h)]$

Se hace de manera análoga para obtener el parámetro  $N_o$ , en donde se reemplazan los datos de altura de lecho y velocidad utilizada del experimento encontrado en referencia en la ecuación de BDST:

$$2,67 = \ln \left( \exp \left( \frac{k_{AB} \cdot Z \cdot N_o}{u} \right) - 1 \right) \quad (58)$$

Donde los parámetros de experimento son  $Z=60 [mm]$  y velocidad lineal  $u=2,12 [m/s]$ [7]. Reemplazando los datos se tiene que:

$$2,67 = \ln \left( \exp \left( \frac{0,506 \left[ \frac{m^3}{h \cdot kg} \right] \cdot 0,06[m] \cdot N_o}{2,12 \left[ \frac{m}{h} \right]} \right) - 1 \right) \rightarrow N_o = 191 \left[ \frac{kg}{m^3} \right] \quad (59)$$

Los datos a utilizar se muestran en la Tabla 18.

Tabla 18: Parámetros a usar para dimensionar columna de adsorción

PARÁMETRO	NOMENCLATURA	UNIDAD	VALOR
Concentración inicial de B <sub>12</sub>	Co	kg/m <sup>3</sup>	0,021
Concentración final de B <sub>12</sub>	C	kg/m <sup>3</sup>	0,001
Cte. cinética de transferencia de masa	k <sub>AB</sub>	m <sup>3</sup> /(h · kg)	0,506
Capacidad volumétrica	No	kg/m <sup>3</sup>	500
Tiempo de residencia	t	h	16,7
Tiempo de rompimiento	tb	h	16,7
Tiempo estequiométrico	ts	h	38,3
Densidad de carbón activado [34]	ρ	kg/m <sup>3</sup>	450

Reemplazando en la ecuación de BDST se tiene:

$$\ln \left( \frac{0,01}{0,021} - 1 \right) = \ln \left( \exp \left( \frac{0,506 \cdot 10 \cdot d \cdot \pi \cdot d^2 \cdot 500}{4 \cdot F_{in}} \right) - 0,506 \cdot 0,021 \cdot t \right) \quad (60)$$

Así, reemplazando con el flujo de entrada calculado previamente y el tiempo de residencia dado por el tiempo de rompimiento en la ecuación anterior se obtiene el diámetro y, por ende, la altura:

$$d = 0,16[m]; Z = 10 \cdot d \Rightarrow Z = 1,57[m] \quad (61)$$

La altura final será dada por la altura inicial mas la altura de seguridad, la cual está dada por la Altura sin uso (*LUB*). Esta se calcula a través de la curva de rompimiento, de la forma: [32]

$$LUB = Z \left( 1 - \frac{Tb}{Ts} \right) \quad (62)$$

Con Tb y Ts nombradas anteriormente. Reemplazando con los datos queda  $LUB = 0,89 [m]$ .

Finalmente, la altura del lecho ( $Z'$ ) es la suma de la altura calculada anteriormente y el *LUB*:

$$Z' = Z + LUB = 2,45[m] \quad (63)$$

## Anexo 2.9: Cristalización

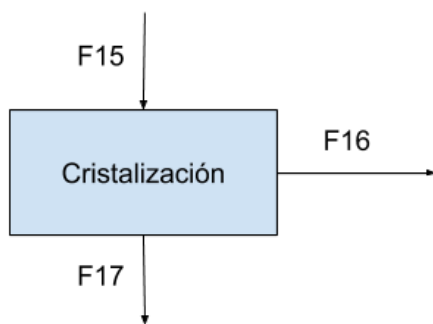


Figura 18: Diagrama de los flujos de entrada y salida del cristalizador.

Para las características que requiere el equipo de cristalización, se toma como referencia un proceso que permite una pureza del 98 % para la vitamina B<sub>12</sub>, así como una eliminación completa del agua, metanol y restos celulares del flujo principal[3]. El resto de la composición de F<sub>17</sub>, es una fracción de las impurezas que posee el medio de cultivo que está siendo tratado. También se asume que toda la vitamina logra ser recuperada, por lo que no sale por F<sub>16</sub>.

Por otro lado, la operación de este equipo es continua y permite tratar el volumen procesado cada una hora desde el equipo anterior.

Tabla 19: Descripción de los flujos de entrada y salida del cristalizador.

FLUJO	COMPONENTE	VALOR	UNIDAD
F <sub>15</sub>	Medio de cultivo (4,75 %), B <sub>12</sub> (0,05 %), restos celulares ( $4 \cdot 10^{-5}$ %), agua (61,78 %), metanol (38,08 %) e impurezas (0,09 %)	854,72	kg/h
F <sub>16</sub>	Restos celulares ( $4 \cdot 10^{-5}$ %), impurezas (0,09 %), agua (61,81 %) y metanol (38,10 %)	854,69	kg/h
F <sub>17</sub>	Vitamina B <sub>12</sub> (98 %) e impurezas (2 %)	0,03	kg/h

El equipo fue encontrado por catálogo, siendo el cristalizador CQZ de marca Qiangzhong, el cual tiene una capacidad de 1.000 [L/h] [35].

### Anexo 2.10: Mezclado 1

En este caso, al mezclado 1 entran las vitaminas que son compradas ( $B_8$ , C, A, E y D), en una razón que permita cumplir el requerimiento mínimo de consumo diario recomendado para las vitaminas  $B_8$  y C, mientras que para el resto se utiliza como referencia el máximo consumo diario recomendado, tal como fue expuesto en el caso base.

De ahora en adelante, el flujo de vitamina  $B_{12}$  se une junto a los otros nutrientes, llamándose de ahora en adelante sólo "Vitaminas" desde el flujo  $F_{19}$ .

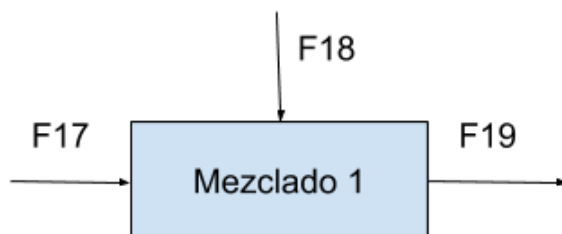


Figura 19: Descripción de los flujos de entrada y salida del primer mezclador.

Tabla 20: Descripción de los flujos de entrada y salida del primer mezclador.

FLUJO	COMPONENTE	VALOR	UNIDAD
$F_{17}$	Vitamina $B_{12}$ (98 %) e impurezas (2 %)	0,03	kg/h
$F_{18}$	Otras vitaminas (100 %)	47,12	kg/h
$F_{19}$	Vitaminas (99,99 %) e impurezas ( $1 \cdot 10^{-3}$ %)	47,14	kg/h

El equipo es encontrado por catálogo, siendo de la empresa Mixer Direct con una capacidad de 189 [L] [36].

### Anexo 2.11: Calentador

En esta etapa el equipo utilizado es encontrado por catalogo y corresponde al calentador Therm 4.000 O Calentador de Tiro Natural/Piezo eléctrico de la marca Bosch , el cual posee una capacidad de 660 [L/h] [37].

El objetivo es calentar el agua que se utiliza en la cocción hasta 90°C para lograr solubilizar los componentes que forman la gomita.

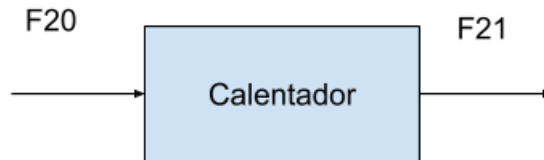


Figura 20: Diagrama representativo de los flujos de la caldera.

Tabla 21: Descripción de los flujos de entrada y salida de la caldera.

FLUJO	COMPONENTES	VALOR	UNIDAD
F <sub>20</sub>	Agua (100 %)	120	kg/h
F <sub>21</sub>	Agua (100 %)	120	kg/h

## Anexo 2.12: Cocción

El equipo utilizado en la cocción corresponde a un mezclador que se mantiene a temperatura constante, el cual es encontrado nuevamente por catálogo [36].

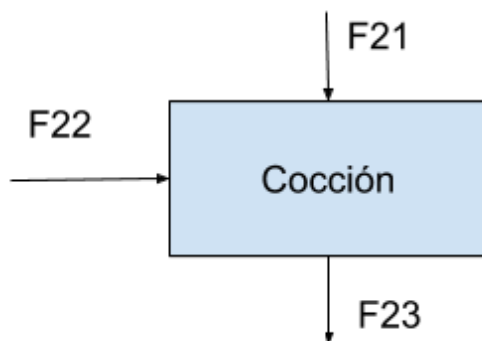


Figura 21: Diagrama representativo de los flujos de la cocción.

Tabla 22: Descripción de los flujos de entrada y salida del equipo de cocción-mezclador.

FLUJO	COMPONENTES	VALOR	UNIDAD
F <sub>21</sub>	Agua (100 %)	120	kg/h
F <sub>22</sub>	Azúcar (31,31 %), saborizante de Berries (6,71 %), conservantes (19,57 %) y agar (42,41 %)	4,24	kg/h
F <sub>23</sub>	Azúcar (1,07 %), saborizante de Berries (0,23 %), conservantes (0,67 %), agar (1,45 %) y agua (96,58 %)	124,11	kg/h

Para encontrar el flujo de azúcar a agregar, se utilizó como referencia la información nutricional de un producto de similares características, donde se encontró que la cantidad de azúcar añadida era de 0,05 [g] por gomita [38]. Para la cantidad de saborizante y conservante se usó la información de patentes para producción de otras gomitas. En ella, se obtuvo que las cantidades de saborizante y conservante por gomita son, respectivamente, 0,01071 [g] y 0,03125 [g] [39]. Conociendo que la concentración másica de agar debe ser 1,5 % [5] en relación al agua, y utilizando el caso base, se pueden encontrar los flujos mostrados en la Tabla 22 [6]. Para realizar el balance de masa se ignoró el cambio en las propiedades fisicoquímicas del agua debido a la adición de azúcar, ya que la concentración másica de azúcar es del 1,07 %, lo cual no es suficiente para generar un cambio considerable.

### Anexo 2.13: Intercambiador de calor de tubos concéntricos

Un intercambiador de calor es un equipo que permite aprovecharse de la diferencia de temperaturas entre dos fluidos, con el fin de enfriar o calentar uno de ellos.

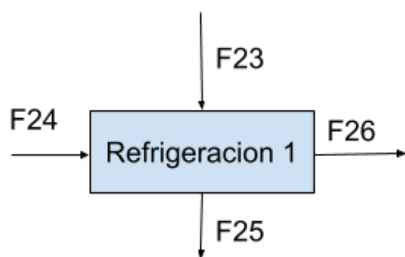


Figura 22: Diagrama representativo de los flujos del intercambiador de calor de tubos concéntricos.

Para el cálculo de balance de masa en este equipo, se asume que el equipo no posee fugas, por lo que toda la masa entrante es la misma que sale por el otro extremo de la tubería.

Tabla 23: Descripción de los flujos de entrada y salida del intercambiador de calor.

FLUJO	COMPONENTE	VALOR	UNIDAD
F <sub>23</sub>	Azúcar (1,07 %), saborizantes de Berries (0,23 %), conservantes (0,67 %), agar (1,45 %) y agua (96,58 %)	124,11	kg/h
F <sub>24</sub>	Agua (100 %)	247,50	kg/h
F <sub>25</sub>	Agua (100 %)	247,50	kg/h
F <sub>26</sub>	Azúcar (1,07 %), saborizantes de Berries (0,23 %), conservantes (0,67 %), agar (1,45 %) y agua (96,58 %)	124,11	kg/h

Los flujos F<sub>24</sub> y F<sub>25</sub> corresponden al agua utilizada para calentar la solución siendo iguales en composición y cantidad.

Además, se realizaron los siguientes supuestos y observaciones para el dimensionamiento [8]:

1. Los solutos no cambian las propiedades del agua pura.
2. El agua utilizada para enfriar se obtiene desde la red de abastecimiento y entra a 20 [°C].
3. El sistema se encuentra en estado estacionario.
4. Las propiedades del agua varían linealmente entre 45 [°C] y 90 [°C].
5. La velocidad del fluido no debe sobrepasar los 2,5 [ $\frac{m}{s}$ ], para evitar problemas de erosión o vibraciones.
6. Las resistencias al paso del flujo de calor en el intercambiador pueden modelarse mediante números adimensionales.
7. El diámetro característico del flujo que pasa por el tubo externo puede estimarse como  $D_h = D_{ext} - D_{int}$ .
8. Se utiliza como equipo un intercambiador de calor de tubos concéntricos.
9. La temperatura de salida del agua fría se obtuvo mediante un balance de calor.

10. La caída de presión en la tubería se revisará cuando se realice el balance de energía del proceso
11. Se asume que no existen pérdidas de masa en el sistema, por lo que las composiciones en entrada y salida son iguales.
12. El material de construcción de las tuberías es el acero AISI 304.
13. Se asume una velocidad de 0,03 [m/s] con el fin de obtener un mayor diámetro en la tubería.

La ecuación de diseño, independiente del tipo de intercambiador, es la siguiente [8]:

$$\dot{Q} = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml} = \frac{\Delta T_{ml}}{R} \quad (64)$$

Donde  $\dot{Q}$  es el flujo de calor que cede el fluido caliente al frío,  $U$  es el coeficiente global de transferencia de calor,  $A$  es el área de contacto que permite el paso de calor, y  $\Delta T_{ml}$  es la temperatura media logarítmica, cuya definición es la siguiente:

$$\Delta T_{ml} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} \quad (65)$$

$$\Delta T_1 = T_{in,c} - T_{out,f} \quad (66)$$

$$\Delta T_2 = T_{out,c} - T_{in,f} \quad (67)$$

Donde  $T_{in,c}$  y  $T_{out,c}$  son las temperaturas respectivas de entrada y salida para el fluido caliente, mientras  $T_{in,f}$  y  $T_{out,f}$  corresponden a lo mismo para el fluido frío.

El producto  $U \cdot A$  puede reescribirse como  $R^{-1}$ , donde  $R$  corresponde a la suma de las resistencias al paso del flujo de calor. Las componentes de este término dependen directamente del tipo de intercambiador de calor a escoger.

Para el proyecto *Vegummies*, el equipo decide optar por el dimensionamiento de un intercambiador de calor de tubos concéntricos, ya que es posible escalarlo para flujos pequeños, como es el caso de la línea de producción continua de solución de agarosa y agua para producir la gelatina vegetal. El esquema de funcionamiento es el que se muestra a continuación:

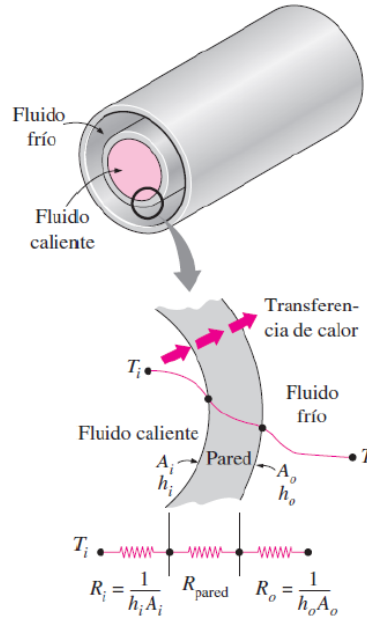


Figura 23: Proceso de transferencia en un intercambiador de calor de tubos concéntricos [8]

En este caso, la suma de resistencias térmicas y sus términos se definen mediante el siguiente sistema de ecuaciones:

$$R = \frac{1}{h_i \cdot A_i} + \frac{R_{f,i}}{A_i} + \frac{\ln D_i/D_o}{2 \cdot \pi \cdot k_{acero} \cdot L} + \frac{R_{f,o}}{A_o} + \frac{1}{h_o \cdot A_o} \quad (68)$$

Donde  $k_{acero} = 14,9 \left[ \frac{W}{m \cdot K} \right]$  es la conductividad del acero AISI 304, el cual se escoge como el material de construcción del intercambiador de calor.

$$h = \frac{Nu \cdot k}{L} \quad (69)$$

$$Re = \frac{V \cdot D}{\nu} \quad (70)$$

Para las áreas de contacto  $A_i$  y  $A_o$ :

$$A_{i,o} = 2 \cdot \pi \cdot r_{i,o} \cdot L \quad (71)$$

$$r_i = \sqrt{\frac{A_c}{\pi}} \quad (72)$$

$$r_o = \sqrt{\frac{A_f + \pi \cdot (r_i + \delta)^2}{\pi}} \quad (73)$$

Las áreas  $A_c$  y  $A_f$  se definen como:

$$A_{c,f} = \frac{F_{V_{c,f}}}{V_{c,f}} \quad (74)$$

Donde los flujos volumétricos  $F_{V_c}$  y  $F_{V_f}$  son:

$$F_{V_{c,f}} = \frac{\dot{m}_{c,f}}{\rho_{H_2O}} \quad (75)$$

La nomenclatura y los valores de cada uno de estos parámetros, tanto para el fluido caliente como el frío, se muestran en la siguiente tabla [8]:

Tabla 24: Parámetros que componen las resistencias térmicas en un intercambiador de calor de tubos concéntricos, para los fluidos frío y caliente

PARÁMETRO	SÍMBOLO	UNIDAD	CALIENTE	FRÍO
Densidad del agua	$\rho_{H_2O}$	$kg/m^3$	965,3	998
Flujo másico	$\dot{m}_{c,f}$	$kg/s$	$\dot{m}_c=0,0025$	$\dot{m}_f=0,006$
Flujo volumétrico	$F_{V_{c,f}}$	$m^3/s$	$F_{V_c}=2,63 \cdot 10^{-6}$	$F_{V_f}=6,01 \cdot 10^{-6}$
Velocidad del fluido	$V_{c,f}$	$m/s$	$V_c=0,03$	$V_f=0,03$
Área transversal tubería	$A_{c,f}$	$m^2$	$A_c=8,77 \cdot 10^{-5}$	$A_f=2,00 \cdot 10^{-4}$
Radio de tubería	$r_{i,o}$	$m$	$r_i=0,0053$	$r_o=0,1015$
Espesor de tubería	$\delta$	$m$	0,001	0,001
Viscosidad cinemática	$\nu$	$m^2/s$	$3,26 \cdot 10^{-7}$	$1 \cdot 10^{-6}$
Diámetro característico	$D$	$m$	0,0106	0,0098
Número de Reynolds	$Re$	-	971,4	291,6
Conductividad térmica	$k$	$W/m$	0,675	0,598
Número de Nusselt	$Nu$	-	5,74	4,70
Coef. transferencia calor	$h$	$W/m^2 \cdot K$	0,675	0,598
Factor ensuciamiento	$R_f$	$m^2 \cdot K/W$	0,0002	0,0001

Así, se puede despejar una expresión para la resistencia térmica en función del largo de la tubería:

$$R = \frac{9,66 \cdot 10^{-4}}{L} \left[ \frac{m \cdot K}{W} \right] \quad (76)$$

Por otro lado, la resistencia térmica puede obtenerse mediante la ecuación de diseño. Para ello, es necesario conocer el flujo de calor ( $\dot{Q}$ ) y la temperatura media logarítmica ( $\Delta T_{ml}$ ), mediante un sistema de tres ecuaciones y tres incógnitas bajo estado estacionario, donde la tercera corresponde a  $T_4$ , que es la temperatura de salida del fluido frío:

$$\dot{Q}_{absorbido} = -\dot{Q}_{cedido} = \dot{Q} \quad (77)$$

$$\dot{Q}_{absorbido} = \dot{m}_c \cdot C_{P_c} \cdot (T_4 - T_3) \quad (78)$$

$$\dot{Q}_{cedido} = \dot{m}_f \cdot C_{P_f} \cdot (T_1 - T_2) \quad (79)$$

$$\Delta T_{ml} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} \quad (80)$$

$$\Delta T_1 = T_{in,c} - T_{out,f} \quad (81)$$

$$\Delta T_2 = T_{out,f} - T_{in,f} \quad (82)$$

Donde  $C_{P_c}$  y  $C_{P_f}$  son los calores específicos para el fluido caliente y frío, respectivamente. Teniendo en cuenta los valores de la siguiente tabla:

Tabla 25: Calores específicos y temperaturas del agua en el intercambiador de calor

PARÁMETRO	NOMENCLATURA	UNIDAD	VALOR
Calor específico del fluido caliente	$C_{P_c}$	$J/kg \cdot K$	4.206
Calor específico del fluido frío	$C_{P_f}$	$J/kg \cdot K$	4.182
Temperatura entrada - fluido caliente	$T_{in,c}$	$K$	363
Temperatura salida - fluido caliente	$T_{out,c}$	$K$	318
Temperatura entrada - fluido frío	$T_{in,f}$	$K$	293

Luego, se puede resolver el sistema:

Tabla 26: Resolución del sistema de ecuaciones

PARÁMETRO	NOMENCLATURA	UNIDAD	VALOR
Flujo de calor del sistema	$\dot{Q}$	$W$	52.200
Temperatura salida - fluido frío	$T_{out,f}$	$K$	317,70
Temperatura media logarítmica	$\Delta T_{ml}$	$K$	47,31

Así, se puede calcular de la ecuación de diseño el valor de la suma de las resistencias térmicas, así como el largo del intercambiador de calor:

Tabla 27: Valor de la resistencia térmica y largo del intercambiador de calor (IC)

PARÁMETRO	NOMENCLATURA	UNIDAD	VALOR
Suma de resistencias térmicas	$R$	$K/W$	0,00067
Largo de la tubería del IC	$L$	$m$	158,4

Una vez determinado el largo que posee el equipo, es posible determinar las dimensiones principales del intercambiador de calor de tubos concéntricos:

Tabla 28: Resumen de los parámetros dimensionados del intercambiador de calor

PARÁMETRO	NOMENCLATURA	UNIDAD	VALOR
Largo del intercambiador de calor	$L$	$m$	158,4
Área de contacto del fluido caliente	$A_i$	$m^2$	95,04
Área de contacto del fluido frío	$A_o$	$m^2$	96,04
Diámetro de la tubería interna	$D_i$	$m$	0,19
Diámetro de la tubería externa	$D_o$	$m$	0,32

### Anexo 2.14: Mezclado 2

El equipo es encontrado por catálogo, siendo el mismo que el equipo de mezclado 1, perteneciente a la empresa Mixer Direct con una capacidad de 189 [L]. [36]

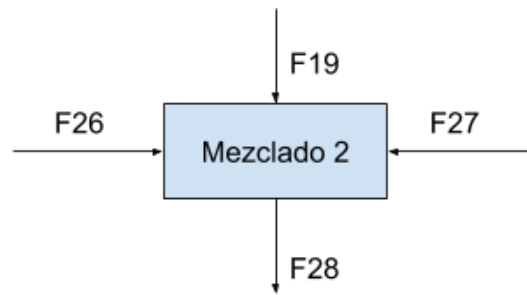


Figura 24: Diagrama representativo de los flujos del mezclador 2.

En este caso, el único supuesto es que a la salida del equipo ( $F_{23}$ ) se asume un mezclado perfecto.

Tabla 29: Descripción de los flujos de entrada y salida del segundo mezclador.

FLUJO	COMPONENTE	VALOR	UNIDAD
$F_{19}$	Vitaminas (99,99 %) e impurezas (0,01 %)	47,14	kg/h
$F_{26}$	Azúcar (1,07 %), saborizante de Berries (0,23 %), conservantes (0,67 %), agar (1,45 %) y agua (98,58 %)	124,11	kg/h
$F_{27}$	Colorante amarillo (100 %)	0,00013	kg/h
$F_{28}$	Vitaminas (27,53 %), impurezas ( $3 \cdot 10^{-4}$ %), azúcar (0,78 %), saborizantes (0,17 %), conservantes (0,48 %), agar (1,05 %), agua (70 %) y colorante ( $1 \cdot 10^{-4}$ %)	171,26	kg/h

### Anexo 2.15: Moldeado

El equipo del moldeado corresponde a una moldeadora de tipo universal de la marca Confectionery Machinery con una capacidad de 500 [kg/h] [40].

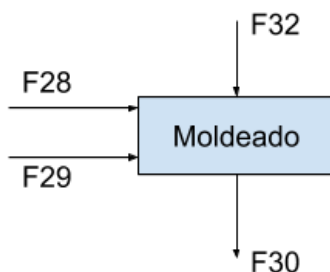


Figura 25: Diagrama representativo de los flujos de la etapa de moldeado.

Para este caso, se asume que la gomita tiene dimensiones de 0,01 [m] de diámetro y 0,02 [m] de largo, por lo que se requiere un molde de maicena que abarque dichos tamaños.

El molde de maicena modelado permite un espacio de 2 [mm] entre gomitas, por lo que un volumen unitario para cada estas será compuesta por un cubo de 0,012 [ $m^2$ ] de área y 0,025 [m] de grosor.

Tabla 30: Descripción de los flujos de entrada y salida del moldeador.

FLUJO	COMPONENTE	VALOR	UNIDAD
F <sub>28</sub>	Vitaminas (27,53 %) , impurezas ( $3 \cdot 10^{-4}$ %), azúcar (0,78 %), saborizantes (0,17 %), conservantes (0,48 %), agar (1,05 %), agua (70 %) y colorante ( $1 \cdot 10^{-4}$ %)	171,26	kg/h
F <sub>29</sub>	Maicena (100 %)	2,91	kg/h
F <sub>30</sub>	Vitaminas (23,52 %), impurezas ( $3 \cdot 10^{-4}$ %), azúcar (0,66 %), saborizantes (0,14 %), conservantes (0,41 %), agar (0,90 %), agua (59,81 %) , maicena (14,55 %) y colorante ( $1 \cdot 10^{-4}$ %)	200,4	kg/h
F <sub>32</sub>	Maicena (reciclo, 100 %)	26,23	kg/h

El flujo F<sub>32</sub>, corresponden al flujo de reciclo de maicena.

## Anexo 2.16: Refrigeración 2

El equipo de refrigeración 2 corresponde al Refrigerador Industrial VR4PS-1000 de marca Imega el cual cuenta con una capacidad de 900 [L].[41]

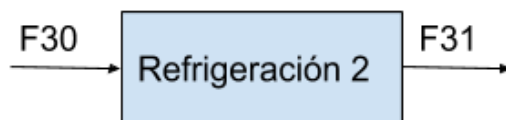


Figura 26: Diagrama representativo de la refrigeración 2.

En este caso el único supuesto es que se disminuye la temperatura de la mezcla hasta 5°C para que ésta gelifique y forme la gomita final.

Tabla 31: Descripción de los flujos de entrada y salida del segundo intercambiador de calor.

FLUJO	COMPONENTE	VALOR	UNIDAD
F <sub>30</sub>	Vitaminas (23,52 %), impurezas ( $3 \cdot 10^{-4}$ %), azúcar (0,66 %), saborizantes (0,14 %), conservantes (0,41 %), agar (0,90 %), agua (59,81 %) , maicena (14,55 %) y colorante ( $1 \cdot 10^{-4}$ %)	200,40	kg/h
F <sub>31</sub>	Vitaminas (23,52 %), impurezas ( $3 \cdot 10^{-4}$ %), azúcar (0,66 %), saborizantes (0,14 %), conservantes (0,41 %), agar (0,90 %), agua (59,81 %) , maicena (14,55 %) y colorante ( $1 \cdot 10^{-4}$ %)	200,40	kg/h

El flujo F<sub>31</sub> igual en cantidad y composición a flujo F<sub>30</sub>, lo que cambia es la temperatura a la que sale con respecto a la que ingresa al equipo.

### Anexo 2.17: Desmoldeado

El equipo utilizado es el mismo que el del moldeado, es decir una moldeadora universal de la marca Confectionery Machinery.[40]

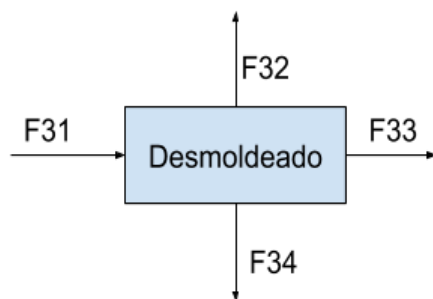


Figura 27: Diagrama representativo de la etapa de desmoldeado.

Tabla 32: Descripción de los flujos de entrada y salida del desmoldeador.

FLUJO	COMPONENTE	VALOR	UNIDAD
F <sub>31</sub>	Vitaminas (23,52 %), impurezas ( $3 \cdot 10^{-4}$ %), azúcar (0,66 %), saborizantes (0,14 %), conservantes (0,41 %), agar (0,90 %), agua (59,81 %) , maicena (14,55 %) y colorante ( $1 \cdot 10^{-4}$ %)	200,40	kg/h
F <sub>32</sub>	Maicena (reciclo, 100 %)	26,23	kg/h
F <sub>33</sub>	Maicena (100 %)	2,62	kg/h
F <sub>34</sub>	Vitaminas (27,48 %) , impurezas ( $3 \cdot 10^{-4}$ %), azúcar (0,77 %), saborizantes (0,17 %), conservantes (0,48 %), agar (1,05 %), agua (69,88 %) y colorante ( $1 \cdot 10^{-4}$ %)	171,55	kg/h

Se realizó el siguiente supuesto:

1. De la maicena no reutilizable, el 10 % se queda pegada en las gomitas

### Anexo 2.18: Lavado

El equipo de lavado tiene por objetivo extraer la maicena que pudo quedar en las gomitas del proceso de desmoldeado. El equipo es encontrado por catálogo, siendo el YQXS11000,YQXS1500 de la marca Holtec que cuenta con una capacidad de 700 [kg/h], por lo que para cubrir el flujo calculado, se deben tener 2 equipos operando. [42]

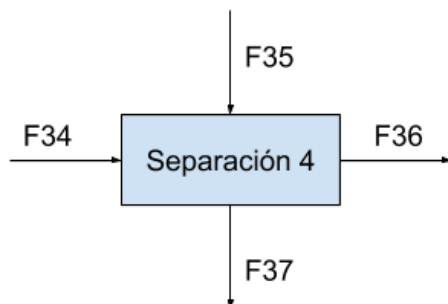


Figura 28: Diagrama representativo de la etapa de lavado.

Tabla 33: Descripción de los flujos de entrada y salida del proceso de lavado.

FLUJO	COMPONENTE	VALOR	UNIDAD
F <sub>34</sub>	Vitaminas (27,48 %), impurezas ( $3 \cdot 10^{-4}$ %), azúcar (0,77 %), saborizantes (0,17 %), conservantes (0,48 %), agar (1,05 %), agua (69,88 %) y colorante ( $1 \cdot 10^{-4}$ %)	171,55	kg/h
F <sub>35</sub>	Agua de lavado (100 %)	1.327,37	kg/h
F <sub>36</sub>	Agua de lavado (99,98 %) y maicena (0,02 %)	1.348,43	kg/h
F <sub>37</sub>	Vitaminas (24,12 %), impurezas ( $3 \cdot 10^{-4}$ %), azúcar (0,68 %), saborizantes (0,15 %), conservantes (0,42 %), agar (0,92 %), agua (61,32 %), colorante ( $1 \cdot 10^{-4}$ %) y agua de lavado (12,40 %)	195,49	kg/h

Se realizaron los siguientes supuestos:

1. Toda la maicena que queda se va con el agua.
2. Cada gomita queda con una monocapa de agua de 1 [mm].
3. Para lavar cada gomita se necesita un flujo de 8 veces el flujo de la gomita.

## Anexo 2.19: Secado

En la etapa de secado se le quita el agua que queda sobre las gomitas luego de la etapa del lavado. Esto se realiza en un secador tipo 'estera' o de flujo continuo, tal como se visualiza en la Figura 29 [43]



Figura 29: Túnel de secado continuo

Los principales supuestos para realizar el balance de masa y el dimensionamiento son:

1. Sólo se elimina una monocapa de agua alrededor de la gomita, así, la humedad inicial antes del lavado no se ve afectada.
2. El aire absorbe toda el agua de la monocapa.
3. El flujo lineal del aire es de  $2,3 \text{ [m/h]}$  a  $30^{\circ}\text{C}$  porque son las condiciones que se impusieron en el estudio encontrado en bibliografía. [9] Se decidió mantener esas condiciones de operación para disminuir los errores que podría generar otras condiciones de operación y, además, porque el equipo usado en el estudio es industrial.
4. La curva de humedad encontrada en bibliografía es análoga a la curva de humedad que se tendrá en el proceso asumiendo transferencia de calor convectiva. [9]
5. La densidad de las gomitas es constante y cercana al valor del agua
6. El secador se modela como un cilindro horizontal donde el largo 'L' es 5 veces el diámetro 'd'

El diagrama del proceso se muestra en la Figura 30.

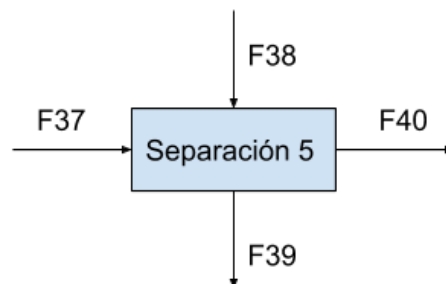


Figura 30: Diagrama representativo de los flujos del secador.

De la curva de humedad encontrada en bibliografía, se traspasaron los valores a Excel para poder realizar una ecuación logarítmica de la curva de datos y poder tener aproximaciones con mayor exactitud. Esto se puede observar en la Figura 31. [9]

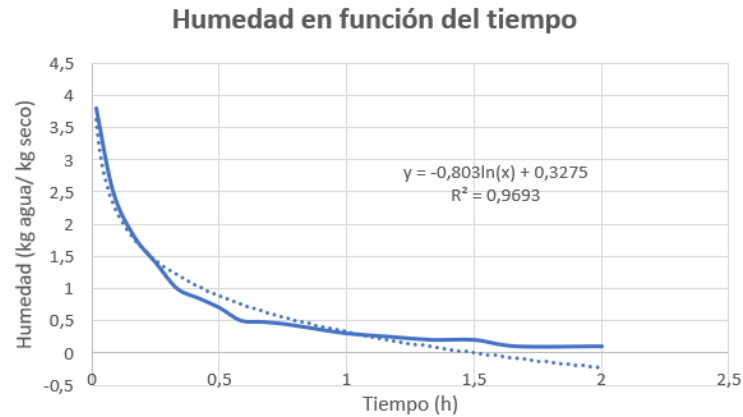


Figura 31: Curva de humedad de gelatina en función del tiempo

Se obtiene una curva donde la variable 'y' representa la humedad y la variable 'ln(x)' representa  $\ln(t)$  con t, tiempo en horas. De acuerdo al balance de masa realizado en el lavado, se tiene que la humedad inicial del secado es 4,92 [kg agua /kg seco] y la humedad final debe ser 3,16 [kg/kg seco], reemplazando estos valores da un tiempo de residencia de  $3,66 \cdot 10^{-2}$  [h]. El volumen del secador se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$V = Q \cdot t \quad (83)$$

Donde V es el volumen del secador en  $[m^3]$ , Q el caudal tratado en  $[m^3/h]$  y t el tiempo de residencia en [h]. se puede encontrar el caudal tratado de la forma  $Q = F/\rho$  donde F es el flujo másico de gomitas y  $\rho$  la densidad de las gomitas. Utilizando el valor del caudal que se obtiene del balance de masa del lavado, se tiene que  $V = \frac{195,49[kg/h]}{\rho} \cdot 0,036[h] = 5,83[m^3]$ . Con la relación largo/diámetro descrita en supuestos, se tiene que:

$$\begin{aligned} L &= 5,71 [m] \\ d &= 1,14 [m] \end{aligned}$$

Para el balance de masa, se tiene que el flujo principal que entra es el mismo que el que sale del secador pero eliminando el agua de lavado que se absorbe en el aire seco. Para calcular el flujo de aire seco se utiliza la velocidad lineal del aire, su densidad y el área transversal del túnel de secado, usando el diámetro obtenido anteriormente, de la forma:

$$F_{aire} = \rho_{aire} \cdot 2,3[m/h] \cdot \pi \cdot \left(\frac{d}{2}\right)^2 [m^2] = 240,15[kg/h] \quad (84)$$

Donde la densidad del aire es  $1,23 [kg/m^3]$  [19]

El resumen de balance de masa se tiene en la Tabla 34

Tabla 34: Descripción de los flujos de entrada y salida del secador.

FLUJO	COMPONENTE	VALOR	UNIDAD
F <sub>37</sub>	Vitaminas (24,12 %), impurezas ( $3 \cdot 10^{-6}$ %), azúcar (0,68 %), conservantes (0,42 %), saborizantes (0,15 %), agar (0,92 %), agua (61,32 %), colorantes ( $7 \cdot 10^{-7}$ %), y agua de lavado (12,4 %)	195	kg/h
F <sub>38</sub>	Aire seco (100 %)	241	kg/h
F <sub>39</sub>	Aire seco (90,85 %) y agua (9,15 %)	265	kg/h
F <sub>40</sub>	Vitaminas (27,53 %), impurezas ( $3 \cdot 10^{-6}$ %), azúcar (0,78 %), conservantes (0,48 %), saborizantes (0,17 %), agar (1,05 %), agua (70 %) y colorantes ( $8 \cdot 10^{-7}$ %)	171	kg/h

## Anexo 2.20: Envasado

El equipo de envasado busca distribuir la gomitas en frascos de 60 unidades cada uno. Éste es encontrado por catálogo, correspondiendo a la máquina tapadora ACM-152/ACM-154 de la empresa Andexport Comercial Ltda. el cual posee una capacidad de 2.400 envases por hora, es decir que para poder cumplir con la demanda de frascos, se deben tener 5 de estos equipos operando. [44]

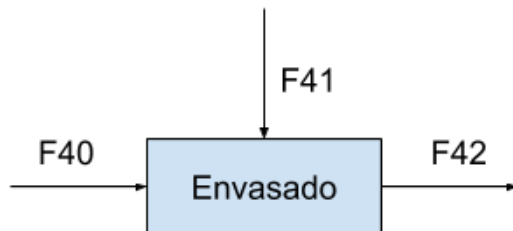


Figura 32: Diagrama representativo de la etapa de envasado.

Tabla 35: Descripción de los flujos de entrada y salida de la etapa de envasado.

FLUJO	COMPONENTE	VALOR	UNIDAD
F <sub>40</sub>	Vitaminas (27,5 %), impurezas ( $3 \cdot 10^{-4}$ %), azúcar (0,77 %), conservantes (0,48 %), saborizantes (0,16 %), agar (1 %), agua (69,99 %) y colorantes ( $1 \cdot 10^{-4}$ %)	11,20	kg/h
F <sub>41</sub>	Envases (100 %)	1,35	kg/h
F <sub>42</sub>	Vitaminas (26,5 %), impurezas ( $3 \cdot 10^{-4}$ %), azúcar (0,74 %), conservantes (0,47 %), saborizantes (0,16 %), agar (1 %), agua (67,3 %), colorantes ( $1 \cdot 10^{-4}$ %) y envases (3,85 %)	12,54	kg/h

## Anexo 2.21: Balance de Masa Global

El balance mostrado en la Tabla 1 fue determinado mediante un ajuste para la producción durante una hora, teniendo en cuenta que existen equipos *batch* y continuos a lo largo del proceso. Por lo mismo, todos los equipos discontinuos exceptuando el fermentador fueron diseñados en la planilla de excel para un tiempo de funcionamiento de una hora.

A continuación, se muestra la memoria de cálculo realizada para normalizar los flujos de entrada  $F_0$ ,  $F_1$  y  $F_2$  del fermentador:

### Normalización del flujo $F_0$ :

Este flujo corresponde a la carga de medio de cultivo y bacterias ingresadas al fermentador, cuya masa es 122.554 [kg] aproximadamente. En este equipo, el tiempo de descarga una vez finalizada la fermentación es de 8 [h], por lo que para efectos del balance de masa, se divide la masa cargada en este tiempo, como si fuera un equipo continuo:

$$F_0 = \frac{122.554[kg]}{8[h]} = 15.319[\frac{kg}{h}] \quad (85)$$

### Normalización de los flujos $F_1$ y $F_2$ :

La etapa de fermentación es un proceso de tipo *fed-batch*, donde glucosa ( $F_1$ ) y oxígeno gaseoso ( $F_2$ ) son alimentados continuamente, por lo que en este caso se procede a calcular la masa total ingresada de estos compuestos durante el tiempo de fermentación (168 [h]), para luego dividirlo en el tiempo de descarga una vez finalizado el proceso (8 [h]). Así, se tendrá lo siguiente:

$$F_1 = \frac{23,48[\frac{kg}{h}] \cdot 168[h]}{8[h]} = 493[\frac{kg}{h}] \quad (86)$$

$$F_2 = \frac{0,02[\frac{kg}{h}] \cdot 168[h]}{8[h]} = 0,42[\frac{kg}{h}] \quad (87)$$

Finalmente, con estos resultados se pueden sumar los flujos de entrada y salida por separados para todo el proceso, los cuales ya fueron determinados en el Anexo 1 y mostrados en la Tabla 1 del informe.