



DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA
QUÍMICA, BIOTECNOLOGÍA
Y MATERIALES
FACULTAD DE CIENCIAS
FÍSICAS Y MATEMÁTICAS
UNIVERSIDAD DE CHILE

Entrega Parcial N°3:

Producción de aceite de cannabis para fines medicinales

IQ5701 - Taller de Diseño de Procesos

Equipo de Trabajo:	Eduardo Araneda Matías Corral Simón González Jing Wen
Cuerpo Docente:	Elisa Díaz Álvaro Olivera Javiera Rizzo Constanza Becerra Constanza Escobar Francisco Henríquez Diego Narváez Matías Neira Josefa Orellana
Fecha de entrega:	13 de diciembre de 2018

Resumen

En el presente informe se detalla el proyecto a desarrollar en el transcurso del semestre, correspondiente a una planta de producción de aceites a partir de cannabis, con una concentración específica de THC y CBD. El producto será distribuido a laboratorios farmacéuticos para la producción de un medicamento en base al extracto producido. El objetivo de este proyecto es estudiar la prefactibilidad técnica, social y ambiental de diseñar una planta de producción de aceites de cannabis para fines medicinales. En este reporte se entrega el diseño de un *flowsheet* del proceso, el dimensionamiento de los equipos que lo componen y el cálculo de balances de masas respectivos.

Se tomó un caso base de producir 615 litros al año, para abastecer aproximadamente a 27.000 personas correspondientes a personas que sufren de esclerosis múltiple, enfermedad de Parkinson y en tratamientos con quimioterapia. Para cumplir esta producción, la empresa utiliza agua y fertilizantes como materia prima para la producción del aceite de cannabis concentrado en THC y CBD, obteniendo subproductos tales como biogás, bio-abono, ceras y CBD, que son valorizados en el mercado nacional.

Se planificó un proceso consistente en 12 etapas con un error de 0,00043% en el balance de masa global, correspondiente a 55 kilos al año que no se contabilizan en el sistema. Los equipos dimensionados son: cultivo (área $150.000m^2$), secador rotatorio (diámetro $1,8m$ y largo $10,6m$), molino de bolas (diámetro $1,1m$ y largo $2,6m$), separador por desgasificación (altura $0,6m$ y diámetro $0,23m$), intercambiador de calor (área $1,18m^2$), filtro (área $0,18m^2$), destilación flash (volumen $0,005m^3$) y biodigestión ($13,7m^3$). Los equipos restantes: extractor por CO_2 supercrítico, *short path distillation* y mezcladores se obtienen por catálogo.

Se utilizaron parámetros de cultivos con propiedades similares al cannabis para el dimensionamiento de los equipos debido a la falta de información a escala industrial de esta planta, esto genera el sobre o subdimensionamiento de los equipos mencionados anteriormente. El supuesto más importante fue considerar que el caso base contempla que el total de las personas mencionadas anteriormente demande el producto, sin considerar las competencias del mercado.

En base a los resultados, se concluye que el error másico es despreciable, se logró el dimensionamiento de los equipos y se diseñó el *flowsheet* del proceso. Para futuras proyecciones se espera evaluar el mercado de los subproductos para potenciar el modelo de negocios de la empresa, además se planea incorporar herramientas de análisis integral y responsabilidad social de la empresa para contribuir al desarrollo sostenible.

Índice

Introducción	1
Caso base	1
Límite de batería.....	1
Organización.....	1
Descripción del proceso	2
Balance de masa	2
Dimensionamiento	3
Discusiones	4
Conclusiones	5
Bibliografía	7
Anexos	11
Anexo 1: Deducción del Caso Base.....	11
Anexo 2: Límite de batería	14
Anexo 3: Dimensionamiento de Equipos y Balance de Masa	15
1. Cultivo	15
2. Secador	22
3. Molienda.....	26
4. Extractor por CO ₂ supercrítico	28
5. Separación	29
6. Mezclador	32
7. Intercambiador de Calor	33
8. Filtro	37
9. Destilación Flash	40
10. Short Path Distillation	44
11. Mezclador	45
12. Biodigestor	45
Nomenclatura.....	49
1. Cultivo	49
2. Secador.....	50
3. Molienda	50
4. Separación.....	50
5. Intercambiador de Calor	51
6. Filtración.....	51
7. Destilación Flash.....	51

Introducción

El proyecto a desarrollar durante el curso trata principalmente en diseñar una planta productiva de aceites a base de cannabis, con fines medicinales. Este aceite tiene una alta concentración de cannabidiol (CBD) y tetrahidrocannabinol (THC), que son cannabinoides pertinentes al cannabis. El producto será distribuido hacia los laboratorios farmacéuticos productores de aceite medicinal, tomando el caso de Cannabiol producido por laboratorio Knop, este incorpora el THC y CBD dentro de su composición y que hoy en día está dentro del mercado farmacéutico bajo receta médica [1, 2].

La motivación de este proyecto radica principalmente en estudios que avalan el uso medicinal del cannabis para tratar una amplia gama de enfermedades [3]. Estos indican que existe evidencia concluyente sobre los beneficios que poseen los cannabinoides en el tratamiento para el dolor crónico en adultos, para prevenir vómitos o náuseas derivados de quimioterapia y para espasmos provocados por esclerosis múltiple [3]. El objetivo general del proyecto es estudiar la prefactibilidad técnica, económica, social y ambiental de diseñar una planta de producción de aceites con altas concentraciones de THC y CBD para ser distribuidos a laboratorios farmacéuticos. Los objetivos específicos de este reporte son calcular el balance de masa global y de cada etapa del proceso, realizar un dimensionamiento de los equipos utilizados y diseñar un *flowsheet* con los tags y simbologías correspondientes en cada equipo (ver Ilustración 1).

Caso base

Se consideró un público objetivo de 27.000 personas, que corresponden a la población chilena que sufren esclerosis múltiple, enfermedad de Parkinson y cáncer, principalmente bajo tratamientos con quimioterapia [4-6]. Este cálculo se encuentra en el Anexo 1. La producción del caso base es 615 [L/año] de aceite concentrado en THC y CBD, el cual incluye un margen de seguridad de un 15% para asegurar la producción bajo incertidumbre en la demanda, por ejemplo: alza de la producción del aceite Cannabiol como en el caso de farmacias Knop [2]. Si bien la producción actual es menor, el caso base contempla una capacidad máxima de abastecimiento.

Límite de batería

Las materias primas que se utilizan para el proceso son el agua y el fertilizante en el regadío de plantas, el agua se puede obtener a través del Río Aconcagua debido a la localización de la empresa, ubicada en la comuna de San Felipe. Se generan desechos tales como biogás, bio-abono, ceras y CBD (Ver Anexo 2) que son valorizados en el comercio actual por lo que se puede distribuir a otras empresas para maximizar beneficios, además el CO_2 y etanol que se emplean son recirculados al proceso de extracción de aceites. El aceite que es el producto principal se distribuye en frascos de 6 [L] hacia los laboratorios farmacéuticos.

Organización

La empresa se dedica a la producción de aceite de cannabis con alta concentración de THC y CBD para fines medicinales.

Misión: “Nuestra misión es satisfacer las necesidades de nuestros clientes, siendo un proveedor de aceites en base cannabis con calidad garantizada y con precios competitivos. Como empresa nos preocupamos de elaborar un producto sustentable y amigable con el medio ambiente, destacándonos por ofrecer un alto nivel de servicio y por ser una marca valorada por nuestros clientes.

Visión: “Como una de las empresas pioneras a nivel nacional de aceites de cannabis, los esfuerzos de esta compañía se orientan a estar siempre a la vanguardia de la industria medicinal. A partir de esta premisa trabajaremos para ser reconocidos como una empresa líder en la provisión de productos medicinales a base de cannabis de la más alta calidad”

Descripción del proceso

El proceso general consta de 12 etapas, dentro de ellas 11 son destinadas para la producción del aceite concentrado. Inicia con la etapa de cultivo, esta abarca desde la germinación hasta la maduración de la planta de cannabis, para ello requiere de agua y fertilizantes. Después se cosecha las inflorescencias del cannabis e ingresa a la etapa de secado, se utiliza un secador rotatorio para extraer el agua presente en la materia vegetal, quedando con 15% de humedad. Luego, la materia secada es llevada a la etapa de molienda, se emplea un molino de bolas para disminuir el tamaño del material vegetal con la finalidad de generar una mayor área de interacción para la etapa siguiente que es la de extracción por CO_2 supercrítico. En esta etapa se extraen los cannabinoides de la biomasa [7 - 10]. La biomasa es enviada a un biodigestor para producir biogás y bio-abono, mientras que los cannabinoides entran a la etapa de separación por desgasificación para separar el CO_2 de la mezcla. Las ceras presentes en el extracto se consideran impurezas por lo que es necesario eliminarlas del proceso, para ello se ingresan a la etapa de Winterización que se subdivide en 3 etapas: mezclado, intercambiador de calor y filtración. Se mezclan con etanol, se enfrían hasta la aparición de ceras y luego se filtran del aceite. El producto resultante ingresa a la destilación *flash* donde se separa el etanol de la mezcla. Luego ingresa a otra etapa de destilación, se emplea el *short path distillation* con la finalidad de separar el THC y CBD de la mezcla secundaria de cannabinoides. Finalmente, el proceso termina en la etapa de mezclado, para obtener el aceite con la concentración deseada. En la Ilustración 1 se detalla el *flowsheet* de las operaciones. El proceso tendrá una producción *batch* que será de 4,73 [L/día] (ver Anexo 1).

Balance de masa

Se realiza un balance de masa global desde el secado de las inflorescencias hasta la obtención del aceite concentrado. Los supuestos más importantes utilizados para la Tabla 1 fueron considerar densidades iguales para los distintos cannabinoides presentes en el proceso, tales como: THC, CBD y mezcla secundaria. Se consideró una densidad de 0,92 [Kg/L]. Además, se consideraron parámetros de otros tipos de cultivos con propiedades similares al cannabis, tales como el ricino. Se obtuvo un error de 0,000043% másico, es decir, que anualmente existen 55 [kg] que no fueron contabilizados dentro del proceso, este valor es muy pequeño en comparación con el flujo másico que se trata en el año por lo que es despreciable.

Tabla 1. Balance de masa global

Entradas	Valor [<i>kg/año</i>]	Salidas	Valor [<i>kg/año</i>]
F1	120730189,52	F16	555,22
F3	48754,31	F19	195,4
F32	7314108,13	F21	120730189,52
-	-	F24	3012,1
-	-	F25	28254,2
-	-	F26	16665,1
-	-	F29	15,79
-	-	F33	7314108,13
Total [<i>kg/año</i>]	128093052	Total [<i>kg/año</i>]	128092996
Error	0,000043%		

Dimensionamiento

Para esta sección, se utilizaron diversos supuestos para cada uno de los equipos a utilizar. Estos detalles se pueden ver en Anexo 3. En la Tabla 2 se puede observar los distintos parámetros dimensionados para cada equipo y su respectivo valor.

Tabla 2. Dimensiones características de cada equipo.

ETAPA	DIMENSIONES	VALOR	UNIDADES
CULTIVO	Área	150000	[<i>m</i> ²]
SECADO	Diámetro	1,8	[<i>m</i>]
	Largo	10,6	[<i>m</i>]
MOLIENDA	Diámetro	1,1	[<i>m</i>]
	Largo	2,6	[<i>m</i>]
EXTRACCIÓN POR CO₂	Área	130	[<i>m</i> ²]
	Altura	7	[<i>m</i>]
SEPARACIÓN	Altura	0,6	[<i>m</i>]
	Diámetro	0,23	[<i>m</i>]
MEZCLADOR	Volumen	0,19	[<i>m</i> ³]
	Diámetro	0,76	[<i>m</i>]
INTERCAMBIADOR DE CALOR	Área	1,18	[<i>m</i> ²]
FILTRACIÓN	Área	0,18	[<i>m</i> ²]
DESTILACIÓN FLASH	Volumen	0,005	[<i>m</i> ³]
DESTILACIÓN CAMINO CORTO	Largo	1,1	[<i>m</i>]
	Ancho	0,5	[<i>m</i>]
	Alto	1,8	[<i>m</i>]
MEZCLADOR	Volumen	0,02	[<i>m</i> ³]
BIODIGESTOR	Volumen	13,7	[<i>m</i> ³]

Discusiones

En primer lugar, el supuesto más importante dentro del caso base, fue asumir que la totalidad de pacientes asociados a patologías tratables con Cannabiol harán uso de este medicamento, sin considerar factores como la competencia del mercado nacional o la disposición de las personas al uso de esta medicina no convencional. Sin embargo, esta consideración tiene como finalidad incluir el aumento de la demanda en un horizonte de 5 años que irá de la mano a un cambio de percepción y mayor conocimiento de los beneficios que puede entregar el cannabis.

Se trató el caso base utilizando una estrategia optimista y una pesimista para la producción (ver Anexo 1). En el caso pesimista se obtuvo la producción deseada, pero con una gran cantidad de subproductos importantes, tales como: el THC y el CBD que son de alta pureza, estos cálculos se mostraron en el reporte anterior con cifras no convincentes. En el caso optimista, también se logra la producción deseada y además se aprovecha toda la cantidad de THC que en el caso anterior salía como subproducto, por lo que este caso, es más eficiente en el uso de la materia.

Por otro lado, varios de los equipos del proceso se encuentran sub o sobre dimensionados, lo cual es esperable dada la cantidad de supuestos ocupados, constituyendo un reflejo de la falta de información disponible para realizar los cálculos. Esto obligó en la mayoría de los casos asumir que los parámetros encontrados en los estudios se pueden utilizar a escala industrial. Esto no necesariamente es cierto debido a que los análisis en laboratorio pueden diferir en la práctica de una empresa.

Siendo un poco más preciso, se puede mencionar el caso del molino de bolas especificado en el Anexo 3, donde los cálculos se realizaron ocupando un índice de *Bond* (W_i) perteneciente a la manzana, lo cual provoca un sobredimensionamiento del equipo si lo comparamos con la molienda de cannabis. Otro caso particular corresponde al intercambiador de calor (*cooler*), para el cual se asumió como un sistema adiabático, sin embargo, esto no es cierto ya que al encontrarse el refrigerante a menor temperatura que el ambiente, este absorberá calor no solo de la corriente a enfriar sino también del ambiente, por lo cual se necesitará un flujo mayor al calculado, es decir el equipo está sub dimensionado. Finalmente, otro equipo sujeto a discusión es el destilador flash, ya que las condiciones de operación determinadas se encuentran al borde de la infactibilidad asociadas a la sensibilidad térmica de los compuestos a separar. Esto explica por qué en la industria se utilizan evaporadores rotatorios para retirar el alcohol del extracto en vez de un destilador flash, sin embargo, no se encontró información asociada al dimensionamiento de estos equipos.

Por otro lado, la variabilidad en la composición de cannabinoides entre cada cultivo provocará que los flujos y composiciones cambien, sin embargo, el producto final debe estar sujeto a composiciones estandarizadas, por lo cual un margen en el sobredimensionamiento de los equipos podría ser positivo al amortiguar estas variaciones. Además, una proporción de cannabinoides en la materia prima distinta a la requerida en el producto final ocasiona la existencia de flujos de THC o CBD sobrantes que no pueden ser comercializados siendo destinados a inventario. Para la cepa seleccionada en esta ocasión, el flujo sobrante corresponde a $17,49 \left(\frac{L}{año} \right)$ de CBD, constituyendo un 35% del flujo de CBD producido anualmente. Ante esta situación, es necesario realizar modificaciones al modelo de negocios las cuales consideren estos compuestos como productos de

alto valor y permitan obtener una retribución monetaria, esto con el objetivo de aumentar la rentabilidad del proyecto.

Conclusiones

En base a los resultados obtenidos, se cumple el objetivo de diseñar una planta de producción de aceites medicinales a partir de cannabis, generando un producto final con concentración dentro del margen solicitado por los laboratorios que fabrican el medicamento Cannabiol. Se realizó un balance de masa, el cual tiene un error de 0,000043%, atribuible a la no consideración de algún factor en el cálculo de éste. Considerando los dimensionamientos realizados, y contrastando con equipamiento utilizado en las distintas industrias, se concluye que los dimensionamientos están dentro de un rango realista en cuanto a valores. Por otro lado, con respecto a la existencia de inventario, se ve la posibilidad de comercializar las ceras y el CBD en mercados de cosmética, los subproductos como el biogás y bioetanol se pueden procesar para generar energías renovables que reducen costos energéticos que consume la empresa. En cuanto a las futuras proyecciones se espera evaluar un mercado para los subproductos que genera esta empresa, tales como: CBD, biogás, bioabono y ceras, esto con el propósito de poder incluir estos productos al modelo de negocio de la empresa, ya que las cantidades que se generan de estos compuestos son muy significativas, por lo que se debe sacarles valor económico. Además, en el siguiente reporte se buscará incorporar herramientas de análisis integral y responsabilidad social de la empresa para contribuir al desarrollo sostenible.

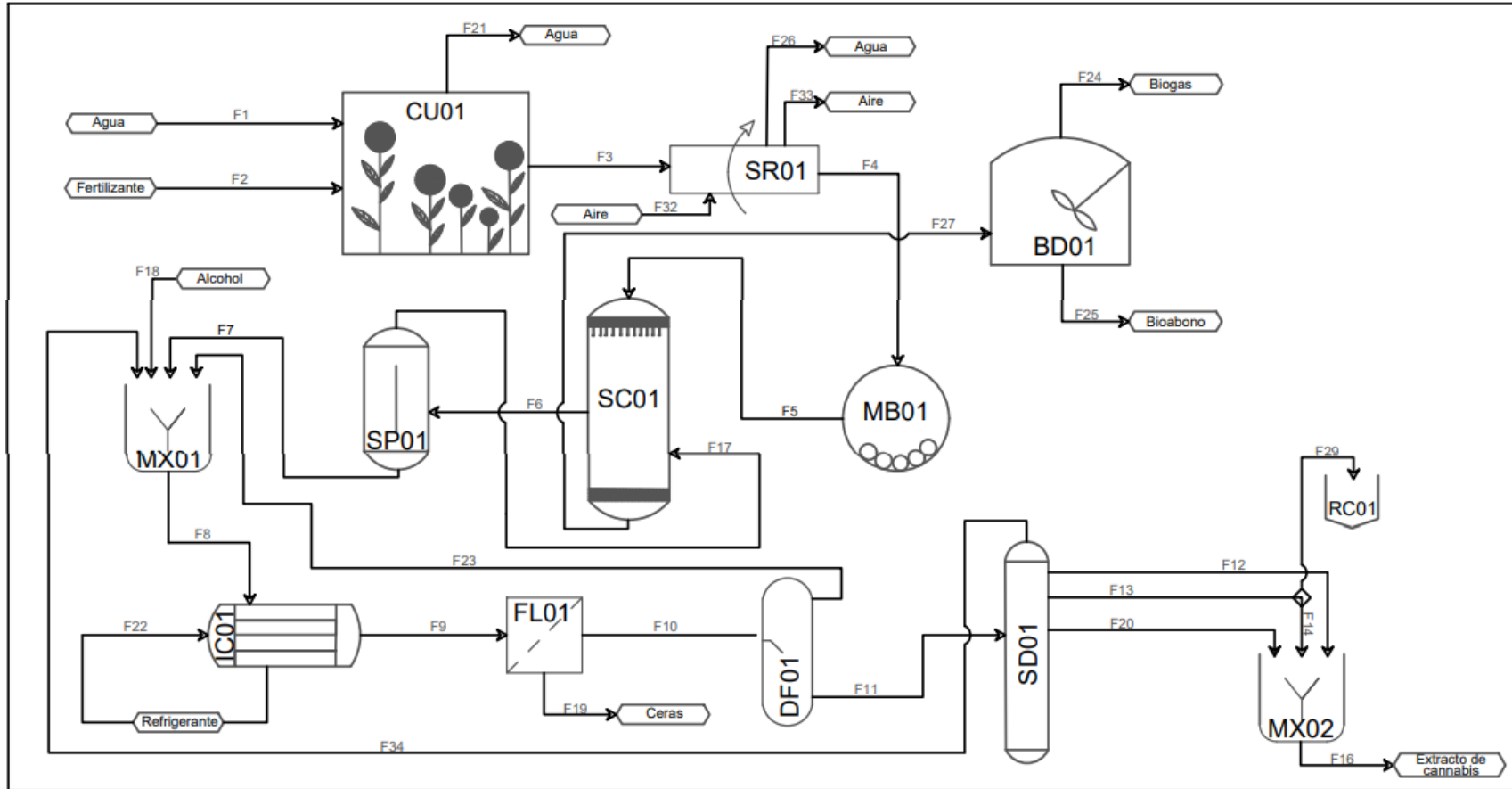


Ilustración 1. Flowsheet del proceso

Bibliografía

- [1] L. Navea, "Primer medicamento de cannabis hecho en Chile sale a la venta hoy: 200 personas ya pueden comprarlo". [En línea]. Disponible en: <https://www.latercera.com/la-tercera-pm/noticia/primer-medicamento-cannabis-hecho-in-chile-sale-la-venta-hoy-200-personas-ya-pueden-comprarlo/114071/>. [Accedido: 13-oct-2018].
- [2] L. Leiva, "Bajón de precios: Aumenta oferta de aceites medicinales en base marihuana". [En línea]. Disponible en: <https://www.latercera.com/la-tercera-pm/noticia/bajon-precios-aumenta-oferta-aceites-medicinales-base-marihuana/346593/>. [Accedido: 13-oct-2018].
- [3] T. N. Academies of Sciences Engineering and Medicine, "DEFINITIONS OF WEIGHTS OF EVIDENCE", p. 6, 2017.
- [4] "hcuch > Hospital Clínico > Noticias C". [En línea]. Disponible en: <https://www.redclinica.cl/hospital-clinico/noticias-c/newsid/440.aspx>. [Accedido: 13-oct-2018].
- [5] Isapres de Chile, "ATENCIÓN Y TRATAMIENTO DEL CÁNCER EN CHILE", 2017.
- [6] "De las 40 mil personas que sufren de Parkinson en Chile solo 15 mil son tratadas | Publimetro Chile". [En línea]. Disponible en: <https://www.publimetro.cl/cl/noticias/2017/04/11/de-las-40-mil-personas-que-sufren-de-parkinson-en-chile-solo-15-mil-son-tratadas.html>. [Accedido: 13-oct-2018].
- [7] Webster, "Cannabinoid Extraction Method", US6403126B1, 2002.
- [8] I. Flockhart, "Methods of Purifying Cannabinoids From Plant Material", US7700368B2, 2002.
- [9] M. A. ElSohly, "Method of preparing delta-9-tetrahydrocannabinol", 26-oct-1998.
- [10] A. Mueller, "METHOD FOR PRODUCING AN EXTRACT FROM CANNABIS PLANT MATTER, CONTAINING A TETRAHYDROCANNABINOL AND A CANNABIDIOL AND CANNABIS EXTRACTS", US8895078B2, 2014.
- [11] "Fundación Daya YA ESTÁ DISPONIBLE CANNABIOL, EL PRIMER FITOFÁRMACO NACIONAL A BASE DE CANNABIS - Fundación Daya". [En línea]. Disponible en: <http://www.fundaciondaya.org/ya-esta-disponible-cannabiol-el-primer-fitofarmaco-nacional-a-base-de-cannabis/>. [Accedido: 13-oct-2018].
- [12] Knop Laboratorios, "FOLLETO INFORMACIÓN AL PACIENTE". .
- [13] P. Cmv, K. Talla, H. Alelo, y H. Alelo, "Analytical Characterization of Hemp (Cannabis sativa) Seed Oil from Different Agro-ecological Zones of Pakistan", vol. 2, nº Mes 3, 2006.
- [14] "Ministerio de Obras Públicas - Dirección de General de Aguas". [En línea]. Disponible en: http://www.dga.cl/productosyservicios/derechos_historicos/Paginas/default.aspx. [Accedido: 22-nov-2018].
- [15] "Lo básico para entender el biogás: sus usos y beneficios". [En línea]. Disponible en: <http://www.redagricola.com/cl/lo-basico-entender-biogas/>. [Accedido: 22-nov-2018].
- [16] "Por qué el CBD está revolucionando el mundo del cannabis - VICE". [En línea]. Disponible en: <https://www.vice.com/es/article/d34qqm/cbd-cannabis-marihuana>. [Accedido: 22-nov-2018].

2018].

- [17] FAO, “Evapotranspiración del Cultivo”, *FAO Estud. FAO Riego y Dren.* 56, p. 297, 2006.
- [18] “El tiempo en San Felipe (Valparaíso, Chile)”. [En línea]. Disponible en: <http://tiempoytemperatura.es/chile/san-felipe.html#por-horas>. [Accedido: 22-nov-2018].
- [19] “Ata Organics Bloom C abono floración de Atami”. [En línea]. Disponible en: <https://www.cactusmartorell.com/bloom-c-atami.html>. [Accedido: 22-nov-2018].
- [20] “Cuántas plantas de marihuana cultivar por metro cuadrado - RQS Blog”. [En línea]. Disponible en: <https://www.royalqueenseeds.es/blog-cuantas-plantas-cultivar-por-metro-cuadrado-n774>. [Accedido: 22-nov-2018].
- [21] “Gráficas del tiempo de San Felipe - 7 Días - meteored.cl”. [En línea]. Disponible en: https://www.meteored.cl/graficas_tiempo-san+felipe+in+chile+c18232-18232-7.html. [Accedido: 22-nov-2018].
- [22] E. Castro, “Propiedades térmicas de los alimentos”. 1986.
- [23] Y. Cengel, *Thermodynamics : an engineering approach*. McGraw-Hill, 2014.
- [24] K. A. Kobe, “Unit operations of chemical engineering (McCabe, W.L., and Smith, J.L.)”, *J. Chem. Educ.*, vol. 34, n° 3, p. A133, mar. 1957.
- [25] M. L. Colina Irezabal, “REDUCCIÓN DE TAMAÑO DE SÓLIDOS (ALUMNOS)”.
- [26] “Most Popular High Quality Large Supercritical Co2 Extraction Machine - Buy Small Essential Oil Extractor Machine, Most Popular Supercritical Extractor, Large Supercritical Extraction Co2 Machine Product on Alibaba.com”. [En línea]. Disponible en: https://www.alibaba.com/product-detail/Most-popular-high-quality-Large-supercritical_60851987214.html?spm=a2700.7724838.2017115.1.12e85b1aO44ZaQ&s=p. [Accedido: 22-nov-2018].
- [27] T. Uki, S. T. Sarda, y T. Mathew, “Design of Gas-Liquid Separator for Complete Degassing”, *Int. J. Chem. Eng. Appl.*, vol. 3, n° 6, pp. 477–480, 2012.
- [28] Indura, “Especificación de Gases”.
- [29] L. M. Diamante y T. Lan, “Absolute Viscosities of Vegetable Oils at Different Temperatures and Shear Rate Range of 64.5 to 4835 s⁻¹”, *J. Food Process.*, vol. 2014, pp. 1–6, ago. 2014.
- [30] “50 Gal, 304SS, Dish Bottom Tank, #2B Finish – Mixer Direct”. [En línea]. Disponible en: <https://www.mixerdirect.com/collections/stainless-process-tanks/products/50-gal-316ss-slope-bottom-tank-2b-finish>. [Accedido: 22-nov-2018].
- [31] “Specific Heat of Liquids and Fluids”. [En línea]. Disponible en: https://www.engineeringtoolbox.com/specific-heat-fluids-d_151.html. [Accedido: 13-dic-2018].
- [32] “Liquid Densities”. [En línea]. Disponible en: https://www.engineeringtoolbox.com/liquids-densities-d_743.html. [Accedido: 13-dic-2018].
- [33] R. W. Serth y T. G. Lestina, *Process heat transfer: principles and applications*. Elsevier/Academic Press, 2014.

- [34] M. E. Lienqueo, "Clase 1. Filtración." 2018.
- [35] J. Missau, J. de G. da Rocha, G. L. Dotto, D. A. Bertuol, L. P. Ceron, y E. H. Tanabe, "Purification of crude wax using a filter medium modified with a nanofiber coating", *Chem. Eng. Res. Des.*, vol. 136, pp. 734–743, 2018.
- [36] "Absolute, Dynamic and Kinematic Viscosity". [En línea]. Disponible en: https://www.engineeringtoolbox.com/dynamic-absolute-kinematic-viscosity-d_412.html. [Accedido: 17-nov-2018].
- [37] R. H. Perry y D. W. Green, *Perry's chemical engineers' handbook*. McGraw-Hill, 2008.
- [38] T. M. Lovestead y T. J. Bruno, "Determination of Cannabinoid Vapor Pressures to Aid in Vapor Phase Detection of Intoxication.", *Forensic Chem. (Amsterdam, Netherlands)*, vol. 5, pp. 79–85, sep. 2017.
- [39] "ECUACION DE ANTOINE". [En línea]. Disponible en: http://www.fgsalazar.net/html/FQ_ANTOINE.htm. [Accedido: 22-nov-2018].
- [40] "Md801 Short Path Molecular Distillation System - Buy Md801 Distillation,Md801 Short Path,Md801 Molecular Product on Alibaba.com". [En línea]. Disponible en: https://www.alibaba.com/product-detail/Md801-Short-Path-Molecular-Distillation-System_60727434147.html. [Accedido: 22-nov-2018].
- [41] Gough Plastics, "mining and industrial catalogue", 2014. [En línea]. Disponible en: http://www.gough.com.au/pdf/GP4694_GP4740_Industrial_Catalogue.pdf. [Accedido: 22-nov-2018].
- [42] Y. Olaya Arboleda, I. Agrícola LUIS OCTAVIO GONZÁLEZ SALCEDO, I. Civil, y P. Asociado, "FUNDAMENTOS PARA EL DISEÑO DE BIODIGESTORES Módulo para la asignatura de Construcciones Agrícolas".
- [43] D. Xiong, D. Wang, X. Liu, S. Peng, J. Huang, y Y. Li, "Leaf density explains variation in leaf mass per area in rice between cultivars and nitrogen treatments", *Ann. Bot.*, vol. 117, n° 6, pp. 963–971, may 2016.
- [44] R. Chandra, H. Takeuchi, y T. Hasegawa, "Methane production from lignocellulosic agricultural crop wastes: A review in context to second generation of biofuel production", *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 16, n° 3, pp. 1462–1476, abr. 2012.
- [45] S. Schult, F. Schult, D. Philip, P. K. Kaleena, K. Valivittan, y C. P. G. Kumar, "Phytochemical Screening and Antimicrobial Activity of", vol. 10, n° 4, pp. 512–518, 2011.
- [46] "Carbon dioxide - Density and Specific Weight". [En línea]. Disponible en: https://www.engineeringtoolbox.com/carbon-dioxide-density-specific-weight-temperature-pressure-d_2018.html. [Accedido: 22-nov-2018].
- [47] "Methane - Density and Specific Weight". [En línea]. Disponible en: https://www.engineeringtoolbox.com/methane-density-specific-weight-temperature-pressure-d_2020.html. [Accedido: 22-nov-2018].
- [48] Biodigestores Ecuador, "CATÁLOGO DE BIODIGESTORES PARA LA REGIÓN MODELOS Y PRECIOS PARA EL SECTOR PORCÍCOLA CATÁLOGO DE MODELOS Y PRECIOS", 2017.

- [49] R. Argentina, "ROTOPLAS BIODIGESTORES". 2017.
- [50] "PLANTAS DE BIOGAS COLOMBIA, Sistema BIOBOLSA, Producción de biogas. Ingreso manual o automatico de desechos organicos al biodigestor para uso en fuego, generar electricidad. Sistema Biobolsa convierte los desechos del ganado en combustible rico en metano (biogás) y en bioabono (biol)".

Anexos

Anexo 1: Deducción del Caso Base

Para obtener un estimativo de la demanda inicial del producto y de esta forma determinar la producción inicial del proyecto, se tomaron supuestos importantes enumerados como sigue:

- Tendrán acceso al fármaco a través de las farmacias aquellos pacientes con las enfermedades de Esclerosis Múltiple, Cáncer en tratamiento con quimioterapia y mal de Parkinson. Teniendo en cuenta que el medicamento se empleará con fines paliativos a las molestias causadas por estas enfermedades y siempre bajo receta médica como lo autoriza la ley actualmente.
- Del universo total de pacientes en Chile con esclerosis múltiple correspondientes a aproximadamente 2.400 personas [4], se producirá para abastecer a la totalidad de este grupo humano, ya que, si bien es posible que menos del 100% demanden el producto, la demanda se puede compensar con personas no consideradas en las tres enfermedades inicialmente mencionadas. Además, un pronóstico positivo de esta demanda se sustenta en el hecho de que los estudios clínicos para la formulación del medicamento elaborado por laboratorios Knop apuntan específicamente a personas con dicha enfermedad y que en un horizonte de cinco años existirá mayor predisposición a utilizar este tipo de medicamentos.
- Con respecto a los 15.000 pacientes con mal de Parkinson que reciben tratamiento en Chile [6], se espera también que el 100% de ellos haga uso de este medicamento para paliar los síntomas de esta enfermedad.
- Por otro lado, las personas con cáncer en Chile actualmente se estiman en 100.000 según un estudio realizado por la AICH [5]. Este grupo de personas es más amplio tanto por el tipo de cáncer que poseen como por la fase de la enfermedad en la que se encuentran, lo cual sugiere que no todas las personas con este padecimiento requerirán o les será útil una terapia con aceite de cannabis. Dado lo anterior, se apuesta preliminarmente por una demanda del 10% de este público objetivo, constituyendo un aproximado de 10.000 personas.

Tomando en cuenta lo anterior, el público total objetivo estará conformado por 27000 personas aproximadamente, las cuales seguirán el tratamiento estándar de un frasco de Cannabioli de 30ml mensual por un período de seis meses [11] como fase de prueba, si el paciente después de este período requiere de más medicamento puede volver a solicitar el tratamiento si el ISP lo autoriza. La composición del Cannabioli contiene 20 mg THC/mL y 9 mg CBD/mL [12].

Por lo tanto, la cantidad anual de THC y CBD a producir en forma de extracto se calcula como sigue:

$$27000 \left[\frac{\text{frascos}}{\text{mes}} \right] \cdot 6 \left[\frac{\text{mes}}{\text{año}} \right] \cdot 30 \left[\frac{\text{mL}}{\text{frascos}} \right] \cdot 20 \left[\frac{\text{mg}_{\text{THC}}}{\text{mL}} \right] = 97.200.000 \left[\frac{\text{mg}_{\text{THC}}}{\text{año}} \right]$$

$$27000 \left[\frac{\text{frascos}}{\text{mes}} \right] \cdot 6 \left[\frac{\text{mes}}{\text{año}} \right] \cdot 30 \left[\frac{\text{mL}}{\text{frascos}} \right] \cdot 9 \left[\frac{\text{mg}_{\text{CBD}}}{\text{mL}} \right] = 43.740.000 \left[\frac{\text{mg}_{\text{CBD}}}{\text{año}} \right]$$

Considerando que el aceite de cannabis tiene una densidad de 920 [mg/mL] [13] y la masa de extracto según el folleto informativo Cannabioli varía entre 102 – 267 [mg] [8].

Se calcula el caso pesimista utilizando el valor más alto:

$$V_{extracto} = \frac{267 [mg]}{920 [mg/mL]} = 0,29 [mL]$$

Se calcula la nueva concentración de THC y CBD que debe tener el aceite

$$C_{THC} = \frac{20[mg]}{0,29[mL]} = \frac{68,96[mg]}{[mL]} = 0,06896 \left[\frac{Kg}{L} \right]$$

$$C_{CBD} = \frac{9[mg]}{0,29[mL]} = \frac{31,03[mg]}{[mL]} = 0,03103 \left[\frac{Kg}{L} \right]$$

Con datos calculados anteriormente, se puede obtener el volumen total a producir durante el año.

$$V_{total} = 97,2 \left[\frac{Kg_{THC}}{año} \right] / 0,06896 \left[\frac{Kg}{L} \right] = 1409,51 \left[\frac{L}{año} \right]$$

Para garantizar el compromiso de la empresa y siempre disponer de un stock de productos el cual ofrecer, se considera un margen de seguridad de un 15% para un futuro incierto como el caso de la Farmacia Knop con el alza de la producción del aceite Cannabioli [2].

$$1409,51 \left[\frac{L}{año} \right] * 1,15 = 1620,94 \left[\frac{L}{año} \right]$$

Considerando que el cultivo de cannabis toma seis meses, se destinará la otra mitad del año para producir el aceite el cual tendrá 130 días hábiles de trabajo. La producción del aceite será diaria cuyo valor es:

$$1620,94 \left[\frac{L}{año} \right] / 130 \left[\frac{día}{año} \right] = 12,47 \left[\frac{L}{día} \right]$$

De la misma forma se calcula el caso optimista y a base de ese cálculo se realiza el proceso:

$$V_{extracto} = \frac{102 [mg]}{920 [mg/mL]} = 0,11 [mL]$$

$$C_{THC} = \frac{20[mg]}{0,11[mL]} = \frac{181,82[mg]}{[mL]} = 0,1818 \left[\frac{Kg}{L} \right]$$

$$C_{CBD} = \frac{9[mg]}{0,11[mL]} = \frac{81,82[mg]}{[mL]} = 0,08182 \left[\frac{Kg}{L} \right]$$

$$V_{total} = 97,2 \left[\frac{Kg_{THC}}{año} \right] / 0,1818 \left[\frac{Kg}{L} \right] = 534,6 \left[\frac{L}{año} \right]$$

$$534,6 \left[\frac{L}{año} \right] * 1,15 = 614,79 \left[\frac{L}{año} \right] \rightarrow 4,73 \left[\frac{L}{día} \right]$$

A partir de los dos casos previamente mencionados, se decide tomar el caso optimista con el fin de aprovechar la máxima cantidad de THC y CBD que produce la planta. Cabe destacar que del mezclador sale un flujo de CBD producto de la naturaleza en la composición de la cepa de cannabis utilizada. El

caso pesimista fue demostrado en la entrega 2 y se obtuvo como flujo de salida THC y CBD aprovechando un producto que no es principalmente de interés, la mezcla secundaria.

Anexo 2: Límite de batería

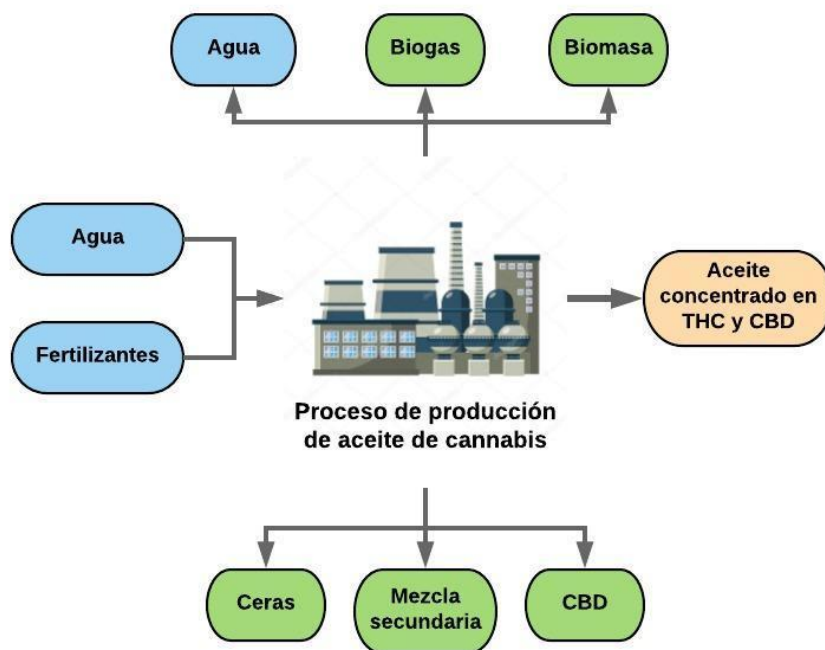


Ilustración 2. Límite de batería

El agua se puede aprovechar del Río Aconcagua mediante previa inscripción a Derechos de aprovechamiento de aguas registrados en DGA [14]. Los desechos como el biogás y bioabono son aprovechados hoy en día para la producción de energías de carácter renovable y más amigable con el ambiente [15], por esta razón es una opción viable comercializarlos para reducir los costos de producción. Al igual que las ceras, CBD y las mezclas secundarias que son productos altamente valorizados en la industria de cosmética y farmacéutica [16].

Anexo 3: Dimensionamiento de Equipos y Balance de Masa

1. Cultivo

Evapotranspiración del cultivo en condiciones estándar

La Evapotranspiración (ET) es la combinación de dos procesos separados, donde el agua se pierde a través de la superficie del suelo por evaporación y por otra parte mediante transpiración del cultivo. Para calcular el valor se emplea la Ecuación 1 [17].

$$ET_c = ET_0 \cdot K_c \quad (1)$$

Donde ET_c representa la evapotranspiración del cultivo en condiciones estándar, ET_0 es la evapotranspiración de referencia y K_c es el coeficiente del cultivo. La ecuación 1 muestra que para determinar la ET_c se deben considerar los factores meteorológicos que se encuentran incorporados en la estimación de la ET_0 y las características particulares del cultivo incorporados dentro de la constante K_c .

Para estimar la ET_0 se utiliza en la Ecuación 2 [17].

$$ET_0 = \frac{0,408 \cdot \Delta \cdot (R_n - G) + \gamma \cdot \frac{900}{T + 273} \cdot u_2 \cdot (e_s - e_a)}{\Delta + \gamma \cdot (1 + 0,34 \cdot u_2)} \quad (2)$$

Donde:

- Δ : Representa la pendiente de la curva de presión de saturación de vapor
- R_n : Radiación neta en la superficie del cultivo
- G : Flujo del calor de suelo
- γ : Constante psicrométrica
- T : Temperatura media del aire a 2 metros de altura
- u_2 : Velocidad del viento a 2 metros de altura
- e_s : Presión de vapor de saturación
- e_a : Presión real de vapor

Para estimar K_c se aplica la fórmula del coeficiente único de cultivo representada en la Ecuación 3 [17]. El supuesto utilizado en esta ecuación es que el cultivo está en la etapa de mediados de temporada, ya que es en esta instancia dentro del ciclo de vida de la planta donde el consumo hídrico es mayor y se estaría trabajando con una cota superior para el cálculo de la ET_c .

$$K_c = K_{c,med} + (0,04 \cdot (u_2 - 2) - 0,004 \cdot (HR_{min} - 45)) \left(\frac{h}{3}\right)^3 \quad (3)$$

Donde:

- $K_{c,med}$: Coeficiente de cultivo para mediados de temporada
- HR_{min} : Humedad relativa mínima diaria
- h : altura media de la planta en la etapa mediados de temporada

Cálculo de ET_0

Para calcular el valor de Δ se utiliza la Ecuación 4.

$$\Delta = \frac{(4098 \cdot (0,6108 \cdot \exp\left(\frac{17,27 \cdot T}{T + 237,3}\right)))}{(T + 237,3)^2} \quad (4)$$

Tomando en cuenta que, en la ciudad de San Felipe, las temperaturas máximas y mínimas en promedio son [18]:

$$\begin{aligned} T_{min} &= 10^\circ C \\ T_{max} &= 30^\circ C \end{aligned}$$

Se calcula el valor de la temperatura promedio y al reemplazarlo en la Ecuación 4 se obtiene el valor de Δ .

$$\begin{aligned} T &= \frac{(T_{max} + T_{min})}{2} = 20^\circ C \\ \Delta &= 0,145 \left[\frac{kPa}{^\circ C} \right] \end{aligned}$$

El valor para la constante γ es:

$$\gamma = 0,665 \cdot 10^{-3} \left[\frac{kPa}{^\circ C} \right]$$

Para las características del viento en el sector del cultivo, se considera que vientos ligeros y moderados por lo que el valor de u_2 según la tabulación de características de vientos es de:

$$u_2 = 2 \left[\frac{m}{s} \right]$$

El valor de la presión de saturación está representado por la Ecuación 5.

$$e_s = \frac{e^0(T_{max}) + e^0(T_{min})}{2} \quad (5)$$

Donde:

$$\begin{aligned} e^0(T) &= 0,6108 \cdot \exp\left(\frac{17,27 \cdot T}{T + 237,3}\right) \\ e^0(T_{max} = 30^\circ C) &= 4,293 [kPa] \\ e^0(T_{min} = 10^\circ C) &= 1,228 [kPa] \end{aligned}$$

Reemplazando en la Ecuación 5.

$$e_s = 2,761 [kPa]$$

Se calcula R_n a partir de la Ecuación 6.

$$R_n = R_{ns} - R_{nl} \quad (6)$$

Donde, R_{ns} es la radiación neta de ondas cortas y R_{nl} es la radiación neta de ondas largas que se calculan de las Ecuaciones 7 y 8, respectivamente.

$$R_{ns} = (1 - \alpha) \cdot R_s \quad (7)$$

$$R_{nl} = \sigma \cdot \frac{T_{max}^4[K] + T_{min}^4[K]}{2} \cdot (0,34 - 0,14\sqrt{e_a}) \cdot \left(1,35 \cdot \frac{R_s}{R_{so}} - 0,35\right) \quad (8)$$

De estas ecuaciones, se tiene que α representa el albedo, e_a representa la presión real de vapor, σ representa a la constante de Stefan-Boltzmann, R_s es la radiación solar y R_{so} es la radiación solar en un día despejado. Según la consulta a expertos de la FAO sobre la revisión de las metodologías recomendadas por la FAO para el cálculo de los requerimientos de agua de los cultivos, de la misma bibliografía, se tiene que $\alpha = 0,23$ para condiciones estándar. Para obtener los valores de R_s y R_{so} se utilizan las Ecuaciones 9 y 10.

$$R_s = \left(a + b \cdot \left(\frac{n}{N}\right)\right) \cdot R_a \quad (9)$$

$$R_{so} = (a + b) \cdot R_a \quad (10)$$

Donde, R_a representa la radiación extraterrestre, a y b son contantes de regresión cuyo valor recomendado, según la bibliografía, para realizar la estimación de 0,25 y 0,5 respectivamente. Los parámetros N y n representan la insolación máxima diaria y la insolación efectiva diaria de San Felipe en Valparaíso. Estos valores fueron tomados a partir de la latitud 32° hemisferio sur y de las condiciones meteorológicas de Chile.

$$N = 11,99 \left[\frac{\text{horas}}{\text{dia}} \right]$$

$$n = 11 \left[\frac{\text{horas}}{\text{dia}} \right]$$

La radiación extraterrestre (R_a) correspondiente a la latitud 32° hemisferio sur, región de Valparaíso es de:

$$R_a = 27,82 \left[\frac{\text{MJ}}{\text{m}^2 \text{dia}} \right]$$

Luego, reemplazando estos valores en las Ecuaciones 9 y 10, se obtiene:

$$R_s = 19,716 \left[\frac{\text{MJ}}{\text{m}^2 \text{dia}} \right]$$

$$R_{so} = 20,865 \left[\frac{\text{MJ}}{\text{m}^2 \text{dia}} \right]$$

Para calcular e_a se aplica la Ecuación 11.

$$e_a = \frac{e^0(T_{max} = 30^\circ\text{C}) * \frac{HR_{max}}{100} + e^0(T_{min} = 10^\circ\text{C}) * \frac{HR_{min}}{100}}{2} \quad (11)$$

Las humedades relativas son las siguientes [18]:

$$HR_{max} = 85\%$$

$$HR_{min} = 45\%$$

Reemplazando en la Ecuación 11, se obtiene:

$$e_a = 2,101 [kPa]$$

La constante de Stefan-Boltzmann:

$$\sigma = 4,904 \cdot 10^{-9} \left[\frac{MJ}{K^4 m^2 dia} \right]$$

Los valores de las temperaturas máximas y mínimas en unidades Kelvin:

$$T_{max} = 303[K]$$

$$T_{min} = 283[K]$$

Reemplazando los valores obtenidos en las Ecuaciones 7 y 8, se obtienen la radiación neta de ondas cortas y ondas largas.

$$R_{ns} = 15,182 \left[\frac{MJ}{m^2 dia} \right]$$

$$R_{nl} = 4,618 \left[\frac{MJ}{m^2 dia} \right]$$

Luego, reemplazando los valores en la Ecuación 6, se obtiene la radiación neta en la superficie del cultivo.

$$R_n = 10,563 \left[\frac{MJ}{m^2 dia} \right]$$

El flujo de calor de suelo (G) se calcula mediante la relación de Choudhury representada en la Ecuación 12.

$$G = 0,4 \cdot \exp(-0,5 \cdot IAF) \cdot R_n \quad (12)$$

Donde IAF representa al índice real de área foliar y para casos de vegetación natural con condiciones normales posee un valor de $IAF = 3$. Luego el valor de G equivale:

$$G = 0,943$$

Finalmente, reemplazando los valores obtenidos en la Ecuación 2, se obtiene:

$$ET_0 = 3,914 \left[\frac{mm}{dia} \right] = 3,914 \left[\frac{L}{m^2 dia} \right]$$

Que representa la cantidad de agua diaria que se pierde producto de la evaporación y transpiración del cultivo en una determinada área.

Cálculo de K_c

Los supuestos para escoger el valor de $K_{c,med}$ fueron:

1. Considerar que el cultivo se encuentra en la etapa de mediados de temporada
2. El cultivo es de carácter oleaginoso.

De estos supuestos se toman especies de plantas relacionadas tales como: el ricino, la canola, el cártago, el sésamo y el girasol. Cada especie posee un $K_{c,med}$ asociado y mediante el promedio se obtiene el valor de la constante de cultivo para las plantas de cannabis, que equivale a:

$$K_{c,med}(cannabis) = 1,15$$

El valor de h se obtiene mediante un promedio de la altura que alcanza una planta de cannabis en condiciones normales y en la etapa de mediados de temporada, que equivale:

$$h = 3[m]$$

Reemplazando los valores calculados con anterioridad a la Ecuación 3, se obtiene el valor de K_c .

$$K_c = 1,15$$

Cálculo de ET_c

Finalmente se obtiene el valor de la evapotranspiración del cultivo en condiciones estándar.

$$ET_c = 4,501 \left[\frac{mm}{dia} \right] = 4,501 \left[\frac{L}{m^2 dia} \right]$$

En la Ilustración 3 se muestra los flujos que interactúan en esta etapa.

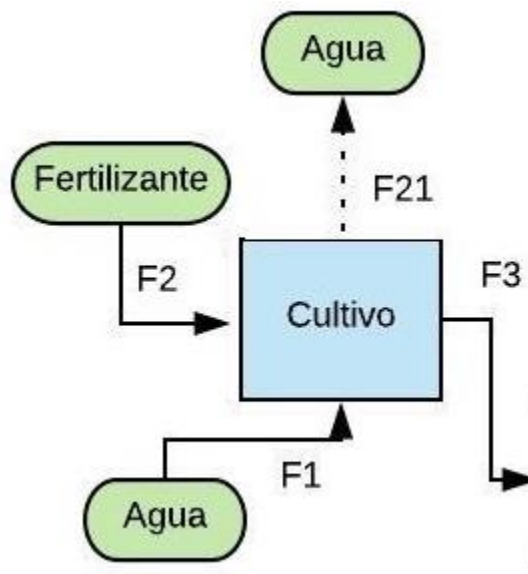


Ilustración 3. Diagrama de flujos para la etapa del cultivo. F1 y F21 corresponden a los flujos de entrada y salida del agua, F2 es el flujo de entrada de fertilizantes y F3 es el flujo de material orgánico.

Cabe considerar algunos supuestos utilizados para determinar el Flujo F1. Debido a la existencia de lluvias en el sector se considera un margen de factor externo añadiendo a la cantidad de agua necesaria para compensar la ET_c del 10%. Considerando que el cultivo de cannabis abarca 180 días del año.

$$F1 = 4,501 \left[\frac{L}{m^2 dia} \right] \cdot 148966 \left[\frac{planta}{año} \right] \cdot 1 \left[\frac{m^2}{planta} \right] \cdot 180 \left[\frac{dias}{año} \right] \cdot 1,1 \sim 130.000.000 \left[\frac{L}{año} \right]$$

$$F21 = 4,501 \left[\frac{L}{m^2 dia} \right] \cdot 148966 \left[\frac{planta}{año} \right] \cdot 1 \left[\frac{m^2}{planta} \right] \cdot 180 \left[\frac{dias}{año} \right] \sim 120.000.000 \left[\frac{L}{año} \right]$$

Para el flujo F2 se utiliza fertilizante Bloom C ATA NGC que la dosificación es de 3 [mL] por cada litro de riego [19]. Este resultado puede variar al resultado obtenido en el Excel debido a las aproximaciones aplicadas.

$$F2 = 130.000.000 \left[\frac{L}{año} \right] \cdot 0,003 \sim 390.000 \left[\frac{L}{año} \right]$$

El flujo F3 se calculó a partir del peso de la flor seca que a su vez fue determinado por las eficiencias de las operaciones unitarias dentro del proceso, cuyo valor es:

$$F3 = 49.000 \left[\frac{Kg}{año} \right]$$

Tabla 3. Balance de masa de la etapa del cultivo

Flujos	Entrada	Salida	Salida
	[L/año]	[Kg/año]	[L/año]
F1	130.000.000	-	-
F2	390.000	-	-
F3	-	49.000	-
F21	-	-	120.000.000
Total	130.390.000	49.000	120.000.000

Dimensionamiento del cultivo

Considerando la cantidad de plantas que se requieren y que cada planta requiere de un espaciado de $1[m^2]$ para que se desarrolle normalmente [20], se obtiene:

$$\text{Área} = 148966[planta] \cdot 1 \left[\frac{m^2}{planta} \right] = 148966[m^2] \sim 150.000[m^2]$$

La cantidad de plantas se obtuvo de la siguiente manera.

$$N^{\circ} \text{ Plantas} = \frac{\text{Flor seca}}{0,215} = \frac{32027}{0,215} = 148966 [planta]$$

Para el cálculo de la cantidad de flor seca se requirió de la producción caso base del aceite dividido en las eficiencias de los equipos destinados para su producción, se puede observar el cálculo en la planilla memoria de cálculo del Excel adjunto.

Discusiones

El supuesto más importante fue considerar el cultivo en etapa de mediados de temporada a lo largo de la plantación, con ello determinamos el coeficiente de cultivo ($K_{c,med} = 1,15$). Cabe destacar que este valor está sobredimensionado por el hecho que no considera la etapa de germinación y

$\text{final}(K_{c,ini}, K_{cfin} < K_{c,med})$, por consecuencia el gasto de agua de riego es mucho mayor. Además, debido a la carencia de información con respecto al cannabis, se recurre a semejanzas de especies de cultivo para determinar el coeficiente de cultivo del cannabis, principalmente por su carácter oleaginoso y tiempo de cultivo, este valor sirve como una primera aproximación para el modelo del proceso a simular.

2. Secador

Dimensionamiento

Para esta etapa se diseñó un equipo de secador rotatorio, en este se utiliza el aire a temperatura ambiente para secar la materia orgánica. Así se tiene el siguiente balance de energía por unidad de masa de sólido.

$$\frac{q_t}{\dot{m}_s} = c_{ps} \cdot (T_{hb} - T_{ha}) + x_a \cdot c_{pl}(T_{wa} - T_{ha}) + (x_a - x_b) \cdot \lambda + x_b \cdot c_{pl}(T_{hb} - T_{wa}) + (x_a - x_b) \cdot (H_{vb} - H_{va}) \quad (13)$$

Para calcular la temperatura de salida (T_{hb}) se tiene que el número de unidades de transferencia (N_T) es igual a 1,5. Se asume que la temperatura de bulbo húmedo se mantiene por ser un sistema aire-agua, además la temperatura promedio (T_{ha}) del sector es de 17°C (62,6°F) y una humedad relativa promedio de 45% [21] por lo que la temperatura de bulbo húmedo (T_{wa}) es de 10°C (50°F) teniendo lo siguiente (Ilustración 4):

$$N_T = \ln \left(\frac{T_{ha} - T_{wa}}{T_{hb} - T_{wa}} \right) \rightarrow T_{hb} = \frac{T_{ha} - T_{wa}}{e^{N_T}} + T_{wa} \quad (14)$$

$$T_{hb} = \frac{62,6[^\circ F] - 50[^\circ F]}{e^{1,5}} + 50[^\circ F] \rightarrow T_{hb} = 52,8[^\circ F]$$

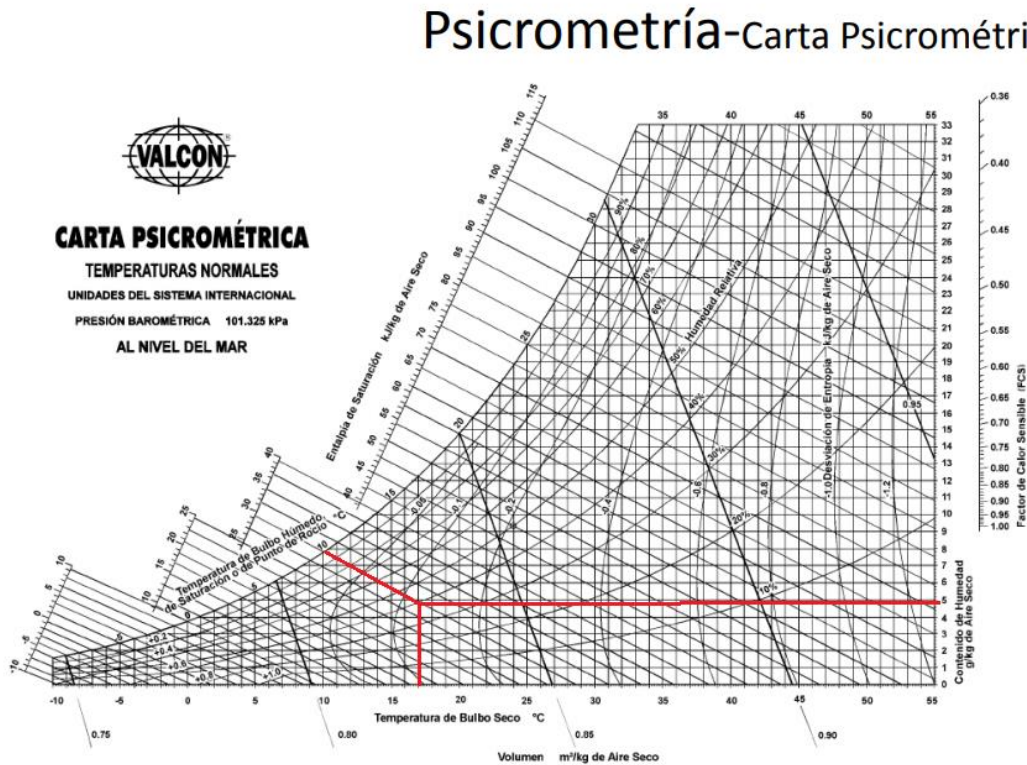


Ilustración 4. Carta psicrométrica a 1 atm para determinar la temperatura de bulbo húmedo.

Se asume que la temperatura de entrada del vegetal a secar es igual a la temperatura del aire que se emplea para secar y que la temperatura de salida de este compuesto es igual a la temperatura del aire al salir del secador, esto debido a la gran cantidad másica de aire que entra en comparación con la materia a secar. Por otro lado, la temperatura de vaporización es igual a la temperatura de bulbo húmedo. Se asume que el cannabis tiene un calor específico (c_{ps}) similar al de la espinaca, por tener propiedades similares de características vegetales, el cual es de $0,9[BTU/lb \cdot F]$ [22]. El agua tiene una capacidad calorífica (c_{pl}) de $1[BTU/lb \cdot F]$, mientras que las entalpías de entrada y salida del vapor son de $1083,06 [BTU/lb]$ y $1084,29 [BTU/lb]$ respectivamente [23]. La humedad con que entra la materia vegetal es de 75% y la de salida es de 15%. El calor de vaporización del agua es $1065 [BTU/lb]$.

Reemplazando los valores anteriormente mencionados, se obtiene:

$$\frac{q_t}{\dot{m}_s} = 621,90 \left[\frac{BTU}{lb} \right]$$

Se tiene que el flujo de sólidos en base seca (\dot{m}_s) a tratar diariamente es de $471,28[lb/dia]$ ($213.77[kg/dia]$). De esta manera se obtiene lo siguiente:

$$q_t = 293.107 \left[\frac{BTU}{dia} \right]$$

Por otro lado, se recuerda que las horas de trabajo son 9, por lo que se dispone a utilizar 8 horas diarias para procesar el *batch* del día y dejando una hora para cargar y descargar. Así se tiene que el flujo de calor por hora será:

$$q_t = 36.638 \left[\frac{BTU}{hora} \right] \sim 37.000 \left[\frac{BTU}{hora} \right]$$

Para calcular el flujo de aire empleado, se tiene la siguiente expresión:

$$q_t = \dot{m}_g \cdot (1 + X_a) c_{sa} \cdot (T_{ha} - T_{hb}) \rightarrow \dot{m}_g \cdot (1 + X_a) = \frac{q_t}{c_{sa} \cdot (T_{ha} - T_{hb})} \quad (15)$$

Donde se tiene que el calor húmedo (c_{sa}) es de $0,242[BTU/lb \cdot F]$ (Ilustración 5). Con esto se obtiene el siguiente flujo de aire:

$$\begin{aligned} \dot{m}_g \cdot (1 + X_a) &= \frac{37.000[BTU/hora]}{0,242[BTU/lb \cdot F] \cdot (62,6[F] - 52,8[F])} \\ \dot{m}_g \cdot (1 + X_a) &= 15601,28 \left[\frac{lb}{hora} \right] \equiv 7076,62 \left[\frac{kg}{hora} \right] \sim 7.100 \left[\frac{kg}{hora} \right] \end{aligned}$$

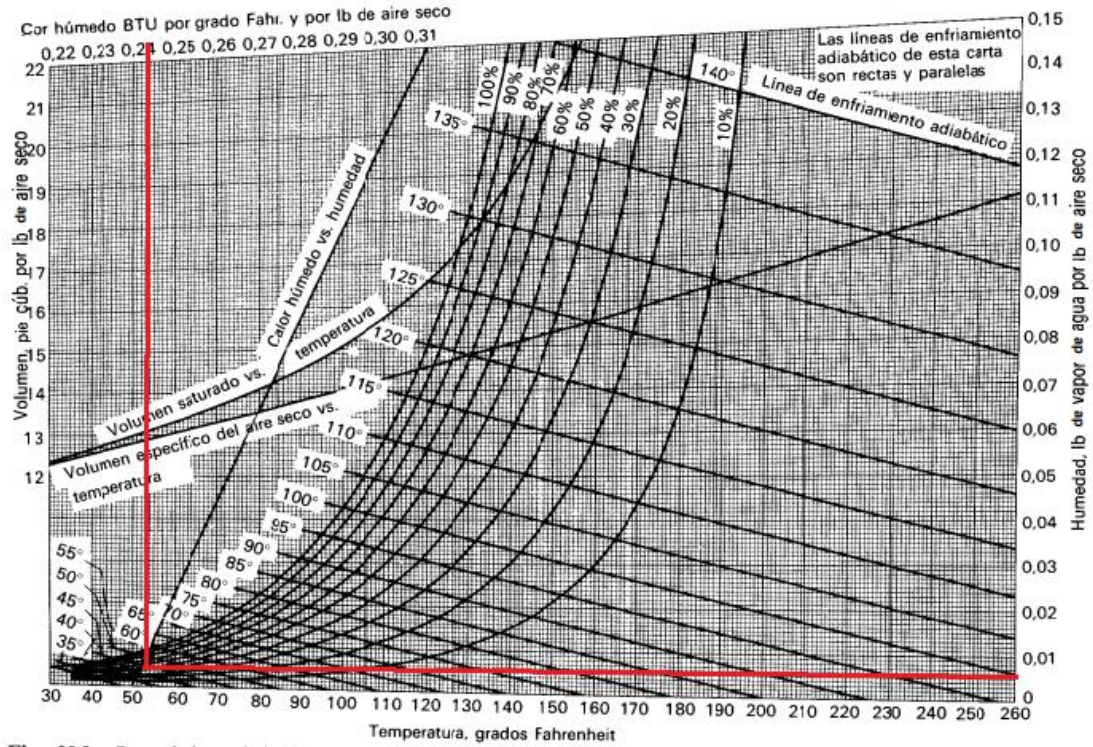


Ilustración 5. Carta humedad Aire-Agua a 1 atm para determinar calor húmedo.

Por otro lado, el flujo de material húmedo a secar (m_1) y de material secado (m_2) corresponden a:

$$m_1 = 1,75 \cdot m_s \rightarrow m_1 = 364,905 \left[\frac{kg}{dia} \right]$$

$$m_2 = 1,15 \cdot m_s \rightarrow m_2 = 246,366 \left[\frac{kg}{dia} \right]$$

Se tiene la siguiente ecuación de diseño para un secador rotatorio [24]:

$$q_t = Ua \cdot V \cdot \Delta T_M \quad (16)$$

$$Ua = \frac{0,5 \cdot G^{0,67}}{D} \quad (17)$$

$$\frac{\pi \cdot D^2}{4} = \frac{\dot{m}_g \cdot (1 + X_a)}{G} \rightarrow G = \frac{4 \cdot \dot{m}_g \cdot (1 + X_a)}{\pi \cdot D^2} \quad (18)$$

$$\Delta T_M = \frac{(T_{ha} - T_{wa}) - (T_{hb} - T_{wb})}{\ln \left(\frac{(T_{ha} - T_{wa})}{(T_{hb} - T_{wb})} \right)} \quad (19)$$

Donde se impuso que el diámetro del secador es igual a 6 pies y que el secador es un cilindro de largo L. Reemplazando (5), (6) y (7) en (4) se tiene la siguiente expresión:

$$q_t = 0,125 \cdot \pi \cdot D \cdot L \cdot \left(\frac{4 \cdot \dot{m}_g \cdot (1 + X_a)}{\pi \cdot D^2} \right)^{0,67} \cdot \frac{(T_{ha} - T_{wa}) - (T_{hb} - T_{wb})}{\ln \left(\frac{(T_{ha} - T_{wa})}{(T_{hb} - T_{wb})} \right)} \quad (20)$$

Despejando el valor de L, se obtiene:

$$L = 34,9[\text{pie}] \rightarrow L = 10,63[\text{m}]$$

Balance de masa

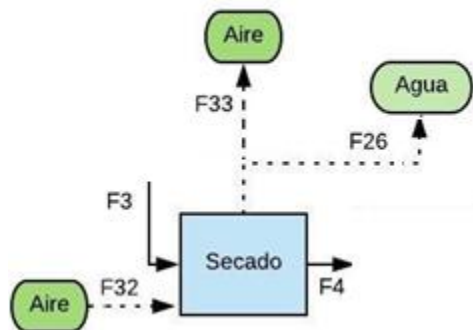


Ilustración 6. Esquema del secador.

Es de vital importancia mencionar que en esta etapa no hay pérdida de masa, además este equipo trabaja 8 horas diario. También es importante mentar que el flujo de entrada de materia orgánica posee un 75% de humedad. Dejando esto claro se presentan los flujos con sus respectivos valores en la Tabla 4.

Tabla 4. Balance de masa del secado

Flujos	Entrada [Kg/año]	Salida [Kg/año]	Salida [L/año]
F3	48737,66	-	-
F32	7311610,63	-	-
F4	-	32027,61	-
F33	-	7311610,63	-
F26	-	-	16710,06
Total	7360348,29	7343638,24	16710,06

Discusiones

Para esta operación no hay grandes supuestos. Si bien se impuso un diámetro para el secador, este es razonable considerando el flujo que se está tratando. Por otro lado, asumir temperatura y humedad constante podría ser el supuesto que más se aleja de la realidad debido a que estas condiciones varían a lo largo del año, por lo que el flujo de aire utilizado dependerá de las condiciones de entrada. Finalmente, este equipo no está sobre ni sub-dimensionado.

3. Molienda

En esta etapa se diseñó un molino de bolas, para esto se tiene la ecuación de Bond [25] para el cálculo de la energía necesaria para la disminución de tamaño:

$$E = 0,3162 \cdot W_i \cdot \left(\frac{1}{\sqrt{d_p}} - \frac{1}{\sqrt{d_a}} \right) \quad (21)$$

Debido a la falta de información se aproxima el índice de Bond (W_i) del cannabis al índice de la manzana, teniendo un valor de $110 [kWh/ton]$. Por otro lado, el diámetro del producto (d_i) es de $0,1[mm]$ y el diámetro de la alimentación (d_a) es de $50[mm]$. Se especifica que el tiempo de operación es de 1 hora por *batch* diario. Así se tiene lo siguiente:

$$E = 0,3162 \cdot 110 \left[\frac{kWh}{ton} \right] \cdot \left(\frac{1}{\sqrt{0,1}} - \frac{1}{\sqrt{50}} \right)$$

$$E = 105,07 \left[\frac{kWh}{ton} \right]$$

Teniendo que el flujo másico de entrada (\dot{m}_a) es de $246,366[kg/h]$ proveniente de la etapa anterior. Además, se conoce que la potencia se define de la siguiente manera:

$$E = \frac{P}{\dot{m}_a} \rightarrow P = E \cdot \dot{m}_a \quad (22)$$

$$P = 105,07 \left[\frac{kWh}{ton} \right] \cdot 246,366 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

$$P = 25,886[kW]$$

Teniendo esto se procede a utilizar la ecuación de Dawn, la cual corresponde a lo siguiente:

$$P_{neta} = 0,284 \cdot D \cdot A \cdot W \cdot N \quad (23)$$

Se tiene que para un molino de bolas los valores para los parámetros de (23) son los siguientes:

$$A = 1,073 - J \quad (24)$$

$$W = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot 2,35 \cdot D \cdot J \cdot \rho_{bolas} \quad (25)$$

$$N = 0,75 \cdot Nc \quad (26)$$

$$Nc = \frac{42,2}{\sqrt{D}} \quad (27)$$

Donde se tiene que el volumen de carga (J) óptimo para este molino debe ser igual al 28% de la capacidad total y la densidad de las bolas es igual a $4,48[ton/m^3]$. También se tiene que que la

potencia neta para un molino es igual al 90% de la potencia consumida. Reemplazando estos valores y las ecuaciones (4), (5), (6) y (7) en (8) y despejando el diámetro, se obtiene lo siguiente:

$$0,9 \cdot 25,886[kW] = 0,284 \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot 2,35 \cdot D \cdot 0,28 \cdot 4,48 \left[\frac{ton}{m^3} \right] \cdot 0,793 \cdot 0,75 \cdot \frac{42,2}{\sqrt{D}} [rpm]$$

$$\sqrt[7]{D} = 3,72$$

$$D = 1,1[m]$$

Finalmente se tiene la siguiente expresión que relaciona el diámetro con el largo del molino:

$$L = 2,35 \cdot D \quad (28)$$

$$L = 2,35 \cdot 1,1[m] \rightarrow L = 2,59[L]$$

Balance de masa

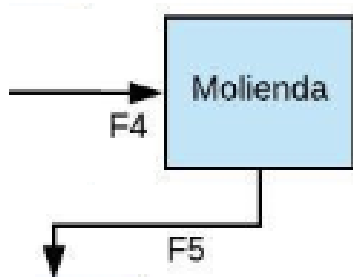


Ilustración 7. Diagrama molienda

Se asume que no se pierde masa en esta etapa, por lo que ambos flujos serán iguales. De esta manera estos tienen un valor anual de $32027,61 \left[\frac{kg}{año} \right]$. Dado que los días que se ocupan para el procesamiento del cannabis es de 130 días, es decir, la otra mitad del año sin contar los feriados, la producción diaria es $246,366 \left[\frac{kg}{día} \right]$.

Discusiones

Como se mencionó anteriormente, para el dimensionamiento de este equipo se utilizó el coeficiente de bond de la manzana. Este supuesto se aleja de la realidad debido a que la manzana posee una dureza superior al cannabis. De esta manera la energía necesaria para disminuir el tamaño de las partículas que se calculó es superior a la energía real que se necesita. De esta manera se tiene que el molino está sobredimensionado.

4. Extractor por CO₂ supercrítico

Debido a la complejidad para dimensionar este proceso, se decidió buscar un equipo capaz de tratar el flujo de biomasa producido, equivalente a $245,34 \frac{kg}{día}$, este valor se obtuvo en la sección anterior. Se encontró un equipo con las dimensiones adecuadas para el proceso, el cual se detalla en la Tabla 5

Tabla 5. Características del equipo de extracción por CO₂ supercrítico

Datos del equipo [26]		
Parámetro	Valor	Unidad
Altura	7	<i>m</i>
N° Extractores	3 x 100	<i>L</i>
Presión operación	400-500	<i>bar</i>
Flujo operación	1000	$\frac{L}{h}$
Área	130	<i>m</i> ²
Capacidad carga	0,2-0,6	<i>ton</i>

5. Separación

El proceso de desgasificación de líquidos comprende la separación de burbujas gaseosas de la fase líquida, lo cual bajo condiciones ideales puede ser descrito mediante la Ecuación 29 de asentamiento gravitatorio, siempre que el número de Reynolds se encuentre entre 2 y 500 [27].

$$V_t = \frac{3,49 \cdot g^{0,71} \cdot D_p^{1,14} \cdot (\rho_l - \rho_g)^{0,71}}{\rho_g^{0,29} \cdot \mu^{0,43}} \quad (29)$$

Para el cálculo del coeficiente de arrastre, se utiliza el gráfico de la Ilustración 8, el cual entrega el coeficiente de arrastre en función de un factor calculado como el coeficiente de arrastre por el número de Reynolds al cuadrado. Es decir, la abscisa del gráfico se calcula como:

$$C^* \cdot (Re)^2 = \frac{0,95 \cdot 10^8 \cdot \rho_g \cdot D_p^3 \cdot (\rho_l - \rho_g)}{\mu^2} \quad (30)$$

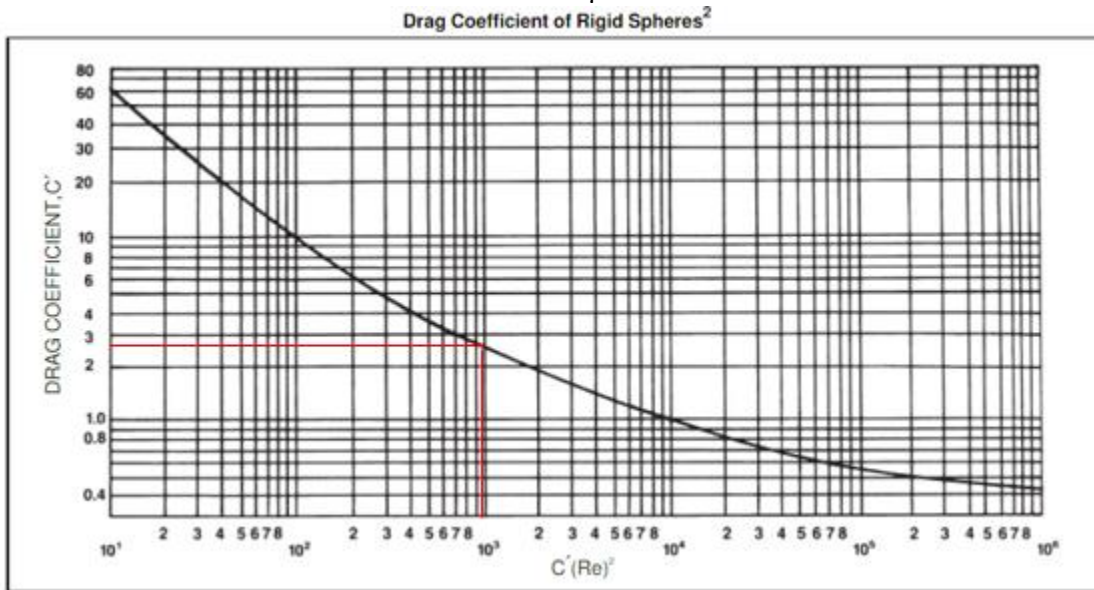


Ilustración 8. Gráfica para el coeficiente de arrastre en función de $C^* \cdot (Re)^2$

Para calcular los valores antes explicados se utilizan los datos de la Tabla 6:

Tabla 6. Datos utilizados para el cálculo de velocidad de asentamiento y coeficiente de arrastre.

Datos		
Variable	Valor	Dimensión
g	9,8	$[m/s^2]$
ρ_g	1,87 [28]	$[kg/m^3]$

ρ_l	920	$[kg/m^3]$
μ	0,0296 [29]	$[Pa \cdot s]$
D_p	$1,75 \cdot 10^{-4}$	$[m]$
Q_g	$1,25 \cdot 10^{-2}$	$[m^3/s]$

Luego utilizando los datos de la Tabla 6 y el gráfico de la Ilustración 8, se obtuvo el siguiente valor para el coeficiente de arrastre y el número de Reynolds:

$$C^* \cdot (Re)^2 = 997,7 \quad ; \quad C^* = 2,5 \quad ; \quad Re = 19,97$$

Si bien el coeficiente de arrastre obtenido corresponde a una aproximación dada la naturaleza del gráfico, se comprobó que el número de Reynolds se encontraba entre 2 y 500, permitiendo el uso de la ecuación 29, la cual entregó el siguiente valor para la velocidad de asentamiento de los líquidos:

$$V_t = 0,44 \left[\frac{m}{s} \right]$$

Luego la velocidad de separación del gas está dada por la siguiente relación, la cual asume que la velocidad de separación de los gases es un 66% de la velocidad de asentamiento de los líquidos:

$$V_g = \frac{2}{3} \cdot V_t$$

$$V_g = 0,29 \left[\frac{m}{s} \right]$$

Esta velocidad de separación junto al flujo de gas en la salida puede ser utilizada para calcular el diámetro del separador:

$$D_v = \sqrt{\frac{4 \cdot Q_g}{\pi \cdot V_g}} \quad (31)$$

$$D_v = 0,232 [m]$$

Luego la altura superior del separador puede ser determinada asumiendo que el tiempo que toma el gas en subir desde la alimentación a la válvula superior de salida es el mismo que le toma a las gotas de aceite asentarse en la fase líquida, por lo tanto, el largo superior del equipo será:

$$L_s = \frac{4 \cdot Q_g}{\pi \cdot V_g \cdot D_v} \quad (32)$$

$$L_s = 0,232 [m]$$

A continuación, se puede obtener la altura del largo inferior utilizando el flujo de aceite desgasificado y el tiempo de residencia promedio:

$$L_l = \frac{4 \cdot Q_l \cdot t_r}{\pi \cdot D_v^2} \quad (33)$$

$$L_l = 0,13 [m]$$

Finalmente, la altura total del separador se obtendrá al sumar los largos de separación para el líquido y el gas:

$$h = L_l + L_s$$

$$h = 0,36 [m] = 36 [cm]$$

Balance de masa

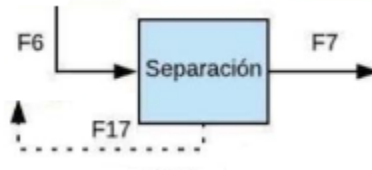


Ilustración 9. Diagrama de separación

Es importante mencionar que por lo pequeño que es el flujo a tratar, el tiempo de operación es igual a 2 minutos por día. De esta manera se tiene que el flujo de entrada es igual a $195835,5 [L/año]$. Este flujo corresponde a la suma del extracto y el CO₂ que se producen de la etapa de extracción. Por otro lado, los flujos de salida corresponden a $835,5 [L/año]$ de extracto y ceras, mientras se tiene un flujo de $195000 [L/año]$ de CO₂. En esta etapa se asume que la eficiencia de separación es del 100%.

Discusiones

El supuesto más importante utilizado corresponde a asumir que por la salida superior no saldrán gotas de aceite de más de $100 \mu m (D_p)$, lo cual afecta directamente a las dimensiones resultantes del equipo. Se considera un supuesto fuerte ya que el diámetro de las gotas de aceite que alcanzan la salida de gas en la parte superior depende de la agitación y fuerza con la que dispersa el flujo de entrada en forma de “neblina”. Así, una tolerancia de diámetro mayor de gotas de aceite (D_p) en la salida superior, ocasiona disminución en las dimensiones del equipo y para una exigencia de diámetro menor de gotas de aceite en la salida de gases, se necesitaría un equipo más grande.

Otro supuesto importante, corresponde al de asumir una velocidad de separación de los gases (V_g) igual al 66% de la obtenida para la deposición de gotas líquidas (V_t). Este supuesto es tomado por los autores de la publicación como una aproximación conservadora, teniendo en cuenta que una mayor velocidad de separación gaseosa entrega menores dimensiones para el equipo.

6. Mezclador

Por el carácter del curso, los mezcladores no se consideran equipos a dimensionar, por lo que se busca en catálogos un equipo adecuado para el proceso a realizar. Para encontrar un mezclador acorde, se consideran los siguientes parámetros.

Tabla 7. Parámetros de operación del mezclador

Parámetros de operación		
Parámetro	Valor	Unidad
Tiempo de residencia	1	día
Flujo de entrada	63,69	$\frac{L}{día}$
Factor de seguridad	1,20	-

A partir de esto, se encontró un mezclador con las dimensiones adecuadas para soportar el flujo de operación, que se detallan a continuación:

Tabla 8. Datos del equipo

Datos del equipo [30]		
Parámetro	Valor	Unidad
Capacidad	190	L
Peso	77	kg
Diámetro	30	in

7. Intercambiador de Calor

Dimensionamiento

Se calculan los balances de energía de las especies a partir de las Ecuaciones 29 y 30.

$$Q_c = m_c C p_c (T_{c2} - T_{c1}) \quad (29)$$

$$Q_h = m_h C p_h (T_{h1} - T_{h2}) \quad (30)$$

La ecuación general de un intercambiador de calor es [15]:

$$Q = UAf\Delta T_{LMTD} \quad (31)$$

Donde ΔT_{LMTD} es la diferencia de temperatura media logarítmica y se calcula a partir de la Ecuación 32.

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1} \right)} \quad (32)$$

$$\Delta T_1 = T_{h2} - T_{c1}$$

$$\Delta T_2 = T_{h1} - T_{c2}$$

Para obtener f que corresponde al factor de corrección, se deben conocer las variables P y R . Para luego estimar mediante curvas definidas el valor [15].

$$P = \frac{T_{c2} - T_{c1}}{T_{h1} - T_{c1}}$$

$$R = \frac{T_{h1} - T_{h2}}{T_{c2} - T_{c1}}$$

Se presentan los flujos participantes en la Tabla 8. Se requiere disminuir la temperatura del flujo entrante de Extracto con etanol de 20°C (68°F) hasta los -20°C (-4°F), para ello se utiliza el refrigerante R-134a.

Tabla 9. Flujos participantes

Extracto : Etanol (1:10)		
Variable	Valor	Unidades
m_h	55,607	[lb/h]
T_{h1}	68	[°F]
T_{h2}	-4	[°F]
R-134a		
Variable	Valor	Unidades
m_c	83,410	[lb/h]
T_{c1}	-40	[°F]
T_{c2}	50,714	[°F]

Se adjuntan los datos respectivos de cada flujo. Es importante destacar que el flujo entrante posee una razón de *extracto* : *etanol* = 1 : 10 , por consecuencia se supone que las propiedades físicas son semejantes a al etanol que se muestran en la Tabla 10 [31, 32].

Tabla 10. Propiedades físicas de los flujos

Propiedades	Extracto	R-134a	Unidades
ρ	49	0,265	[lb/ft ³]
C_p	0,65	0,344	[Btu/lbm-°F]
μ	2,903	4,20E-22	[lbf/ft-h]

El intercambiador que se utiliza es de tubos y carcassas, se define por criterio de la viscosidad de los compuestos para ver cuál flujo circula por el tubo y por la carcasa [33].

Tabla 11. Criterio de selección.

Criterios		
Tubo	R-134a	Menor viscosidad
Carcasa	Extracto:Etanol	Mayor viscosidad
Referencia: Tabla 3.4		

Se presentan los balances de energías de los respectivos flujos. Se asume que se trabaja en un sistema adiabático, por lo cual se considera la conservación de energía dentro del sistema.

Tabla 12. Balance de energías de los flujos

Balance de energía		
Variable	Valor	Unidades
Qh	-2602,388	[Btu/h]
Qc	2602,388	[Btu/h]

Se obtiene el ΔT_{LMTD} en la Tabla 13

Tabla 13. Diferencia de Temperatura media logarítmica

Diferencia de T° logarítmica		
ΔT_1	36	
ΔT_2	17,286	
ΔT_{LMTD}	25,509	

El coeficiente global de transferencia se determina mediante la Tabla 3.5 [33], considerando las características de los flujos que entran y salen del intercambiador.

Tabla 14. Coeficiente Global de transferencia

Coef. Global de transferencia de calor		
Variable	Valor	Unidades
U	20	[Btu/h-ft ² -°F]
Referencia: Tabla 3.5		

Se obtiene f mediante la Tabla 15y la Ilustración 10. Gráfico de factor de corrección [33]

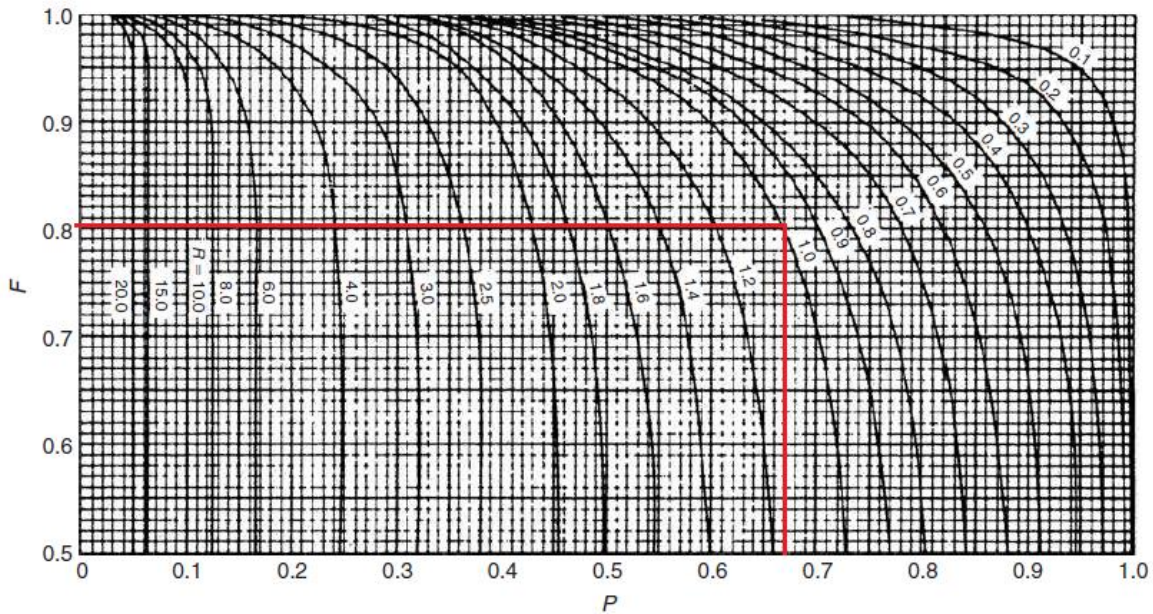


Ilustración 10. Gráfico de factor de corrección

Tabla 15. Factor de Corrección

Factor de corrección		
R	0,794	
P	0,840	
N	2	
f	0,8	

Mediante la Ecuación de diseño del intercambiador de calor se obtiene el valor del área.

Tabla 16. Área del intercambiador de calor de tubo y carcasa

ÁREA		
Variable	Valor	Unidades
A	12,752	[ft ²]
	1,185	[m ²]

Balance de masa

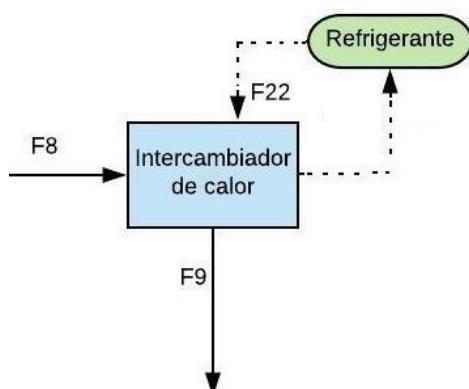


Ilustración 11. Diagrama del intercambiador de calor

Se presenta el balance de masa por especies en la Tabla 17.

Tabla 17. Balance de masa por especies

Extracto	Entrada	F8	2,892	[L/h]
	Salida	F9	2,892	[L/h]
	Diferencia		0	
Ceras	Entrada	F8	0,321	[L/h]
	Salida	F9	0,321	[L/h]
	Diferencia		0	
Etanol	Entrada	F8	28,921	[L/h]
	Salida	F9	28,921	[L/h]
	Diferencia		0	
R-134a	Entrada	F22	8902,128	[L/h]
	Salida	F22	8902,128	[L/h]
	Diferencia		0	

Discusiones

El supuesto más importante fue considerar el sistema adiabático, por lo que el resultado obtenido puede estar sobrevalorado. En la realidad el calor puede disiparse mayormente por conductividad y/o radiación, hecho que no se considera en esta etapa y se logra un intercambiador de calor ideal.

8. Filtro

Dimensionamiento

La separación de las ceras del extracto de cannabinoides requiere del uso de un filtro. Para esto, se dimensionó un equipo mediante la siguiente ecuación [34].

$$\frac{A \cdot t}{V} = \frac{\mu \cdot \alpha \cdot C}{2 \cdot \Delta P} \cdot \frac{V}{A} + \frac{R_M \cdot \mu}{\Delta P} \quad (33)$$

De esta ecuación se despejó el área, A, en base a los otros parámetros, que fueron impuestos u obtenidos por bibliografía. En la Tabla 18 y Tabla 19 se detallan los datos encontrados y los que fueron fijados.

Tabla 18. Datos bibliográficos para la filtración

Datos			
Variable	Valor	Dimensión	Referencia
P	250000,00	Pa	[35]
μ	0,10	Pa · s	[36]
α	1,05E+13	$\frac{m}{kg}$	[35]
R_M	1,79E+12	$\frac{1}{m}$	[35]

Tabla 19. Parámetros impuestos para el filtro

Parámetros		
Variable	Valor	Dimensión
C	0,94	$\frac{kg}{m^3}$
Volumen	0,17	m^3
t	3600,00	s

Reemplazando estos datos en la ecuación, se dimensionó el área del filtro, correspondiente a 0,18 [m²]. Este valor se encuentra enmarcado en los siguientes supuestos:

- El término α incluye el factor de compresibilidad de la torta ($\alpha = \alpha^* \cdot \Delta P^s$). No se tiene información sobre si el valor α encontrado en bibliografía incluye el factor de compresibilidad, por lo que se considera incluido para facilitar cálculos.
- El alcohol ayuda a la nucleación de las ceras, pero no sale en la torta de filtrado. Este supuesto se basa en el pequeño tamaño de la molécula de etanol en comparación a otras moléculas encontradas en el extracto.
- El comportamiento de la cera en la torta es similar al comportamiento de las ceras obtenidas por tratamiento de derivados del petróleo. Dado que los aceites son largas cadenas de carbono, puede existir cierta similitud en el comportamiento de las ceras vegetales y ceras

provenientes del proceso del petróleo. En particular, se espera una similitud de comportamiento en la presión de operación del filtro.

- La viscosidad del extracto es similar a la del aceite de oliva, dado que ambos líquidos son derivados de material vegetal.

De forma similar al resto de los equipos, se realizó un balance de masa para verificar los valores de las corrientes de entrada y salida. Dicho balance se basa en el esquema de la operación que se muestra en la Ilustración 12. El balance se detalla en la Tabla 20.

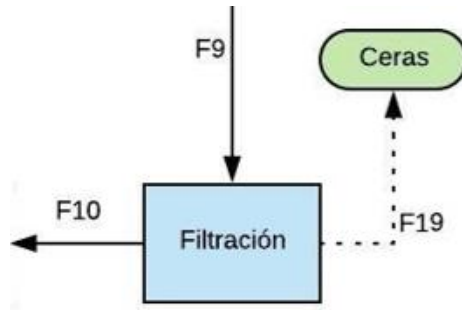


Ilustración 12. Diagrama de la filtración

Balance de masa

Tabla 20. Balance de masa en el filtro

Balance de Masa			
Global	Entrada	F9	8355,03
	Salida	F10+F19	8355,03
	Diferencia		0,00
Aceite	Entrada	F9	751,95
	Salida	F10+F19	751,95
	Diferencia		0,00
Alcohol	Entrada	F9	7519,53
	Salida	F10+F19	7519,53
	Diferencia		0,00
Cera	Entrada	F9	83,55
	Salida	F10+F19	83,55
	Diferencia		0,00

Discusiones

Según la literatura, sugiere que los cristales formados normalmente en aceites tienen un tamaño de 6 μm . Considerando que el proceso de winterizado busca promover la formación de cristales mediante la disminución de la temperatura y la adición de un coagulante, se espera que los sólidos a separar sean de mayor tamaño, por lo que, en teoría, es posible una separación del 100%. Sin embargo, otros estudios indican que la torta de filtrado contiene hasta un 60% de aceites, por lo que la eficiencia del proceso está basada en el coeficiente entre la salida y entrada de aceite al proceso. Considerar un 100% de remoción puede no ser correcto, pero considerando la baja cantidad de ceras en relación con el extracto de cannabinoides, las trazas de ceras tendrán poca influencia en el producto final.

Como se mencionó en párrafos anteriores, debido a la falta de información sobre el material aquí tratado, se usan parámetros obtenidos en bibliografía sobre resistencia específica de la torta y caída de presión de ceras derivadas de pirólisis plástica. Dado el carácter apolar de los plásticos derivados del petróleo, se espera que las ceras derivadas del proceso aquí descrito presenten un comportamiento similar. Por razones similares, se utiliza el valor de viscosidad del aceite de oliva.

Al comparar los resultados con información obtenida sobre filtros industriales para aceites, se observa que el filtro está sobredimensionado. A modo de ejemplo, un filtro capaz de procesar 450 litros en una hora, tiene un área de $0,29 \text{ m}^2$ [35], mientras que el filtro aquí dimensionado, procesa 12,5 litros en un área de $0,18 \text{ m}^2$. Esto se debe a los parámetros utilizados, que como ya se mencionó, son parte de un proceso de filtrado distinto, por lo que no contienen la información suficiente para modelar de forma correcta el sistema aquí descrito. Una posible forma de mejorar el dimensionamiento es mediante la estimación de otro parámetro, como por ejemplo la caída de presión necesaria, dada un área. Esta área se puede estimar mediante información de sistemas de transporte disponibles en el mercado (Tuberías principalmente).

9. Destilación Flash

Dimensionamiento

Para el dimensionamiento de este equipo, se utilizaron como referencia las ecuaciones de Rachford y Rice, que describen el comportamiento de las fases líquida y gaseosa y las composiciones en la mezcla para una operación isotérmica [37].

Además, el supuesto más fuerte para este dimensionamiento consistió en asumir que la mezcla estaba compuesta por cuatro componentes; alcohol, THC, CBD y otros cannabinoides. Para los últimos, se les consideró como si fueran un solo componente con una presión de saturación obtenida como el promedio de los dos cannabinoides principales.

El balance molar por componente, la distribución del componente en cada fase y el balance global están dados por las siguientes ecuaciones:

$$F \cdot z_i = V \cdot y_i + L \cdot x_i \quad (34)$$

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} = \frac{P_{sat,i}}{P_T} \quad (35)$$

$$F = V + L \quad (36)$$

Las cuales se pueden combinar para dar como resultado las siguientes relaciones:

$$x_i = \frac{z_i}{1 + (V/F)(K_i - 1)} \quad (37)$$

$$y_i = \frac{K_i \cdot z_i}{1 + (V/F)(K_i - 1)} \quad (38)$$

Y dado que se tiene la siguiente condición:

$$\sum x_i - \sum y_i = 0$$

Se obtiene finalmente la ecuación de Rashford -Rice:

$$f\left(\frac{V}{F}\right) = \sum_i \frac{z_i \cdot (1 - K_i)}{1 + (V/F)(K_i - 1)} = 0 \quad (39)$$

La ecuación 39 se resuelve de forma iterativa para $\left(\frac{V}{F}\right)$ usando el solver de *Excel*. Seguido esto se calculan las fracciones de los componentes en ambas fases usando las ecuaciones 37 y 38.

Las condiciones de entrada al equipo son presentadas en la siguiente tabla:

Tabla 21. Flujos molares en la alimentación del destilador

Flujos molares entrada		
Alcohol	[mol/hr]	990,62
THC	[mol/hr]	1,57
CBD	[mol/hr]	1,10
Otros	[mol/hr]	11,43

Con lo cual se pueden calcular las composiciones molares z_i en la entrada:

Tabla 22. Composiciones molares en la alimentación del destilador

Composiciones molares en alimentación	
Alcohol	0,986
THC	$1,56 \times 10^{-3}$
CBD	$1,09 \times 10^{-3}$
Otros cannabinoides	$1,13 \times 10^{-2}$

Luego mediante la ecuación 35 se calculan los coeficientes K_i a partir de las presiones de saturación de los cuatro componentes involucrados. La siguiente tabla incluye dichos datos, donde para el alcohol se utilizó la ecuación de Antoine, y para la mezcla de otros cannabinoides se utilizó un promedio de las presiones de saturación del THC y CBD.

Tabla 23. Presiones de saturación a la temperatura de operación para los componentes de la mezcla a destilar.

Compuesto	Presión de Saturación (Pa)	Referencia
THC	1,58	[38]
CBD	2,24	[38]
Alcohol	781855	[39]
Otros cannabinoides	1,91	Supuesto

Teniendo estos valores se puede comenzar a iterar utilizando la ecuación 39 y un valor inicial de $\left(\frac{V}{F}\right)$ que debe estar entre 0 y 1. El procedimiento iterativo se puede llevar a cabo en un solver de Excel, que encontrará el valor final de $\left(\frac{V}{F}\right)$ lo cual permitirá saber las composiciones en las salidas del destilador.

Los flujos y composiciones de las salidas junto a las condiciones de operación encontradas fueron las siguientes:

Tabla 24. Flujos y composiciones a la salida del destilador

x_{THC}	0,1078
x_{CBD}	0,0752
x_{otros}	0,7807
$x_{alcohol}$	0,0173
y_{THC}	$1,2 \times 10^{-5}$
y_{CBD}	$1,2 \times 10^{-5}$
y_{otros}	$1,1 \times 10^{-4}$
$y_{alcohol}$	0,9999
$V = 990,23 \frac{mol}{hr}$	$L = 14,49 \frac{mol}{hr}$

Tabla 25. Condiciones de operación encontradas por el solver de excel

Condiciones de operación	
Presión (Pa)	13510
Temperatura (Cº)	140

Para determinar el volumen aproximado del equipo, se utilizará la relación entre el flujo volumétrico que ingresa al equipo y el tiempo de residencia, para lo cual se considera un tiempo de **5 min**, por lo tanto, el volumen del equipo se puede expresar de la siguiente forma:

$$V = v_{alimentación} \cdot \tau \quad (40)$$

$$V = 1,04 \left(\frac{L}{min} \right) \cdot 5 (min)$$

$$V = 5,22 L$$

Balance de masa

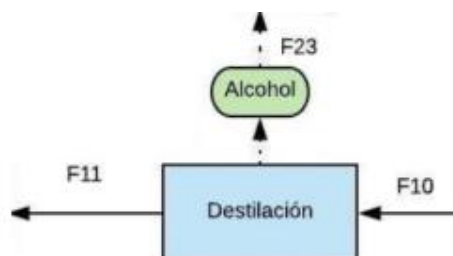


Ilustración 13. Diagrama destilación flash

Se tiene un flujo de entrada de $8146,2[L/año]$ el cual corresponde a la mezcla de extracto y alcohol generada en la etapa anterior. El flujo de salida de alcohol es igual a $7444,3[L/año]$, el cual corresponde al producto de cola, mientras que el producto de cabeza es igual a $695,9[L/año]$, este corresponde a los cannabinoides y a una pequeña cantidad de alcohol. Esto debido a que el equipo no puede eliminar todo el alcohol de la alimentación.

Discusiones

Para esta operación es importante recalcar que las ecuaciones disponibles para esta operación solo permiten determinar las condiciones de operación y las composiciones del flujo de salida, sin embargo, el volumen del equipo se determinó de forma aproximada utilizando la ecuación 40, lo cual puede estar sujeto a error, por lo que se propone como proyección para la próxima entrega encontrar ecuaciones que permitan obtener un resultado más preciso de su dimensionamiento.

En cuanto a las condiciones de operación determinadas, estas se encuentran dentro de un rango factible, sin embargo fue necesario tomar fuertes supuestos como por ejemplo asumir que el extracto de aceite estaba constituido solo por cuatro tipos de compuestos (alcohol, THC, CBD y otros cannabinoides) donde el cuarto correspondía a una mezcla de todos los demás cannabinoides que no eran de interés y poseía propiedades físicas y químicas calculadas como un promedio de las correspondientes a THC y CBD. Sin lugar a duda, supuestos de este tipo hacen que el resultado sea solo una aproximación de la realidad sujeta a incertidumbre, lo cual se puede perfeccionar únicamente con ajustes experimentales.

10. Short Path Distillation

Debido a la complejidad de modelar esta operación, dado que se recurre al método de diferencias finitas y aplicados a varios supuestos, se utiliza un catálogo para determinar las dimensiones, ver Tabla 26. Ésta cumple con el flujo de entrada que es de 5,35 [L/h] de la etapa anterior.

Tabla 26. Catálogo Short Path Distillation [40]

Equipo	Short Path Molecular Distillation System		
Modelo	MD801		
Dimensiones			
Alto	1,8		[m]
Ancho	0,5		[m]
Largo	1,1		[m]
Flujo de procesamiento	1,5		[L/h]
Rendimiento	0,9995		[-]
Horas de trabajo	3,569		[h/día]
T° ebullición THC	157		[°C]
T° ebullición CBD	160-180		[°C]

11. Mezclador

Al igual que el mezclador previo, se busca un equipo capaz de procesar el flujo de operación en esta parte del proceso, detallado en la Tabla 27. Se encontró un tanque de mezclado con las características detalladas en la Tabla 28.

Tabla 27. Parámetros de operación del segundo mezclador

Parámetros de operación		
Parámetro	Valor	Unidad
Factor de seguridad	1,2	[-]
Tiempo de residencia	1	día
Flujo de entrada	4,38	$\frac{L}{día}$

Tabla 28. Dimensiones del segundo mezclador

Datos del mezclador [41]		
Parámetro	Valor	Unidad
Capacidad	20	L
Ancho	0,2	m
Largo	0,3	m
Alto	0,48	m

12. Biodigestor

Dimensionamiento

Para tratar la biomasa restante del proceso (Flujos 14-15) se decide instalar un biodigestor, con el objetivo de producir biogás y un material que puede servir como abono para cultivos. Para el dimensionamiento, se utilizaron las ecuaciones (41 - 45) [42].

$$Volumen\ diseño = \frac{Flujo\ másico\ entrada}{Densidad} \cdot Tiempo\ de\ retención \quad (41)$$

$$Volumen\ Total = Volumen\ diseño \cdot Factor\ de\ seguridad \quad (42)$$

$$Volumen\ Total = Volumen\ campana + Volumen\ cono \quad (43)$$

$$Volumen\ campana = \frac{2}{3} \cdot radio\ campana^3 \cdot \pi \quad (44)$$

$$Volumen\ cono = \frac{1}{3} \cdot radio\ de\ campana^2 \cdot \pi \cdot Altura\ cono \quad (45)$$

Junto con el volumen, se calculó el flujo de metano y biogás producido. Para los cálculos se utilizaron datos bibliográficos y parámetros estimados a partir de los flujos tratados. Estos valores se detallan en la Tabla 29 y Tabla 30.

Tabla 29. Datos obtenidos por bibliografía

Datos			
Parámetro	Valor	Unidad	Referencia
Factor de seguridad en diseño	1,04	[-]	[42]
Relación radio/altura cono	5	[-]	[42]
Tiempo retención	20	días	[42]
Densidad biomasa	0,35	$\frac{kg}{l}$	[43]
Eficiencia de transformación de carbohidratos	29%	[-]	[44]
Eficiencia de transformación de lípidos	70%	[-]	[44]
Eficiencia de transformación de proteínas	32%	[-]	[44]
% Carbohidratos en biomasa	13%	[-]	[45]
% Lípidos en biomasa	4%	[-]	[45]
% Proteínas en biomasa	15%	[-]	[45]
Densidad CO ₂	1,77	$\frac{kg}{m^3}$	[46]
Densidad metano	0,656	$\frac{kg}{m^3}$	[47]
% metano	60%	-	[42]

Tabla 30. Parámetros calculados para el diseño del biodigestor

Parámetros calculados		
Parámetro	Valor	Unidad
Flujo entrada	240,43	$\frac{kg}{día}$
Flujo volumetrico	89302,20	$\frac{l}{día}$
Flujo carbohidratos	30,34	$\frac{kg}{día}$
Flujo lípidos	4,53	$\frac{kg}{día}$
Flujo proteínas	34,98	$\frac{kg}{día}$
Metano producido	35315,23	$\frac{l}{día}$
Biogas producido	58858,72	$\frac{l}{día}$
Flujo másico de biogas	64,91	$\frac{kg}{día}$

Se dimensiona el volumen necesario para tratar el flujo de entrada al proceso, resultando éste en $13,74 \text{ m}^3$, considerando un factor de seguridad de 4%, como se detalla en la Tabla de datos. Este resultado se basa en los siguientes supuestos:

- La densidad de la planta de cannabis se consideró como el promedio del rango de densidad de la hoja de arroz. Si bien se espera cierta similitud en los valores en cuanto a orden de magnitud, pueden existir diferencias no despreciables, considerando que se está comparando una hoja con una flor oleaginosa.
- La biomasa no necesita pretratamiento. Para producir biogás a partir de material lignocelulósico como lo son las plantas de cannabis, se necesita desestabilizar o eliminar la lignina. Sin embargo, una de las opciones para lograr esto es mediante la molienda de la materia [42], proceso que fue realizado previo a esta etapa.
- Parámetros de eficiencia son independientes del microorganismo utilizado y de la planta. En la literatura se encontraron parámetros de eficiencia de transformación a metano de las principales moléculas presentes en las células: carbohidratos, lípidos y proteínas. Considerando que estas moléculas no cambian de un organismo a otro, se espera que en general, las bacterias metanogénicas tengan eficiencias similares al procesar dichos compuestos.

Se realizó, además, un balance de masa en la etapa para verificar que no existan errores en los flujos tratados. Dicho balance se basa en el esquema de la operación que se muestra en la Ilustración 14. El balance se detalla en la Tabla 31.

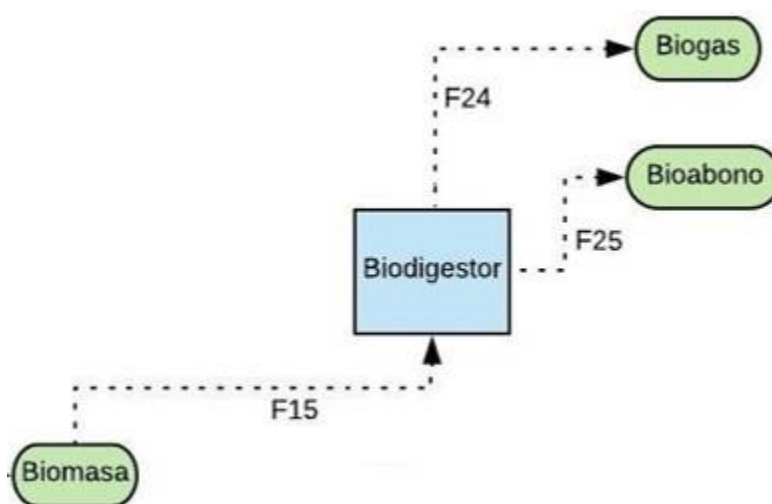


Ilustración 14. Esquema de la etapa de biodigestión

Balance de masa

Tabla 31. Balance de masa para la etapa de biodigestión

Balance de Masa			
Global	Entrada	F15	240,43
	Salida	F24+F25	240,43

	Diferencia		0,00
Biomasa	Entrada	F15	240,43
	Salida	-	-
	Diferencia		-
Biogás	Entrada	-	-
	Salida	F24	23,17
	Diferencia		-
Abono	Entrada	-	-
	Salida	F25	217,26
	Diferencia		-

Se considera que el equipo no está sobredimensionado ni sub dimensionado, dado que el volumen dimensionado es similar a algunos equipos existentes tanto en el mercado como en operación [43 - 45].

Nomenclatura

1. Cultivo

ET_c	: Evapotranspiración del cultivo en condiciones estándar	$[mm\ dia^{-1}]$
ET_0	: Evapotranspiración de referencia	$[mm\ dia^{-1}]$
K_c	: Coeficiente del cultivo	$[-]$
Δ	: Representa la pendiente de la curva de presión de saturación de vapor	$[KPa\ ^\circ C^{-1}]$
R_n	: Radiación neta en la superficie del cultivo	$[MJ\ m^{-2}dia^{-1}]$
G	: Flujo del calor de suelo	$[MJ\ m^{-2}dia^{-1}]$
γ	: Constante psicométrica	$[KPa\ ^\circ C^{-1}]$
T	: Temperatura media del aire a 2 metros de altura	$[^\circ C]$
u_2	: Velocidad del viento a 2 metros de altura	$[m\ s^{-1}]$
e_s	: Presión de vapor de saturación	$[KPa]$
e_a	: Presión real de vapor	$[KPa]$
$K_{c,med}$: Coeficiente de cultivo para mediados de temporada	$[-]$
HR_{min}	: Humedad relativa mínima diaria	$[\%]$
HR_{max}	: Humedad relativa máxima diaria	$[\%]$
h	: Altura media de la planta en la etapa mediados de temporada	$[m]$
R_{ns}	: Radiación neta de ondas cortas	$[MJ\ m^{-2}dia^{-1}]$
R_{nl}	: Radiación neta de ondas largas	$[MJ\ m^{-2}dia^{-1}]$
α	: Albedo	$[-]$
R_s	: Radiación solar	$[MJ\ m^{-2}dia^{-1}]$
R_{so}	: Radiación solar en un día despejado	$[MJ\ m^{-2}dia^{-1}]$
σ	: Constante de Stefan-Boltzmann	$[MJ\ K^{-4}m^{-2}dia^{-1}]$
N	: Insolación máxima diaria	$[horas\ dia^{-1}]$
n	: Insolación efectiva diaria	$[horas\ dia^{-1}]$
R_a	: Radiación extraterrestre	$[MJ\ m^{-2}dia^{-1}]$

2. Secador

q_t	: Calor transmitido	$[BTU\ h^{-1}]$
\dot{m}_s	: Flujo másico de entrada	$[lb\ h^{-1}]$
\dot{m}_g	: Flujo másico de aire	$[lb\ h^{-1}]$
C_{sp}	: Calor específico de la materia orgánica	$[BTU\ lb^{-1}F^{-1}]$
C_{pl}	: Calor específico del agua	$[BTU\ lb^{-1}F^{-1}]$
T_{hb}	: Temperatura de salida	$[^{\circ}F]$
T_{ha}	: Temperatura de ambiente	$[^{\circ}F]$
T_{wa}	: Temperatura de bulbo húmedo	$[^{\circ}F]$
x_a	: Humedad entrada	$[-]$
x_b	: Humedad salida	$[-]$
λ	: Calor de vaporización del agua	$[BTU\ lb^{-1}]$
H_{va}	: Entalpía de entrada	$[BTU\ lb^{-1}]$
H_{vb}	: Entalpía de salida	$[BTU\ lb^{-1}]$
N_T	: Número de unidades de transferencia	$[-]$
U_a	: Coeficiente volumétrico	$[-]$
V	: Volumen del secador	$[pie^3]$

3. Molienda

E	: Energía	$[KWh\ ton^{-1}]$
W_i	: Coeficiente de Bond	$[KWh\ ton^{-1}]$
d_p	: diámetro de partícula producto	$[mm]$
d_a	: diámetro de partícula alimentación	$[mm]$
P	: Potencia	$[KW]$
\dot{m}_a	: Flujo de alimentación	$[ton\ h^{-1}]$
L	: Largo del molino	$[m]$

4. Separación

V_t	: Velocidad terminal de sedimentación para gotas de líquido en una fase gaseosa	$[m\ s^{-1}]$
g	: Fuerza de gravedad	$[m\ s^{-2}]$
D_p	: Diámetro de gotas	$[m]$
ρ_l	: Densidad del liquido	$[kg\ m^{-3}]$
ρ_g	: Densidad del gas	$[kg\ m^{-3}]$
μ	: Viscosidad dinámica	$[Pa\ s]$
Q_g	: Flujo de CO2 en la salida	$[m^3s^{-1}]$

5. Intercambiador de Calor

Q_c	: Energía captada por el refrigerante	$[Btu\ h^{-1}]$
Q_h	: Energía liberada por la solución	$[Btu\ h^{-1}]$
m_c	: Flujo másico del refrigerante	$[lb\ h^{-1}]$
m_h	: Flujo másico de la solución	$[lb\ h^{-1}]$
Cp_c	: Calor específico del refrigerante	$[Btu\ (lbm\ ^\circ F)^{-1}]$
Cp_h	: Calor específico de la solución	$[Btu\ (lbm\ ^\circ F)^{-1}]$
Tc_1	: Temperatura de entrada del refrigerante	$[^\circ F]$
Tc_2	: Temperatura de salida del refrigerante	$[^\circ F]$
Th_1	: Temperatura de entrada de la solución	$[^\circ F]$
Th_2	: Temperatura de salida de la solución	$[^\circ F]$
U	: Coeficiente global de transferencia	$[Btu\ (h\ ft^3\ ^\circ F)^{-1}]$
A	: Área del intercambiador de calor	$[ft^2]$
f	: Factor de corrección	$[-]$
ΔT_{LMTD}	: Diferencia de temperatura logarítmica	$[-]$

6. Filtración

ΔP	: Caída de presión	$[Pa]$
μ	: Viscosidad dinámica	$[Pa\ s]$
α	: Resistencia específica de la torta	$[kg\ m^{-1}]$
C	: Masa de torta por unidad de volumen filtrado	$[kg\ m^{-3}]$
R_M	: Resistencia del medio	$[m^{-1}]$
A	: Área	$[m^2]$
V	: Volumen	$[m^3]$
t	: Tiempo	$[s]$

7. Destilación Flash

F	: Flujo molar de alimentación	$[mol\ h^{-1}]$
V	: Flujo molar fase gaseosa	$[mol\ h^{-1}]$
L	: Flujo molar fase líquida	$[mol\ h^{-1}]$
z_i	: Composición molar alimentación	$[-]$
y_i	: Composición molar fase gaseosa	$[-]$
x_i	: Composición molar fase líquida	$[-]$
F	: Energía captada por el refrigerante	$[Btu\ h^{-1}]$