



Facultad de Ingeniería Mecánica

TESIS EN OPCIÓN AL GRADO DE MÁSTER EN
CIENCIAS TÉCNICAS

Título: Influencia del proceso de fermentación de levadura en el consumo energético de la fábrica de torula “Antonio Sánchez” de Cienfuegos.

AUTOR: Ing. Lázara Hidalgo Rodríguez

TUTOR: Dr.c Juan F. Puerta Fernández.

Dr.c Juan A. Castellanos Álvarez

Cienfuegos. Cuba

2007

“Año 49 de la Revolución”

RESUMEN

Los niveles de consumo de energía de la fábrica de Torula, objeto de estudio, determinados a partir de la aplicación de las principales herramientas de la tecnología de gestión total y eficiente de la energía, de donde se concluye que el área de fermentación es la mayor consumidora y que no existe adecuada correspondencia entre los niveles productivos y de consumo de portadores energéticos lo que evidencia que en esta existen potencialidades de ahorro incuestionables. Dadas estas razones, el trabajo que se presenta tiene como objetivo realizar un estudio de la “Influencia del proceso de fermentación de levadura en el consumo energético de la fábrica de torula “Antonio Sánchez” de Cienfuegos. Con vistas a la búsqueda de solución al problema expuesto, es que se plantean, los balances de materiales y energía de los reactores químicos correspondientes al área de fermentación como método de análisis, modelando matemáticamente la relación existente entre los principales indicadores del proceso de fermentación y las variables altura del mosto en el interior de los fermentadores y su correspondiente temperatura, desarrollándose modelos matemáticos que hacen posible la evaluación o comportamiento de los principales indicadores ante los cambios de las variables mencionadas y otros procedimientos que metodológicamente agregan valor a los resultados. Se concluye con el estudio que la explotación del área de fermentadores se lleva a cabo en los límites inferiores de diseño pero con un sustrato diferente, sin que esto pueda ser cambiado en las condiciones actuales de explotación, lo que trae consigo bajos rendimientos productivos y altos consumos de portadores energéticos, especialmente de electricidad; comprobándose además, que las variables de proceso más influyentes son la altura del mosto y su temperatura correspondiente.

INTRODUCCIÓN

Hasta el presente el consumo de energía ha sido valorado como un índice del progreso económico y social de los países. Por eso, durante mucho tiempo, las consecuencias ambientales de los patrones de consumo de energía, fueron dejadas a un lado. Sin embargo, en la actualidad el problema energético adquiere una importancia crucial, tanto en la satisfacción de la creciente demanda global, como en lo referente al impacto ambiental del actual sistema energético.

Encontrar una salida al problema energético global constituye hoy un reto colosal. La solución a mediano plazo está cifrada en el aprovechamiento a gran escala de las fuentes renovables de energía. No obstante existen soluciones a corto plazo menos costosas como el uso racional, suficiente y eficiente de los recursos energéticos disponibles.

La demanda energética es el resultado de la interacción de contextos sociales, culturales y tecnológicos.

Según Wilhite, ¹ el consumo energético no está definido tanto por el comportamiento individual del consumidor, como por patrones de estilos de vida más bien colectivos. Sin embargo, una consecuencia de las modificaciones en estos estilos de vida es el comportamiento cada vez más creciente de la demanda para aparatos electrodomésticos, casas, automóviles, etc., no solamente en términos cuantitativos sino también cualitativos.

En el año 2000, América Latina y el Caribe presentaron un panorama de recuperación y expansión en su economía, así como en el desempeño del sector energético. ²

La recuperación económica de América Latina y el Caribe en el año 2000 significó un crecimiento del Producto Interno Bruto (PIB) regional del 4,1 % frente al 0,3 % observado en 1999, en tanto que la oferta y demanda de energía presentaron un crecimiento positivo en el año 2000 aunque no en la magnitud del PIB.

¹ Wilhite, H., E. Shove, L. Lutzenhiser, W. Kempton: "After twenty years of "demand side management", 2003.

² Informe Energético, 2000.

Teniendo en cuenta el crecimiento del producto de la región y de la demanda de energía, la **elasticidad demanda – PIB** para el año 2000 fue de 0,43, valor que se encuentra fuertemente influenciado por las grandes economías de la región que mostraron crecimientos positivos en su producto interno y demanda de energía. Países como Colombia y Costa Rica presentaron disminución en la demanda de energía y crecimientos en su producto interno, indicando una baja relación funcional entre el comportamiento de las dos variables. Por otro lado, está el caso del Uruguay, que disminuyó el crecimiento de su producto interno y de la demanda y presentó una elasticidad positiva de 6,34 %.

El término **biomasa** abarca una variada serie de fuentes energéticas. Estas van desde la simple combustión de la leña para calefacción hasta las plantas térmicas para producir electricidad que usan como combustible residuos forestales, agrícolas, ganaderos o incluso, lo que se denomina cultivos energéticos. Se incluyen también el biogás de los vertederos o lodos de depuradoras o los biocombustibles.

Oficialmente, se considera también la incineración de residuos urbanos como una fuente de energía renovable, aunque la mayor parte de los materiales que se emplean para la combustión no se puede considerar como recurso renovable. Además, tal como pone de manifiesto un estudio realizado por **Greenpeace**³ el potencial de ahorro energético de los materiales de la basura es 3,95 veces superior al reciclarse que al incinerarse.

A pesar de todas las barreras y obstáculos, la biomasa como fuente renovable ha demostrado su competitividad frente al petróleo. El aprovechamiento mediante el ciclo Rankine avanzado y la gasificación de la biomasa para generar electricidad son las tecnologías energéticas en desarrollo que sobresalen como fuerzas motrices importantes para impulsar la 3ra transición energética.⁴

Para producir electricidad y alcohol, la biomasa basada en tecnologías probadas ha demostrado resultados muy buenos, con alta eficiencia, sobre todo cuando se trata de residuos de cosecha que no necesitan trasladarse a grandes distancias, tal es el caso del bagazo, que se aprovecha en el mismo lugar donde se produce. La biomasa como

³ Greenpeace.: Energía Positiva: desarrollo, empleos energía limpia, 2004.

⁴ “Hacia una conciencia energética”. Tabloide especial. Grupo de Edición Editorial Academia. (La Habana), pág. 9, 2004.

energético puede usarse para la producción térmica y para la producción de etanol, biodiesel y otros combustibles líquidos sometiendo la biomasa a tratamientos especiales.

De ahí, se desprende la variedad de aplicaciones que puede tener la biomasa en la industria, el transporte, el hogar, etc.

La cogeneración con bagazo de caña en la industria azucarera, generación de electricidad o cogeneración a partir de los residuos de madera o residuos agroindustriales son proyectos típicos que utilizan biomasa como fuente primaria.⁵

En América Latina y el Caribe,⁶ en el año 2000 las potencialidades para un mayor aprovechamiento de las fuentes renovables de energía son elevadas: la leña, el bagazo y la geotermia representaron el 14 % de la oferta de energía primaria, frente al 15 % de 1999. Esta tendencia, que viene desde varios años atrás dentro de la región, se explica fundamentalmente por la disminución progresiva en el uso de la leña. La producción de leña se incrementó tan sólo un 0,56 %, contabilizándose para el 2000 un equivalente a 364 miles de barriles equivalentes de petróleo (MBep). Aunque varios países incrementaron su producción, se produjeron importantes reducciones en Bolivia, Cuba, Haití, Perú, y Uruguay.

Durante el año 2000, la biomasa consumida por la industria en la región, presentó un 16,5 % del total de energía consumida en el sector, en tanto que los derivados del petróleo participaron con el 15,8 %, el gas natural 26,3 % y la electricidad 21,4 %. Aunque la participación de la biomasa se redujo respecto a 1999, se observaron importantes participaciones de dicha fuente en Barbados, Bolivia, Cuba; Guatemala, Guyana, Haití, Honduras y Paraguay, con valores superiores al 35 %.

En Bolivia la biomasa (leña, estiércol, bagazo) constituye el 10,5 % de las fuentes energéticas primarias del país. El país cuenta con grandes recursos hidroenergéticos que se originan en los ríos que nacen en la cordillera. Al cierre del 2004 el 39,6 % de la potencia instalada en Bolivia estaba situada en plantas hidroeléctricas.⁷

Por su parte, en El Salvador, Guatemala, Haití, Honduras y Nicaragua, el papel de la biomasa en la OTEP es fundamental y aunque por una parte, en término de desarrollo

⁵ CEPAL SERIE. Recursos naturales e infraestructura, octubre de 2004.

⁶ Informe Energético.: Ob. cit., p. 3, 2000.

⁷ Fausto Posso. Estudio del desarrollo de las energías alternativas en Venezuela. Vol. 4, N^o 1 (Nueva Serie), 147-164, 2004.

sostenible resulta sin duda positivo, al indicar una débil utilización de combustibles fósiles, por otra es claramente negativo a causa del fuerte impacto sobre los recursos forestales nacionales y la calidad de vida de los usuarios.

Las políticas de desarrollo de las fuentes energéticas en América Latina se han orientado, en lo fundamental, a aprovechar los recursos naturales existentes en abundancia y baratos, con una explotación intensiva, antes que a promover el ahorro y el uso eficiente de la energía. Tal es el caso que Argentina, Brasil, México y Venezuela representan el 73.75 % del consumo total de Energía en América Latina y el Caribe.⁸

En términos generales, el consumo de energía en el sector industrial de la región se ha caracterizado en los últimos 10 años por un crecimiento de la participación de la electricidad, una reducción en la participación de los combustibles líquidos y la biomasa y una participación constante del gas natural.

Con respecto a las emisiones de gases contaminantes a la atmósfera, la contribución de América Latina y el Caribe al total mundial es poco relevante: su aporte se ubica en un 5,2 %.⁹ En esta región, el nivel medio de emisiones de CO₂ per. cápita se ubica alrededor del 60 % del promedio mundial y del 20 % del valor relativo al conjunto de países de alto índice de desarrollo humano.¹⁰

Es preciso transitar hacia el uso de energías alternativas, más livianas y menos impactantes, en el marco de la construcción de sociedades sustentables. De lo contrario, la vida de todo el planeta estará cada vez más amenazada.¹¹

El debate sobre el cambio climático tiene de fondo la discusión sobre el modelo de desarrollo imperante, altamente dependiente del uso de combustibles fósiles.

Las negociaciones deberían estar hablando de la adopción de energías descentralizadas, renovables, limpias y de bajo impacto, de reducir las emisiones de carbono, de los derechos igualitarios a la atmósfera y a las nuevas tecnologías. El asunto es: cortamos las emisiones o seguimos en el juego de los tecnócratas, propiciado por las Empresas Transnacionales (ETN) del petróleo, mientras el sur sigue sufriendo los impactos. Actualmente, los países industrializados, llamados del Norte,

⁸ British Petroleum. Loc. cit.

⁹ Programa de las Naciones Unidas para el desarrollo (PNUD): Informe sobre el desarrollo humano, Nueva York , 2000.

¹⁰ OLADE – GTZ.: Energía y desarrollo sustentable en América Latina y el Caribe. Guía para la formulación políticas energéticas. Primera Edición, Naciones Unidas. Santiago de Chile, 2003.

¹¹ Roa Avendaño T.: “El cambio climático otra deuda ecológica”.__Colombia: CENSAT Agua Viva, F o E, 2002.

consumen casi el 50 % de la energía en el planeta y sólo los Estados Unidos produce el 25 % de los gases invernadero del mundo y apenas un cuarto de la población mundial correspondiente a esos países y consume aproximadamente el 70 % del total de energéticos fósiles.¹²

Es decir, los países del Norte queman la mayor parte del petróleo, gas y carbón, desprendiendo una gran cantidad de gases a la atmósfera. Por esta razón por la cual son los principales responsables del calentamiento global, y por ende, las alteraciones climáticas constituyen una deuda ecológica de los países del Norte con los del Sur. Mientras el Norte devora insaciablemente gas y petróleo, el Sur sufre de manera inclemente el cambio climático,¹³ “Para la mayoría de los países empobrecidos, el cambio climático no es un riesgo, sino una realidad con la que tenemos que convivir. El cambio climático es el causante de la degradación de la salud humana, del ambiente y de la infraestructura”¹⁴

Las emisiones totales de CO₂ per cápita de la región,¹⁵ se incrementaron durante el año 2000 en un 0,38 %, llegando a 2,39 t/ hab., como resultado del aumento de la demanda de la energía en América Latina y el Caribe. Los más importantes aumentos por su representatividad en la región son los de México (2.07 %) y Venezuela (3.1 %). El crecimiento de este indicador entre 1999 y 2000 es sin embargo menor al promedio anual desde 1991, que es de 1,26 %. Esto significa una tendencia general al uso de energías menos contaminantes.

Respecto a la demanda o consumo final de energía, las emisiones totales de CO₂ se incrementaron en tan sólo el 0,1 %, alcanzando un valor de 0,38 Gg de CO₂ por cada kBep consumido, y se observa importantes disminuciones en Chile (- 9,54 %), Costa Rica (- 4,99 %), y Uruguay (- 14,63 %) e incrementos importantes en Bolivia (4, 36 %), Guatemala (11 %) y México (3,79 %).

La disminución de las emisiones de CO₂, la conversión de residuales contaminantes en energía y materias primas aprovechables, y la introducción de formas energéticas limpias (solar, eólica, hidráulica) integran, en síntesis, la parte más importante y visible de este beneficio.

¹² Roa Avendaño T.: “Combustibles fósiles y Cambio Climático”.__Colombia: CENSAT Agua Viva, Ruiría el Grito del Petróleo. Colombia, p 54, 2000.

¹³ Roa Avendaño T.: Loc. cit.

¹⁴ OILWATCH.: Declaración a la COP7 en Marrakech, noviembre, 2001.

¹⁵ Informe Energético 2000. Loc. cit.

Definitivamente, la salud del planeta está en manos del hombre y solo una concepción sostenible del uso y explotación de los recursos energéticos permitirá el desarrollo global sin arriesgar la propia existencia de la especie.

En Cuba, a partir de los difíciles años de período especial, se ha emprendido un fructífero camino de educación, solidaridad energética y cuidado del medio ambiente. En estos años, se ha desarrollado un programa de ahorro de energía que abarca todas las esferas de la sociedad y que demanda de todos los ciudadanos una conducta más responsable respecto al uso de la misma.

Sin embargo, según el Anuario Estadístico de Cuba ¹⁶ de la Oficina Nacional de Estadísticas del año 2005, el beneficio ambiental del actual programa energético cubano es considerable y evidente. Dicho programa se basa esencialmente en el incremento de la eficiencia y el desarrollo de las fuentes alternativas de energía (FAE), dentro de las que tienen un peso significativo las renovables.

En el futuro, las empresas de éxito serán aquellas que lleven a cabo de forma radical las mejoras y modificaciones necesarias para lograr la ecoeficiencia, en otras palabras, producir de forma creciente bienes y servicios útiles mientras reducen sus niveles de consumo y contaminación. ¹⁷

En tal sentido, la agroindustria azucarera representa un sector muy importante para la economía cubana por el peso que representa en el producto interno bruto, además de ser el motor que activa otros sectores de la economía. Esta tiene la particularidad que al diversificarse para la obtención de derivados produce residuos secundarios, a los que hay que darle tratamiento o un adecuado uso para evitar la contaminación del medio ambiente.

Se conoce que el desarrollo de las producciones de derivados, inducen un incremento en el nivel de contaminación que para su eliminación o atenuación requiere de adecuadas soluciones tecnológicas como el uso y reuso de flujos de los procesos y la aplicación de los diferentes tratamientos que protejan al medio ambiente.

En Cuba, se han desarrollado algunas producciones para alimento animal a partir de la fermentación aeróbica de los residuales de la producción alcoholera (vinazas) para producir proteínas unicelulares (levadura forrajera). La alternativa del uso de las vinazas

¹⁶ Cuba. Anuario Estadístico. La Habana. 2004.

¹⁷ Kapitsa P.: "Problemas globales y la energía", en Experimento, teoría y práctica. __Moscú: Editorial MIR, 1985.

de destilería o mostos presenta las mayores ventajas económicas al revalorizar este residual como complemento de sustrato, consumiendo menos o ninguna miel final para producir levadura, y evitando a la vez su vertimiento. Por lo tanto, estos desechos originados se han convertido en subproductos con un considerable valor económico.

Sin embargo, según reportes del artículo "Informe de mercado y resumen de prensa" bajo el título: El mercado mundial del azúcar, ¹⁸ los precios mundiales del azúcar son actualmente tres veces más altos que los de hace solamente dos años. En enero, quedó claro que la producción de azúcar de Brasil en 2005/2006 ha quedado incluso por debajo de las estimaciones más pesimistas, como consecuencia principalmente de un descenso cercano al 20 % en la producción de caña del Norte/Noreste y de un aumento de la cosecha Centro-Sur notablemente inferior al previsto. La entrada en servicio de la mayoría de los nuevos ingenios no se concretará hasta el año 2007, por lo que el mayor desafío para Brasil este año será cubrir la creciente demanda nacional de etanol en un momento en el que el atractivo de los precios mundiales del azúcar es cada vez más tentador

En la actual escalada de precios, se detectan algunos factores, entre los que están; la notable revalorización de la moneda durante los últimos 18 meses del principal productor y exportador mundial que es Brasil, que ha tenido su efecto tanto en los costes de producción como en el transporte en términos de dólares americanos, y además el acentuado aumento de los precios del petróleo y el etanol durante todo el año 2005, que ha hecho ascender los costos en dólares americanos de fabricar azúcar en los ingenios integrados de etanol/azúcar.

En Brasil, el etanol (Biocombustible) que se obtiene en las destilerías de la industria azucarera es mezclado con el combustible tradicional y se emplea en una parte considerable del parque automotor de ese país. Se ha puesto en marcha un ambicioso programa de producción de biodiesel para contribuir a la independencia energética del país; lo que traerá consigo un mayor desarrollo social. A principios del próximo año, las refinerías y distribuidoras podrán añadir un 2 % de biodiesel al petróleo, lo que exigiría una producción superior a ochocientos millones de litros de biodiesel por año. La intención es que esa proporción ascienda hasta el 5 % en el 2013.

¹⁸ Informe de mercado y resumen de prensa.: "El Mercado Mundial del Azúcar". Febrero 10 de 2006. Disponible en Intrenet: www.isosugar.org.

Sin embargo, desde el 26 de marzo de 2006, otras perspectivas giran en el mundo energético, a partir de la idea siniestra estadounidense de convertir los alimentos en biocombustibles, definitivamente establecida como línea económica de la política exterior de este país, con el fin de reducir los gastos de energía y combustible en los automóviles, apoyando la producción de combustible alternativo, mediante la producción de Etanol. Al respecto nuestro Comandante en Jefe ha publicado varias reflexiones para que el mundo se detenga a pensar en las consecuencias que esto acarrearía.

La idea de obtener etanol a partir de los alimentos de la humanidad es injusta e inhumana y ha traído como consecuencia el elevado precio del maíz y otros cereales y el aumento del hambre y la miseria de los pueblos. Fidel deja a las claras en la reflexión ¹⁹ que... Todos los países del mundo, ricos y pobres, sin excepción alguna podrían ahorrarse millones de millones de dólares en inversiones y combustible simplemente cambiando los bombillos incandescentes por bombillos fluorescentes, algo que Cuba ha llevado a cabo en todos los hogares del país. Eso significaría un respiro para resistir el cambio dinámico sin matar de hambre a las masas pobres del mundo.

Fidel expone que, "...Hoy los países desarrollados impulsan que los combustibles fósiles sean mezclados con biocombustibles en cerca de 5 por ciento y eso ya presiona los precios agrícolas. Si ese corte se elevara a 10 por ciento se necesitaría 30 por ciento de la superficie sembrada en estados Unidos y 50 por ciento de la de Europa. Por eso pregunto si estos es sustentable. El aumento de la demanda de cultivos para etanol producirá precios más altos e inestables..." ²⁰

En otra reflexión ²¹, Fidel plantea, "...Insaciable en su demanda, el imperio había lanzado al mundo la consigna de producir biocombustible para liberar a Estados Unidos, el mayor consumidor del mundo de energía, de cualquier dependencia exterior en materias de hidrocarburos. ...Lo que se impone de inmediato es una Revolución energética que consiste no solo en la sustitución de todas las luminarias

¹⁹ Castro R. F.: "Condenados a muerte prematura por hambre y sed mas de 3 mil millones de personas en el mundo". Reflexiones del Comandante en Jefe, 27 de marzo de 2007, periódico Granma (La Habana), 28 de marzo de 2007.

²⁰ Castro R. F.: "La internacionalización del genocidio". Reflexiones del Comandante en Jefe, 2 de abril de 2007, periódico Granma (La Habana), 3 de abril, p. 1.

²¹ Castro R. F.: "Lo que se impone de inmediato es una Revolución energética". Reflexiones del Comandante en Jefe, 30 de abril de 2007, periódico Granma (La Habana), 1 de mayo, p. 1.

incandescentes, sino también en el reciclaje masivo de todos los equipos domésticos, comerciales, industriales, transporte y de uso social, que con tecnologías anteriores requieren dos y tres veces más energía. ...Duele pensar que se consumen anualmente 10 millones de toneladas de combustibles fósiles, lo cual significa que cada año se derrocha lo que la naturaleza tardó un millón de años en crear. Las industrias nacionales tienen por delante enormes tareas que realizar y con todo ello incrementar el empleo. Así podrá ganarse un poco de tiempo.”

Es evidente que se ha reflexionado, y así se demostró en el VI Hemisférico de La Habana cuando se discutió el tema de la producción de biocombustibles a partir de alimentos, al que la inmensa mayoría se opuso con indignación. Sin embargo, Brasil reflexionó diferente, al respecto nuestro Comandante en Jefe escribió: “...Pero era indiscutible que algunas personalidades de prestigio, autoridades y buena fe habían sido ganadas por la idea de que la biomasa del planeta alcanzaba para ambos casos en un tiempo relativamente breve, sin pensar en la urgencia de producir los alimentos que, ya escasos de por sí, servirían de materia prima para etanol y el agrodiesel.”²²

Cuba ha demostrado que existen otras alternativas para dar respuesta a esta situación sin afectar la alimentación, utilizando profundos cambios conceptuales inherentes a la Revolución Energética. Fidel ha sostenido públicamente planteamientos que mantienen extraordinaria vigencia,²³ ha planteado que si los esfuerzos que hoy Cuba realiza los llevaran a cabo los demás países, las reservas probadas y probables de hidrocarburos durarían el doble; los elementos contaminantes que actualmente lanzan estos a la atmósfera se reducirían a la mitad; la economía mundial recibiría un respiro, al reciclarse una enorme cantidad de medios de transporte y equipos electrodomésticos y podría proclamarse una moratoria de 15 años al inicio de la construcción de nuevas plantas electronucleares. Habrá un antes y un después de la revolución energética de Cuba, de la cual podrán derivarse lecciones útiles para nuestro pueblo y para los demás pueblos del mundo.²⁴

En Cuba, el etanol (Biocombustible) que se obtiene en las destilerías a partir de los derivados de la industria azucarera, tiene gran utilidad en la producción de bebidas y

²² Castro R. F.: “La opinión unánime”. Reflexiones del Comandante en Jefe, 16 de mayo de 2007, periódico Granma (La Habana), 17 de mayo, p. 1.

²³ Castro Ruz F.: “Habrán un antes y un después de la Revolución Energética de Cuba”. Discurso pronunciado en Pinar del Río, 17 de enero de 2007, periódico Granma (La Habana), 18 de enero, p.5.

²⁴ Ídem.

licores, fármacos, perfumerías. Una parte se exporta y sus residuales son tratados atenuando la contaminación medioambiental y a partir de ellos se obtiene alimento animal en forma de levadura de torula, mediante un proceso fermentativo que trae consigo un alto consumo de energía, pero muy necesario para garantizar la alimentación humana. Esto demuestra que en Cuba se piensa en producir alimentos a partir de los biocombustible, motivo por el que critica la idea siniestra estadounidense de convertir los alimentos en biocombustibles. Un ejemplo de este logro lo es la fábrica de Torula “Antonio Sánchez”.

La fábrica de Torula “Antonio Sánchez” es una planta fabricada por la firma francesa SPEICHIM en el año 1977, y diseñada para producir 40 toneladas de torula al día. En sus inicios utilizaba como materia prima la miel final, pero en el año 2000 sustituye la utilización de las mieles por las vinazas procedente de la destilería de alcohol (ALFICSA), que fue fabricada en las proximidades de esta planta con el objetivo de evacuar sus residuales en la misma, por ser la vinaza un producto que representa un residual altamente contaminante al medio ambiente.

En este sentido, la Fábrica de Torula “Antonio Sánchez”, desde el año 2000 recibe el efluente de la destilería ALFICSA como materia prima para su proceso productivo. Su producción es muy inestable por depender de la producción de alcohol de la destilería. Esta fábrica representa el consumidor de energía más alto del municipio de Aguada de Pasajeros por no existir alternativas de otros portadores energéticos para el proceso, por el mal estado técnico de la planta y en específico del área de fermentación, lo que hace más crítica esta situación.

Así, puede identificarse como **problema científico el siguiente: en las condiciones actuales de operación de la Fábrica de Torula “Antonio Sánchez” existe un alto consumo de energía y no se logra aumentar los índices de producción. Se desconoce, por lo tanto, en qué medida la operación de los fermentadores influye en esta situación y cuáles son los parámetros de operación que más afectan al proceso de fermentación.**

Sin embargo, un adecuado funcionamiento del sistema de enfriamiento en los fermentadores, debe disminuir la temperatura en el reactor y aumentar el favorable crecimiento de la célula, para obtener mejores índices de producción, que justifiquen el consumo de energía en los fermentadores. Esto se debe comprobar mediante la

aplicación de algunas herramientas de la prueba de necesidad de la Tecnología de Gestión Total y Eficiente de la Energía y la utilización de la modelación matemática de los fermentadores de dicha fábrica.

El problema científico planteado sugiere la realización de algunas preguntas científicas que lo enriquecen, explican y aclara. Dentro de estas preguntas de investigación la autora de este trabajo propone analizar las siguientes:

¿La temperatura afecta en alguna medida el proceso de fermentación y el consumo energético del mismo para producir levadura de torula?

¿Este estudio podrá constituir un instrumento para mejorar la productividad en el proceso de fermentación?

¿A partir de la solución del problema científico será posible aumentar la altura de trabajo del fermentador en aras de aumentar la producción, para disminuir su costo y atenuar los altos consumos de energía?

Es objetivo de este trabajo **identificar y proponer soluciones que conlleven a una mejora tecnológica en el área de fermentación para mejorar la capacidad de producción y disminuir su costo.**

Además, como objetivos específicos será necesario tomar en cuenta los siguientes:

- 1. Poner en funcionamiento los elementos básicos de un sistema de gestión eficiente de energía que posibilite detectar el comportamiento de este portador sobre la base de mejoras en el proceso de fermentación.**
- 2. Lograr un modelo matemático que permita establecer condiciones de trabajo en los fermentadores que aumenten los índices de producción.**
- 3. Aplicar dicho modelo en función de sugerir algún índice que permita determinar las condiciones de intensificación de dicho sistema desde el punto de vista energético pero tomando en cuenta la interacción con el proceso.**

Esta investigación se hace necesaria porque mejoraría la capacidad de producción en la fábrica objeto de estudio, y aunque no es posible disminuir el consumo de energía en el proceso de fermentación por no ser susceptible a alternativas energéticas o inversionistas, si se disminuiría el costo de producción al lograr mejores rendimientos.

En Cuba, se han construido 11 plantas de este tipo y solo queda en operación aquella en la que se desarrolla esta Tesis. La fábrica de Torula ha cambiado su objeto social, al

concebirse como aliviadero para el tratamiento residual de los efluentes de la Planta de Alcoholes finos ALFICSA que son altamente dañinos y contaminantes del medio ambiente. Entonces, desde el punto de vista social, la implementación de los resultados obtenidos, contribuirá al perfeccionamiento del proceso de fermentación fundamental para la producción de alimento animal y que tanta repercusión tiene para la alimentación de la sociedad, así como para lograr mejores resultados en la conservación del medio ambiente al asimilar mayor cantidad de residuales de la fabricación de alcohol.

El valor científico de esta investigación estará dado en la aplicación de un modelo matemático que identificará qué tan alejadas del diseño están las variables, que atentan contra la fermentación de levaduras y que propician un rendimiento muy bajo de producción. Además, lograr un adecuado régimen de trabajo en el fermentador, que pueda admitir mayor cantidad de vinazas disminuirá el impacto medioambiental y aumentará la producción. Esto constituye un aporte científico y económico.

De esta manera, el objeto de estudio de la Tesis se circunscribe a la operación del proceso de fermentación y su impacto en el consumo energético de la fábrica de torula. Este trabajo cuenta con un capítulo inicial, donde se analizará el estado del arte de la literatura existente sobre el comportamiento de la energía en el mundo y en Cuba, y el comportamiento del proceso de fermentación de levadura de torula para alimento animal. Un segundo capítulo en el que se caracterizará el proceso de producción de la planta objeto de estudio. Además, se analizará la influencia del gasto energético en el costo de producción y el comportamiento de los fermentadores para producir levadura de torula en cuanto a masa y energía, donde se aplicará un método matemático que rectifique este comportamiento. En el tercer capítulo se validarán y analizarán los resultados para confirmar la hipótesis planteada, así como especificar los aportes concretos al conocimiento, tanto en el orden teórico como práctico, al que se llega como consecuencia del proceso de investigación abordado. Por último las conclusiones demuestran el alcance de los objetivos investigativos trazados y dan respuesta a las preguntas científicas formuladas. Las recomendaciones permitirán conocer la factibilidad de la continuación de estudios en esta temática del conocimiento. Se han incluido varios anexos para complementar la lectura y análisis de los datos.

CAPITULO I

ANALISIS DE LA LITERATURA

En este capítulo se presenta un análisis del estado del arte de la bibliografía, que sirve de marco teórico a la investigación.

El mismo consta de dos partes: en la primera parte se expone brevemente la situación energética mundial y en Cuba, donde se dan tablas de referencias y gráficos, que evidencian dicho comportamiento. En la segunda parte se analizan referencias bibliográficas sobre la producción de levaduras, el proceso de fermentación y alternativas que han sustituido a la miel final como materia prima. Al final se realiza un análisis de la metodología implementada en la fábrica que es objeto de estudio, donde se emplean estas alternativas al utilizar las vinazas como materia prima.

De numerosos datos de referencia se han relacionado tales informaciones que un amplio círculo de especialistas en la materia emplean en la práctica.

De esta forma, se sientan las bases investigativas para dar respuesta al problema científico que relaciona el comportamiento de la eficiencia energética y el proceso de fermentación para producir levadura de torula para alimento animal.

1.1 Situación energética mundial y en Cuba

Entre las fuentes comerciales de energía, los combustibles fósiles mantienen su dominio en la composición del balance energético mundial, sobre todo el petróleo, a pesar del proceso de sustitución petrolera por otras fuentes de energía, que alcanzó su máxima expresión en el período de altos precios entre 1973 y 1985.

Los precios del petróleo constituyen una variable fundamental en la dinámica de la economía mundial debido a la importancia de este recurso natural no renovable en el mercado mundial y su papel en el sistema energético mundial.²⁵

En las últimas tres décadas, pueden identificarse tres períodos en función de la dinámica de los precios petroleros en el mercado mundial:

- 1973 – 1985: Período de altos precios, al calor de las alzas de precios de 1973 – 1974 y 1979 – 1981

²⁵ British Petroleum, Statistical Review of World Energy, junio de 2005.

- 1986 – 1998: Período que se inicia con una marcada caída de precios de más de un 50 % y cierra con otra caída de precio superior al 30 %.
- 1999 – 2006: Nueva tendencia alcista de los precios petroleros.

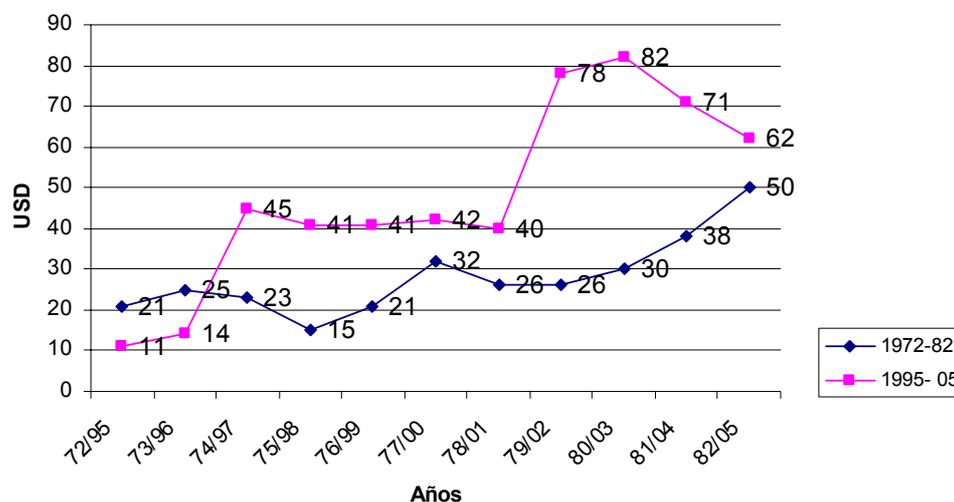
En enero de 1999, cuando nació la moneda única en Europa, el precio del crudo de referencia, el Brent, estaba en torno a los 10 dólares por barril, casi su nivel más bajo desde el primer gran choque del petróleo en 1973-1974. A mediados de octubre de 2000, el barril de Brent estaba por encima de los 33 dólares. Sin embargo, en junio de 2005, el Brent volvió a los 55 dólares por barril y parece que va a seguir una trayectoria alcista. Para otros tipos de petróleo como el de referencia en EE: UU (el West Texas Intermediate), las cotizaciones llegaron a superar los 70 dólares el barril a finales de agosto de 2005. En solo un año – desde junio de 2004 – el precio del crudo subió unos 20 dólares por barril, o casi un 50 %.

La última vez que los precios subieron tanto en tan poco tiempo fue durante el período comprendido entre los dos grandes choques petroleros de 1973-1974 y 1979 -1980, cuando pasaron de 3 dólares por barril en 1973 a casi 36 dólares por barril en 1980 (14 y 82 dólares, respectivamente, medidos en dólares de 2004). De todas formas, los últimos años de presión alcista en el precio del petróleo están lejos de ser un choque semejante al de los años 70. En términos reales, el precio actual tendría que subir más de un 30 % para llegar a los niveles de 1980, ver Gráfico 1.1. El Fondo Monetario Internacional (FMI) calcula que el precio real del petróleo subió un 74 % entre junio de 2003 y marzo de 2005, comparado con un aumento del precio real del 185 % durante el año 1974 y con un aumento del precio real del 158 % entre junio de 1978 y noviembre de 1979. Todos los datos aportados respecto a los precios del petróleo provienen de La British Petroleum, 2005.²⁶

²⁶ Elaborado por el Centro de Estudios de las Finanzas Públicas de la H. Cámara de Diputados con base en datos de: Secretaría de Energía y Reuters. 2000.

Gráfico 1.1 El precio del petróleo

(precios reales en dólares de 2004)



Sobre el período 1999 – 2006, cabe señalar que después de una caída superior al 30 % en 1998, los precios internacionales del petróleo han registrado una tendencia alcista provocado por un creciente frenesí especulativo en ese mercado, reforzado sobre todo después de la invasión y ocupación de Irak por los Estados Unidos y sus aliados. La ola de violencia e inseguridad desatada tanto en Irak como en otros países de Medio Oriente después de la ocupación iraquí ha alimentado la escalada de precios del petróleo experimentada en los últimos años.

Otros factores básicos que inciden en las altas cotizaciones del crudo están relacionados con las limitaciones de la oferta, la creciente demanda de los países industrializados y algunos países con rápido crecimiento como China, y los cuellos de botellas creados por el déficit de capacidades de refinación en países industrializados. Además de las razones antes apuntadas, en el 2005, también fue significativo el impacto de las afectaciones a la infraestructura petrolera en el Golfo de México y la Costa Sur Estadounidense debido al paso de los Huracanes Katrina y Rita.²⁷

En la siguiente tabla, aparece reflejado el comportamiento del balance de energía comercial en diferentes periodos según datos reportados.²⁸

²⁷ Ídem.

²⁸ Ídem.

Tabla 1.1 Dinámica del balance de energía comercial a nivel mundial entre 1973-2004 (en % del Total)

Fuentes	1973	1985	2000	2004
Petróleo	48	39	39	37
Gas Natural	18	21	24	24
Carbón	28	29	24	27
Hidroelectricidad	5	6	7	6
Nuclear	1	5	6	6
Total	100	100	100	100

Como puede apreciarse en esta tabla, durante el período de 1973 – 1985 caracterizado por los altos precios del petróleo:

- La participación de petróleo en el balance mundial de energía se redujo de 48 % a 39 %, como resultado de la sustitución de petróleo por fuentes alternativas.
- El resto de las fuentes aumentaron su participación; pero las más dinámicas fueron la energía nuclear y el gas natural.

En el período 1985 – 2000, en que predominaron niveles de precios relativamente estables y moderados:

- Se estancó la sustitución petrolera.
- El gas natural fue la fuente más dinámica.
- El carbón fue la fuente que más retrocedió.

El período de altos precios 2000 – 2004 se destaca:

- Un retroceso del petróleo, principalmente en el Tercer Mundo.
- Una recuperación del carbón, sobre todo en países subdesarrollados de Asia (China).

En general, los combustibles fósiles (petróleo, carbón y gas natural) representan el 88 % de la energía comercial que se consume en el mundo.

Aunque esta fuente bibliográfica no incluye los recursos de la biomasa, ni otras fuentes renovables diferentes a la hidroelectricidad, hay otras fuentes ²⁹ que en datos correspondientes al 2002, que refiere un 11 % de biomasa y 1 % de otras fuentes renovables.

²⁹ World Resources Institute, 2005. WRI Report. Navigating the Numbers. Greenhouse Gas Data and International Climate Policy.

El sector energético de los países desarrollados ha registrado importantes transformaciones en las últimas tres décadas a partir de la introducción de nuevas tecnologías de producción y consumo de energía. No obstante, persisten patrones irracionales de funcionamiento en este sector como: predominio de combustibles fósiles, altos niveles de consumo energético per cápita, impactos ambientales, entre otros.

Sin embargo, el sector energético de los países subdesarrollados atraviesa por una severa crisis que impide satisfacer los requerimientos más elementales de sectores mayoritarios de la población. Los factores que determinan ese entorno de crisis incluyen las restricciones financieras externas y los obstáculos a la transferencia de tecnología avanzada. La mayoría de los países subdesarrollados padecen de vulnerabilidad tecnológica, de crisis energética y su deterioro ambiental es considerable.

Tabla 1.2 Dinámica del balance de energía comercial de los países subdesarrollados entre 1973-2004 (en % del Total)

Fuentes	1973	1985	2000	2004
Petróleo	42	35	40	33
Gas Natural	6	10	14	13
Carbón	45	46	35	44
Hidroelectricidad	7	9	10	9
Nuclear	0	0	1	1
Total	100	100	100	100

Como se observa en la tabla 1.2, los combustibles fósiles suman el 90 % del balance de energía comercial de los países subdesarrollados en su conjunto. La participación del petróleo se redujo de 42 % a 35 % durante el período de 1973 a 1985. Luego, al disminuir los precios, esta proporción aumento hasta en 40 % en el 2000, Para luego caer nuevamente a 33 % en 2004 debido a la escalada de precios más recientes. Esta trayectoria revela la sensibilidad de ese indicador, en los países subdesarrollados, ante las variaciones de los precios de petróleo.

En el año 2000 la energía producida a partir de fuentes nacionales continúa en ascenso, y son el petróleo crudo, el bagazo y el gas natural los portadores de mayor peso.³⁰

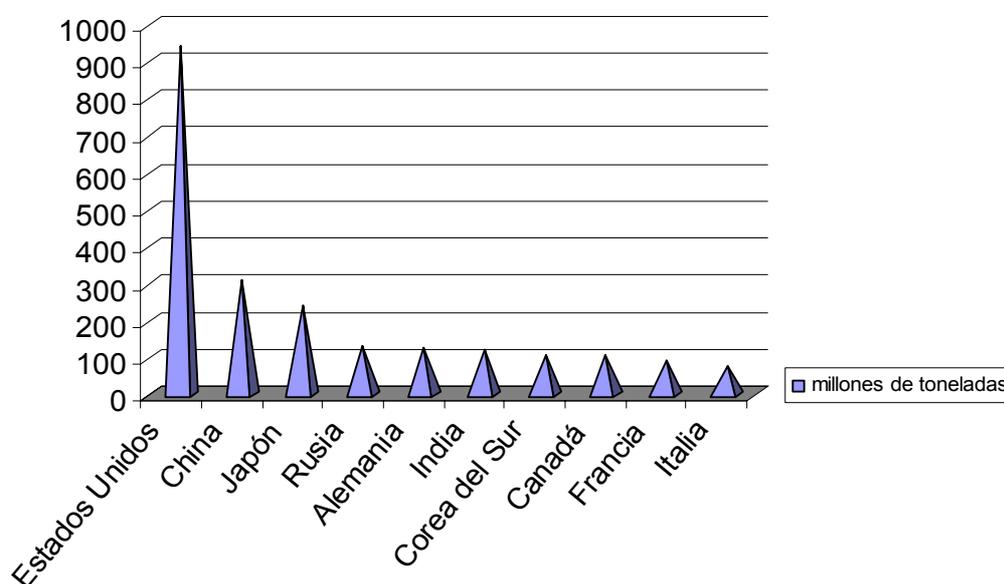
Por su parte, la biomasa mantiene prácticamente el mismo peso en la estructura de la oferta. Sin embargo, es preciso destacar las notables fluctuaciones en la participación del bagazo (en función de los resultados de la zafra azucarera) y el incremento mantenido de la participación de la leña en el balance nacional.³¹

1.1.2 Principales consumidores e importadores de petróleo.

La mayoría de los principales consumidores de petróleo del mundo son países desarrollados como Estados Unidos, Japón, Rusia, Alemania, Corea del Sur, Canadá, Francia e Italia. Solo dos países subdesarrollados se ubicaron en el 2004 entre los principales consumidores de petróleo del mundo: China e India

Gráfico 1.2 Principales consumidores de petróleo, 2 004

(millones de toneladas)



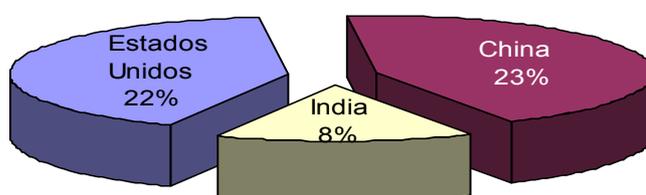
³⁰ Portadores energéticos en el año 2000.: *Bohemia*, (La Habana), p. 22. 12 de Enero del 2001.

³¹ Ídem.

Es meritorio señalar el rápido crecimiento del consumo petrolero en los últimos años en grandes consumidores como Estado Unidos, China e India. China recibió el 23 % del incremento del consumo petrolero entre 1984 y 2004, pasando a ocupar el segundo lugar entre los grandes consumidores, mientras que Estados Unidos absorbió el 22 % de dicho incremento y la India el 8 %.

Gráfico 1.3 Incremento acumulado de la demanda de petróleo entre 1984 y 2004 en China, India y Estados Unidos

(en % del total mundial).



En el 2002 los países del Golfo Árábigo Pérsico aportaban el 27 % de las importaciones petroleras de los países industrializados y otros países subdesarrollados suministran el 48 %. Para el año 2025, se espera que el aporte del Golfo Árábigo Pérsico aumente hasta el 33 % y el de otras regiones subdesarrolladas hasta el 50 %.

El perfil petrolero de Estados Unidos se caracteriza por su doble condición de gran productor de petróleo por un lado y de primer consumidor e importador mundial por el otro lado. En los últimos veinte años, la producción petrolera de Estados Unidos ha registrado una caída sostenida (alrededor de un 34 % entre 1985 y 2004) mientras que el consumo petrolero se ha incrementado en igual período a más de un 30 %.

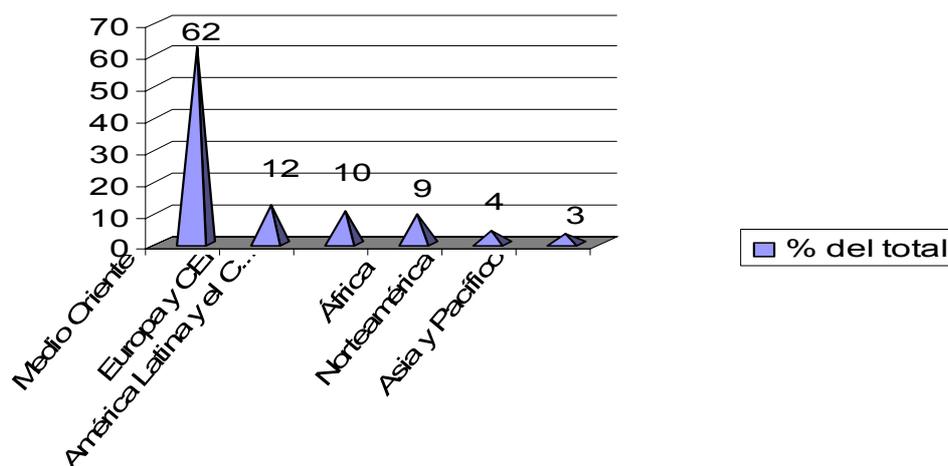
El petróleo es la fuente predominante en el balance energético norteamericano con un aporte del 40 % de la energía comercial consumida por Estados Unidos en el 2004. Con menos del 5 % de la población mundial, Estado Unidos absorbió el 24,9 % del consumo mundial de petróleo de ese año. Además, en el 2004 las importaciones petroleras norteamericanas procedían en lo fundamental de América Latina (33 %), Medio Oriente (20 %), Canadá (16 %) y África (16 %).

Las reservas probadas de petróleo, al igual que las de otros recursos energéticos, están desigualmente distribuidas entre regiones y países. La mayor parte se encuentra en los países subdesarrollados. Resulta preocupante la tendencia decreciente que ha registrado la incorporación de nuevas reservas probadas de crudos a escala mundial. En efecto, el monto de las reservas mundiales probadas de petróleo creció en un 3 % promedio anual entre 1984 y 1994 y en apenas 1,6 % de 1994 a 2004.³²

Como puede observarse en el Gráfico 1.4, en el Medio Oriente se ubican cerca de las dos terceras partes de las reservas petroleras mundiales. América Latina y el Caribe, con alrededor del 10 % de las reservas probadas, es considerada como una de las principales cuencas petroleras del mundo.³³

Gráfico 1.4 Reservas probadas de petróleo, 2004

(% del total mundial)



El análisis de la distribución de las reservas petroleras por países revela, ante todo, la supremacía de Arabia Saudita con algo más del 22 % de las reservas mundiales. Fuera del Medio Oriente, despunta Venezuela con alrededor del 7 % de la reserva.

La mayor parte de los principales productores de petróleo son países subdesarrollados como Arabia Saudita, Irán, México, China, Venezuela y los Emiratos Árabes Unidos;

³² British Petroleum: Loc. cit.

³³ Ídem.

pero algunos de los grandes productores son países desarrollados como Rusia, Estados Unidos, Noruega.³⁴

Tabla 1.2 Reservas probadas de petróleo en países seleccionados, 2004

Países	% del Total	Duración (años)
Medio Oriente		
Arabia Saudita	22.1	67.8
Irán	11.1	88.7
Irak	9.7	>100
Kuwait	8.3	> 100
Emiratos Árabes Unidos	8.2	> 100
Fuera del Medio Oriente		
Venezuela	6.5	70.8
Rusia	6.1	21.3
Libia	3.3	66.5
Estados Unidos	2.5	11.1
Nigeria	3.0	38.4
China	1.4	13.4
OPEP	74.9	73.9

Estas cifras reportadas³⁵ correspondientes a Venezuela, no incluyen los 276 mil millones de barriles de reservas de la franja del Orinoco.

Según fuentes especializadas, la mayor parte de las cuencas petroleras fuera del Golfo Árabe Pérsico ya han alcanzado sus niveles máximos de producción. Tales como son los casos de Estados Unidos y Canadá al comienzo del decenio 1970, territorios de la antigua URSS en la década de 1980 y el Mar del Norte – Reino Unido y Noruega a finales del decenio de 1990. Según algunos autores no podrá desplazarse ya por muchos años el punto de máxima producción mundial de petróleo, aún con nuevas y mejores tecnologías, y se avizora, por tanto, el agotamiento del petróleo.

1.2 Generalidades del proceso de producción de levaduras.

Mundialmente, la Industria azucarera, en los últimos años, en cuanto a tecnología y diversificación, ha alcanzado un alto desarrollo; pero también ha mantenido un comportamiento inestable en cuanto a los precios, que presentan una constante tendencia a subir.

³⁴ Ídem.

³⁵ Ídem.

El informe de mercado ³⁶ publicado en el año 2006, hace un análisis de esta situación, donde plantea que los precios del azúcar crudo en ese año continuaron subiendo con fuerza. El precio diario de entrega inmediata comenzó en el mes de enero del propio año a 14,13 centavos la libra y alcanzó un máximo de 18,46 centavos la libra el 30 de enero. El promedio mensual fue de 15,75 centavos la libra. Aumentó el 18 % con respecto a diciembre y fue la cotización más elevada desde abril de 1981.

Sin embargo, a finales de febrero la Organización Internacional del Azúcar publicó la tercera evaluación de los índices fundamentales para 2005/2006. Los resultados apuntaron a un creciente déficit mundial azucarero, principalmente por los resultados de Brasil que fueron menores a los esperados. Tras el incremento de los precios internacionales, enero también estuvo marcado por un fuerte aumento de los precios nacionales en los países importadores. Los precios mundiales del azúcar son actualmente tres veces más altos que los de hace dos años.

El hecho de que los stocks han descendido a mínimos absolutos en varios países aumentó la importancia de las insuficiencias de producción en los importadores de esa temporada. ³⁷

Dentro de los nuevos proyectos de producción de azúcar en Argelia, está triplicar la capacidad de refinado hasta los 1,6 millones de toneladas de azúcar blanco al año. Todos los países de Asia, África, Unión Europea, América Latina y el Caribe han tomado medidas para aumentar la producción de azúcar y sus derivados y de esta forma evitar que los precios continúen elevándose. Entre ellos Cuba, que dados los altos precios del azúcar mundial, se encuentra revisando sus planes iniciales de cerrar 43 de sus 85 ingenios azucareros. Según fuentes ³⁸ de la industria azucarera, el país considera utilizar al menos 70 ingenios en el año 2007 para la producción de azúcar y sus derivados.

Dentro del desarrollo de los derivados de Cuba, está la producción de levaduras para alimento animal a partir de los residuales de las destilerías de alcohol, con vistas a garantizar la alimentación de la población.

La generación de levaduras está fundamentada en que nutricionalmente son

³⁶ Informe de mercado y resumen de prensa: Loc. cit.

³⁷ Ídem.

³⁸ Diversification 2004.: Internacional Conference on Sugar Cane Derivaties – General Programme & Summaries – ICIDCA. Cuba. 2004.

microorganismos heterótrofos cuyo crecimiento depende de una variedad de compuestos orgánicos y de algunos pocos nutrientes minerales. Además metabólicamente pueden crecer en ausencia de oxígeno molecular (anaeróticamente) o en presencia de oxígeno molecular (aeróticamente). Este último ofrece mayores ventajas en cuanto a rendimiento; o sea:

- Anaeróticamente, es posible obtener entre 1,3 y 2 Kg. de levadura por 100 Kg. de glucosa.
- Aeróticamente se obtienen 45 Kg. de levadura por 100 Kg. de glucosa.

Por tal razón, la producción de biomasa se realiza en condiciones aeróbicas, y además del sustrato azucarado, son necesarios los aportes de nitrógeno y fósforo asimilables en el medio.³⁹ Es muy importante también la correcta elección de una determinada fuente cuando se presentan varias alternativas posibles. En este sentido deben considerarse los costos, la disponibilidad y el problema de impurezas que pueden acompañar a las distintas materias primas utilizadas.

Por el conocimiento de la estequiometría de crecimiento y de formación del producto, el resultado de la transformación de azúcar en aminoácidos por la levadura, responde a la formulación adecuada de un medio, que en general se puede escribir mediante el siguiente esquema para cualquier proceso de fermentación:⁴⁰

Fuente de C + fuente de N + O₂ + minerales + nutrientes específicos → biomasa + productos + CO₂ + H₂O.

La ecuación mencionada fue establecida por Harrison y se ha comprobado que responde satisfactoriamente en la práctica. En este caso se considera que toda la fuente de carbono se emplea para la formación de biomasa y de CO₂, que se desprende sin formación de otros productos.

De igual forma, se pueden establecer balances de materia para otras reacciones que incluyan productos y deducir sus cantidades de biomasa y productos que se pueden obtener a partir de una determinada cantidad de fuentes de carbono y de nitrógeno.

La levadura puede desarrollarse en procesos fermentativos a batch o continuos. La fermentación continua data de más de 60 años, y se inició con la producción de

³⁹ Estévez R.: "Fundamentación de la generación de levadura en Destilería. Conferencia Nacional de recuperación de levadura en Destilería." Caibarién, mayo 1997.

⁴⁰ Ídem.

levadura forrajera. Según los autores Otero, M. Bernal G, Almazán O. 1982,⁴¹ el proceso continuo garantiza mayor productividad y rendimiento.

La producción de levadura forrajera a partir de mieles se caracteriza por ser un proceso continuo donde la miel aporta carbohidratos como fuente de energía y factores de crecimiento en forma de vitaminas y minerales. Por otra parte, como se plantea anteriormente, la tecnología de los procesos azucareros permite diferentes alternativas; y entre estas, el empleo de las vinazas de las destilerías en sustitución de la miel final tiene sus ventajas como la reducción de las emanaciones al medio ambiente al utilizar este efluente como materia prima del proceso de fabricación de torula. El producto final presenta iguales especificaciones de calidad con miel y vinazas.

Esta producción se efectúa mediante cinco unidades de proceso básicas:

1. Preparación de materias primas y auxiliares.
2. Propagación de la levadura.
3. Separación o recuperación de la levadura.
4. Concentración y secado de la levadura.
5. Envase, almacenamiento y manipulación.

Desde el punto de vista de su explotación, la planta puede ser dividida en dos conjuntos:

- El proceso principal que incluye todas las operaciones que se relacionan con la materia prima, los productos intermedios, los productos auxiliares y el producto final.
- Los procesos auxiliares, que también se conocen como utilidades y comprende el agua y sus diferentes tratamientos, la energía, el aire y los productos de limpieza, Hernández M. T.⁴² y Otero, M.⁴³

Dentro del proceso principal, una planta contiene las siguientes operaciones, ICIDCA, 1986:⁴⁴

1. Fabricación.

- Preparación de materias primas y auxiliares: El objeto de esta sección es la

⁴¹ Otero, M., Bernal G, Almazán O.: "Fuentes de materias primas y microorganismos utilizados en la producción de proteína unicelular". __La Habana: Editorial Científico Técnico, 1982.

⁴² Hernández M. T.: "Microbiología de la producción azucarera. Producciones microbianas derivadas". Editorial Pueblo y Educación. 1986.

⁴³ Ídem.

⁴⁴ ICIDCA. "La industria de los derivados de la caña de azúcar". __La Habana: Editorial Científico Técnico, 1986.

preparación de las sales nutrientes, así como de los productos auxiliares utilizados en el proceso de producción. A continuación se mencionan las más importantes.

- Almacenamiento, bombeo, dilución y enfriamiento, de la materia prima.
- Preparación de las sales. La dosificación de las sales es muy importante porque aportan al medio la mayor parte del nitrógeno y el fósforo requeridos para el desarrollo del microorganismo, y posibilita la propagación de las levaduras en los fermentadores. Estas se disuelven a la concentración requerida y se almacenan en sus tanques receptores para su bombeo a los fermentadores.
- Dosificación de antiespumante: este producto se utiliza para controlar la espuma en los fermentadores y en el tanque de desemulsión.
- Dosificación de ácido sulfúrico: se utiliza excepcionalmente para corregir el pH de los fermentadores.

1 - Fermentación: Esta operación es la principal del proceso. La calidad del producto, así como la eficiencia en la asimilación del sustrato dependerán fundamentalmente del curso exitoso de esta operación. En el proceso de fermentación, en una primera etapa, se produce una degradación o glucólisis de los azúcares o compuestos más sencillos y en una segunda etapa, mediante una respiración aerobia, en presencia de oxígeno y nutrientes, estos compuestos más sencillos son aprovechados por la síntesis del material celular (multiplicación o desarrollo de la levadura) con formación de CO₂.

En este proceso de producción, se hace necesario el suministrar grandes volúmenes de aire, así como disponer de algún sistema de evacuación del calor para mantener temperaturas adecuadas para el proceso. GEPLACEA / PNUD. 1990,⁴⁵ refiere que el crecimiento de la levadura es mucho más riguroso en presencia de oxígeno. En estos procesos además de oxígeno, se suministra: azúcar, fósforo, nitrógeno y pequeñas cantidades de magnesio, potasio y calcio y es necesario asegurar una temperatura cercana a la óptima de crecimiento (alrededor de 36 °C) y un pH dentro de un rango de 3,5 - 4,0.

La reacción química que ocurre en el proceso es exotérmica. El calor desprendido por la misma se toma de acuerdo con el índice establecido, según metodología⁴⁶ de 3.44

⁴⁵ GEPLACEA / PNUD Manual de los derivados de la caña de azúcar. 2da Edición Serie Diversificación. México: DF, 1990.

⁴⁶ ICIDCA. "La industria de los derivados de la caña de azúcar": Loc. cit.

kcal/g de O₂ consumido. En esta reacción, se produce la conversión de los sustratos en masa biológica, que se denomina rendimiento en el proceso de producción de masa biológica (levadura forrajera, en este caso). Esta conversión encuentra dos aspectos limitantes fundamentales que se hacen críticos para la fermentación:

- La homogeneización del medio de forma que las sustancias nutritivas puedan ser también asimiladas por el microorganismo, para igualar la temperatura, pH y concentración de nutrientes en el fermentador. Es una limitante que afecta el rendimiento del proceso de producción de levadura.
- La eficiencia del sistema de aireación en cuanto a su capacidad para disolver oxígeno en el medio, que pueda ser consumido por la levadura. Las literaturas consultadas^{47, 48} refieren que el comportamiento de un microorganismo en crecimiento es el resultado de la interacción que se produce entre el microorganismo y el medio ambiente en el reactor y que en rigor es el resultado de los llamados efectos internos y externos que ocurren en la célula. Estos efectos deciden la obtención del producto final, y pueden modificarse para lograr la optimización de un proceso fermentativo con el fin de mejorar la productividad en el proceso de fermentación. Por tanto, es necesario mantener un control adecuado de los factores físico-químicos fundamentales que afectan el rendimiento de las fermentaciones industriales. Estos son: el oxígeno contenido en el fermentador que es el factor limitante y el pH y la temperatura que aunque no son limitantes en el diseño de un fermentador industrial, sí afectan el rendimiento,

El Oxígeno contenido en el fermentador,^{49, 50} requiere valores entre 15 000 y 16 000 m³/h. Se plantea, además, que el oxígeno es el sustrato gaseoso más importante para el metabolismo microbiano y el anhídrido carbónico. El suministro se logra insuflando aire al fermentador durante el proceso. A medida que aumenta la concentración de O₂ en la fase gaseosa, aumenta la proporción de O₂ en la solución de nutrientes. En consecuencia, la presión más alta de O₂

⁴⁷ Mateos, G. P.: Tipos de fermentadores. Tema 12, 2005.

Disponible en Internet:< http://www.biologia.edu.ar/microind/aspectos_generales.htm-23. >

⁴⁸ Manual Analítico de Control Unificado para Plantas de levadura torula. La Habana: Editorial Científico Técnico, 1977.

⁴⁹ ICIDCA. “La industria de los derivados de la caña de azúcar”: Loc. cit.

⁵⁰ Manual Analítico de Control Unificado para Plantas de levadura torula: Loc. cit.

se consigue durante la aireación con oxígeno puro. Otra característica es que a medida que aumenta la temperatura desciende la solubilidad del oxígeno. Todo este proceso de oxigenación provoca la transferencia de masa del oxígeno a la célula durante la aireación del fermentador e implica la transferencia de oxígeno desde las burbujas de aire a la solución, desde la solución a la célula y la absorción del oxígeno por parte de la célula. Esta etapa es la limitante principal del proceso debido a la baja solubilidad del oxígeno en fase líquida.

Aunque la temperatura del medio fermentado no es limitante, sí es otro de los parámetros esenciales para el éxito de una fermentación (el valor óptimo es de 36 °C), porque garantiza el adecuado crecimiento de la célula. Los microorganismos que crecen a una temperatura inferior a la óptima tienen retardado su crecimiento y por lo tanto reducida la producción celular, es decir, su productividad. Por otro lado, si la temperatura es demasiado alta, pero no letal, se puede inducir una respuesta de estrés al choque térmico con la consiguiente producción de proteasas celulares que ocasionan una disminución en el rendimiento de los productos proteicos. A fin de obtener rendimientos óptimos, las fermentaciones deben ser llevadas a cabo en un margen estrecho de temperatura y de ser posible, constante. La velocidad de producción de calor debido al carácter exotérmico de la reacción, por la agitación y por la actividad metabólica de los microorganismos, no se ve compensada por las pérdidas de calor que resultan de la evaporación. Por tanto, se debe recurrir a sistemas de refrigeración. Dentro de éstos, los más utilizados en las fermentaciones industriales son las camisas de agua. El pH del medio fermentado, también afecta el rendimiento; pero no es el limitante en el proceso. El intervalo de pH, donde crecen óptimamente la mayor parte de los microorganismos en todo el fermentador, está entre 5,5 y 8,5 y específicamente la producción de levadura exige valores entre 3,5 - 4,0; para impedir el desarrollo de microorganismos contaminantes como las bacterias que provocarían que la levadura se invierta. Por lo tanto, se debe controlar el pH del medio de cultivo y añadir un ácido o una base cuando se necesite para mantener constante el pH en todo el fermentador.

2 - Desemulsión: El mosto agotado extraído de los fermentadores contiene una gran cantidad de aire, por lo que es necesario la degasificación mediante el chorreo a presión sobre la fase espumosa del mosto, y posteriormente pasar a la separación.

3 - Separación centrífuga: Se utilizan separadores líquido-líquidos de donde se obtiene un efluente claro que se suma a la zanja como residual y una crema con una mayor concentración de levadura que pasa al proceso de evaporación.

4 - Evaporación: en esta etapa ocurre el rompimiento de la pared celular, para aumentar la digestibilidad de la levadura, así como para provocar los últimos cambios que darán lugar a la composición final del producto terminado. Se concentra la crema al vacío; utilizándose un evaporador vertical de tubo largo de película descendiente a dos etapas, apropiado para fluidos viscosos con sólidos en suspensión. Posteriormente, la crema que se evapora se somete a un proceso de secado.

5 - Secado y Envase: en esta etapa tecnológica la crema evaporada y termolizada se seca con un secador por atomización, y un flujo de gases se pone en contacto directo con gotas de crema dispersas por un atomizador que gira a alta velocidad dentro de una cámara. Esto se seca en corto tiempo, y no afecta las propiedades del producto, ni su obtención en forma de polvo. La levadura seca, en forma de polvo se envasa en sacos de papel de 4 capas, para 25 kg de capacidad y se transporta hasta el almacén.⁵¹

2. Servicios auxiliares.

- Caldera para la producción del vapor utilizado en el evaporador, la pasteurización de mieles, calentamiento de fuel oil y otros usos.
- Tratamiento de agua.
- Circuito cerrado de agua de enfriamiento.
- Producción de aire para la fermentación.
- Producción de aire de control.
- Planta eléctrica.
- Estación de bombeo de agua.

En Cuba, estas plantas sufrieron cambios a partir de la década del 90, luego de la caída del campo socialista al afectarse las disponibilidades de combustibles, de productos

⁵¹ ICIDCA. "La industria de los derivados de la caña de azúcar": Loc. cit.

químicos, las maquinarias, materiales, piezas de repuesto y en general de las fuentes financieras y mercados de los productos. Esto provocó la disminución de los niveles de producción, la ineficiencia de las plantas, así como la paralización y el marcado deterioro de muchas de sus instalaciones.

En esta década, se percibió que de la capacidad potencial de 105 300 t de levadura torula para las 11 plantas instaladas en el país, la máxima producción lograda fue en 1990 de 79 000 t. Hubo un decrecimiento total de esta producción: se logró sólo un promedio anual de unas 9 000 t.

Según informe presentado,⁵² a partir de 1998, en el país, sólo produjeron seis plantas, con los siguientes problemas:

- Bajo aprovechamiento de la capacidad instalada.
- Incumplimiento de los índices de consumo de miel base 52 % ART.
- Incumplimiento de los índices de consumo del fuel oil.
- Tardanza de los insumos y piezas de repuesto imprescindibles.
- Falta de adquisición por parte del MINAGRI de este producto.
- Altos costos de producción

El índice de consumo de mieles en esta etapa disminuyó al comenzar la producción de torula utilizando mezclas de miel y vinazas de destilerías de alcohol.

En estas plantas, se tomó como alternativa utilizar parte de la crema para la venta o en la producción de miel proteica, que evita la etapa de secado, una de las de mayor consumo de fuel. Sin embargo, no fue viable porque la crema líquida no permite almacenamiento prolongado.

También se eliminó el precalentamiento de fuel o miel, que aunque afectan el resto del proceso, evitan el consumo de fuel en estas operaciones. El costo promedio nacional de la tonelada de torula fue de 675,70 \$, muy elevado para este tipo de producción, que hace irrentable a estas plantas y poco competitivas en su producción frente a otros concentrados proteicos presentes en el mercado.⁵³

Ante la decisión del país de recuperar la industria azucarera y sus derivados con eficiencia, calidad y costos competitivos, se han revisado las tendencias en el mundo y en el país con el objetivo de intensificar la producción en la industria química en general

⁵² Informe Central. I Forum Tecnológico Especial. Industria de los Derivados. Las Tunas, octubre 23 y 24, 1998.

⁵³ Almazán O.: "Los productos de la industria azucarera como fuente de alimentación Animal en el trópico". ICIDCA, Vol. 11, 1977.

y en la de producción de forraje en particular, para enfrentar los objetivos propuestos por el Ministerio del Azúcar con estas plantas.

Producto de las diferentes limitantes y por todo lo antes expuesto, es que de las 11 plantas de Torula del país solo queda activa la que es nuestro objeto de estudio. Las limitantes han estado dadas por el requerimiento de altos niveles de consumo de miel (4,57 t de miel/t de torula); energía (300 KWh/t de torula) en el proceso de fabricación; los altos precios de las mieles en los mercados internacionales, y del fuel oil que han incidido en el aumento de los costos de producción de la torula, la falta de piezas de repuestos, etc. Sin embargo, para dar solución a esta problemática, algunas investigaciones realizadas en el ICIDCA,⁵⁴ han aportado alternativas a partir del uso de otros sustratos como las vinazas, de la que se hablará posteriormente.

La planta que es objeto de estudio es de patente Lefrancoise, fabricada por la firma francesa SPEICHIM,⁵⁵ y posee fermentadores agitados por la misma aireación, y la tecnología utilizada es la de baja concentración, tema que será tratado en el Capítulo II.

1.3 Generalidades del proceso de fermentación

La firma francesa SPEICHIM, fabricante de plantas con capacidad para 40 toneladas al día en Cuba, plantea en 1977 que la característica energética para los fermentadores competitivos en la producción de levadura a partir de las mieles, oscila en el valor de 0.40 a 0,50 kWh/kg de levadura seca, mientras que para las vinazas este índice es de 0,50 kWh/kg de levadura seca.

La fermentación⁵⁶ es la realización de transformaciones químicas por la influencia catalítica de las enzimas: son sustancias orgánicas nitrogenadas producidas por organismos vivos (bacterias, mohos y levaduras); tienen naturaleza coloidal y su peso molecular alcanza 300 000 u.m.a. Su acción catalítica es muy específica, esta depende especialmente del pH y de la temperatura, y es sensible a la acción promotora o inhibidora de muchas sustancias.

Las temperaturas óptimas para la mayor parte de los enzimas están entre 18° y 38 °C. La nomenclatura de los enzimas se hace de acuerdo con su función, dándole la

⁵⁴ ICIDCA “Complementación de la vinazas de destilerías para su utilización más eficiente en la producción de levadura torula”. ICIDCA, Vol. XXI, # 3, 1987.

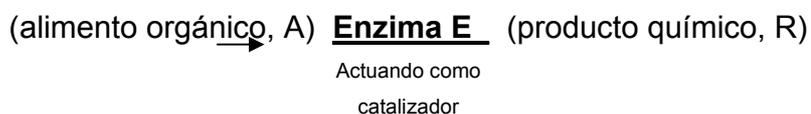
⁵⁵ Manual de operación para la planta de torula para la firma SPEICHIM, 1979

⁵⁶ Stanley M. Walas. Cinética de reacciones químicas. Editorial Aguilar. España. 1^{ra} Edición. Pág. 304, 1965.

terminación –asa: por ejemplo, el enzima para la catálisis hidrolítica se denomina hidrolasa, y oxidasas las enzimas de oxidación – reducción.

Otras fuentes⁵⁷ plantean que las fermentaciones son reacciones donde una materia prima orgánica o alimento se convierte en producto por la acción de microbios o por la acción de enzimas.

En las fermentaciones enzimáticas, el agente catalítico, (o enzima, que son las células con su contenido enzimático), no se reproduce, actúa como un producto químico ordinario, mientras que en la fermentación microbiana el agente catalítico sí se produce. Estas fermentaciones enzimáticas pueden representarse por el siguiente esquema:



Dentro de las células, el enzima cataliza la reacción, y al reproducirse las propia célula fabrica su propio enzima.⁵⁸

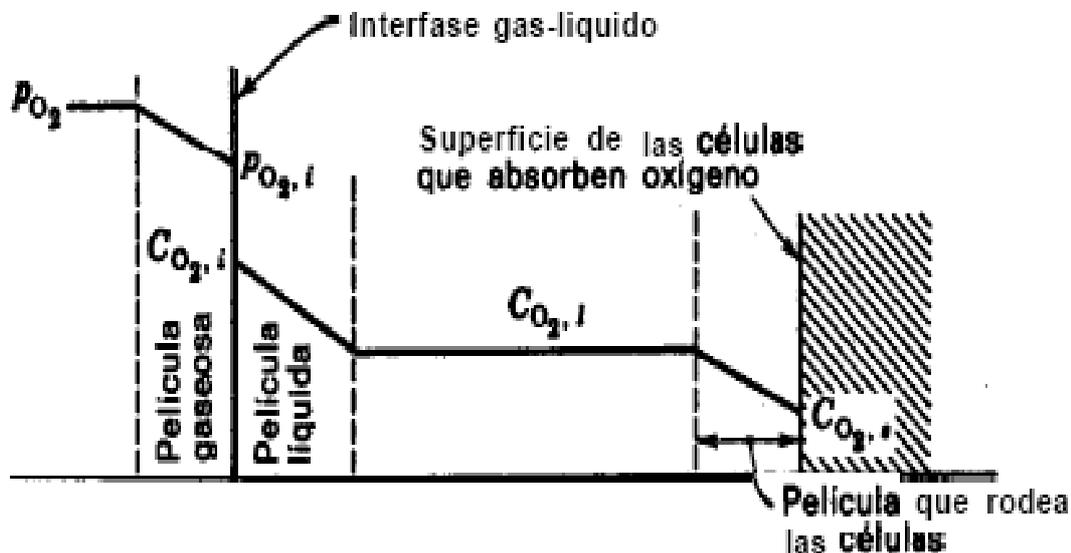
En esta operación, se pueden tener dos reactores con objetivos diferentes: la producción de determinados productos químicos o la formación de material celular. Hay que señalar que este último caso es el que aborda la Tesis para su estudio. En este caso el proceso fermentativo es aeróbico, y el oxígeno de la fase gaseosa ha de alcanzar la superficie de las células en crecimiento que se encuentran en el líquido.

Para comprender mejor este proceso fermentativo, la autora propone observar el siguiente gráfico:

⁵⁷ Levenspiel O. El Omnilibro de los reactores químicos. Chemical engineering department. Oregon State University: Editorial Reverté, S.A. Cap. 81, 1986.

⁵⁸ Levenspiel O. El Omnilibro de los reactores químicos. Loc. cit.

Gráfico 1.5 Resistencia para la absorción del oxígeno por las células en un fermentador aerobio.



En estas fermentaciones, el problema fundamental es asegurar un suministro adecuado de oxígeno para la respiración celular, que exige mantener la concentración de oxígeno en el líquido por encima de un nivel crítico mínimo. Para lograr este objetivo, se necesitan grandes áreas de interfase gas-líquido. Generalmente, se encuentra también que la resistencia controlante es la de la película líquida, observar gráfico 1.5.⁵⁹

En el proceso de fermentación, tienen lugar dos fenómenos: el de crecimiento y el de formación del producto.

Los productos finales son los que caracterizan los diversos tipos de fermentaciones.

Existen tres tipos de fermentaciones:

1. Fermentación discontinua
2. Fermentación alimentada (fed-batch)
3. Fermentación continua

El objetivo fundamental de la industria de las fermentaciones es minimizar costos e incrementar los rendimientos. Este objetivo puede alcanzarse si se desarrolla el tipo de fermentación más adecuado para cada caso en particular.

⁵⁹ Levenspiel Octave.: Ingeniería de las reacciones químicas. Departamento de Ingeniería Química de la Universidad de Oregon: Editorial Pueblo y Educación. Cap 13, pág. 465, 1985.

La fermentación continua ocurre mediante una alimentación constante de sustratos balanceados al fermentador. La levadura crece y se reproduce a una concentración constante, y se obtiene un mosto fermentado con muy baja concentración de sustrato y rico en biomasa. Esta biomasa se separa durante el proceso por operaciones mecánicas de concentración y evaporación, para obtener una crema o un polvo seco.

La producción de levadura se realiza a partir de dos tecnologías ⁶⁰ la de alta y la de baja concentración, que se definen fundamentalmente por el diseño de los fermentadores.

En la tecnología de alta concentración o austriaca ⁶¹, los fermentadores son de patente Vogelbusch con sistema de aireación y agitación mecánica de alta eficiencia. El sistema de operación de los fermentadores puede ser en serie o en paralelo, con descargue hacia un tanque de desemulsión. Esta fermentación por ser de alta concentración libera más calor por lo que necesita un sistema de refrigeración complejo mientras que la de baja concentración requiere solo un circuito cerrado de enfriamiento con una torre de empaque y tiene como desventaja que se procesa un mayor volumen de mosto fermentado por lo que se requiere más consumo de agua y de energía para separar la levadura.

El fermentador de alta concentración también es más complejo al contar con partes móviles (agitador) que lo hacen más susceptible a las roturas. Además, requiere de un mayor consumo de electricidad.

En la tecnología de baja concentración o francesa, los fermentadores son de patente Lefrancoise de procedencia francesa y fabricada por la firma SPEICHIM con circulación invertida de aire. Son equipos de gran volumen (1000 m³ aproximadamente), abiertos y sin sistema de agitación mecánica, es decir, el aire suministrado al fermentador realiza las dos funciones: suministrar el oxígeno a la levadura y agitar el medio para su homogeneización. De acuerdo con la forma de aireación- agitación, los fermentadores se pueden clasificar en agitados mecánicamente y agitados por la misma aireación.

Esta tecnología se concibió para un proceso continuo a partir de mieles. Su equipamiento cuenta con tres fermentadores que pueden funcionar en serie o en paralelo. Esto le confiere flexibilidad a la instalación para trabajar con un caudal de miel que puede oscilar entre 2 y 6.25 t. según las especificaciones de la planta. El

⁶⁰ GEPLACEA / PNUD: Loc. cit.

⁶¹ ICIDCA. "Documentación técnica de las plantas de tecnología austriaca". Contrato C.I. 4-74. La Habana: Editorial Científico Técnico, 1974.

rendimiento de levadura debe ser de 44.7 %, pero el mismo puede variar dentro de un amplio rango en dependencia de las características de la miel utilizada.⁶²

Las dos tecnologías de la industria de levaduras en Cuba inicialmente tenían una producción a partir de mieles finales de caña, como sustrato fundamental para el desarrollo de los microorganismos y estaban constituidas por las mismas unidades básicas de proceso y equipamiento específico en lo fundamental. Su diferencia estuvo dada en el proceso de propagación de azúcar en los fermentadores. Sin embargo, actualmente la producción es a partir de vinazas con la tecnología de baja concentración.

1.4 Generalidades sobre los fermentadores

La literatura analizada⁶³ plantea que en dependencia de la tecnología y el producto a utilizar, están dispuestos los tipos de fermentadores que a su vez se corresponden con el tipo de fermentación. Entre ellos se tiene:

- Fermentadores discontinuos, que será abordado en el próximo capítulo, por ser el instalado en la planta objeto de estudio.
- Fermentadores continuos, este es el más utilizado por ser de máxima productividad y rendimiento. Estos equipos son determinantes en la tecnología de producción de levadura de torula ya que la productividad, el rendimiento y la eficiencia tecnológica y económica se logran en el fermentador. La función de los demás equipos es recuperar lo obtenido en la fermentación. Sus parámetros de operación y eficiencia están estandarizados.

Según Hernández M. T.,⁶⁴ y Otero, M.,⁶⁵ un fermentador es un reactor en el cual ocurren reacciones bioquímicas del metabolismo de las levaduras, y su explotación óptima está determinada por indicadores y parámetros internos del equipo que deciden la reproducción de la levadura. Estos parámetros son:

- Nivel de Oxígeno.
- Temperatura.
- pH.

⁶² ICIDCA. “La industria de los derivados de la caña de azúcar”: Loc. cit.

⁶³ Manual de operación para la planta de torula para la firma SPEICHIM: Loc. cit.

⁶⁴ Hernández M. T.: Loc. cit.

⁶⁵ Otero, M., Bernal G, Almazán O: Loc. cit.

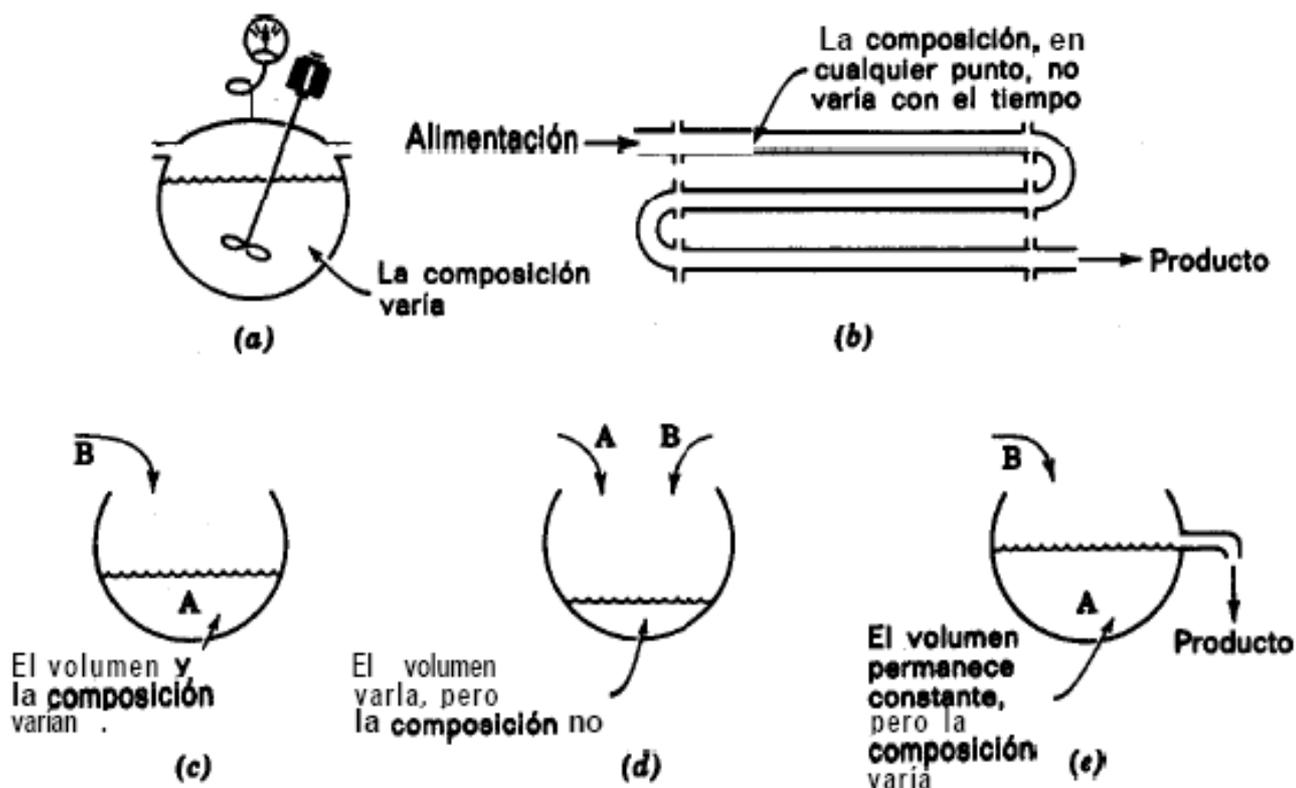
- Nivel de trabajo.
- Alimentación de nutrientes, sustrato y medio de cultivo.
- Concentración de levaduras en el mosto.
- Concentración de nutrientes en el mosto.

Estos parámetros son en gran medida los indicadores de la marcha del proceso de fermentación y son la expresión externa de los mecanismos que garantizan de una forma más o menos eficiente la reproducción de la levadura. Existen otros factores que influyen en la reproducción de células tales como la cepa de levadura utilizada y la presencia de promotores o inhibidores.⁶⁶

Los reactores en los que se efectúan reacciones homogéneas pueden ser de tres tipos generales, que se representan en la figura 1.6.

Los mismos se identifican como: discontinuos (a), de flujo en estado estacionario (b), y de flujo no estacionario semicontinuos c), (d) y (e).

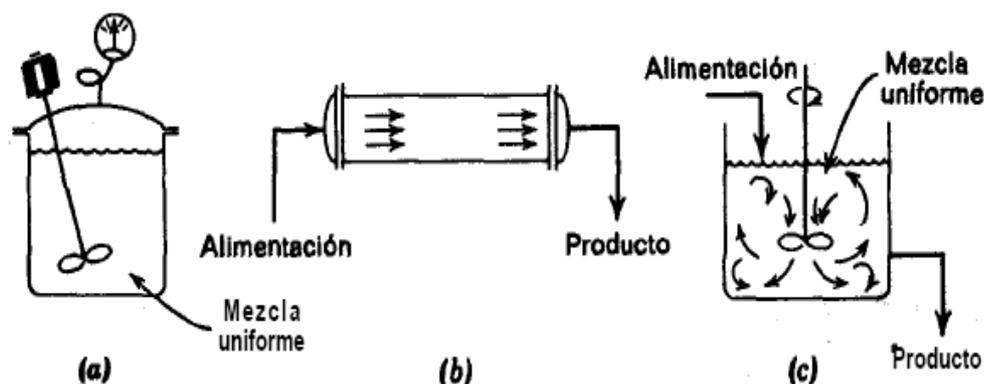
Gráfico 1.6 Clasificación global de los tipos de reactores.



⁶⁶ de la Cruz, S. R. "Aplicaciones del Análisis Complejo de procesos en el estudio de alternativas de integración de un Complejo Agroindustrial Azucarero con una planta de alcohol". Tesis presentada para la opción del Grado Científico de Doctor en Ciencias Técnicas. UCLV, 2002.

Sin embargo; dentro de los reactores ideales de flujo estacionario se diferencia dos tipos: reactor de flujo en pistón (b) y reactor de mezcla completa (c) y el reactor discontinuo que es no estacionario (a).

Gráfico 1.7 Esquema de los tres tipos de reactores ideales



En el reactor discontinuo, los reactantes se introducen en el reactor, y en una operación no estacionaria, la composición va variando con el tiempo, aunque en cada instante es uniforme en todos los puntos del reactor.

El primero de los dos reactores ideales de flujo estacionario representado se conoce como reactor de flujo en pistón, este se caracteriza por tener un flujo de fluido ordenado, sin que ningún elemento del fluido sobrepase o se mezcle con cualquier otro elemento situado en el reactor. La condición necesaria y suficiente para que exista flujo en pistón es que el tiempo de residencia en el reactor sea el mismo para todos los elementos del fluido. El otro reactor ideal de flujo estacionario se denomina reactor de mezcla completa, es el reactor en el que su contenido esta perfectamente agitado y su composición en cada instante es la misma en todos los puntos del reactor. Por consiguiente, la corriente de salida de este reactor tiene la misma composición que la del fluido contenido en el mismo.

Hay muchas maneras ⁶⁷ de someter un fluido a un proceso; ya sea un reactor discontinuo o un reactor de flujo, en un conjunto de reactores con posibilidad de que

⁶⁷ Levenspiel Octave.: Ob. Cit., Cap 6, pág 137.

entre etapas se introduzca alimentación o haya intercambio de calor, en un reactor con recirculación del producto empleando distintas condiciones y relaciones de alimentación, etc. Ha de tenerse en cuenta numerosos factores para identificar el esquema a utilizar, como es, el tipo de reacción; la escala de producción, el costo de los aparatos y el de su funcionamiento, la seguridad, la estabilidad y flexibilidad, etc.

Los modelos se diferencian por el grado de complejidad; por ejemplo, hay modelos de un parámetro que representan adecuadamente los lechos de rellenos o los reactores tubulares, mientras que se han propuesto modelos de dos a seis parámetros para representar los lechos fluidizados.

De acuerdo con la forma de aireación - agitación, los fermentadores se pueden clasificar en:

- a) Agitados mecánicamente;
- b) Agitados por la misma aireación.

La agitación es la operación que crea o que acelera el contacto entre dos o varias fases. Una adecuada agitación de un cultivo microbiano es esencial para la fermentación pues produce los siguientes efectos:

1. Dispersión del aire en la solución de nutrientes.
2. Homogeneización, para igualar la temperatura, pH y concentración de, nutrientes en el fermentador.
3. Suspensión de los microorganismos y de los nutrientes sólidos.
4. Dispersión de los líquidos inmiscibles.

La autora de este estudio, luego de revisar varios artículos respecto al tema plantea, que se puede concluir que cuanto mayor sea la agitación, mejor será el crecimiento. Sin embargo, la agitación excesiva puede romper las células grandes e incrementar la temperatura lo que ocasiona un descenso en la viabilidad celular. Por lo tanto, se debe conseguir un balance entre la necesidad del mezclado y la necesidad de evitar el daño celular.

Los diferentes tipos de agitación que se utilizan en los fermentadores se incluyen dentro de las siguientes clases:

- 1.- Agitadores rotativos, los cuales tienen un sistema interno mecánico de agitación.
- 2.- Columnas de burbujas, la agitación se realiza mediante la introducción de aire a

sobrepresión.

3.- Sistema aero-elevado (airlift), que pueden tener un circuito interno o externo.

La mezcla y circulación de los fluidos son el resultado de las corrientes de aire introducido, que causan diferencias en la densidad dentro de las diferentes partes del fermentador.⁶⁸

La literatura⁶⁹ plantea que de estos tres tipos el más utilizado es el primero, ya que es más flexible en las condiciones de operación, es más fácil de alcanzar comercialmente, provee una eficiente transferencia de gases a las células y es el tipo en el que se recogen las mejores experiencias. Sin embargo, otras literaturas^{70, 71} lo critican por ser más susceptible a roturas, y alto consumidor de energía eléctrica. Consideran más factibles los aireados a sobrepresión. La planta que será objeto de estudio, presenta agitación con aire a sobrepresión.

Otras fuentes plantean que para el diseño de un reactor⁷², se debe conocer el tamaño y tipo de reactor y las condiciones de operación para el fin propuesto. Como esto puede exigir que las condiciones en el reactor varíen con la posición y con el tiempo, es necesario efectuar la integración adecuada de la ecuación cinética para las condiciones de operación. Esta integración puede presentar dificultades debido a que la temperatura y la composición del fluido reaccionante pueden variar de un punto a otro del reactor, dependiendo del carácter exotérmico o endotérmico de la reacción y de la velocidad de intercambio de calor con los alrededores. Por otra parte, las características geométricas del reactor determinan la trayectoria del fluido a través del mismo, y fijan las condiciones de mezclado que contribuyan a diluir la alimentación y redistribuir la materia y el calor. Por consiguiente, antes de poder predecir el funcionamiento de un reactor se tendrán en cuenta muchos factores, lo que constituye el principal problema del diseño en conocimiento del modo más adecuado de tratar estos factores.

⁶⁸ Manual de operación para la planta de torula para la firma SPEICHIM: Loc. cit.

⁶⁹ Ídem.

⁷⁰ ICIDCA, "La industria de los derivados de la caña de azúcar": Loc. cit.

⁷¹ Manual Analítico de Control Unificado para Plantas de levadura torula: Loc. cit.

⁷² Levenspiel Octave.: Ob. Cit, 1985, Cap 4, pág 103.

1.5 Alternativas para la producción de levadura torula

La tecnología de los procesos azucareros permite diferentes alternativas, que dan lugar a mejores soluciones dentro del esquema de producción.

El crecimiento en la producción de azúcar crudo en Cuba, conduce a una producción integrada de azúcares crudo-derivados, buscando la explotación máxima de las posibilidades productivas como:

- aumento del rendimiento azucarero,
- utilización máxima de los desechos, ya sea como alimento animal o como para producir energía,
- utilización más racional de productos intermedios, subproductos y desechos del proceso industrial, con el consecuente ahorro de materias primas como miel final, agua, nutrientes y su transportación desde largas distancias.

En Cuba, existe una tendencia en la proyección actual y futura de la Industria de los Derivados ⁷³ a encontrar métodos de tratamientos que aprovechen mejor los residuales y se obtengan subproductos de mayor utilidad, tanto para la industria como para la sociedad. El tratamiento para combatir la contaminación en lo referente a las vinazas no debe ser una carga económica para las destilerías sino, por el contrario, la vía de obtener un producto con valor comercial, cuya venta le permita un ingreso extra de los que tradicionalmente obtiene, así como una reducción de las erogaciones que por concepto de vertimiento de aguas residuales o multas se deben hacer, según plantean las bibliografías consultadas. ^{74, 75}

Una alternativa fue la integración central azucarero-fábrica de torula. Según Gálvez O. 1997, ⁷⁶ la diversificación azucarera no puede enfocarse como la existencia de instalaciones aisladas para la producción de alcohol, levadura torula y otros productos, sino como un verdadero complejo industrial con las correspondientes interrelaciones desde el punto de vista de materias primas, portadores energéticos y demás servicios como puede ser la utilización de los jugos más pobres de diferentes etapas de la

⁷³ Valdés. A.: Academia de Ciencias de Cuba. *ATAC* (La Habana), (3), mayo-junio, pág. 20, 1986.

⁷⁴ Rodríguez, F y colaboradores.: “Utilización de residuales alcohólicos como alimento animal”. *ICIDCA* (La Habana), 1985, No 2, Vol. XIX.

⁷⁵ GEPLACEA. Sistema de alimentación Animal en el Trópico basado en la caña de Azúcar. Serie Diversificación, 1989.

⁷⁶ Gálvez O.: Vinazas de destilería. “Criterios preliminares para la reestructuración de la producción del central Azucarero”. Informe ICIDCA, mayo 1997

molienda y de los filtros para procesos fermentativos, el uso de las mieles intermedias en la alimentación animal y otras posibles combinaciones.

Estos esquemas deben concebirse en forma de ciclos tecnológicos cerrados de manera que se aprovechen todos los residuos para su conversión en productos útiles, al mismo tiempo que se reciclen las aguas residuales previamente tratadas dentro de las fábricas para evitar la contaminación ambiental.

A escala industrial, se han realizado experimentos con miel B, jugo de los filtros y residuos de destilería (vinazas).

Las vinazas de destilería (VD) se usan como alimento animal después de pasar por un fermentador donde se concentran o pueden utilizarse como fuente de energía al ser quemados en calderas de recuperación. Se han valorado como biofertilizante, por su alto contenido de potasio, fósforo y nitrógeno, siendo capaces de sustituir considerables cantidades de fertilizantes y minerales artificiales.

Además, las vinazas de destilería constituyen un residual altamente contaminante que de ser eliminado en uno u otro por ciento redundaría en un beneficio ecológico. Este constituye un sustrato barato ya que es un residuo del proceso.

Según los autores^{77, 78} en la utilización de las vinazas como alimento animal existen dos alternativas básicas

1. Concentrar las vinazas a 60 °Brix que puede ser a presión o al vacío y después secarla, y se aumenta su contenido proteico hasta 18-20 % en base seca. Experiencias en otros países han demostrado que las vinazas concentradas y secas se pueden suministrar en un 10,5 % a pollos en crecimiento de diferentes niveles, a rumiantes en un 50-60 %, y en animales monogástricos como el cerdo, la dieta debe ser de un 2-3 % debido al alto contenido de potasio.
2. La utilización de las vinazas en la producción de levadura torula, variante que se estudia desde hace 20 años con resultados diversos; y se reportan rendimientos hasta de 12,3 Kg. de levadura por m³. Esta contiene 51 % de proteína en base seca.

La bibliografía⁷⁹ reporta que la variante a utilizar por las vinazas complementadas con miel, incrementa el aprovechamiento del volumen de los fermentadores y otros equipos

⁷⁷ Rodríguez, F y colaboradores: Loc. cit.

⁷⁸ GEPLACEA: Loc. cit.

y existe un ahorro de neutralizantes en comparación con el uso de vinazas solamente. Sin embargo, estas mezclas elevan considerablemente el costo de la producción.

Blanco C. 1982,⁸⁰ reporta que existen iguales propiedades en la levadura forrajera que se obtiene a partir de las vinazas de destilería y en la que se obtiene a partir de la miel final.

Los investigadores Rosa E. y colaboradores 1996,⁸¹ estudiaron, teóricamente, cuatro variantes de producción de levadura torula con la utilización de vinazas de destilerías, hasta llegar a la conclusión de que la mejor es su recirculación entre un 25 y un 30 %. Pero según reportes de Klibansky M. 1988,⁸² se ha demostrado que la forma óptima de utilizar este sustrato en la producción de torula consiste en la complementación con miel final (MF) a niveles entre 15 y 30 %. La miel aporta una serie de componentes como vitaminas, minerales, aminoácidos y otros probióticos que aumentan la eficiencia biosintética de la levadura. En una mezcla 20/80 (MF/VD) la utilización de vinazas permite un ahorro cercano a 3,0 t de MF/t de levadura, que puede representar un ahorro de 120 \$/t de producto, valorando la miel a 40 \$/t.

La mezcla aumenta la eficiencia de la obtención de proteínas dada como productividad y rendimiento proteína sustrato, lo que corrobora que la miel es un sustrato natural rico y adecuado para la complementación de las vinazas de destilería.

Blanco C. 1982⁸³ concluye que si se realizara la implementación de miel más vinazas en tres plantas de torula, se liberará la miel correspondiente a una planta de torula.

Estudios realizados por ICIDCA 1987,⁸⁴ concluyeron que la alternativa menos compleja para su producción es la utilización de las vinazas tal y como sale de la destilería, pero se presentan los siguientes inconvenientes:

1. Es un producto de muy baja materia seca y no satisface los requerimientos de los animales por la gran cantidad de agua que ingieren con el producto.
2. El valor de pH = 4,3 requiere tuberías resistentes para su transportación.

⁷⁹ Gálvez O: Loc. cit

⁸⁰ Blanco C.: "La producción de alcohol a partir de la industria azucarera, sus posibilidades".__La Habana Editorial Científico Técnico, 1982.

⁸¹ Rosa, E.: "Análisis de Alternativas de inversión en la industria química considerando la fiabilidad de los equipos". Disertación, 1996.

⁸² Klibansky M.: "Subproductos y derivados de la agroindustria Azucarera". Colección GEPLACEA. Serie Diversificación, 1988.

⁸³ Blanco C: Loc. cit.

⁸⁴ ICIDCA "Complementación de la vinazas de destilerías para su utilización más eficiente en la producción de levadura torula": Loc. cit.

Económicamente se justifica esta alternativa con el contenido de agua de las vinazas.

3. Para lograr altos niveles de su participación en la dieta animal es condición necesaria la eliminación de minerales presentes en las vinazas.

1.6 Estudios realizados por el ICIDCA, en la planta de torula “Antonio Sánchez”.

Sobre la producción de Levadura de Torula a partir de residuales de la industria azucarera en Cuba, se han realizado diversas investigaciones encabezadas por el ICIDCA. Los reportes datan desde la década de los 70 y 80, cuyos resultados aparecen reportados en diferentes publicaciones de libros, revistas, etc.

Luego, a partir de 1999, motivado por la urgencia económica de disminuir los costos de producción de torula en el país, se instrumentó la adecuación de las plantas para el uso de las vinazas.⁸⁵

Como parte de la estrategia de diversificación del MINAZ, se realizó durante 1998 la tarea técnica de las modificaciones tecnológicas requeridas para la adaptación de la planta del CAI Antonio Sánchez, a partir de las vinazas de la destilería aledaña a ALFICSA, y en el año 2000 comienza a producir la planta, ICIDCA 2000.⁸⁶

Los estudios realizados por ICIDCA, 2000, en la planta “Antonio Sánchez” dejaron establecidos algunos parámetros que definen el proceso de producción:

- La materia prima: las vinazas. La composición de las vinazas es ampliamente variable, al ser lógicamente dependientes de la composición de las mieles que le dieron origen y de las condiciones de acondicionamiento, fermentación y destilación.

En ALFICSA, las vinazas estarán comprendidas por los residuos de la destilería (vinazas), los de la rectificadora y de la concentradora (flemazas).

A continuación se dan resultados de las especificaciones de diseño:

- La cinética del cultivo: Según lo referido por ICIDCA 2000⁸⁷ en los estudios realizados a escala del laboratorio y utilizando la cepa C-158 de la colección ICIDCA, se obtienen rendimientos constantes para vinazas, si la velocidad de

⁸⁵ Valdés. A.: Loc. cit.

⁸⁶ ICIDCA.: “Metodología para la Fermentación de Vinazas y mezclas Vinazas-Miel para la obtención de levadura Torula en Antonio Sánchez”. Noviembre, 2000.

⁸⁷ Ídem.

dilución corresponde al rango de 0.28 a 0.40 h⁻¹. Esto es tiempo de retención entre 2.5 y 3.6 horas.

- Para los fermentadores de Antonio Sánchez, el volumen de operación está condicionado por la altura de líquido y este a su vez, por la capacidad de soplado de aire que recibe y sus características geométricas. Teniendo en cuenta los postulados presentados en investigaciones,⁸⁸ se estableció la tabla 2 anexo IV.
- Debido al desgaste de los sopladores lobulares con la pérdida de capacidad y eficiencia correspondiente, se consideró que en las condiciones actuales para esta planta, los mismos podrán operar como promedio a las condiciones del punto de operación 5, esto es 12.5 % de aireación menor que los valores originales.
- El caudal de operación se definió estableciendo una velocidad de dilución de 0.33 h⁻¹, esto es 3 horas de operación en el fermentador, valor corroborado en Guiteras. El caudal de operación por cada fermentador será de:

Caudal = Volumen x velocidad de dilución = 194 x 0.33 = 64 m³/h de medio fermentado.

- La concentración de levadura en operación: La concentración de trabajo máxima permitida estará condicionada por un balance de la capacidad del fermentador en cuanto a:
 - a) Demanda- suministro de oxígeno.
 - b) Generación-evacuación de calor.

- El suministro de oxígeno: las mismas están contempladas en la condición de operación escogida, esto es 441 kg/h de oxígeno, con una transferencia de oxígeno de 2,27 kg O₂/ m³-h.

Con estos elementos se calculó la concentración de levadura como materia seca de fermentación:

Producción de levadura = Oxígeno Transferido / Consumo específico de Oxígeno.

441/1.1 = 401 kg / h.

Donde el consumo específico de oxígeno (Q_{O₂} = 1.1 kg de O₂/kg levadura) se calculó a partir de las reacciones que tienen lugar en el fermentador.

⁸⁸ Estévez R., E. Asia.: "Consideraciones para la selección de los parámetros de fermentación en continuo y simple etapa en la producción de levadura forrajera en las actuales plantas SPEICHIM", 1 987.

La concentración de levadura = Producción de levadura / Caudal de operación = 401 / 64 = 6.3 kg / m³.

- Rendimientos de las vinazas: Los rendimientos de levadura cuando se utilizan vinazas han sido usualmente correlacionados al contenido de materia orgánica que aporta el medio a fermentar.

Conclusiones parciales

1. A pesar de la existencia de 11 plantas para la fabricación de Levadura Torula como alimento animal en el país (pág. 28, último párrafo de este trabajo), sólo se encuentra produciendo la planta “Antonio Sánchez”, con un alto deterioro y con un proceso energético muy ineficiente para las condiciones de operación. Esto la sitúa como el mayor consumidor de energía eléctrica de la red nacional del municipio, por lo que se hace necesario determinar cuánto, cómo y dónde se consume dicha energía y proponer las medidas correspondientes.
2. En la bibliografía consultada se aborda el comportamiento del oxígeno, del pH y la temperatura en el proceso de fermentación pero no se explica las causas del alto consumo de la energía en el fermentador.
3. En la literatura consultada, se plantea que el oxígeno, el pH y la temperatura deciden el proceso de fermentación, pero no se refiere a su efecto en el consumo de energía y en el costo de la producción.
4. No existen referencias que expliquen el comportamiento del proceso de fermentación en términos energéticos, por lo que se caracterizará el proceso de la planta que es objeto de estudio, a fin de encontrar las causas que la hacen tan alta consumidora.
5. Con la aplicación de algunas herramientas que brinda la tecnología será posible lograr resultados que corroboren el primer objetivo trazado por este estudio.
6. A partir de la revisión bibliográfica revisada, se confirma que el problema científico declarado tiene validez; por lo que será posible a través de la modelación matemática y en combinación con otros métodos estadísticos como los gráficos de Pareto y la caracterización del proceso de producción de la planta de torula, mediante un conjunto de índices energéticos y de costos, es factible investigar dicho problema para confirmar la hipótesis formulada.

CAPÍTULO II

CARACTERIZACIÓN DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN DE LEVADURA TORULA EN LA EMPRESA AZUCARERA “ANTONIO SÁNCHEZ”.

En este capítulo, se caracteriza el proceso de producción de la fábrica de levadura torula “Antonio Sánchez”, se describe el esquema tecnológico y energético de la fábrica, así como la caracterización del proceso de fermentación. Además, atendiendo al análisis bibliográfico y las experiencias acumuladas en la práctica industrial y durante la realización de este trabajo, se aplicarán algunas herramientas de la Tecnología de Gestión Total y Eficiente de la Energía que permitirá identificar las áreas y equipos mayores consumidores y así conocer en qué medida la operación de los fermentadores influye en el alto consumo, y cuáles son las variables que más afectan al proceso de fermentación. Este estudio podrá constituir un instrumento para mejorar la productividad en el proceso de fermentación, y disminuir los costos energéticos, los cuáles tienen gran incidencia, equivalente al 37.8 % (ver gráfica 5 pág 55) del costo del producto final, a fin de hacer, más competitiva la torula como un pienso de suplemento de proteínas.

2. Generalidades

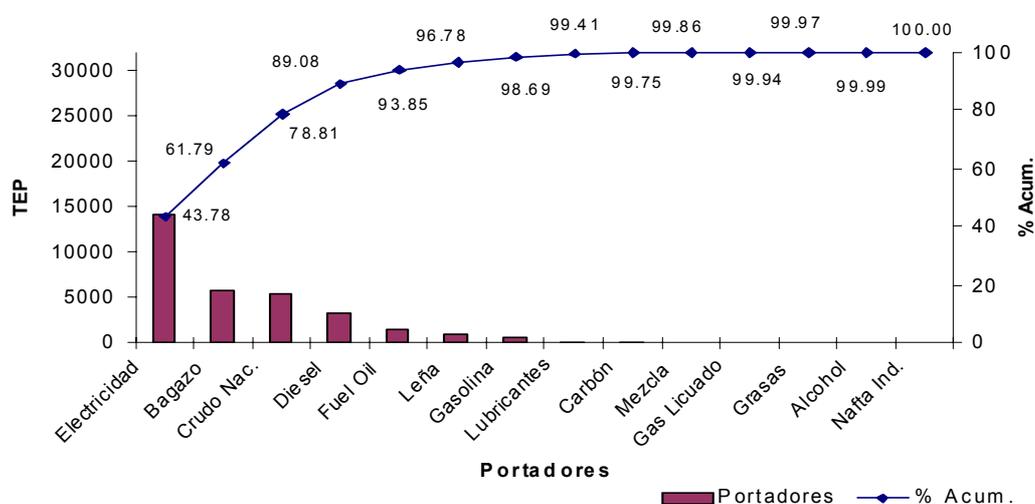
La fábrica de Torula pertenece a la Empresa Azucarera “Antonio Sánchez” del municipio de “Aguada de Pasajeros”. Esta Empresa geográficamente limita al sur con la Ciénega de Zapata, al norte con la Empresa Agropecuaria “Primero de Mayo”, al este con el plan de cultivos varios de Horquita y al oeste con el plan arrocero del sur, provincia de Matanzas y el poblado de Aguada de Pasajeros, cabecera del municipio.

La fábrica de Torula es el resultado de los logros alcanzados por la Revolución en cuanto a la diversificación del MINAZ, que hoy constituye un renglón económico importante para la alimentación animal.

A continuación, la autora de este trabajo presenta un breve análisis energético del municipio, al que pertenece la planta objeto de estudio.

En el municipio de Aguada de Pasajeros, para realizar los procesos de producción o prestar diferentes servicios, se consumen diferentes portadores energéticos, que aparecen en el gráfico 2.1 con su respectivo nivel de incidencia.

Gráfico 2.1 Consumo de Portadores Energéticos. Aguada 2006



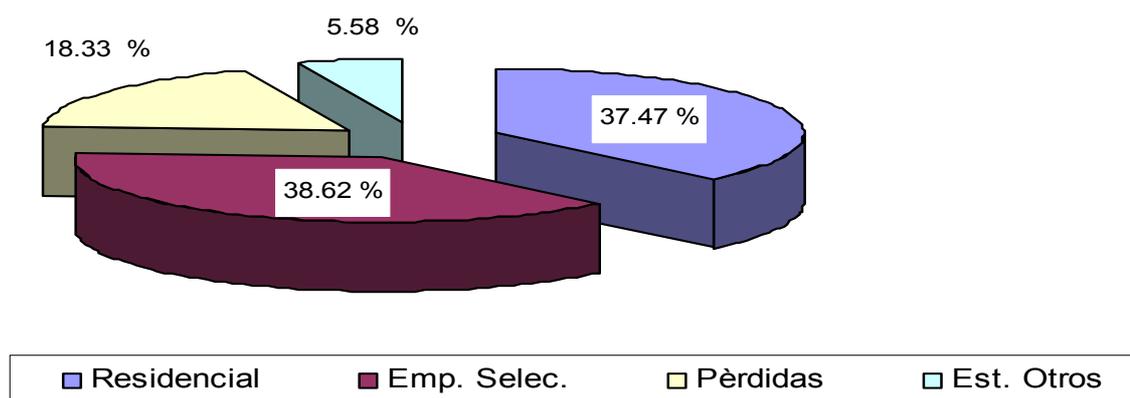
Del análisis de este gráfico, se deduce que la energía eléctrica es el principal portador consumido en el municipio con un 43,78 %, sobre el cual tienen incidencia todas las empresas y unidades presupuestadas del municipio. Su consumo por conceptos se representa en la tabla 2.1

Tabla 2.1 Consumo de electricidad en Aguada, 2006.

Consumidores	Consumo, mWh	%	% Acum.
Estatales	17605,74	44,20	44,20
Residencial	14880,71	37,36	81,56
Pérdidas	7300,15	18,33	99,88
NO Residencial	46,47	0,12	100,00
Total	39833,07	100,00	

Analizando el consumo eléctrico reflejado en la tabla 2.1, es evidente el predominio de los consumidores estatales: nueve empresas son identificadas como las mayores consumidoras del municipio. En el gráfico 2.2 se mostrará el comportamiento en las diferentes áreas.

Gráfico 2.2 Consumo municipal de electricidad por áreas. Año 2006



En este gráfico queda evidenciado que las empresas seleccionadas representan el 38,62 % del consumo total de electricidad del municipio. Sin embargo, estratificando este consumo de las empresas seleccionadas y representándolo gráficamente, se puede observar cuál es el comportamiento de la fábrica objeto de estudio, tanto en la propia empresa “Antonio Sánchez” como en el municipio.

Tabla 2.2 Consumo municipal de electricidad en MWh. Año 2006 ⁸⁹

Consumidores	Consumo, MWh	%
Emp. Selec.	15383,71	38,63
Residenciales	14927,18	37,47
Pérdidas	7300,15	18,32
Otros Cons.	2222,03	5,58
A. Sánchez	11127,59	72,33
Fáb. de Torula.	8612,50	77,40
Total	39833,07	100,00

⁸⁹ Lobelles Sardiñas O.: Datos personales. Tesis en opción al título de máster en ciencias técnicas, 2007.

Tabla 2.3 Características de las vinazas entrada a fábrica.

Parámetros	Unidad de Medidas	Valores
Materia seca gravimétrica	g/l	71,8
Cenizas totales	g/l	15,5
Azúcares reductores libres	g/l	11,1
Azúcares reductores totales	g/l	14,8
Nitrógeno total	g/l	0,8
Calcio (como Ca)	g/l	1,32
Magnesio (como Mg)	g/l	1,85
Fósforo total (como P ₂ O ₅)	g/l	0,09
Demanda química de oxígeno	mg/l	80 000
Los valores medios de DQO en planta (concentración de las vinazas)	ppm o mg/l	60 000
Temperatura	°C	80-82
Densidad	°Bx kg/L	10-12 1,03-1,04

Para producir 1 tonelada de torula se necesitan 60 m³ de vinazas con una carga orgánica de 80 kg/m³, con un rendimiento aproximado de 19,16 %. Además, es necesario adicionarle probióticos, que están carentes en las vinazas a través de un producto llamado aditivo.

Dicho aditivo influye de forma directa en la producción de levadura, y juega un papel importante en el proceso, al sustituir a los probióticos que son aportados por la miel. Los probióticos son catalizadores enzimáticos que aceleran la síntesis orgánica en la célula. Este desempeña el papel de los catalizadores enzimáticos que no están presentes en la vinaza, pues fueron consumidos anteriormente en la fermentación alcohólica.

El valor de este producto es muy alto; equivalente a 3 869,05 pesos la tonelada y el índice de consumo es de 4,6 kg/t de levadura producida. Realmente su consumo no es alto, pero es suficiente para aportar los componentes necesarios para garantizar la eficiencia en la fermentación o el rendimiento para producir la levadura de torula. A

⁹¹ ICIDCA.: “Metodología para la Fermentación de Vinazas y mezclas Vinazas-Miel para la obtención de levadura Torula en Antonio Sánchez”: Loc. cit.

pesar del alto costo del mismo, su ausencia traería consecuencias fatales, que frenarían el desarrollo y la propagación en la célula.

2.2 Descripción del proceso tecnológico

Esta planta es de procedencia francesa, fabricada por la firma SPEICHIM en el año 1977. Se diseñó según el proceso “LeFrancois,” se complementa por diferentes tecnologías (Aeguisbanner, Alpha, Laval, Nyro, entre otras), y se diseñó para producir 40 t de torula al día. El régimen de trabajo es continuo, flexible y altamente automatizado. Posee fermentadores “LeFrancois” de circulación invertida. Su objetivo es producir proteína unicelular utilizando en sus inicios como materia prima la miel final procedente de la Empresa Azucarera “Antonio Sánchez”, dentro de los numerosos cambios e inversiones realizados en dicha empresa y como parte de la estrategia de diversificación del MINAZ, fue construida la destilería de alcohol cubano española – ALFICSA, en zona aledaña a la planta de torula.

Producto del déficit de mieles, fue necesario comenzar a utilizar el efluente vinazas de la destilería como materia prima para la producción de levadura de torula con el objetivo de tratar los residuales de la misma. Por esta razón la fábrica se convierte en una planta de tratamiento de residuales. Con tales cambios tecnológicos, la planta comenzó a trabajar en el 2 000 con resultados satisfactorios y se ha mantenido trabajando; pero con mucha inestabilidad, ya que al ser la planta de tratamiento de residuales de ALFICSA, su producción depende de esta última.

En el primer capítulo, se hace referencia a las cinco unidades básicas del proceso de producción, donde se explica lo que ocurre en cada etapa, y se describen algunos de los aspectos fundamentales que las caracterizan. Por esta razón, en este capítulo, se describe como transcurren estas etapas de manera particular en la fábrica objeto de nuestro estudio, para lo cual se tendrá en cuenta el esquema tecnológico representado en el anexo I. Además, en el anexo II se muestra el esquema en forma de diagrama de bloques del proceso, lo que facilita una mejor visión de las corrientes que entran y salen del mismo.

Las vinazas, proveniente de la destilería con un caudal de 51 m³/h y una temperatura entre 80 y 82 °C, con las especificaciones de calidad anteriormente descritas, se almacena previamente en tanques para hacerla pasar por el intercambiador de placas IP

y enfriarla hasta una temperatura próxima a los 32 °C, luego se bombea a cada fermentador a razón de 23 m³/h. Sin embargo, esta temperatura no se alcanza, debido a la utilización de agua cruda en el sistema de enfriamiento del intercambiador de placas IP, que provocan incrustaciones e impide una correcta transferencia de calor. La temperatura de diseño se desvía, y por lo tanto, la temperatura real de trabajo es superior a los 40 ° C. La autora a partir de la bibliografía consultada en el capítulo I; corrobora que aunque este parámetro no es la limitante en el proceso, sí incide directamente en el desarrollo de la célula y por supuesto el rendimiento en la planta objeto de estudio se ve afectado porque existe un aporte de calor por parte de las vinazas, además del calor que genera la reacción química, por ser éste un proceso exotérmico. Lo que valida el estudio y confirma la hipótesis planteada.

- Preparación de nutrientes: En el proceso, se hace necesario suplementar el N (nitrógeno) y el P (potasio) aportados por las sales nutrientes de sulfato y fosfato en solución acuosa, además de regular el pH que significa adicionar ácido sulfúrico. Las soluciones son preparadas en el depósito R 350, de donde se bombean a los tanques de almacenamiento R 356 y R357 y a partir de los cuales se dosifican a los fermentadores.

- Fermentación: En los fermentadores (Y421 y Y422), dispuestos en paralelo, funcionan a régimen continuo con un flujo de levadura de 60,7 m³/h cada uno, logrado por la dosificación de las vinazas, el agua, las sales conjuntamente con el aditivo y el ácido sulfúrico, así como el aire que le es insuflado mediante los sopladores o compresores volumétricos C 424 y C 422 que suministran aire a ambos fermentadores.

El volumen teórico de aire suministrado a la fermentación es de 11 000 m³/h, pero en el mismo se necesita un exceso de aire para mantener el patrón de circulación. Por lo tanto el flujo total de aire es 15 000 m³/h como mínimo. Estos sopladores tienen una capacidad entre 15 000 y 16 000 m³ de aire /h, que representa una alta demanda de energía eléctrica; pero muy fundamental para la oxigenación y la circulación del mosto. Esta función es muy importante, pues una circulación rápida de los materiales facilita el su consumo inmediato por la levadura. Con la agitación por aire, se logra el patrón de circulación, que es el que determina el funcionamiento estable del fermentador, garantizando un máximo agotamiento del sustrato, una distribución de oxígeno homogénea y buen intercambio térmico en los cilindros interiores de enfriamiento.

Dentro del fermentador, se transforma la materia orgánica que viene en las vinazas en biomasa mediante el proceso de aireación con el suministro de sales nutrientes. Se alcanza una concentración de 5.40 y un pH de 4,5 con un tiempo de residencia de 3.20 h y una velocidad de dilución de $0,31 \text{ h}^{-1}$, además de un control de temperaturas igual a $38 \text{ }^{\circ}\text{C}$ como máximo. El valor óptimo de temperatura es 36°C y 37°C , que se debe asegurar por el sistema de enfriamiento interno que presenta un flujo de agua de $400\ 000 \text{ m}^3/\text{h}$. En esta temperatura, existe una desviación respecto al diseño, ya que alcanza los $40 \text{ }^{\circ}\text{C}$ por deficiencias en el sistema de transferencia de calor.

Luego, el mosto pasa por gravedad a la cuba de desemulsión R donde se le extrae el CO_2 disuelto en él, mediante la adición de una sustancia tenso activa (antiespumante). De ahí se bombea a las centrifugas o máquinas separadoras.

- Separación: en esta etapa, se separa la levadura del mosto por la acción centrífuga, elevando la concentración de 6 g/L hasta 100 g/L . Éste proceso consta de 2 etapas: en la primera separación actúan las máquinas S1 a S6, se hace un lavado intermedio para eliminar cenizas (tanques R511 y R512). En la segunda separación intervienen, las máquinas S7 y S8, los efluentes se vierten en el tanque R510 y la crema de segunda en los tanques R551 y R552. De aquí se bombea a los evaporadores.

- Evaporación: en esta etapa, es donde ocurre la plasmólisis (ruptura de la célula) y mediante un proceso de evaporación de doble efecto la crema aumenta su concentración alrededor de 140 g/L . El proceso comienza en los precalentadores P1 y P2, luego la crema pasa a los termolizadores T1 y T2 donde se le da un tiempo de retención. Después, se dirige hacia el primer evaporador E1, sobre el cual hace vacío el eyector E y termina en el segundo evaporador E2, sobre el que realiza vacío el condensador CV. Los condensados se bombean al tanque R553 de condensados, para utilizarlos en la limpieza de las máquinas y en la dilución de cremas. La crema ya concentrada se almacena en el tanque TC para luego secarla en la cámara de secado CS.

- Secado: el secado de la crema se realiza en un secador de aspersion tipo Nyro. La crema se suministra a la cámara CS a través de un sistema de atomización y se pone en contacto con gases calientes en corriente paralela, producidos por el generador de gases H y diluidos por el ventilador VD para obtener el flujo de aire y la temperatura ($380 \text{ }^{\circ}\text{C}$) necesarios para el secado, las partículas más pesadas del producto secado

sedimentan en la cámara. El resto del polvo (30%) que sale con los gases sedimenta en los ciclones L1 y L2. Se expulsan a la atmósfera los gases a 100 °C y el polvo a 100 °C se transporta por un conducto neumático hasta la tolva donde se ensaca en bolsas de 23 kg.

Para garantizar el sistema térmico, la planta posee una caldera tipo Tubos de Fuego (G_V) de dos pasos, sin sobrecalentador, ni economizador, con un consumo de fuel-oil de diseño igual a 180 kg/h y con capacidad nominal de 3 ton/h, que entrega un flujo de vapor saturado de 2,8 t/h a 10 atm y 180 °C. El vapor entregado se divide en 2,5 t para los evaporadores, precalentadores y termolizadores (E1, E2, P1, P2, T1 y T2) y 0,3 t para calentar y pulverizar el fuel-oil que consume el horno (H), que produce gases calientes para el secado.

2.3 Caracterización del consumo y los costos de la energía

A continuación, se abordará el tema del comportamiento del uso y consumo de la energía en el proceso de fermentación, aspecto este de vital importancia por la influencia que presenta en el valor final de los costos de la producción.

En este epígrafe, se tendrá en cuenta el comportamiento histórico comprendido entre los años 2005-2006 en el área de fermentación y apoyados en las herramientas que nos brinda la tecnología ⁹² de gestión total y eficiente de la energía, creada y diseñada por el Centro de Estudios de la Energía y el Medio Ambiente de la Universidad de Cienfuegos, se analizará el comportamiento del consumo de los principales portadores energéticos en las diferentes etapas, en los equipos de las áreas y la influencia de los costos de la energía en la producción.

2.3.1 Estructura de gastos anuales por partidas

En este epígrafe, se relacionan los dos últimos años de producción de la fábrica; donde se observa el comportamiento de los gastos anuales por partidas en moneda nacional, y se determina qué por ciento representa el gasto energético de los gastos totales de la empresa.

⁹² Borroto N., Anibal.: Gestión energética empresarial, 2002

**INFLUENCIA DEL GASTO ENERGÉTICO EN EL COSTO DE PRODUCCIÓN
ESTRUCTURA DE GASTOS ANUALES POR PARTIDAS EN MN.**

Tabla 2.4 Gastos Totales por Partidas. Año 2005

Partidas	Valor (\$)	%	Acumulado
Energéticos	322749	42,74	42,74
Otros materiales	186705	24,73	67,47
Salario	100119	13,26	80,73
Materias primas fundamentales	94598	12,53	93,26
Otros gastos monetarios	25530	3,38	95,03
Materia prima(miel final)	13369	1,77	96,62
Depreciación y amortización	12000	1,59	100,00
Total	755070	100,00	

Gráfico 2.4 Gastos totales por partidas. Año 2005

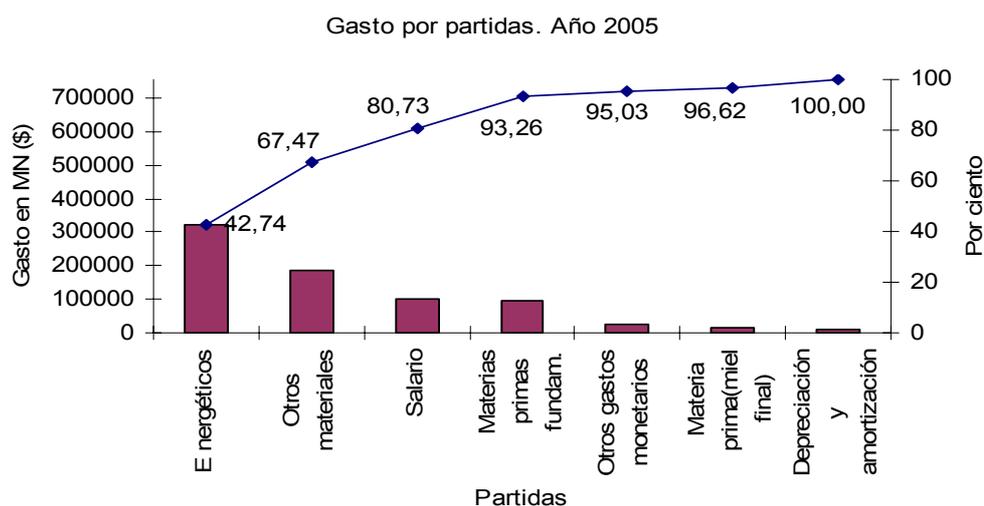
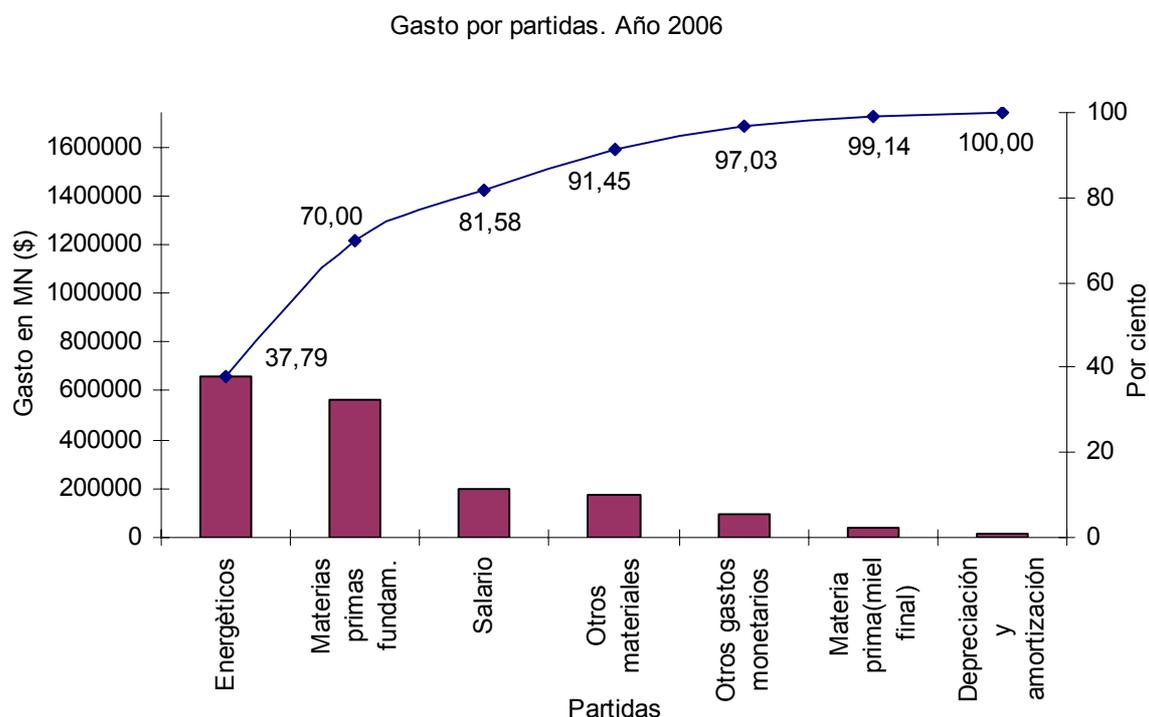


Tabla 2.5 Gastos Totales por Partidas. Año 2006

Partidas	Valor (\$)	%	Acumulado
Energéticos	657304	37,79	37,79
Materias primas fundamentales	560419	32,22	70,00
Salario	201404	11,58	81,58
Otros materiales	171679	9,87	91,45
Otros gastos monetarios	97000	5,58	97,03
Materia prima(miel final)	36710	2,11	99,14
Depreciación y amortización	15000	0,86	100,00
Total	1739516	100,00	

Gráfico 2.5 Gastos totales por partidas. Año 2006



Como se puede apreciar en los gráficos 2.4 y 2.5, los portadores energéticos tienen una marcada incidencia en los gastos totales de la fábrica, ya que representan un 42.74 % y un 37.79 % representado por los años 2 005 y 2 006, la disminución se debe a:

- La disminución del índice de consumo de energía.
- El incremento del precio de las sales.

Por esta razón, influyen en los elevados costos que presenta la producción de levadura de torula, a los que se le agregan los altos precios de comercialización de las materias primas fundamentales como el sulfato diamónico y fosfato diamónico.

A continuación, se hace un análisis de los precios de las materias primas fundamentales, su costo y el índice de consumo de los mismos para producir una tonelada de levadura de torula.

Para un mejor análisis, se resume esta información en la tabla 2.6.

Tabla 2.6 Costo e índice de consumo de la materia prima y sustancias auxiliares utilizadas en la producción de levadura.

Materia prima y sustancias auxiliares	\$/t	Consumo (kg/ t de levadura)	
		Norma	Real
Aditivo	5000,00	3-5	4,60
Fosfato diamónico	730,69	128	180
Sulfato diamónico	506,50	400	455
Ácido Sulfúrico	280,00	200	100
Antiespumante	3869,05	17,10	20,62
Sosa para la limpieza	512,34	10	4,60
Miel	66,60	0,5 t/t	1 t/t
Urea	325,17	80	80
Fuel-oil	190,00	740	740
Energía	5,00	1300 kwh/t de levadura	2 000 kwh/t de levadura

La tonelada de levadura de torula se vende a 584,00 pesos y según la ficha de costo cuesta 692,00 pesos para producirla según la ficha de costo. Por lo tanto, si se calcula referido al consumo real, entonces el costo de producción sería 900 pesos. Su encarecimiento está dado por los altos costos de las sales, que actualmente se han elevado cuatro veces su valor inicial.

El precio al que se vende la tonelada de torula causa pérdidas. Una de las componentes que lo provoca son los altos índices energéticos, afectados por las bajas producciones provocadas por deficiencia del sistema de enfriamiento y tratamiento de agua. Además, hay que considerar el valor agregado del proceso de producción de torula con vinazas, ya que el mismo constituye un tratamiento aerobio primario de dichos residuales, producto de la fermentación alcohólica, en el cuál se degrada más del 40 % de la carga orgánica presente en el mismo. Por esta razón, a continuación, en el resto del capítulo se analizará el comportamiento en la explotación de los recursos energéticos de la fábrica.

Tabla 2.6 Estructura de consumo por portadores energéticos. Año 2005

Portadores	U/M	Consumo	F. Conversión	TCC	%	% Acum.
Energía Eléct.	MWh	2775,00	0,3746	1039,54	57,68	57,68
Fuel-Oil	TM	693,30	0,9903	706,9	39,22	96,90
Lubricantes	TM	31,60	1,0000	31,6	1,75	98,65
Diesel	TM	12,00	1,0534	12,64	0,70	99,35
Gas Licuado	TM	8,80	1,1631	10,24	0,57	99,92
Gasolina Motor	TM	1,20	1,0971	1,32	0,08	100
Total				1802,24	100,00	

Gráfico 2.7 Estructura de consumo por portadores energéticos. Año 2005

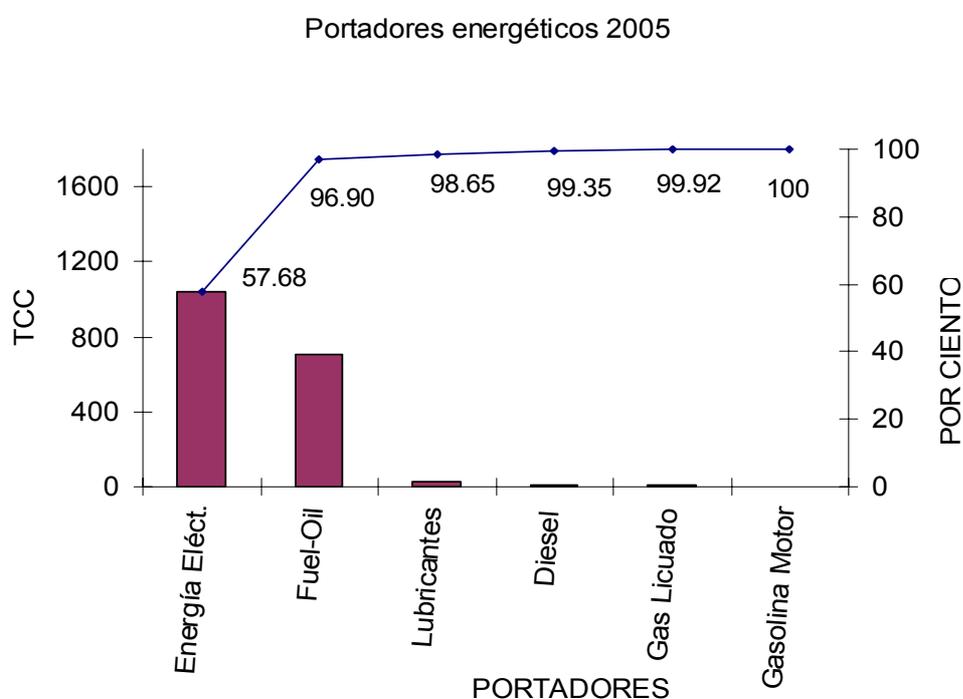
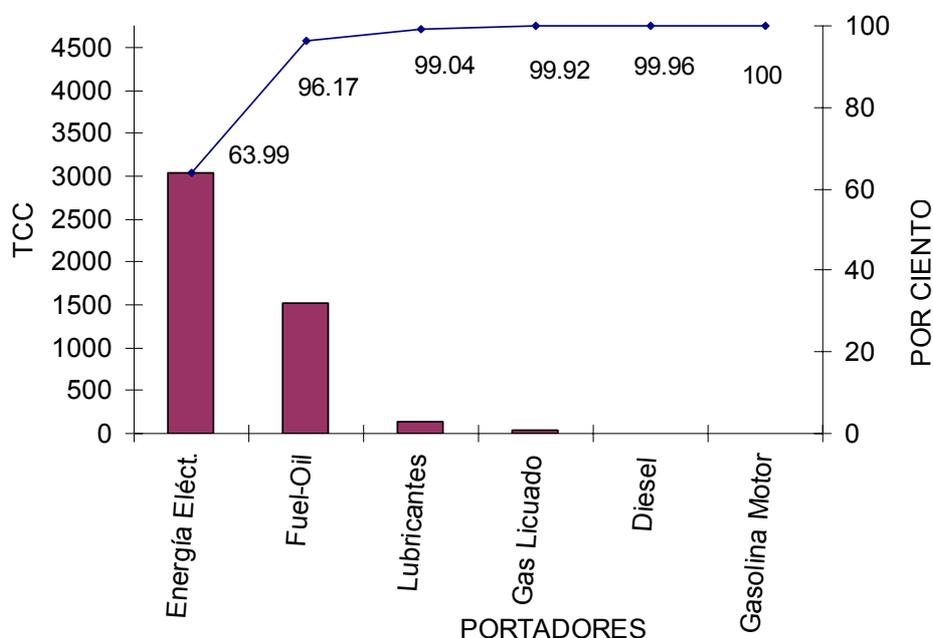


Tabla 2.8 Estructura de consumo por portadores energéticos. Año 2006

Portadores	U/M	Consumo	F. Conversión	TCC	%	% Acum.
Energía Eléct.	MWh	8612.50	0.3520	3031.60	63.99	63.99
Fuel-Oil	TM	1540.63	0.9903	1524.69	32.18	96.17
Lubricantes	TM	136.00	1.0000	136.00	2.87	99.04
Gas Licuado	TM	35.70	1.1631	41.52	0.88	99.92
Diesel	TM	16.00	1.0534	1.97	0.04	99.96
Gasolina Motor	TM	1.80	1.0971	1.97	0.04	100.00
Total				4737.75	100.00	

Gráfico 2.7 Estructura de consumo por portadores energéticos. Año 2006



En estos gráficos se aprecia que los mayores consumos están representados por la energía eléctrica y en el fuel-oil, los que unidos representan el 96,90 % del total consumido en el 2005 y 96,17 % en el 2006, y se muestra que el mayor potencial de ahorro se encuentra en estos portadores. El consumo de la energía eléctrica se encuentra muy por encima de la norma, mientras que el fuel-oil presenta valores muy próximos a la norma establecida.

Con el objetivo de determinar las áreas y equipos más consumidores se realiza el desglose de este portador por áreas, por puestos claves, y por equipos.

En el anexo III se muestran los resultados de las mediciones reales realizadas al total de equipos de trabajo del área de fermentación, para determinar la demanda eléctrica en condiciones de explotación. A partir de esta, se pueden establecer las áreas claves que demandan el 80% de la potencia eléctrica de la fábrica.

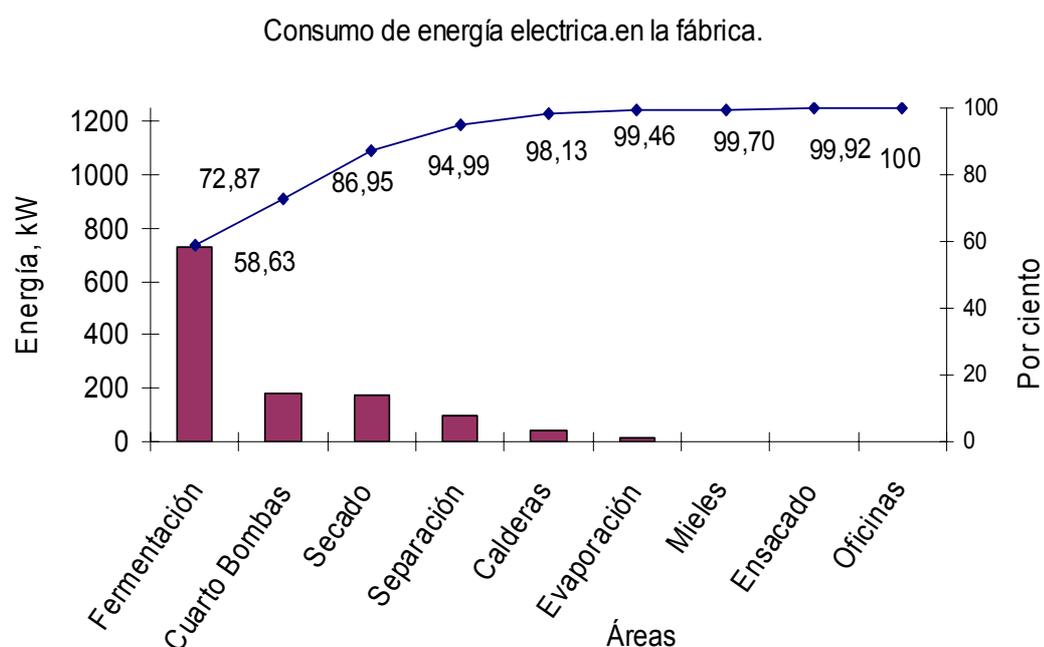
A continuación, se analiza el consumo de energía eléctrica en la fábrica.

Análisis del consumo de energía eléctrica en la fábrica.

Tabla 2.9 Demanda de potencia eléctrica en la fábrica por áreas

Área	Energía (kW)	%	% Acum.
Fermentación	732,59	58,78	58,78
Cuarto Bombas	177,87	14,27	73,05
Secado	175,92	14,11	87,16
Separación	100,44	8,06	94,99
Calderas	39,31	3,15	98,13
Evaporación	16,57	1,33	99,46
Ensayado	2,75	0,22	99,92
Oficinas	0,95	0,08	100,00
Total	1246,25	100,00	

Gráfico 2.8 Demanda de potencia eléctrica en la fábrica



El gráfico 5 muestra la distribución del consumo de la energía eléctrica. En él se puede observar que más del 86 % de la misma se utiliza en las áreas de fermentación, cuarto de bombas y secado.

Una vez definidas cuales son las áreas donde se produce el mayor consumo de energía eléctrica, se realiza una estratificación para identificar los equipos mayores consumidores en las mismas.

Tabla 2.10 Demanda de potencia eléctrica en las áreas mayores consumidoras

Área	Equipo	Demanda (kW)	Total (kW)	%	Acum.
Cuarto de Bomba (24 h)	Bombas:				
	p-111	54,35	177,87	30,60	30,60
	p-115	43,06		24,25	54,85
	p-126	30,35		17,09	71,94
	Ventilad, enfr.	28,23		15,90	87,84
	p-121	19,76		11,13	98,96
compres.-151	2,12	1,19		100,00	
Total		177,87			
Fermentación (24 h)	comp.-422	256,93	732,59	35,07	35,07
	comp.-424	266,81		36,42	71,49
	bomb. Pozos	134,11		18,31	89,80
	bomb. p-441	24,70		3,37	93,17
	bomb. p-381	20,47		2,79	95,96
	bomb. Vinaza	18,70		2,55	98,52
	bomb, aceite.-22	3,28		0,45	98,96
	bomb. p-356	3,04		0,41	99,38
	bomb, aceit.-24	2,57		0,35	99,73
	bomb. p-357	1,98		0,27	100,00
Total		732,59			
Secado (16 h)	comp.-732	84,7	192,49	44,00	44,00
	comp.-721	28,23		14,67	58,67
	atomiz-732	27,53		14,30	72,97
	comp.-731	14,82		7,70	80,67
	comp.-722	14,12		7,34	88,00
	bomb. p-732	2,54		1,32	89,32
	bomb. p-186	1,64		0,85	90,18
	obstur-735	0,62		0,32	90,50
	obstur-733	0,59		0,31	90,80
	obstur-734	0,56		0,29	91,10
	obstur-732	0,56		0,29	91,39
Total		175,35	1102,95		

Como se puede apreciar en la estratificación realizada, de las tres áreas que consumen más del 80 % de esta energía, la de fermentación es la que mayor consumo presenta, con un equivalente a 732,59 kW de un total de 1102,95 kW, que representa el 66,42 % del total consumido en las áreas mayores consumidoras.

Por esta razón este trabajo se concentrará en el área de fermentación, con el objetivo

de encontrar oportunidades de ahorro y lograr una mayor eficiencia energética en el área, para contribuir, de esta forma, a la disminución de los costos de la producción final.

La autora, al inicio de este epígrafe plantea que la planta de levadura torula está dentro de los mayores consumidores del municipio de Aguada de Pasajeros y las herramientas de la tecnología utilizadas corroboran lo planteado. Este comportamiento se explica a partir de los consumos de energía en cada fermentador, que según los resultados del estudio, al aplicar pareto, recaen sobre los compresores, encargados de suministrar el flujo de oxígeno en el fermentador para que se produzca la reacción química en un tiempo de residencia de 3,2 horas y para garantizar el mezclado. Sin embargo, desde el punto de vista de diseño el índice de consumo de energía eléctrica es 1,95 kw/kg de levadura, y el índice de consumo real es de 2,56 kw/kg de levadura, lo que representa un 31,28 % de sobreconsumo de energía eléctrica, equivalente a 0,61 kw por cada kilogramo de levadura producido. La fábrica tiene un consumo diario de 24 000 kW, pues sus equipos trabajan a régimen continuo. La producción promedio diaria actual de la fábrica oscila alrededor de las 12 toneladas, lo que reporta un índice de consumo de 2 000 kwh/t. Sin embargo la norma refiere 1 300 kWh/t. Por tanto se hace necesario un aumento de la producción para lograr el índice de consumo establecido por norma, lo que reportaría una disminución de las pérdidas por este concepto, y esto confirma la hipótesis planteada.

Estas razones evidencian que urge encontrar soluciones que aumenten la producción, para disminuir estos índices.

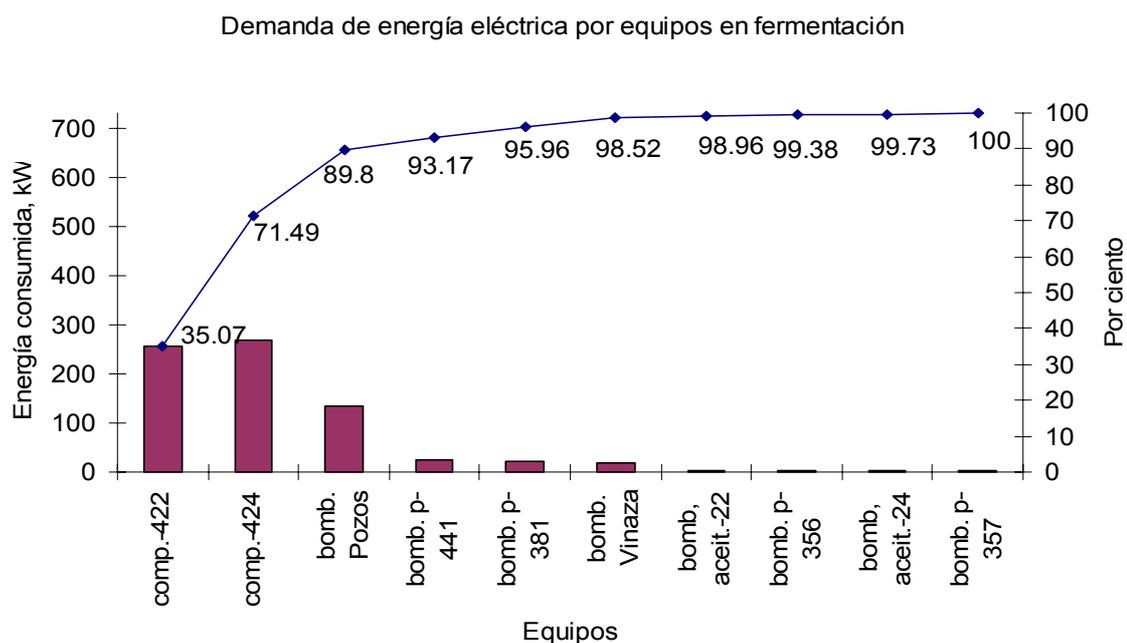
Aunque este comportamiento es provocado principalmente por el parámetro temperatura, se debe ver como un problema multicausal, porque en ello también influye el mal funcionamiento de la torre de enfriamiento, las incrustaciones de las tuberías por no utilizar agua tratada y por consiguiente, la ineficiencia en el tratamiento de agua.

Estos factores hacen ineficiente al sistema, que no es capaz de ceder al medio ambiente la mayor cantidad de calor producida durante la reacción química. En otras palabras, la vinaza entra al fermentador a una temperatura mayor que la requerida, (como sustancia líquida se comporta como el agua, y el agua es el líquido que más reactancia calórica presenta), a lo que se le suma el calor que desprende la reacción por ser exotérmica. Esto explica que las condiciones actuales de enfriamiento hacen al

sistema incapaz para evacuar esa carga calórica.

En el gráfico siguiente, se presenta la estratificación del área de fermentación, donde se observa el comportamiento de los compresores, lo que justifica lo planteado anteriormente.

Gráfico 2.9 Demanda de potencia eléctrica en el área de fermentación



Con esta estratificación en el área de fermentación, detectamos los equipos que demandan más del 80 % de energía eléctrica. De los gráficos anteriores, se puede deducir que estos equipos son:

- Los compresores volumétricos o sopladores C-424, C-422, y las bombas de los pozos, que consumen el 89 %. De ellos, los equipos que mayor por ciento representan son los compresores C-424 y C-422.

Si se tiene en cuenta que el área de fermentación trabaja con un régimen continuo, y que la producción depende en su totalidad de la eficiencia de estos equipos, entonces se hace necesario buscar soluciones que mejoren su eficiencia energética. Por lo tanto se concentran los esfuerzos en la energía eléctrica, como principal portador consumido

en el área, y se analiza el comportamiento de la energía y la producción en los años 2005 y 2006.

Índice de consumo de la energía eléctrica

Seguidamente, se hará un análisis del comportamiento del consumo energético referido a la producción y determinando ese índice de consumo, se podrá establecer una comparación con las normas establecidas para este tipo de producción.

Tabla 2.11 Comportamiento del consumo de electricidad y la producción

Año	Energía (kWh)	Energía (MWh)	Energía (TCC)	Producción (t)	Índice de Consumo Real (TCC/t. lev.)	Índice de Consumo Norma (TCC/t. lev.)
2005	1387690	1387,69	519,84	922,00	0,56	0.48
2006	8612500	8612.50	3031,6	1851,00	0,69	0.48

Analizando los resultados de la tabla anterior, se puede concluir que el índice real de ambos años está por encima de lo referido nacionalmente para este tipo de producción. Así se demuestra la ineficiencia energética de esta fábrica, y a su vez, se justifica la aplicación de herramientas de la tecnología en ella.

Analizando la ineficiencia del proceso de fermentación, se puede deducir, que en ese sistema industrial, es la temperatura la variable más sensitiva con relación a la reacción química.

El índice de consumo de la materia prima de diseño es de 54,88 t/t suponiendo, según ICIDCA 21 % de rendimiento, y fijando un DQO de 80 kg/m³; pero realmente, en la fábrica se necesitan 61.84 t de vinazas/t. lev, para obtener un rendimiento de 18.60 %. Este dato muestra la ineficiencia del proceso, debido a las altas temperaturas de la fermentación, que se encuentra en 45 °C, y debe estar próximo a los 38 °C, lo que implica una ineficiencia fermentativa de un 12.68 %. Teniendo en cuenta que la disponibilidad de O₂ en el fermentador permite producir 10 t diarias de torula por cada fermentador y que los valores reales obtenidos son de 7 t de levadura de torula. Por tanto, se puede determinar que la instalación se encuentra subexplotada, o sea, que no se explota la capacidad industrial instalada en un 12.80 %.

Con el análisis anterior, es fácil comprender que en el proceso, la limitante no es el oxígeno añadido al fermentador, porque éste existe en cantidades suficientes para producir hasta 10 toneladas de levadura de torula. Así se le da validez a que la temperatura es la variable que afecta el proceso de producción.

Entonces, para subir la producción, es necesario mejorar la temperatura de enfriamiento en el fermentador como factor fundamental, además de activar el tratamiento de agua para evitar incrustaciones y consigo mejorar la transferencia de calor.

Tabla 2.12 Comportamiento de energía eléctrica y la producción en el año 2005

Meses	MWh	Factor Conv.	Energía (TCC)	Producción (tn)	E / P
Enero	305,00		114,25	0	0
Febrero	305,40		114,40	0	0
Marzo	189,49		70,98	18	3,94
Abril	8562,99		3207,78	389,1	8.24
Mayo	772,37		289,33	301,3	0,96
Junio	303,50	0,37461	113,69	0	0
Julio	305,28		114,36	0	0
Agosto	305,29		114,36	0	0
Septiembre	303,59		113,72	0	0
Octubre	305,12		114,30	0	0
Noviembre	837,4		313,69	213,7	1,32
Diciembre	305,39		114,40	0	0
	4310,75		1614,85	922	1,75

Gráfico 2.10 Comportamiento de energía eléctrica y la producción en el año 2005

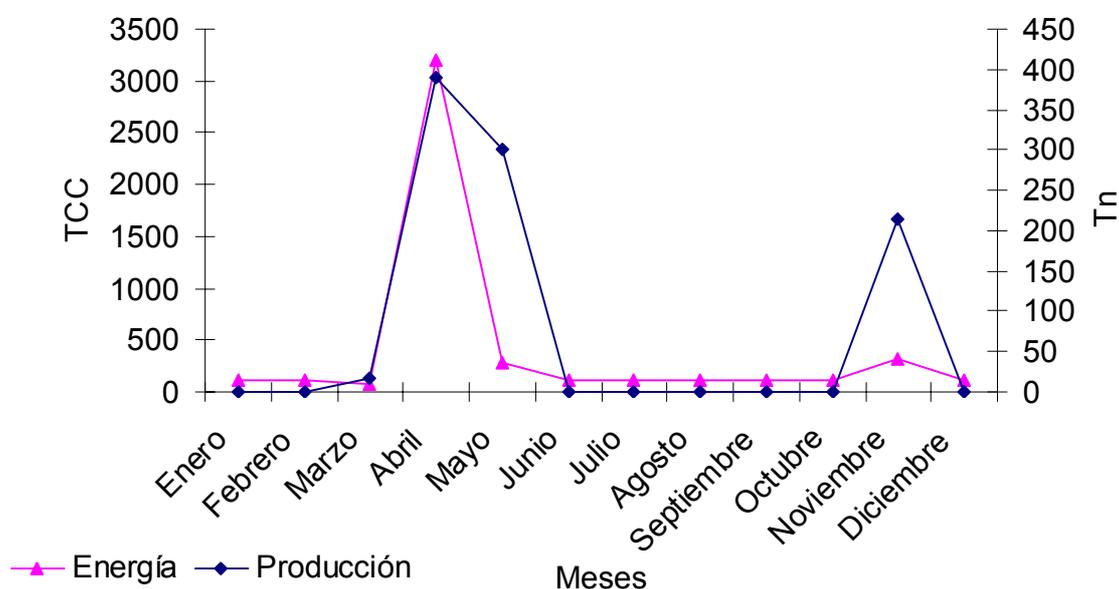
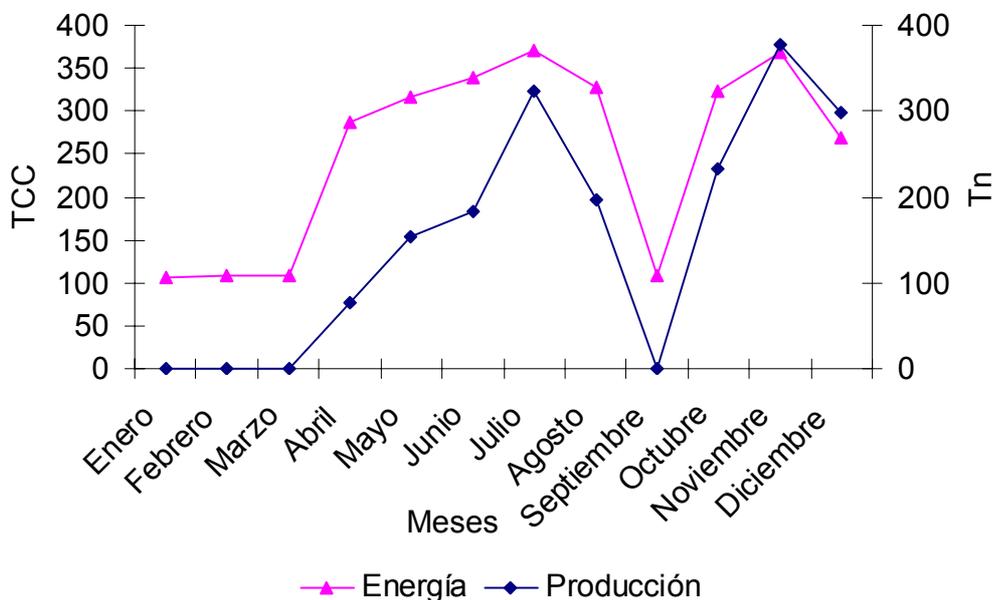


Tabla 2.14 Comportamiento de energía eléctrica y la producción en el 2006

Meses	MWh	Factor Conv.	Energía (TCC)	Produc. (tn)	E / P
Enero	303,49		106,83	0	0
Febrero	305,08		107,39	0	0
Marzo	305,39		107,5	0	0
Abril	814,63		286,75	77,38	10,53
Mayo	896,30		315,5	154,6	5,83
Junio	965,68		339,92	183,62	5,25
Julio	1050,39		369,74	322,3	3,25
Agosto	930,19	0.352	327,43	195,51	4,75
Septiembre	307,50		108,24	0	0
Octubre	915,79		322,36	233,7	3,91
Noviembre	1045,19		367,91	377,04	2,77
Diciembre	765,96		269,62	298,8	1,92
	8610,96		3031.06	1842	1,64

Gráfico 2.11 Comportamiento de energía eléctrica y la producción en el año 2006

Estos gráficos muestran gran inestabilidad en la producción durante los dos años analizados, ocasionada por la falta de vinazas que se representa por los valles. Los picos explican el comportamiento del consumo de la energía eléctrica cuando hay producción, este tema ha sido abordado previamente cuando se analiza el consumo de energía eléctrica en la fábrica.

Luego de aplicadas las herramientas necesarias de la tecnología, se puede observar que el consumo de energía en el proceso de fermentación constituye un problema de gran peso en la planta que es objeto de estudio, lo que da validez al problema planteado, da respuesta a algunos aspectos relacionados con él, por lo que se hace necesario profundizar el análisis del fermentador en este proceso con:

- El balance de masas y de materiales.
- El balance de energía.
- El enfoque del modelo matemático del fermentador como reactor químico.

Conclusiones parciales

1. Con la aplicación de las herramientas necesarias de la tecnología se corroboró la ineficiencia energética de esta fábrica. Esto permitió evaluar el comportamiento del portador de energía eléctrica, que es necesario continuar el estudio dirigido hacia él, para disminuirlo y así dar respuesta al primer objetivo de este trabajo.
2. Dichas herramientas corroboran que la energía eléctrica es un portador energético que encarece el proceso y dan validez al problema científico y a las conclusiones realizadas en el primer capítulo.
3. El índice de consumo de la energía eléctrica se encuentra muy por encima de la norma.
4. El área de fermentación es la mayor consumidora. Se observa que de un total de 1102, 95 kW. consumido por los equipos, 732,59 kW. pertenecen a esta área, lo que representa el 66,42 %. Esto da respuesta parcial al problema científico planteado.
5. Los equipos que mayor consumo de energía eléctrica presentan son los compresores C-424 y C-422. Estos presentan desgaste y provocan ineficiencia en el consumo específico de aire. Esto conlleva a un 31,28 % de sobreconsumo de electricidad en los fermentadores lo que representa 0,61 kW por cada kilogramo de levadura producido.
6. Teniendo en cuenta que la etapa de fermentación es decisiva en el proceso tecnológico de la producción de levadura torula, se propone investigar en qué medida existe afectación, para poder proponer soluciones que mejoren este proceso. Es necesario abordar dicho estudio a través de la modelación matemática, que permitirá dar respuesta al segundo y tercer objetivo de este estudio.
7. El suministro de vinazas a temperaturas más altas al fermentador, la ineficiencia del sistema auxiliar de extracción de calor diseñado para operar con mieles más frías, su deterioro como consecuencia de la operación continuada y el pobre mantenimiento provocan sobreconsumos energéticos al fermentador, que en casos límite pueden conducir al daño de las cepas y a la reducción de los volúmenes de producción. Esto provoca una subexplotación de 12,68 % en

dichos reactores.

8. Según los estudios realizados por ICIDCA en el año 2000, en la planta “Antonio Sánchez” se establecieron parámetros de temperatura que serán el punto de partida para evaluar el enfriamiento y la eficiencia del proceso de fermentación en la misma. Esto será posible a partir de los balances de masa y de energía en el proceso de fermentación que se calcularán en el próximo capítulo.

CAPÍTULO III

ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS DEL ESTUDIO REALIZADO AL PROCESO DE PRODUCCIÓN DE LEVADURA TORULA “ANTONIO SÁNCHEZ”.

En este capítulo se caracteriza el proceso de fermentación de producción de levadura torula “Antonio Sánchez”. Tomando como base los resultados obtenidos en el capítulo II, se realiza el balance de masa y de energía a partir de la estequiometría de la reacción química para modelar matemáticamente dichos resultados. Así podrán establecer condiciones de trabajo en los fermentadores que logren aumentar los índices de producción y determinar las condiciones de intensificación de dicho sistema desde el punto de vista energético, pero tomando en cuenta la interacción con el proceso. Esto permitirá responder las preguntas científicas formuladas en este trabajo, que aclararán, enriquecerán y explicarán el problema en el problema científico:

¿La temperatura afecta en alguna medida el proceso de fermentación y el consumo energético del mismo para producir levadura de torula?

¿Este estudio podrá constituir un instrumento para mejorar la productividad en el proceso de fermentación?

¿A partir de la solución del problema científico será posible aumentar la altura de trabajo del fermentador en aras de aumentar la producción, para disminuir su costo y atenuar los altos consumos de energía?

Según los resultados, se propondrá una estrategia para mejorar el funcionamiento del sistema de enfriamiento en los fermentadores y disminuir la temperatura en el reactor, con el objetivo de obtener mejores índices de producción, que lleven a recuperar su estado técnico y eficiencia económica, además de evaluar alternativas para asumir producciones económicamente factibles. En este capítulo se dará respuesta al objetivo general y a los objetivos específicos planteados.

3. Caracterización del proceso de fermentación de levadura torula en la Fábrica de Torula “Antonio Sánchez”

3.1 Generalidades

En el epígrafe anterior se analizó la situación energética de la fábrica objeto de estudio y de su comportamiento se propuso estudiar las causas que originan los altos consumos de energía eléctrica en la etapa de fermentación, que ocupan el 66,42 % del consumo

total de la fábrica, y el 77 % del consumo total de las empresas seleccionadas en el municipio, lo que lo ubica como el mayor consumidor municipal.

Por ser esta etapa, el objeto de estudio fundamental de este trabajo, detallaremos a continuación las características del proceso de fermentación, su equipamiento y funcionamiento de acuerdo con las condiciones de diseño del fabricante y las condiciones de trabajo actuales.

3.1 Caracterización de los fermentadores

Los fermentadores en el proceso de fermentación constituyen la instalación más importante de la planta. Los fenómenos bioquímicos tienen su asiento aquí y las operaciones subsiguientes son de orden físico.

Los fermentadores de esta planta, identificados como Y421 y Y422, dispuestos en paralelo son unidades autónomas que tienen la alimentación y descarga individual. Cada unidad cuenta con un compresor de aire o soplador y bombas de mostos y de desemulsión. Además, tienen dispositivos de enfriamiento. En el capítulo anterior se había expresado que estos fermentadores “LeFrancois” son de circulación invertida y con régimen continuo, que tienen como ventaja el crecimiento continuo, la definición simple de parámetros, el ambiente muy aireado, la circulación rápida del volumen y la ausencia de agitadores mecánicos. Su construcción permite alcanzar amplias dimensiones sin tropezar con dificultades en lo relativo al funcionamiento o la resistencia mecánica. Su originalidad radica en la concepción de su estructura: su forma cilindro-cónica permite una gran velocidad de circulación del mosto en el interior del fermentador y por ello una gran eficacia en los cambios químicos entre la levadura, el medio de cultivo y el aire. Además, su construcción en forma de paneles tubulares o radioplacas permiten la circulación de agua al interior del fermentador, lo que mejora la eficiencia del enfriamiento del mosto.

Cada fermentador se enfría según lo diseñado de dos modos:

- Enfriamiento interior
- Enfriamiento exterior

El enfriamiento exterior por chorreo consiste en una película fina de agua que se desliza por las paredes exteriores del fermentador. Este chorreo con agua tratada es muy eficaz

porque mejora el enfriamiento del mosto que circula por la periferia del fermentador. En la planta objeto de estudio, no existe este tipo de enfriamiento.

El enfriamiento interior se realiza mediante el cilindro concéntrico instalado en el fermentador y tiene las siguientes funciones:

- Hacer las veces de director del flujo,
- Guiar la circulación del mosto en el interior del fermentador,
- Servir de intercambiador de calor

La tercera función se cumple gracias a que el mismo está constituido por paneles tubulares por cuyo interior circula el agua de enfriamiento. Este enfriamiento se realiza en forma continua.

En la planta objeto de estudio, en el proceso de fermentación han existido cambios en el diseño en cuanto al sistema de enfriamiento y al número de fermentadores:

- Se eliminó el enfriamiento exterior por chorreo. Además, la utilización de agua cruda en el sistema provoca severas incrustaciones, lo que dificulta la transferencia de calor.
- De la línea de producción, se sacó un fermentador por mal estado técnico y déficit de piezas de repuesto, por lo tanto, actualmente de tres fermentadores diseñados sólo funcionan dos. Los estudios realizados por el ICIDCA ⁹³ se han basado en en los fermentadores Y 421 y Y 422, según lo diseñado.

3.2 Análisis del comportamiento del proceso de fermentación

Teniendo en cuenta que esta planta de levadura torula ha transitado por diferentes etapas de producción debido a su estado técnico, disponibilidad y calidad de materia prima, se hace necesario realizar un análisis actual del proceso de fermentación. Por tal razón, aunque existen dos fermentadores en el sistema de producción, este estudio recogerá el análisis para un fermentador, considerando la similitud que existe entre ellos. Se iniciará este análisis con los balances de masas, de materiales, y de energía de este equipo.

⁹³ ICIDCA.: “Metodología para la Fermentación de Vinazas y mezclas Vinazas-Miel para la obtención de levadura Torula en Antonio Sánchez”: Loc. cit.

3.2.1 Generalidades

El planteamiento y solución del los balance de masas en el proceso permiten determinar las corrientes que no son medidas o controladas. La cuantificación de estas corrientes es necesaria para confirmar si su comportamiento está o no en los parámetros normales de producción.

Este análisis en esta área es fundamental, debido a que el proceso de fermentación constituye el corazón de la planta: de su comportamiento depende el producto final. Aquí la propia levadura sólo se produce en los fermentadores, de los cuales se obtiene el mosto fermentado rico en levadura con cierto contenido de nitrógeno, fósforo y materia orgánica. En el resto del proceso va en aumento la concentración de levadura (materia seca) y se va eliminando efluentes o agua en forma de vapor, mediante el proceso de separación de la levadura del medio líquido hasta obtenerla seca para envasar.

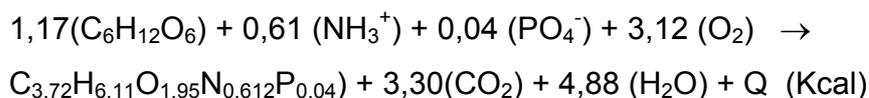
Además, en las conclusiones del capítulo anterior se plantea que el área de fermentación es la que mayor consumo presenta: la aplicación de la tecnología deja ver que de un total de 1102.95 Kw. consumido por los equipos, 732.59 Kw. pertenecen a esta área, lo que representa el 66.42 % de consumo en energía eléctrica para conocer el comportamiento de los fermentadores para producir levadura torula se balanceará el proceso en cuanto a masa y energía.

3.2.2 Balance de masas

El balance de masas responde a la ecuación $F_m \text{ entrada} = F_m \text{ salida}$ (I)

En este equipo ocurre una reacción química, donde la generación de levadura estará condicionada por las especies químicas que se utilicen como sustrato durante la fermentación. Aquí participan azúcares, alcoholes, ácidos orgánicos y glicéridos, además de la cantidad de O_2 disuelto en el medio fermentado que es determinante en la capacidad de producción.

El resultado de la transformación de azúcar en aminoácidos por la levadura responde a la siguiente ecuación global: ⁹⁴



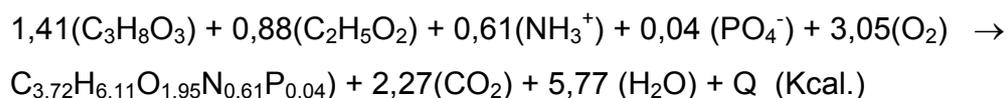
⁹⁴ Hernández M. T.: Loc. cit

Según la metodología,⁹⁵ los rendimientos de oxígeno en kg de O₂/kg levadura, en la reacción química representan:

- el 4.5 % de azúcares,
- el 0,5 % de alcoholes,
- el 30 % de ácidos orgánicos,
- el 50 % de gliceroles.

De lo anterior, se deduce que el consumo específico de oxígeno se encuentra en un valor intermedio y proporcional a las relaciones existentes entre los ácidos y los gliceroles disponibles, por lo que se consideran estas especies químicas como los sustratos fundamentales que aportan las vinazas.

Se conoce que de 8 partes de materia orgánica fermentable, 5 corresponden al glicerol y 3 al ácido acético. Entonces, para los balances, sólo se tendrá en cuenta la participación de estos en la reacción química durante la fermentación de las vinazas que constituyen la materia prima fundamental en el proceso:



Se conoce que la sustancia limitante en este proceso es el oxígeno absorbido en el medio entonces:

- Cálculo del oxígeno absorbido

El flujo másico de oxígeno absorbido por los sustratos será:

$$F_{m\text{ O}_2} = F_{V\text{ O}_2} * \rho_{\text{O}_2 \text{ a } 40^\circ\text{C}}, \quad (\text{kg de O}_2/\text{h}) \quad (1)$$

Donde:

$F_{m\text{ O}_2}$: Flujo másico de oxígeno, (kg de O₂/h)

$F_{V\text{ O}_2}$: Flujo volumétrico del aire, (m³/h)

$\rho_{\text{O}_2 \text{ a } 40^\circ\text{C}} = 1,07$ (densidad del aire a 40 °C, kg /m³)

Es necesario calcular el flujo volumétrico del aire, (m³/h)

$$F_{V\text{ O}_2} = G_A * \% \text{ O}_2 * \% \text{ O}_2 \text{ aire} \div 100, \quad (\text{m}^3/\text{h}).$$

Donde:

$G_A = 15\ 000$ (Flujo másico del aire, m³/h)

$\% \text{ O}_2 = 10,5$ (Eficiencia de oxigenación, %).

⁹⁵ ICIDCA.: “Metodología para la Fermentación de Vinazas y mezclas Vinazas-Miel para la obtención de levadura Torula en Antonio Sánchez”: Loc. cit

La eficiencia de oxigenación representa el por ciento de O₂ contenido en el aire y depende del área de contacto entre la superficie gaseosa y la superficie líquida, y de la temperatura. Según ICIDCA, ⁹⁶ la misma será de 10,5 %. Este valor se obtiene según catálogo del fabricante de este equipo, fijando la altura del nivel del mosto al fermentador, que será igual a 2,65 metros y para un flujo de aire igual a 15 000 m³/h.

$$\% O_2 \text{ aire} = 0,21 \text{ }^{97} \text{ (contenido de } O_2 \text{ en el aire, \%)}$$

Se sustituyen los valores y se obtiene:

$$F_{V O_2} = 330,75 \text{ m}^3 / \text{h}$$

Entonces, sustituyendo en (1), se obtiene:

$$F_{m O_2} = 353,90 \text{ kg de } O_2 / \text{h}$$

- Cálculo del requerimiento de oxígeno (R_{O2})

$$R_{O_2} = M(O_2) \div M(C_{3,72}H_{6,11}O_{1,95}N_{0,61}P_{0,04}), \text{ (kg de } O_2 \text{ /kg de lev.) } \quad (2)$$

Se calcula las masas de las especies aminoácidos (levadura) y oxígeno:

$$M(O_2) = 32 \text{ kg /kmol} * 3,05 \text{ kmol} = 97,6 \text{ kg de } O_2$$

$$M(\text{levadura}) = 92 \text{ kg /kmol} * 1 \text{ kmol} = 92,0 \text{ kg de lev.}$$

Donde:

$$M(O_2) = 97,6 \text{ (Masa del oxígeno, kg de } O_2)$$

$$M(\text{levadura o } C_{3,72}H_{6,11}O_{1,95}N_{0,61}P_{0,04}) = 92,0 \text{ (Masa de la levadura, kg de lev.)}$$

Entonces, sustituyendo en 2 se obtiene:

$$R_{O_2} = 1,06 \text{ kg de } O_2 / \text{kg de lev}$$

- Cálculo de la producción del fermentador, lo que significa calcular el flujo másico de la levadura (F_{m L}).

$$F_{m L} = F_{m O_2} \div R_{O_2} * 24, \text{ (kg de lev /día)} \quad (3)$$

Sustituyendo valores;

$$F_{m L} = 333,86 \text{ kg de lev /h y en el día será } 8 \text{ 012,64 kg de lev /día}$$

⁹⁶ Íbidem.

⁹⁷ Perry, R. H.: "Chemical Engineering Handbook." 2da edición, tomo 1, Ediciones Revolucionarias. La Habana: Editorial. Pueblo y Educación, 1988.

- Calor generado por la reacción química (Q_r)

A partir de estos datos se puede calcular el calor generado por la reacción química en el fermentador.

Entonces:

$$Q_r = F_m L * \Delta H_r \quad (4)$$

Donde:

$$\Delta H_r = 2.85 \text{ (entalpía de la reacción, kJ/ kg de lev)}$$

Sustituyendo valores;

$$Q_r = 951,5 \text{ kJ / h}$$

- Cálculo del requerimiento de nitrógeno ($R_{NH_3^+}$)

$$R_{NH_3^+} = M (NH_3^+) \div M (\text{levadura}), \text{ (kg de } NH_3^+ \text{ /kg de lev.)} \quad (5)$$

Se calcula las masas de las especies:

$$M (NH_3^+) = 17 \text{ kg /kmol} * 0,61 \text{ kmol} = 10,37 \text{ kg de } NH_3^+$$

Donde:

$$M (NH_3^+) = 10,37 \text{ (Masa del nitrógeno, kg de } NH_3^+)$$

Entonces, sustituyendo en 3 se obtiene:

$$R_{NH_3^+} = 0,11 \text{ kg de } NH_3^+ \text{ / kg de lev}$$

El flujo másico de nitrógeno será:

$$F_{m NH_3^+} = F_m L * R_{NH_3^+}$$

Sustituyendo valores;

$$F_{m NH_3^+} = 36,70 \text{ kg de } NH_3^+ \text{ /h}$$

- Cálculo del requerimiento de fósforo ($R_{PO_4^-}$)

$$R_{PO_4^-} = M (PO_4^-) \div M (\text{levadura}), \text{ (kg de } PO_4^- \text{ /kg de lev.)} \quad (6)$$

Se calcula las masas de las especies:

$$M (PO_4^-) = 95 \text{ kg /kmol} * 0,04 \text{ kmol} = 3,8 \text{ kg de } PO_4^-$$

Donde:

$$M (PO_4^-) = 3,8 \text{ (Masa del fósforo, kg de } PO_4^-)$$

Entonces, sustituyendo en 4 se obtiene:

$$R_{PO_4^-} = 0,04 \text{ kg de } PO_4^- / \text{kg de lev}$$

El flujo másico de fósforo será:

$$F_{m PO_4^-} = F_m L * R_{PO_4^-}$$

Sustituyendo valores;

$$F_{m PO_4^-} = 13,30 \text{ kg de } PO_4^- / \text{h}$$

- Cálculo del requerimiento de glicerol ($C_3H_8O_3$), ($R_{GLIC.}$)

$$R_{GLIC} = M (C_3H_8O_3) \div M (\text{levadura}), \text{ (kg de } C_3H_8O_3 / \text{kg de lev.)} \quad (7)$$

Se calcula las masas de las especies:

$$M (C_3H_8O_3) = 92 \text{ kg /kmol} * 1,41 \text{ kmol} = 129,72 \text{ kg de } C_3H_8O_3$$

Donde:

$$M (C_3H_8O_3) = 129,72 \text{ (Masa del glicerol, kg de } C_3H_8O_3)$$

Entonces, sustituyendo en 5 se obtiene:

$$R_{GLIC} = 1,41 \text{ kg de } C_3H_8O_3 / \text{kg de lev}$$

El flujo másico de glicerol será:

$$F_{m C_3H_8O_3} = F_m L * R_{GLIC}$$

Sustituyendo valores;

$$F_{m C_3H_8O_3} = 470,74 \text{ kg de } C_3H_8O_3 / \text{h}$$

- Cálculo del requerimiento de ácido acético ($C_2H_5O_2$), ($R_{ÁCIDO}$)

$$R_{ÁCIDO} = M (C_2H_5O_2) \div M (\text{levadura}), \text{ (kg de } C_2H_5O_2 / \text{kg de lev.)} \quad (8)$$

Se calcula las masas de las especies:

$$M (C_2H_5O_2) = 61 \text{ kg /kmol} * 0,88 \text{ kmol} = 53,68 \text{ kg de } C_2H_5O_2$$

Donde:

$$M (C_2H_5O_2) = 53,68 \text{ (Masa del ácido acético, kg de } C_2H_5O_2)$$

Entonces, sustituyendo en 6 se obtiene:

$$R_{ÁCIDO} = 0,58 \text{ kg de } C_2H_5O_2 / \text{kg de lev}$$

El flujo másico de ácido acético será:

$$F_{m C_2H_5O_2} = F_m L * R_{ÁCIDO}$$

Sustituyendo valores;

$$F_m \text{ C}_2\text{H}_5\text{O}_2 = 193,53 \text{ kg de C}_2\text{H}_5\text{O}_2/\text{h}$$

- Cálculo del CO₂ que se produce en la reacción química

$$R_{\text{CO}_2} = M (\text{CO}_2) \div M (\text{levadura}), (\text{kg de CO}_2/\text{kg de lev.}) \quad (9)$$

Se calcula las masas de las especies:

$$M (\text{CO}_2) = 44 \text{ kg /kmol} * 2,27 \text{ kmol} = 99,88 \text{ kg de CO}_2$$

Donde:

$$M (\text{CO}_2) = 99,88 \text{ (Masa del CO}_2, \text{ kg de CO}_2)$$

Entonces, sustituyendo en 7 se obtiene:

$$R_{\text{CO}_2} = 1,08 \text{ kg de CO}_2 / \text{kg de lev}$$

El flujo másico de dióxido de carbono producido en la reacción química será:

$$F_m \text{ CO}_2 = F_m L * R_{\text{CO}_2}$$

Sustituyendo valores;

$$F_m \text{ CO}_2 = 360,37 \text{ kg de CO}_2/\text{h}$$

- Cálculo del agua (H₂O), que se produce en la reacción química

$$R_{\text{H}_2\text{O}} = M (\text{H}_2\text{O}) \div M (\text{levadura}), (\text{kg de H}_2\text{O}/\text{kg de lev.}) \quad (10)$$

Se calcula las masas de las especies:

$$M (\text{H}_2\text{O}) = 18 \text{ kg /kmol} * 5,77 \text{ kmol} = 103,86 \text{ kg de H}_2\text{O}$$

Donde:

$$M (\text{H}_2\text{O}) = 103,86 \text{ (Masa del H}_2\text{O}, \text{ kg de H}_2\text{O)}$$

Entonces, sustituyendo en 8 se obtiene:

$$R_{\text{H}_2\text{O}} = 1,12 \text{ kg de H}_2\text{O} / \text{kg de lev.}$$

El flujo másico de agua será:

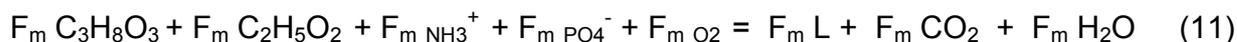
$$F_m \text{ H}_2\text{O} = F_m L * R_{\text{H}_2\text{O}}$$

Sustituyendo valores;

$$F_m \text{ H}_2\text{O} = 373,92 \text{ kg de H}_2\text{O} / \text{h}$$

Según la reacción química y la ecuación (I) se tiene, que el mosto generado (F_mM) en el reactor es:

F_m entrada = F_m salida, entonces;



Sustituyendo valores;

$$1\ 068,17\ \text{kg /h} \approx 1\ 068,15\ \text{kg /h}$$

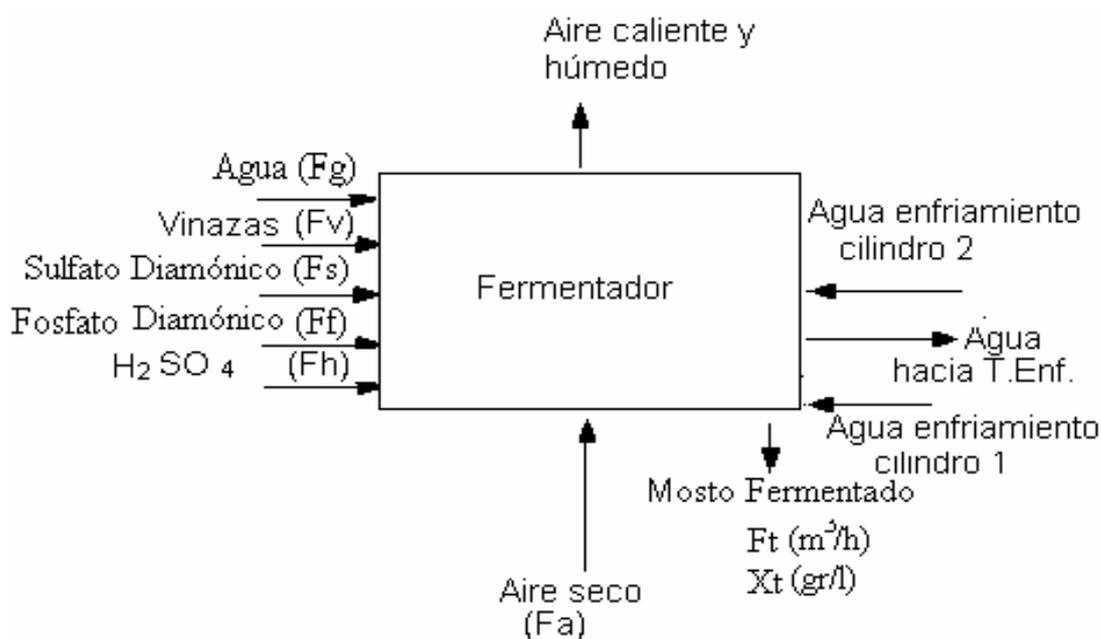
Según la reacción química el flujo másico del mosto fermentado en el reactor es

$$1\ 068,15\ \text{kg /h}.$$

3.2.3 Balance de materiales para la preparación de materias primas

El diagrama de bloques muestra las corrientes de entrada y salida al fermentador.

Figura 3.1 Diagrama de bloques para el balance de materiales en el proceso de fermentación



En este balance, se analizan los flujos de agua, de vinazas y nutrientes que se deben alimentar al fermentador.

- Cálculo de las vinazas a alimentar al fermentador.

Este balance parte de las siguientes bases planteadas en la metodología:⁹⁸

- Se recomienda una dilución: 2:1, o sea, dos partes de agua por una de vinazas.

⁹⁸ ICIDCA.: "Metodología para la Fermentación de Vinazas y mezclas Vinazas-Miel para la obtención de levadura Torula en Antonio Sánchez": Loc. cit.

- Se conoce del epígrafe anterior que la materia orgánica de las vinazas fundamentalmente están representada por glicerol y ácido acético.
- Los valores medios de DQO (concentración) obtenidos en las vinazas es de 80 000 ppm.
- Se considera la concentración de las vinazas similar a la del agua; 1kg /l.
- El 40 % de la materia orgánica presente en las vinazas es fermentable. De ese 40 %; la mitad se transforma en CO₂, H₂O y calor. Además, se conoce que la eficiencia de la fermentación, según la ecuación es de un 50 %. Entonces matemáticamente se cumple la siguiente expresión:

$$50 \% \text{ de } 40 \% = 20 \%$$

- Cálculo de la materia orgánica que entra con las vinazas, (MO_V).

$$MO_V = F_m L \div \eta_F \div \%_{VF}, \text{ (kg de materia orgánica / kg de lev.)} \quad (12)$$

Donde:

$$\eta_F = 0,50 \text{ (Eficiencia de la fermentación, \%)}$$

$$\%_{VF} = 0,40 \text{ (por ciento de materia orgánica fermentable en las vinazas, \%)}$$

Sustituyendo valores;

$$MO_V = 1\,669 \text{ kg de materia orgánica / kg de lev.}$$

- Cálculo del flujo volumétrico de vinazas o volumen efectivo, (F_VV)

$$F_V V = MO_V \div X_V \div \rho_V, \text{ (m}^3 \text{ de vinazas / h)} \quad (13)$$

Donde:

$$X_V = 0,08 \text{ (Concentración de las vinazas, kg /m}^3 \text{)}$$

$$\rho_V = 1,00 \text{ (Densidad de las vinazas, kg /l)}$$

Sustituyendo valores;

$$F_V V = 20,81 \text{ m}^3 \text{ de vinazas /h}$$

- Cálculo del flujo volumétrico del agua entrada al fermentador, (F_VH₂O)

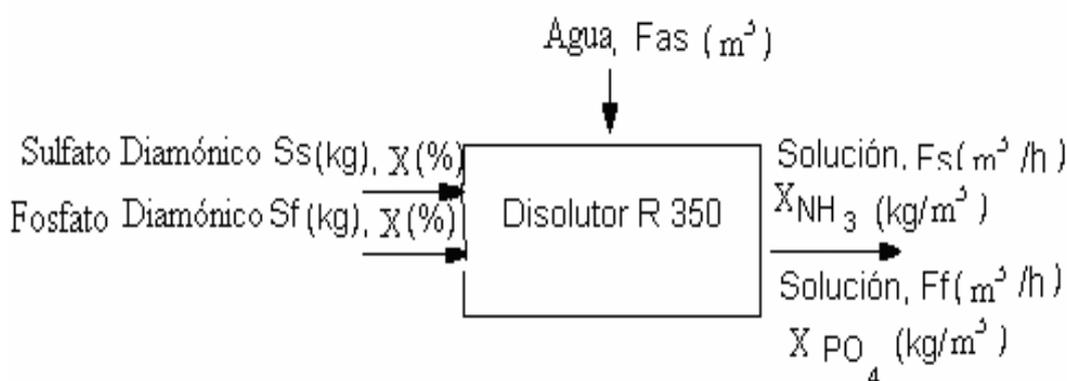
Se conoce que la dilución es dos partes de vinazas por una de agua, entonces:

$$F_V H_2O = 41,62 \text{ m}^3 \text{ de H}_2\text{O /h}$$

Al fermentador se le añade: vinazas + H₂O + Sales; entonces es necesario calcular los flujos de las sales entradas al fermentador.

El siguiente diagrama de bloques muestra las corrientes de entrada y salida al tanque disolutor de las sales R350.

Figura 3.2 Diagrama de bloques para el balance de materiales en la preparación de sales nutrientes



- Cálculo del flujo volumétrico de las sales de sulfato diamónico, ($F_V S$)

$$F_V S = M_{N_2} \div X_{\text{Sal de S}} \div \rho_{N_2} \div 1000, \text{ (m}^3 \text{ de sulfato diamónico /h)} \quad (14)$$

Donde:

$$M_{N_2} = 30,22 \text{ (Masa de } N_2 \text{ contenida en el sulfato diamónico, kg de } N_2)$$

$$X_{\text{Sal de S}} = 0,06 \text{ (Concentración del } N_2 \text{ en la sal disuelta, kg / m}^3)$$

$$\rho_{N_2} = 1,10 \text{ (Densidad del } N_2, \text{ kg / l)}$$

Se hace necesario calcular la masa de N_2 contenida en el sulfato diamónico que se prepara a 60 kg/m^3 .

Entonces:

$$M_{N_2} = MM_{N_2} \div MM_{NH_3} \cdot F_{m NH_3}, \text{ (kg de } N_2)$$

Donde:

$$MM_{N_2} = 14 \text{ (Masa molar del } N_2, \text{ kg /kmol)}$$

$$MM_{NH_3} = 17 \text{ (Masa molar del } NH_3, \text{ kg /kmol)}$$

Sustituyendo valores;

$$M_{N_2} = 30,22 \text{ kg de } N_2$$

Entonces, se sustituyen los valores y obtenemos:

$$F_{VS} = 0,46 \text{ m}^3 \text{ de sulfato diamónico /h}$$

- Cálculo del flujo volumétrico de las sales de fosfato diamónico, (F_{VF})

$$F_{VF} = F_{m \text{ PO}_4^-} \div X_{\text{Sal de F}} \div \rho_{\text{PO}_4^-} \div 1000, (\text{m}^3 \text{ de fosfato diamónico /h}) \quad (15)$$

Donde:

$$X_{\text{Sal de F}} = 0,045 \text{ (Concentración del } \text{PO}_4^- \text{ en la sal disuelta, kg/m}^3\text{)}$$

$$\rho_{\text{PO}_4^-} = 1,10 \text{ (Densidad del } \text{PO}_4^-, \text{ kg/l)}$$

Sustituyendo valores;

$$F_{VF} = 0,27 \text{ m}^3 \text{ de fosfato diamónico /h}$$

- Cálculo del flujo de alimentación al fermentador, (F_A):

$$F_A = F_{VV} + F_{V \text{ H}_2\text{O}} + F_{VS} + F_{VF}, (\text{m}^3/\text{h}) \quad (16)$$

Sustituyendo valores;

$$F_A = 63,00 \text{ /h}$$

- Cálculo del tiempo de retención o tiempo espacial del fermentador ζ , (h)

$$\zeta = V_{WF} \div F_A, (\text{h}) \quad (17)$$

Se tiene que:

$$V_{WF} = V_{EF} - V_{FF}, (\text{m}^3)$$

Donde:

$$V_{WF} = (\text{Volumen de trabajo del fermentador, m}^3)$$

$$V_{EF} = 208,00 \text{ (Volumen efectivo del fermentador, m}^3\text{)}$$

$$V_{FF} = 14,00 \text{ (Volumen del falso fondo del fermentador ocupado por aire, m}^3\text{)}$$

Sustituyendo valores;

$$V_{WF} = 194,00 \text{ m}^3$$

Entonces:

$$\zeta = 3,08$$

- Cálculo de la velocidad de dilución VD, (h^{-1})

$$VD = 1 \div \zeta, (h^{-1}) \quad (18)$$

Sustituyendo valores;

$$VD = 0,31 h^{-1}$$

Con el balance de masas y materiales, a partir de la reacción química se demuestra que la producción de fermentación, pudiera alcanzar mejores resultado, es evidente que mejorando condiciones de trabajo, se puede lograr con la misma altura de trabajo y tiempo de residencia hasta 16 t diarias de producción y realmente se obtienen 12 t diarias de levadura torula. Para determinar las causas que provocan estos resultados, se analiza el balance de energía, concluyéndose sobre qué valores inciden en ello.

3.2.4 Balance de energía en el fermentador

Los balances se plantean para el sistema de enfriamiento de un fermentador, ya que la elevación de la temperatura de fermentación afecta el desarrollo de la célula e incide directamente en la producción de biomasa.

Al igual que para el balance de masa, este nos permite comparar los valores que teóricamente se deben consumir de vapor y energía por levadura producida y lo que realmente se consume, y se pueden detectar también deficiencias en el proceso de fermentación.

El balance de energía a tomar en cuenta es:

- Enfriamiento de los fermentadores.

La base de los cálculos está dada según la metodología ²⁵ y se parte de la relación

$$Q_{\text{entrada}} = Q_{\text{salida}} \quad (19)$$

Donde; Q es calor.

En el fermentador hay dos fuentes de generación de calor:

1. El generado por la producción de levadura o calor biológico, que según lo planteado por los diseñadores de este proceso con vinazas, es el valor del calor generado para producir 1 kg de levadura que corresponde a 3 440 kcal. /kg de oxígeno consumido. Entonces el índice por unidad de levadura o calor unitario generado por la reacción estará dado por:

$$Q_{UG} = Q_U * R_{O_2}, (\text{kcal. /kg de levadura}), \quad (20)$$

Donde:

Q_{UG} : calor unitario generado por la reacción, (kcal. /kg de levadura).

$Q_U = 3\ 440$ (Calor generado para producir 1 kg de levadura, (kcal. /kg de oxígeno consumido).

$R_{O_2} = 1.06$ (Consumo o demanda específico de oxígeno, (kg de O_2 /kg levad).

Sustituyendo valores;

$Q_{UG} = 3\ 646,4$ kcal. /kg de levadura, esto indica que cada kg de levadura produce o genera este calor.

Pero el calor total generado (real) por la producción biológica de levadura, se calcula teniendo en cuenta la producción de levadura en el fermentador.

$$Q_{TG} = Q_{UG} * F_m L, \text{ (kcal. /h).} \quad (21)$$

Donde:

Q_{TG} : calor total generado, (kcal. /h).

Sustituyendo valores;

$$Q_{TG} = 1\ 217 \times 10^3 \text{ kcal. /h} = 5\ 087 \times 10^3 \text{ kJ/h}$$

Este es el calor que se produce durante la reacción de la fermentación y hay que retirarlo.

Este calor se distribuye en:

- Calor retirado por los cilindros Q_{RC} , (kcal. /h) (22)

$$Q_{RC} = G_{H_2O} + C_{p_{H_2O}} \times \Delta T, \text{ kcal. /h (1)}$$

Donde:

Q_{RC} : Calor retirado por los cilindros, kcal. /h

$G_{H_2O} = 300 \times 10^3$ kcal. /h (Flujo del agua máxima en los cilindros, m^3/h)

$C_{p_{H_2O}} = 1$ (Calor específico del agua, kcal./ kg. °C)

$\Delta T = 2$ (Diferencia de temperatura del agua del cilindro, porque está limitada por las incrustaciones, °C)

Sustituyendo valores en (1):

$$Q_{RC} = 600 \times 10^3 \text{ kcal. /h,} = 2\ 508 \times 10^3 \text{ kJ/h}$$

Este calor a su vez se desglosa en:

a) Calor retirado por el agua de alimentación Q_A , (kcal. /h)

$$Q_A = G_{H_2O} + C_{p_{H_2O}} \times \Delta T, \text{ kcal. /h} \quad (23)$$

Donde:

Q_A : Calor retirado por el agua de alimentación

$G_{H_2O} = 41 \times 10^3$ kcal. /h (Flujo del agua de alimentación al fermentador, m^3/h)

$\Delta T = 11$ °C (Diferencia de temperatura del agua de entrada (30 °C) y la temperatura del fermentador (41 °C))

Sustituyendo valores;

$$Q_A = 451 \times 10^3 \text{ kcal. /h} = 1\,735 \times 10^3 \text{ kJ/h}$$

b) Calor retirado aportado por las vinazas Q_V , (kcal. /h).

$$Q_V = G_{EV} + C_{p_V} \times \Delta T, \text{ kcal. /h} \quad (24)$$

Donde:

Q_V : Calor retirado o aportado por las vinazas.

$G_{EV} = 20,81$ (Flujo de entrada de la vinaza al fermentador, m^3/h)

$C_{p_V} = 1$ (Calor específico de las vinazas, se toma el del agua 1 kcal. / kg. °C)

$\Delta T = -6$ °C Es la diferencia de la temperatura de entrada de las vinazas (46 °C) y la temperatura del fermentador (40 °C)

$Q_V = -125 \times 10^3$ kcal. /h = 522×10^3 kJ/h, de este resultado se concluye que las vinazas aportan calor al sistema.

c) Calor retirado por las sales Q_S , (kcal./h).

$$Q_S = G_S + C_{p_S} \times \Delta T, \text{ kcal./h} \quad (25)$$

Donde:

Q_S : Calor retirado por las sales.

$G_S = 0,73$ (Flujo de entrada de las sales al fermentador, m^3/h)

$C_{p_S} = 1,10$ (Calor específico de las sales, kcal. / kg. °C)

$\Delta T = 10$ °C (Diferencia de la temperatura de fermentación (40 °C) y la temperatura de la sal (30 °C)).

Sustituyendo valores;

$$Q_S = 8 \times 10^3 \text{ kcal. /h} = 33,44 \times 10^3 \text{ kJ/h}$$

- El calor total a retirar por los cilindros es:

$$Q_{RC} = 600 \times 10^3 \text{ kcal. /h} = 2\,508 \times 10^3 \text{ kJ/h}$$

Sustituyendo valores;

$$Q_{TR} = 883 \times 10^3 \text{ kcal. /h} = 3691 \times 10^3 \text{ kJ/h}$$

- El calor retirado por los cilindros, según la expresión (1) es:

$$Q_{TR} = Q_{TG} - (Q_A + Q_S - Q_V) \quad (26)$$

Según la metodología se debe cumplir la expresión $Q_{TR} = Q_{RC}$, entonces:

$$883 \times 10^3 \text{ kcal. /h} \neq 600 \times 10^3 \text{ kcal. /h}$$

$$3691 \times 10^3 \text{ kJ/h} \neq 2\,508 \times 10^3 \text{ kJ/h}$$

Esto demuestra que los sistemas de enfriamiento son incapaces de retirar el calor generado por la reacción, quedando una deficiencia de 283 kcal. /h. sin retirar lo que demuestra que la verdadera limitante del proceso no es el oxígeno disponible, sino el control de la temperatura. Con este resultado, la autora de este trabajo da respuesta al problema planteado y responde a la primera pregunta científica elaborada para enriquecer, aclarar y explicar el mismo. Para una mejor comprensión de estos resultados, se resumirá en forma de tabla los diferentes parámetros que definen la generación de levadura a partir de la reacción química:

3.2.5 Análisis de los resultados

El balance de masa determinó el consumo de las materias primas en la producción, la cantidad de productos, subproductos obtenidos, las pérdidas de la producción de levadura torula y otros índices tecnológicos como velocidad de dilución, tiempo de residencia, etc., a partir de la reacción química planteada en la página 72 y el balance de energía determinó la incapacidad del sistema de enfriamiento para ceder al medio ambiente el calor que trae consigo la materia prima y el generado por la reacción química.

Tabla 3.1 Resultados de la materia prima aportados por el balance de masa.

Sustancia	Flujo másico		Índice requerido	
	U.M	Valor	U.M	Valor
Oxígeno absorbido	kg _{O2} /h	353,90	kg _{O2} /kg lev	1,06
Nitrógeno	kg _{NH3} /h	36,70	kg _{NH3} /kg lev	0,11
Fósforo	kg _{PO4} /h	13,30	kg _{PO4} /kg lev	0,04
Glicerol	kg _{C3H3O3} /h	470,74	kg _{C3H3O3} /kg lev	1,41
Ácido Acético	kg _{C2H5O2} /h	193,53	kg _{C2H5O2} /kg lev	1,08

Tabla 3.2 Resultados de las sustancias productos aportadas por el balance de masa.

Sustancia	Flujo másico		Índice requerido	
	U.M	Valor	U.M	Valor
Dióxido de carbono	kg _{CO2} /h	360,37	kg _{CO2} /kg lev	1,08
Agua	kg _{H2O} /h	373,92	kg _{H2O} /kg lev	0,12
Producción de levadura o mosto	kg lev /h kg lev /día	333,86 8 012,64 ≈ 8 T		
Calor generado por la reacción	kJ /h	951,5		

Según la reacción, el balance reporta que el reactor fermenta o posee una generación de levadura equivalente a 1 068.17 kg de materia prima por hora; que en el día representan 25 636,08 kg de materia prima por día; o lo que es lo mismo; 25,6 toneladas diarias.

Los diferentes flujos derivados del balance de materiales a partir de los flujos másicos calculados con vista a preparar la materia prima que entrará al fermentador, se resume en la tabla 3.3.

Tabla 3.3 Flujos del proceso de fermentación

Sustancia	Flujo volumétrico	
	U.M	Valor
Materia Orgánica. en la vinaza	kg _{MO} /kg lev	1 669
Vinazas	m ³ /h	20,81
Agua de dilución	m ³ /h	41,62
Sales de sulfato	m ³ /h	0,46
Sales de fosfato	m ³ /h	0,27
Flujo de aire	m ³ /h	330,75
Flujo de alimentación al fermentador	m ³ /h	63,00

Otros índices tecnológicos del proceso de fermentación se presentan en la tabla 3.4

Tabla 3.4 Índices tecnológicos del proceso de fermentación de levadura torula aportado por el balance.

Índices	U.M	Valor
Volumen de trabajo del fermentador	m ³	194,00
Altura de trabajo del fermentador	m	2,65
Tiempo espacial	h	3,20
Velocidad de dilución	h ⁻¹	0,31
Flujo de aire	m ³ /h	15 000
Eficiencia de oxigenación	% de O ₂	10,5
Dimensiones del fermentador		
• Altura	m	20
• Diámetro	m	10

La concentración del mosto fermentado se puede obtener a partir de la expresión siguiente:

$$X_M = F_{mL} \div F_A \quad (27)$$

Donde:

$$F_{mL} = 333,86 \text{ (flujo o producción de levadura, kg lev /h)}$$

$F_A = 63,00$ (flujo de alimentación al fermentador, kg lev /h)

$X_M =$ (concentración del mosto fermentado, kg / m³)

Sustituyendo los valores se obtiene:

$X_M = 5,30$ kg / m³.

Con estos resultados es evidente que el bajo rendimiento fermentativo obtenido a partir del balance de masas es causado por el exceso de temperatura, debido a la ineficiencia del sistema de enfriamiento y tratamiento de agua.

La autora, considera necesario esclarecer que estos resultados son los obtenidos por la reacción química y los que debieran existir en la fábrica objeto de estudio, para obtener 16 t de producción diaria. Sin embargo, como ya se ha planteado en este trabajo, la producción real es de 12 t, con una concentración equivalente a 4,10 kg / m³, esto corrobora la presencia de efectos que inciden directamente en los bajos índices de producción del proceso.

Queda demostrado que la variable temperatura es la que incide en los bajos rendimientos del proceso fermentativo. El valor obtenido en la concentración da claridad respecto a dicho rendimiento. Además, esta es la causa de la subexplotación del fermentador, lo que lo hace ineficiente y su producción no justifica el sobreconsumo de energía.

Luego, se corrobora que la temperatura del fermentador permanece estable a más de 41 °C, lo que demuestra que los valores de diseño no se cumplen en este proceso. Para establecer condiciones de trabajo que permitan aumentar los índices de producción en el fermentador, es que se aplica el siguiente modelo matemático, donde se evaluará el proceso de fermentación para determinar el grado de influencia de la variable temperatura y la altura de trabajo mediante la modelación matemática en el fermentador y dar respuesta al problema planteado.

3.2.6 Análisis mediante modelación matemática de la factibilidad de obtener mejores índices de producción en los fermentadores de levadura torula.

Con este análisis se pudieran responder las siguientes preguntas:

1. ¿Sería posible mejorar los índices de producción alcanzando mejor régimen de trabajo en el fermentador?

- Régimen de trabajo → implica mejorar el sistema de enfriamiento y aumentar la altura de trabajo del fermentador.
 - La carga máxima de calor que puede evacuar el sistema de enfriamiento es $600 * 10^3 \text{ kcal. /h.} = 2\,508 \times 10^3 \text{ kJ/h}$
2. ¿Se pudiera intensificar el proceso de producción, a fin de obtener mejores niveles de producción, que justifiquen los altos consumos de energía?
 3. ¿Aumentarían los índices de producción luego de aplicar el modelo?

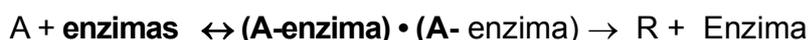
Para dar respuesta a estas interrogantes se analizarán algunos aspectos relacionados con la temperatura de fermentación, la cinética química, y los modelos de fermentación.

3.2.6.1 Influencia de la temperatura en la cinética de las reacciones enzimáticas de la fermentación aerobia.

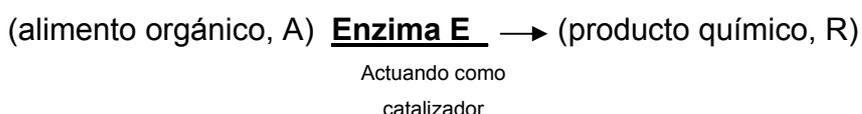
La velocidad de una reacción química puede estar afectada por diversas variables. En los sistemas homogéneos, las variables son la temperatura, la presión y la composición química. Por otra parte, también influye la intensidad de paso de calor.

En una reacción exotérmica, el calor desprendido por la reacción no se disipa rápidamente, puede producirse dentro del catalizador una distribución de temperaturas no uniforme que originará velocidades de reacción diferentes en distintos puntos. Estos efectos de transmisión de calor y materia tendrán mayor importancia en las reacciones de velocidad elevada, y en las reacciones muy rápidas. Estos factores controlan el proceso. Por lo tanto, la transmisión de calor y materia puede jugar un papel importante en la determinación de las velocidades de reacción, aunque en el presente estudio inciden otros factores como la concentración, pero en este caso, no hay acción en la materia prima.

El tipo general de reacciones de fermentación son las catalizadas por enzimas y se supone que transcurren del modo siguiente:



O también, según Levenspiel puede escribirse del modo siguiente (ver pág. 31 de este trabajo):



En tales reacciones la concentración del producto intermedio puede no ser despreciable. En este caso, se requiere un análisis especial propuesto inicialmente por Michaelis y Menten (1913).

La velocidad con que transcurre las reacciones químicas es el producto de la concentración de las sustancias reaccionantes elevada a su exponente estequiométrico, y a una temperatura dada el número de colisiones es proporcional a la concentración de los reactantes en la mezcla, la velocidad estará dada por:

$$-r_A = k C_{\text{sustancias reaccionantes}}^n$$

donde: k (coeficiente cinético o término independiente de la concentración)

Este tipo de reacciones en las que la ecuación cinética corresponde a una ecuación estequiométrica se denominan **reacciones elementales**.

La velocidad de reacción puede definirse de diversas formas, en los sistemas homogéneos se emplea casi exclusivamente la medida intensiva basada en la unidad de volumen de fluido reaccionante. De este modo, la velocidad de reacción con respecto a un componente cualquiera A se define como:

$$r_A = \frac{1}{V} \left(\frac{dN_A}{dt} \right)_{\text{por reacción}} = \frac{\text{(moles de A que aparecen por reacción)}}{\text{(unidad de volumen)(unidad de tiempo)}}$$

Para obtener la ecuación cinética completa, se necesita conocer también el efecto de la temperatura sobre la velocidad de reacción donde el coeficiente cinético o término independiente de la concentración k , está afectado por la temperatura, mientras que el término C es dependiente de la concentración y generalmente no varía con la temperatura.

Para las reacciones elementales se predice teóricamente que el coeficiente cinético depende de la temperatura del modo siguiente por la ecuación de Arrhenius:

$$k = k_0 e^{-E/RT}$$

Donde: k_0 y E son constantes específicas de cada reacción.

k_0 : factor de frecuencia.

E : energía de activación de la reacción. Esta expresión se ajusta bien a los datos experimentales en un amplio intervalo de temperaturas y, desde diferentes puntos de

vista, se considera como una primera aproximación adecuada para el estudio del efecto de la temperatura sobre la ecuación cinética.

R: (1,98 Btu /mol-lb.°R) constante de la ley de los gases ideales

T: la temperatura

$e^{-E/RT}$: término exponencial, es muy sensible a la temperatura, se determina por el $\ln k$, finalmente, una variación de E con la temperatura implica un cambio en el mecanismo de la reacción controlante.

Esta integración puede presentar dificultades debido a que la temperatura y la composición del fluido reaccionante pueden variar de un 'punto a otro del reactor, dependiendo del carácter exotérmico o endotérmico de la reacción y de la velocidad de intercambio de calor con los alrededores. Por otra parte, las características geométricas del reactor determinan la trayectoria del fluido a través del mismo, y fijan las condiciones de mezclado que contribuyen a diluir la alimentación y redistribuir la materia y el calor. Por consiguiente, antes de poder predecir el funcionamiento de un reactor se han de tener en cuenta muchos factores, y el principal problema del diseño es el conocimiento del modo más adecuado de tratar estos factores.

En el capítulo I, se abordó que los aparatos en los que se efectúan reacciones homogéneas pueden ser de tres tipos generales: **discontinuos, de flujo estacionario, y de flujo no estacionario semicontinuos**. En el tipo semicontinuo se incluyen todos los reactores que no están comprendidos en los dos primeros.

La característica más importante a tener en cuenta en el diseño es el Tiempo espacial y velocidad espacial. Del mismo modo que el tiempo t de reacción es la medida natural de la velocidad del proceso, el tiempo espacial y la velocidad espacial son las medidas adecuadas para el diseño de los reactores de flujo. Estos términos se definen del modo siguiente:

- Tiempo espacial: Tiempo necesario para tratar un volumen de alimentación igual al volumen del reactor, medido en condiciones determinadas.
- Velocidad espacial: Número de volúmenes de la alimentación en condiciones determinadas que puede tratarse en la unidad de tiempo, medidos en volúmenes de reactor.

Es decir, una velocidad espacial de 5 h^{-1} significa que el volumen de alimentación que se trata en el reactor cada hora (medido en condiciones determinadas) es igual a cinco

veces el volumen del reactor. Un tiempo espacial de 2 min.⁹⁹ significa que cada dos minutos se trata en el reactor un volumen de alimentación (medido en condiciones determinadas) igual al volumen del reactor.

Se puede elegir arbitrariamente las condiciones de temperatura, presión y estado de agregación (gaseoso, líquido o sólido) para medir el volumen de la sustancia que alimenta al reactor. Es evidente que el valor de la velocidad espacial o del tiempo espacial, dependen de las condiciones elegidas.

En general, las fermentaciones son reacciones en las que una sustancia orgánica se convierte en producto por la acción de microorganismos o de enzimas. A veces, los productos químicos constituyen el producto deseado (alcohol a partir de azúcar y almidón), en otras ocasiones, es el microorganismo o sus enzimas (levaduras, penicilina). Donde al principio, cuando solamente hay una pequeña cantidad de agente catalítico, la conversión de la alimentación es lenta. Sin embargo, como el microorganismo se multiplica, la velocidad de reacción aumenta (alcanza un máximo) y debido al agotamiento gradual de la alimentación convertible y a la acumulación de productos, la velocidad disminuye hasta que se anula. Este comportamiento es claramente autocatalítico. Si los coeficientes estequiométricos son conocidos y constantes para toda la reacción (por cada unidad de alimentación consumida se produce la misma cantidad de nuevas células y productos químicos), el sistema puede considerarse como una reacción auto catalítica y es directa la solución de los problemas de diseño óptimo y elección de reactor. Como todos estos procesos son autocatalíticos, cada temperatura, tiempo medio de residencia, y modelo de contacto, favorece a una de las reacciones, que entonces pasa a ser dominante y tiene una extensión mucho mayor que todas las demás reacciones.

De esta forma se puede determinar la progresión de temperatura óptima, que varía con el tiempo en los reactores discontinuos, con la longitud en los reactores de flujo en pistón, y de un reactor a otro en una serie de reactores.

⁹⁹ Levenspiel O.: Ob. cit, p. 110.

3.2.6.2 Planteamiento del modelo

Según la bibliografía consultada por la autora, para seleccionar el modelo se ha de tener presente que a cualquier esquema conceptual o modelo para el transcurso de una reacción, le corresponde una representación matemática, que es su ecuación cinética. En consecuencia, si se elige un modelo se ha de aceptar su ecuación cinética, y viceversa. Si un modelo se ajusta al comportamiento real, su expresión cinética predecirá y describirá el proceso cinético real; si el modelo difiere mucho del comportamiento real, su expresión cinética resultará inútil.

Entonces; las condiciones que ha de cumplir un modelo, desde el punto de vista de la ingeniería, son que constituya la representación más próxima al proceso real y que pueda emplearse sin excesiva complicación matemática; resulta poco útil seleccionar un modelo que se aproxime mucho a la realidad, pero que sea tan complicado que resulte inaplicable.

Para plantear el modelo, la autora considerará las condiciones actuales de trabajo en la fábrica de levadura de torula “Antonio Sánchez” y planteará además, las condiciones que se desean alcanzar, y dará respuesta a la primera interrogante planteada por ella al iniciar el epígrafe 3.2.5, las cuales son:

1. ¿Sería posible mejorar los índices de producción alcanzando mejor régimen de trabajo en el fermentador?
 - Régimen de trabajo → implica mejorar el sistema de enfriamiento y aumentar la altura de trabajo del fermentador.
 - La carga máxima de calor que puede evacuar el sistema de enfriamiento es $600 * 10^3 \text{ kcal. /h.} = 2\,508 \times 10^3 \text{ kJ/h}$

Como los dos fermentadores de la fábrica objeto de estudio son iguales, se valorarán las condiciones en uno de ellos.

3.2.6.3 Condiciones del trabajo actual de un fermentador.

- La producción diaria de mosto fermentado en un fermentador según la reacción química es de 8 012.64 kg. de levadura/día
- La altura de de trabajo en dicho fermentador es de 2,6 m, equivalente a un volumen de trabajo de 194 m.
- La velocidad de la producción de mosto fermentado es 63 m³/h.

- El tiempo de retención o espacial del mosto fermentado es 3,08 h.
- La velocidad de dilución del mosto fermentado es $0,32 \text{ h}^{-1}$
- Potencia horaria del fermentador 732,6 kW., el consumo del día es 17 582 kWh., el consumo según norma es 1 300 kWh. /t de levadura producida, y lo real consumido en el día es 2 000 kWh./t de levadura producida.

3.2.6.4 Condiciones a las que se desea llegar con la aplicación del modelo matemático, para dar respuesta a las interrogantes que inician este epígrafe.

- Incremento de altura de trabajo en el fermentador a 3,20 m.
- El volumen de producción de mosto fermentado con esta altura es 238,70 m.
- La velocidad de producción de mosto fermentado es $77,3 \text{ m}^3/\text{h}$.
- Los consumos de corriente son los mismos.

Al plantear el modelo se pretende dar respuesta en las siguientes preguntas:

1. ¿Cómo influye la temperatura en la cinética de las reacciones enzimáticas de las fermentaciones aerobias?
2. Explicar la incidencia de la temperatura en la producción obtenida.
3. Breve explicación de las características del modelo.
4. Análisis de los resultados del modelo:
 - a) ¿Mejoraría la eficiencia en el fermentador?
 - b) ¿La viscosidad permitirá aumentar la altura al trabajo?
 - c) ¿Si se mejora el sistema de enfriamiento y se llevara la altura de trabajo a 3,20 m, la viscosidad permitiera aumentar el índice de producción?
 - d) ¿Con el aumento de la producción se lograría mejorar o justificar el costo del consumo energético?

A continuación se plantean las ideas para el modelo de fermentación

3.2.6.5 Ideas para el modelo de fermentación

- Estos fermentadores se ajustan al modelo de reactores de mezcla completa, el proceso es discontinuo y se produce mosto fermentado durante las 24 h del día.

- Según la metodología de rediseño por ICIDCA 2000,¹⁰⁰ se obtienen rendimientos constantes con vinazas, para velocidades de dilución desde 0,28 a 0,40 h⁻¹. Esto es un tiempo de retención entre 2,5 ÷ 3,6 h.
- En dicha metodología, Almazán plantea que en experiencias industriales la velocidad máxima de dilución es 0,375 h⁻¹, lo que es equivalente a un tiempo espacial de 2,66 h para la operación normal, y plantea además que industrialmente los valores seguros de velocidad de dilución están entre 0,3 ÷ 0,33 h⁻¹. Entonces de establecer una velocidad de dilución límite de 0,33 h⁻¹, que equivale a 3,00 horas de tiempo de retención en el fermentador. Entonces se debe calcular el caudal o flujo de operación (F_{FAO}):

$$F_{FAO} = V_{wF} * VD$$

Donde:

V_{wF} : (Volumen de trabajo del fermentador a 3,20 m de altura, m³)

VD = 0,33 (velocidad de dilución del mosto, h⁻¹)

Estas referencias tomadas del rediseño de la planta objeto de estudio, son la base necesaria para modelar el comportamiento del fermentador con la altura que se quiere, y así mejorar los índices de producción alcanzando mejor régimen de trabajo en el mismo.

Entonces: con H = 3,20 m; el volumen del fermentador (V_{wF}) es 238.70 m³ y utilizando la velocidad de dilución (VD) límite de 0,33 h⁻¹; el caudal por fermentador (F_{FAO}) sería;

Sustituyendo valores:

$$F_{FAO} = 79,56 \text{ m}^3 / \text{h}$$

Recalculando el tiempo espacial ζ , se tendrá:

$$\zeta, = V_{wF} \div F_{FAO}, (\text{h})$$

Sustituyendo valores:

$$\zeta, = 3,00 \text{ horas.}$$

Este resultado demuestra que con esta altura, el tiempo espacial ζ , se va hacia el límite inferior y además, según lo planteado por Almazán, el modelo del reactor SPEICHIM trabaja con el límite inferior (0,3 ÷ 0,33 h⁻¹).

Deduciendo datos:

¹⁰⁰ ICIDCA.: “Metodología para la Fermentación de Vinazas y mezclas Vinazas-Miel para la obtención de levadura Torula en Antonio Sánchez”. Loc. cit.

- Si la concentración de la levadura en el prefermento (C_{AO}) es 6 kg / m^3 , además conociendo el caudal por fermentador (F_{FAO}) y el tiempo espacial (ζ), se puede calcular el flujo de producción (F_{AO}) para cada fermentador por la siguiente ecuación:

$$V_{WF} = \zeta * F_{AO} \div C_{AO},$$

Donde:

$$F_{AO} = V_{WF} * C_{AO} \div \zeta$$

Sustituyendo valores:

$$F_{AO} = 477,4 \text{ kg lev / h} * 24 \text{ h} = 11,457 \text{ t/día}$$

- De los estudios realizados por ICIDCA 2000 en el rediseño de la fábrica objeto de estudio se conoce que:

Contenido de azúcares en las vinazas: $14,8 \text{ g / l}$

Concentración de la levadura: $6,3 \text{ kg. / m}^3$

Volumen de fermentación: 194 m^3 (2,6 m)

Caudal de vinazas: $23 \text{ m}^3 / \text{h}$

Caudal de solución de miel: $0,5 \text{ m}^3 / \text{h}$

Caudal de agua: $40 \text{ m}^3 / \text{h}$

Caudal de solución de fosfato: $0,45 \text{ m}^3 / \text{h}$

Caudal de solución de sulfato: $0,45 \text{ m}^3 / \text{h}$

Temperatura máxima: $38 \text{ }^\circ\text{C}$

PH = 4,3 a 4,7

$\zeta = 3,03$ horas

VD = $0,33 \text{ h}^{-1}$

Caudal de alimentación: $64 \text{ m}^3 / \text{h}$

Productividad del fermentador = $0,33 * 6,3 = 2,08 \text{ kg / m}^3 * \text{h}$

Producción del fermentador = 401 kg. / h

Rendimiento esperado: $\approx 24 \%$

- En este caso:

$C_{AO} = 6,3$

$C_R = 6$

La distribución del producto es la relación:

$$\frac{C_R}{C_{AO}} = \frac{6}{6,3} = 0,95$$

De aquí puede inferirse que en esta reacción por las condiciones de operación del reactor y su régimen de conversión, no se favorece sensiblemente por el incremento de volumen de reacción.

- Según Wallas,¹⁰¹ puede aproximarse un cálculo de la velocidad de reacción como:

$$r_m = C_m - C_{m-1} \div \zeta$$

r_m = velocidad de reacción de la mezcla.

C_m = 6,30 (Concentración de la mezcla de un nivel base o de diseño, kg. / m³).

C_{m-1} = 6,00 (Concentración de la mezcla, del nivel superior o de tanteo, kg. / m³).

Por lo que los datos y estudios realizados por Sillinger y Almazán,¹⁰² demostraron que, experimentalmente, la velocidad de producción de la reacción en el fermentador se comporta según la ecuación:

$$r_m = 6,30 - 6,00 \div 3,00 \text{ h} = 0,10 \text{ m}^3/\text{h}$$

Esta es una velocidad de producción de la reacción muy baja, y si se actúa sobre ella mediante la temperatura y el pH se provocarían daños considerables en la cepa. Para este proceso objeto de estudio, exotérmico con flujo en mezcla completa o próximo al flujo en mezcla completa, donde más de una composición en el reactor puede satisfacer las ecuaciones que rigen el balance de materia y energía, esto significa que no se puede conocer la conversión que se va a alcanzar. Entonces, un fluido reactante que entra con un caudal de alimentación ec. (16) al reactor; para cada temperatura de dicho reactor habrá una conversión determinada que satisface la ecuación del balance de materia, ec. (11). A temperaturas baja la velocidad es baja, y por lo tanto su conversión es baja. A temperatura más alta la conversión aumenta y se aproxima a la del equilibrio. Pero, a temperaturas todavía más alta se entra en la región de equilibrio descendente, y por lo

¹⁰¹ Stanley M. Walas. Ob. Cit., pág. 103.

¹⁰² Sillinger y Almazán, 1970.

tanto la conversión también descenderá para un valor determinado de tiempo espacial ζ .

A continuación, se explica como influyen el pH y la temperatura en el proceso que se estudia: El pH constituye una variable de operación de suma importancia en los sistemas biológicos, el proceso de fermentación a partir de un sustrato consiste en una población mixta de microorganismos. Las condiciones ambientales óptimas pueden diferir entre los diferentes grupos bacterianos que componen el mosto, por tal motivo se le da seguimiento al pH del biorreactor. En este caso, el pH alcanza valores entre 3 ÷ 4,80, de forma relativa no sufren cambios significativos en ese rango. Sin embargo, con valores por debajo de 3, el medio se torna muy ácido y afecta el mecanismo de regulación de la célula en el pH citoplasmático, lo que trae consigo que el metabolismo celular se afecta. Y por encima de 5, de igual forma se afecta el crecimiento y el desarrollo de células, porque se frenan los mecanismos de transporte por ósmosis y de fusión a través de la pared celular. Se hace muy bajo el gradiente de pH entre el citoplasma y el medio que es la fuerza impulsora a la transferencia de sustancias entre el medio y el citoplasma y se frena la hidrólisis de los polisacáridos. En este límite se favorece el crecimiento o desarrollo de las bacterias.

En cuanto a la Temperatura: La determinación de las características de la progresión de temperatura óptima en un tipo dado de reactor se efectúa teniendo en cuenta que, para el sistema, siempre hay una temperatura a la cual la velocidad de reacción es máxima, cualquiera que sea la composición. Para las reacciones exotérmicas reversibles hay dos factores en oposición: cuando se eleva la temperatura aumenta la velocidad de la reacción directa, pero disminuye la conversión máxima, entonces en el reactor de la fábrica objeto de estudio, con un proceso exotérmico es necesario mejorar el enfriamiento., porque cuando se han alcanzado condiciones próximas a las del equilibrio la temperatura debe ser más baja para que se desplace el equilibrio hacia valores más favorables de la conversión.

Para el modelo aplicado se ha tenido en cuenta que el calor desprendido por la reacción puede modificar significativamente la temperatura de los fluidos reaccionantes, por lo que se han utilizado tanto, las expresiones del balance de materia como, las de energía, ecs. (11) y (19) del epígrafe 3.2 de este capítulo, en lugar de considerar solamente el balance de materia. Al ser la reacción exotérmica y el sistema intercambiador de calor que es

incapaz de disipar todo el calor liberado, entonces la temperatura del fluido reaccionante se elevará a medida que va aumentando la conversión.

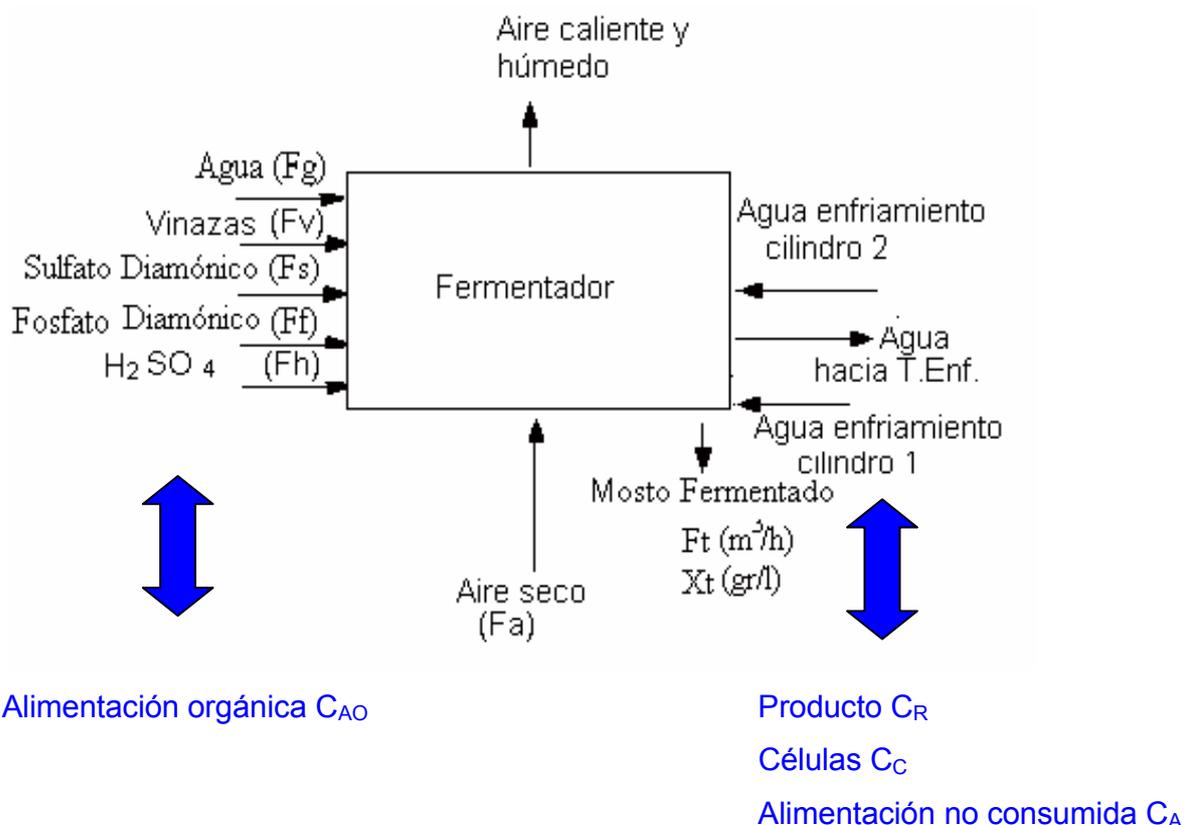
En el proceso fermentativo de la planta objeto de estudio los valores en que se pueden mover como rangos seguros sin que afecte la temperatura, están entre $33 \div 38$ °C, pero por encima de 40 °C los resultados son totalmente desfavorables. Por encima o por debajo de esta temperatura disminuye la conversión; por consiguiente, es esencial un control adecuado del calor a separar para el funcionamiento satisfactorio del reactor.

El tamaño de la célula es más chiquita, no se desarrolla, aunque continúa la propagación y a temperaturas muy elevadas se mueren. Por debajo de 32 °C. Es todo lo contrario: se frena la propagación, aunque su crecimiento no se frena; pero es negativo el resultado porque al no existir propagación, el rendimiento es bajo.

Sin embargo otro factor es el Oxígeno: Este es un factor limitante, porque la capacidad del fermentador está determinada por la cantidad de O₂ disponible en el medio.

- Según Levenspiel, esta es una fermentación microbiana porque el agente catalítico (las células con su contenido enzimático) se reproduce. El comportamiento autocatalítico de las fermentaciones microbianas sugiere que, probablemente, el tamaño más pequeño de reactor está constituido por un reactor de flujo en mezcla completa seguido de uno de flujo en pistón. En la fábrica objeto de estudio, con la tecnología francesa SPEICHIM, existe el reactor de flujo en mezcla completa pero no el de flujo en pistón. En la figura 3 se muestra la alimentación al fermentador SPEICHIM, lo cual servirá para fundamentar el modelo.

Figura 3.3 Resultado de la alimentación orgánica del proceso de fermentación.



3.2.6.6 Fundamentación del modelo de fermentación

- Lo primero en el modelo seleccionado, es saber qué puede pasar si la altura de trabajo aumenta:

Si se aumenta $H = 3.20$ m, entonces el volumen de trabajo que alcanza el fermentador será $V_{WF} = 238,70$ m³

Dado que el tiempo espacial que produce el mayor rendimiento es $\zeta = 0,30 \div 0,33$ h⁻¹, entonces:

$$\zeta = V_{WF} \div F_A = 3,0 \text{ h} \quad \text{este tiempo espacial se encuentra entre } 2,5 \text{ y } 3,6 \text{ h.}$$

e industrialmente es seguro el valor de $\zeta = 3,0$ h

Entonces, se puede calcular el flujo de producción (F_{AO}) para cada fermentador para la altura propuesta por la siguiente ecuación:

$$F_{AO} = V_{WF} \div \zeta$$

Sustituyendo valores:

$$F_{AO} = 79,5 \text{ m}^3/\text{h}$$

Aris ¹⁰³ proporciona una ecuación para los reactores en mezcla que dice:

La relación tiempo de residencia θ , a tiempo requerido para alcanzar a la misma temperatura, la misma conversión, mediante reacción discontinua es:

$$\frac{\theta}{t} = \frac{\left(\frac{X}{1-X}\right)}{\ln\left(\frac{1}{1-X}\right)} \text{ con reacción de primer orden}$$

$$\frac{\theta}{t} = \frac{X}{1-X} * \frac{n-1}{1-(1-X)^{n-1}} \text{ con reacción de mayor orden}$$

Almazán y colaboradores demostraron que el rendimiento máximo de producción es 24 %. Entonces, en este caso con $H = 2,6 \text{ m}^3$ y un rendimiento del reactante, $X = 0.24$, se analizará el comportamiento de la relación tiempo de residencia θ .

Luego, si se asume la misma conversión:

- Para $n = 1$

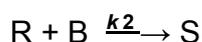
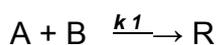
$$\frac{\theta}{t} = \frac{\left(\frac{0.24}{1-0.24}\right)}{\ln\left(\frac{1}{1-0.24}\right)} = \frac{3,1579 * 10^{-1}}{\ln 1,3158} = 1,1507$$

- Para $n = 2$

$$\frac{\theta}{t} = \frac{0,24}{1-0,24} * \frac{1}{1-(1-0,24)} = 0,31579 * (4,167) = 1,316$$

Entonces, puede usarse un modelo como el siguiente; para evaluar el fermentador de la planta objeto de estudio:

- Modelo Tipo: Reacciones elementales en serie – paralelo:



¹⁰³ Aris R.: Análisis de reactores. Editorial Reverté. España, pág. 250, 2000.

k_1 y k_2 son los coeficientes cinéticos de la reacción donde, k_1 es el producto deseado y k_2 es el producto de la reacción no deseado.

Estas son reacciones múltiples que se verifican por etapas en paralelo, como es el caso de la fermentación de vinazas, representado por R (es el producto intermedio) y se puede observar que de k depende que R se incremente o que S se desarrolle, lo que no sería favorable. Para que R tenga lugar, la reacción debe ser suficientemente lenta, para que puedan despreciarse los problemas de reacción durante la mezcla de los reactantes.

Este modelo, planteado y resuelto por Levenspiel, incluso gráficamente ¹⁰⁴ A, R y S se comportan como los componentes en una reacción de primer orden en serie. La figura 4 permite evaluar la distribución del producto: C_A/C_{A0}

Es notable que el resultado depende de las especies A y R, la distribución del producto C_A/C_{A0} , se obtiene a partir de los límites de integración de C_{A0} y C_A para la especie química A y de C_{R0} y C_R para la especie química R.

Donde:

C_{A0} : (concentración de la especie A en un instante de tiempo cero)

C_A : (concentración del especie A en un instante de tiempo dado)

C_{R0} : (concentración de la especie R en un instante de tiempo cero)

C_R : (concentración del especie R en un instante de tiempo dado)

Entonces la velocidad del diseño del modelo resuelto por Levenspiel es:

$r_R/r_A = dC_R / dC_A = -1 + k_2C_R / k_1C_A$ esta es una ecuación diferencial de primer orden que poniendo a C_R en función de C_A , se obtiene la siguiente ecuación:

$$C_R = \frac{C_A * (C_{A0} - C_A + C_{R0})}{C_A + (k_1/k_2) * (C_{A0} - C_A)}$$

A partir de dicha ecuación Levenspiel representó gráficamente la distribución de las sustancias en reactores de mezcla completa para los reaccionantes elementales en serie – paralelo, representado en este trabajo en la figura 3.4 página 104, donde A, R, y S son las especies químicas en una reacción de primer orden en serie. Esta representación es una gráfica independiente del tiempo.

¹⁰⁴ Levenspiel O.: Ob. cit, pág. 211

Para simplificar: el tiempo espacial óptimo es:

$$\zeta_{OPT} = \frac{1}{\sqrt{k_1 * k_2}} = 1/0,33 = 3$$

$$\sqrt{k_1 * k_2} = 1/3 = 0,33$$

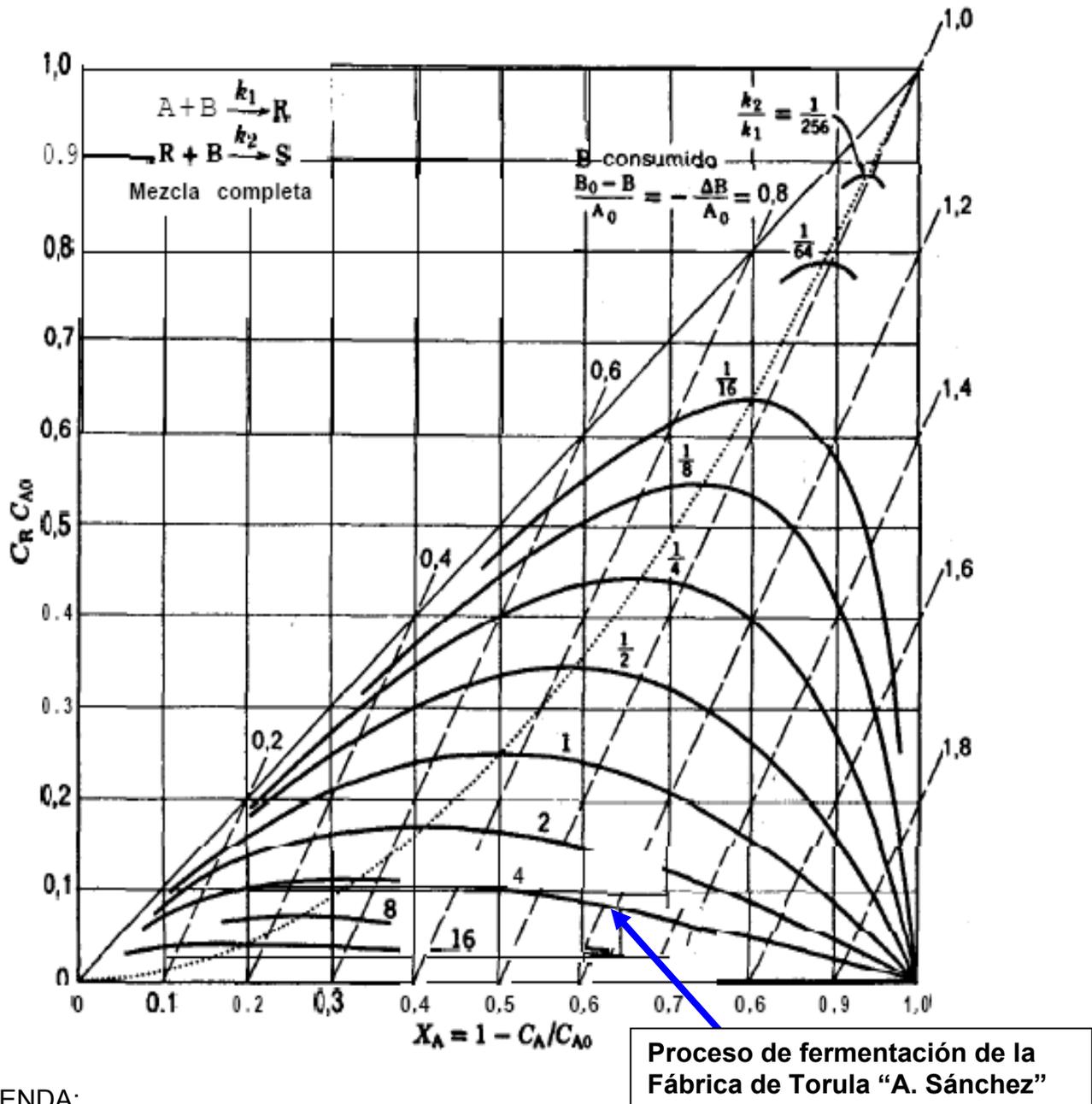
La concentración correspondiente a R (producto de reacción deseado) se calcula:

$$\frac{C_{R \max.}}{C_{AO}} = \frac{1}{(\sqrt{k_1 * k_2} + 1)^2} = \frac{1}{(0,33 + 1)^2} = \frac{1}{(1,33)^2} = 0,565$$

$$k_1 k_2 = (0,33)^2$$

El valor de $C_{R \max.} / C_{AO} = 0,565$ esta es la distribución de producción mejor que se puede obtener teóricamente en el reactor, entonces observando la figura 4, se puede dar respuestas a las interrogantes que se plantea el modelo.

Figura 3.4 Distribución de las sustancias en un reactor de mezcla completa para las reacciones elementales en serie-paralelo



LEYENDA:

C_A / C_R : distribución del producto.

Líneas verticales: representan al comportamiento del componente A.

Líneas horizontales: representan a la relación C_A / C_R .

$X_A = 1 - C_A / C_R$: representa a la fracción del reactante A convertido en producto.

Líneas diagonales: representan al comportamiento del componente B, son rectas de pendiente 2, y muestran la cantidad de componente B consumido. A medida que transcurre la reacción, el componente B se consume progresivamente, mientras que los componentes A y R se desplazan hacia la formación del producto – sobre la curva correspondiente de k_2/k_1 . O sea, cuando la conversión fraccional de A es baja, el rendimiento fraccional de R es grande.

Análisis de la modelación del proceso de fermentación a partir del modelo planteado por Levenspiel.

A continuación, se analiza la distribución de la sustancia en el reactor según la gráfica. Según los resultados obtenidos, al evaluar el proceso de la planta que es objeto de estudio, en la gráfica se observó que la distribución del producto (C_A / C_R), alcanza valores de 0,1 y $k_2/k_1 = 4$, esta curva característica del proceso modelado a partir de los resultados obtenidos se ha señalado en la figura 4, con una flecha en color azul. La distribución del producto está fijada por k_2/k_1 , y se puede mejorar variando la relación k_2/k_1 . En este caso, sería necesario mejorar la distribución del producto hasta 0,5; que según cálculos, ese valor es la máxima o mejor distribución que puede obtenerse teóricamente. Para lograrlo, tendría que disminuir la relación existente entre k_1 y k_2 , aumentando el coeficiente k_1 , lo que solo se puede hacer aumentando considerablemente la temperatura y esto no es factible porque morirían las cepas, ya que este coeficiente representa la cinética de las vinazas. Aumentar la temperatura en este proceso que es exotérmico y donde el sistema de calor de rechazo no posee capacidad para extraer ese calor conlleva a nefastas consecuencias.

Modelos matemáticos obtenidos por la autora:

Luego de modelar matemáticamente el proceso de fermentación de la planta objeto de estudio, mediante la modelación matemática planteada por Levenspiel y haber llegado a las conclusiones anteriormente expuestas, la autora propone los siguientes modelos obtenidos a partir de las experiencias realizadas.

Al analizar otros parámetros fundamentales para el proceso, fueron utilizadas las experiencias realizadas por ICIDCA, en el año 2000 durante el rediseño de la planta para vinazas, los que se muestran en el anexo IV de este estudio; dichos resultados se

procesan en CurveExpert 1.3; para conocer cuáles son los parámetros de operación que más afectan al proceso de fermentación y validar resultados que confirmen el problema científico planteado; a partir de los que se obtienen los siguientes modelos:

En los modelos del caudal de aire, eficiencia de oxigenación, índice de aireación la autora agrega el rango de la altura de trabajo de 3,20 m, para dar respuesta al problema planteado con el fin de aumentar la producción, en las condiciones actuales de operación de la fermentación de levadura en la fábrica objeto de estudio.

- **Caudal de aire**

Al modelar el caudal de aire se pretende evaluar cómo incide en el proceso la altura de trabajo en el fermentador propuesta por la autora, con el objetivo de aumentar la productividad y justificar los altos consumos de energía planteados en el problema científico, del que se obtuvo la siguiente ecuación lineal:

Ecuación lineal: $y = a + bx$ (1)

Valor de los coeficientes:

a = 28000

b = -5000

x = H, Sustituyendo los valores de los coeficientes, la ecuación obtenida es:

- $F_{\text{aire}} = 28\ 000 - 5\ 000 H$, (m^3/h) (2) $r = 1.0$

- Rangos utilizados:

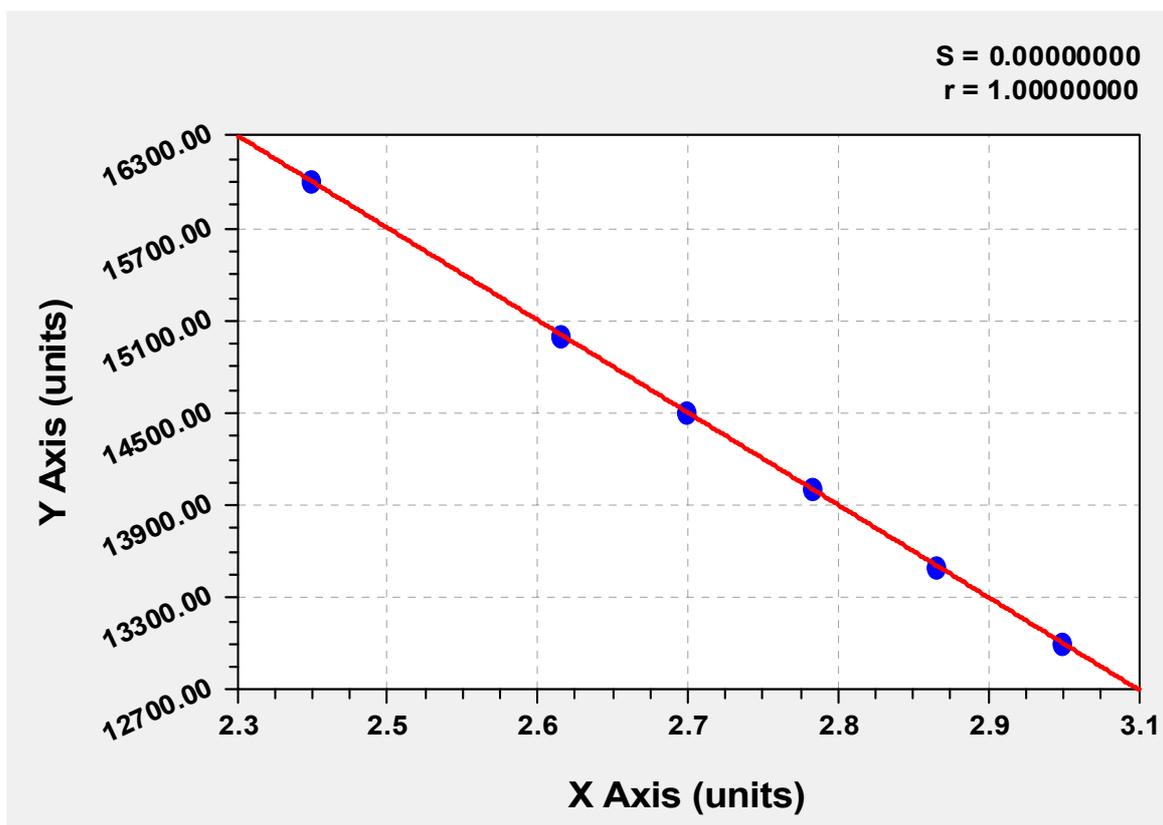
Altura del mosto: (H), 3,20 ÷ 2,40 m

Caudal de aire: (C), 13 000 ÷ 16000 $\text{m}^3 \text{N/h}$

En los resultados se puede observar que el coeficiente de correlación r que es lo que mide la bondad del ajuste del modelo, alcanza un valor igual a la unidad, y el coeficiente de error s es cero. Estos resultados informan que el modelo obtenido se ajusta para evaluar el proceso de fermentación de la fábrica objeto de estudio y el gráfico 3.5 que lo representa informa que la altura y el caudal de aire presentan una dependencia inversamente proporcional, porque a medida que aumenta la altura de trabajo en el fermentador, disminuye el caudal de aire, lo que no es favorable, porque esta fermentación es aeróbica y exige grandes volúmenes de aire, o sea la capacidad de producción de este proceso está determinada en gran medida por el por ciento de

O₂ contenido en el mismo, por lo tanto éste no puede disminuir. Entonces, este modelo presentado por la ecuación (2) demuestra que **la altura de trabajo no se puede aumentar** a 3.20 metros para aumentar los índices de producción.

Figura 3.5 Modelación matemática del caudal de aire vs altura de trabajo del fermentador SPEICHIM



- **Eficiencia de oxigenación**

De igual forma se modela la dependencia de la altura de trabajo en el fermentador propuesta por la autora, con respecto a la eficiencia de oxigenación en el mismo, con el fin de corroborar o desechar la propuesta realizada por ella, que consiste en aumentar la altura de trabajo en el fermentador para aumentar la productividad y justificar los altos consumos de energía planteados en el problema científico, del que se obtuvo la siguiente ecuación logarítmica:

Ecuación logarítmica: $y = 1 / (a+b * \ln(x))$ (3)

Valor de los coeficientes:

a = 0.17571682

b = -0.084110003

x = H, Sustituyendo los valores de los coeficientes, la ecuación obtenida es:

$$E = \frac{1}{0,1757 - 0,08411 \ln H}, (\%) \quad (4) \quad r = 0.999$$

- Rangos utilizados:

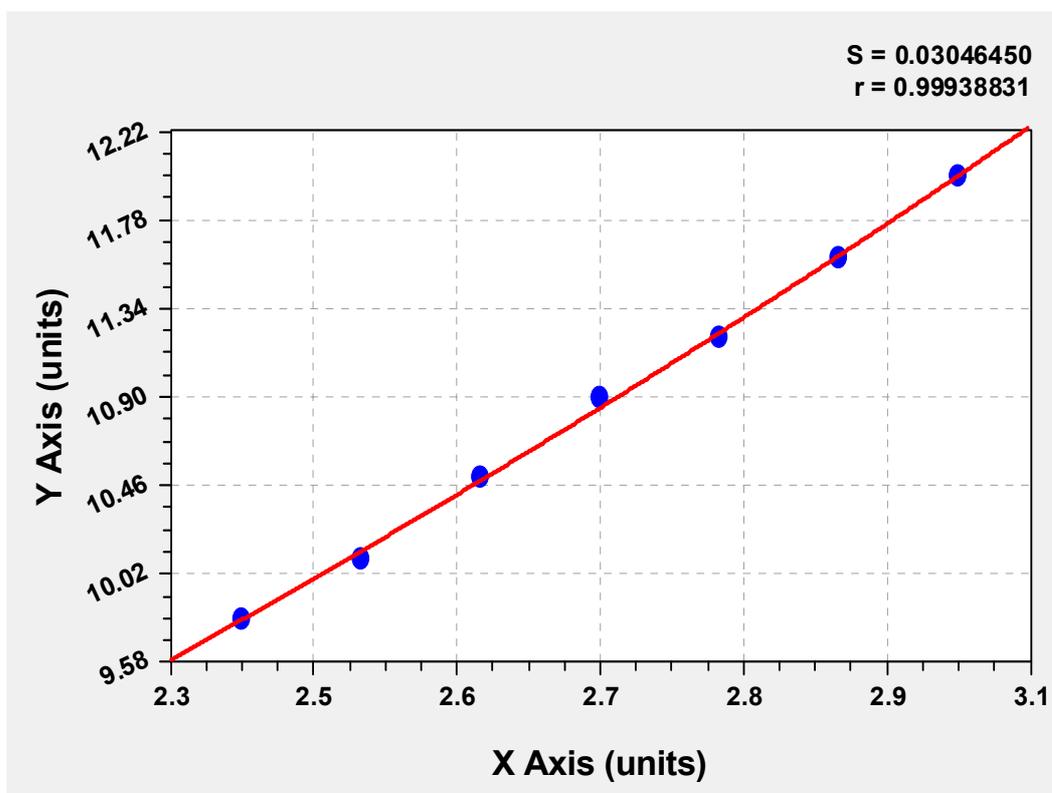
Altura del mosto: (H), 3,20 ÷ 2,40 m

Eficiencia de oxigenación: (E), 12.00 ÷ 9,8 %

Como se puede observar en el modelo, el coeficiente de correlación r que define la bondad del ajuste del mismo, alcanza un valor muy próximo a la unidad, y el coeficiente de error s es 0,30; este resultado informa que el modelo obtenido se ajusta para evaluar el proceso de fermentación de la fábrica objeto de estudio, además en el gráfico 3.6 que lo representa se observa que cuando aumenta la altura de trabajo en el fermentador, la eficiencia de oxigenación aumenta o sea presentan entre sí, una dependencia directamente proporcional.

Esta dependencia favorece al proceso porque a medida que aumenta la concentración de O_2 en la fase gaseosa, aumenta la proporción de O_2 en la solución de nutrientes y trae consigo un aumento en el crecimiento y propagación de la célula. Además, la presión más alta de O_2 se consigue durante la aireación con oxígeno puro.

Figura 3.6 Modelación matemática de la eficiencia de oxigenación vs altura de trabajo del fermentador SPEICHIM



Todo este proceso de oxigenación provoca la transferencia de masa del oxígeno a la célula durante la aireación del fermentador e implica la transferencia de oxígeno desde las burbujas de aire a la solución, desde la solución a la célula y la absorción del oxígeno por parte de la célula, o sea la célula bajo estas condiciones se propaga y se desarrolla favorablemente, se dice que esta etapa es la limitante principal del proceso debido a la baja solubilidad del oxígeno en fase líquida. En este caso este modelo presentado por la ecuación (4), demuestra que al aumentar la altura de trabajo en el fermentador el proceso se favorece por el aumento de la eficiencia de oxigenación.

- **Índice aireación**

Al modelar la altura de trabajo del fermentador propuesta por la autora, con respecto al índice de aireación en el fermentador, con el fin de corroborar o desechar la propuesta realizada por la misma, fundamentada en aumentar la altura de trabajo en el

fermentador para aumentar la productividad y justificar los altos consumos de energía planteados en el problema científico, del que se obtuvo la siguiente ecuación lineal:

Ecuación lineal: $y = a + bx$ (5)

Valor de los coeficientes:

a = 58

b = - 10

x = H, Sustituyendo los valores de los coeficientes, la ecuación obtenida es:

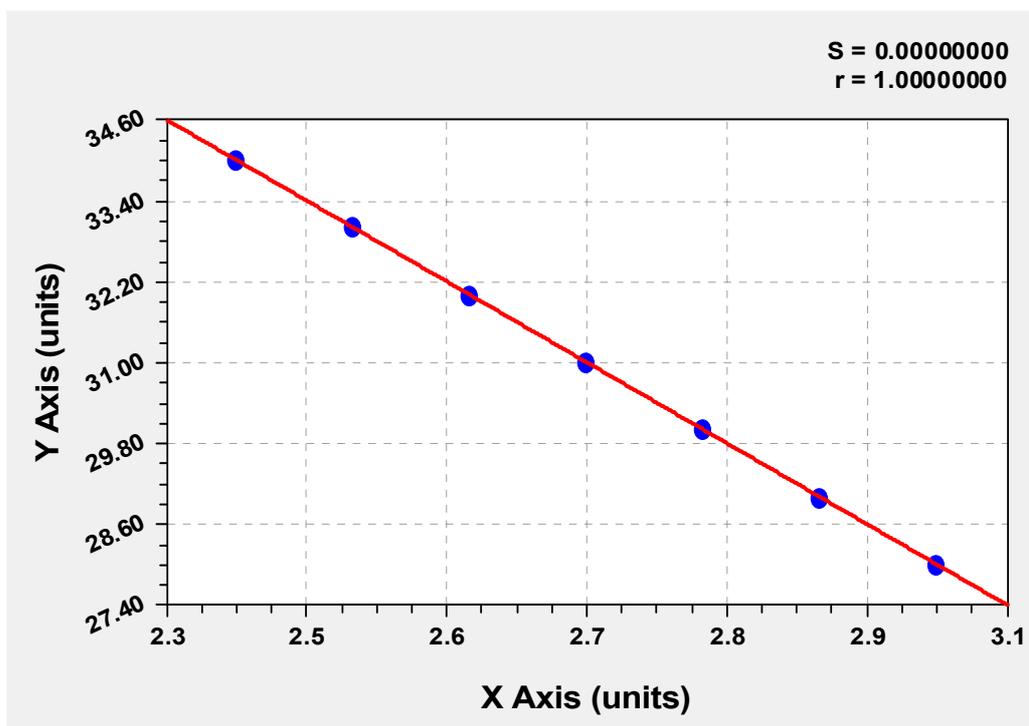
$I = 58 - 10 H$, (%) (5) $r = 1$

- Rangos utilizados:

Altura del mosto: (H), 3,20 ÷ 2,40 m

Índice de aireación: (I), 28 ÷ 34 %

Figura 3.7 Modelación matemática del índice de aireación vs altura de trabajo del fermentador SPEICHIM



En este modelo se puede observar, que el coeficiente de correlación r que mide la bondad del ajuste del mismo, alcanza un valor igual a la unidad, y el coeficiente de

error s es cero. Estos resultados informan que el modelo obtenido se ajusta para evaluar el proceso de fermentación de la fábrica objeto de estudio, además el gráfico 3.7 que lo representa informa que la altura y el caudal de aire presentan una dependencia inversamente proporcional, porque a medida que aumenta la altura de trabajo, disminuye el índice de aireación, lo que no es favorable, porque esta fermentación es aeróbica y exige grandes volúmenes de aire; la capacidad de producción de este proceso depende de forma directa de este índice.

Entonces, este modelo presentado por la ecuación (6) demuestra que **la altura de trabajo no se puede aumentar** a 3.20 metros para aumentar los índices de producción.

- **Calor a retirar.**

La autora de este estudio modela el calor a retirar porque este proceso es exotérmico, o sea, cuando se forma el mosto fermentado tiene lugar una reacción química que según el balance de energía durante la fermentación, esta reacción genera $1\,217, \times 10^3$ kcal/h y se hace necesario disponer de un sistema de evacuación de ese calor para mantener la temperatura adecuada en el proceso, que es como máximo de $38\text{ }^{\circ}\text{C}$.

Modelar el calor a retirar significa evaluar cómo incide en el proceso de fermentación la temperatura, para con esos resultados conocer en qué medida la operación de los fermentadores influyen en el alto consumo de energía y en el aumento de los índices de producción y se daría respuesta al problema científico planteado en este trabajo. Este modelo brindó la siguiente ecuación polinómica de tercer grado:

Ecuación polinómica de tercer grado: $y = a + bx + cx^2 + dx^3 \dots$ (7)

Valor de los coeficientes:

a = -2.3901332

b = 43.595564

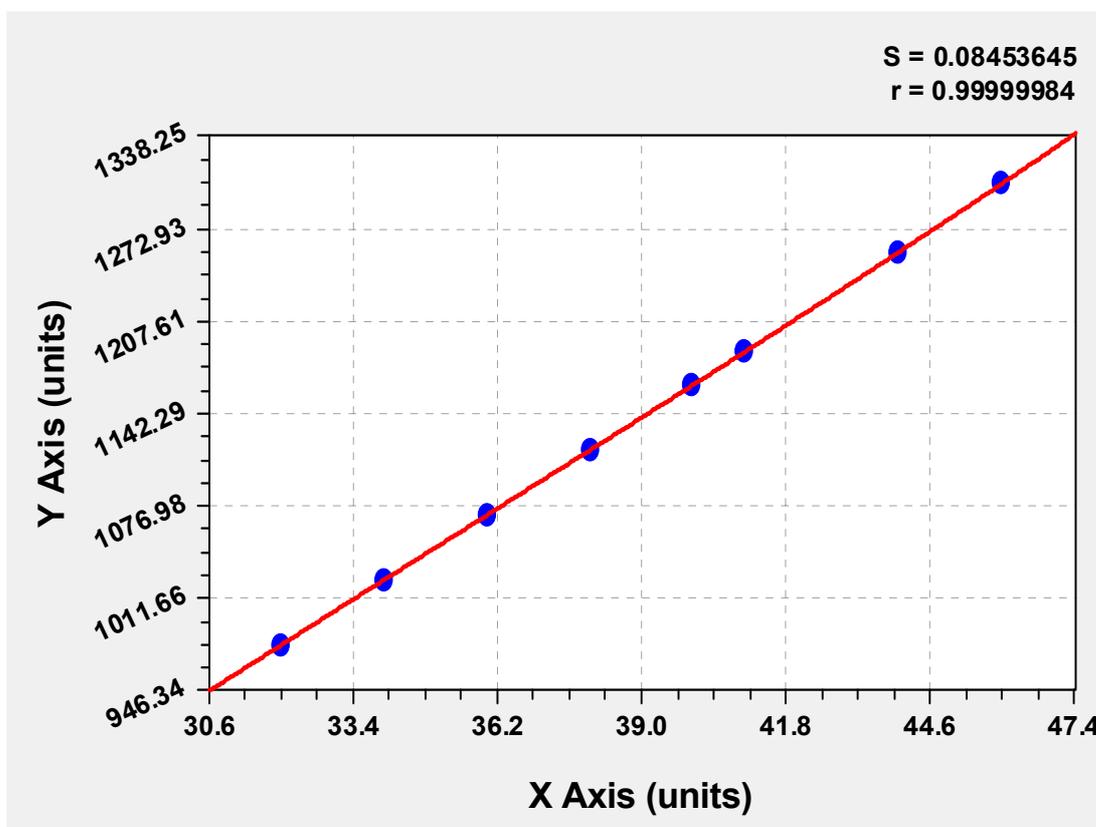
c = -0.57410932

d = 0.0053153465

x = H, Sustituyendo los valores de los coeficientes, la ecuación obtenida es:

$Q = [-2,3901332 + 43,595564T - 0,57410932T^2 + 0,0053153465T^3] \times 10^3$, (kJ/h) (8)

Figura 3.8 Modelación matemática del calor a retirar vs temperatura del fermentador SPEICHI



Se puede observar en el modelo, que el coeficiente de correlación r que define la bondad del ajuste del mismo, alcanza un valor muy próximo a la unidad, y el coeficiente de error s es 0,084; este resultado informa que el modelo obtenido se ajusta para evaluar el proceso de fermentación de la fábrica objeto de estudio, además en el gráfico 3.8 que lo representa se observa que cuando aumenta la temperatura en el fermentador, el calor a retirar aumenta, con una dependencia directamente proporcional. Lo que no favorece al proceso, porque al aumentar el volumen de mosto caliente en el reactor que el sistema de enfriamiento no fue capaz de enfriar hace que el equilibrio se desplace hacia valores no favorables a la conversión, y esta es la causa por la cual la fábrica objeto de estudio tiene bajos rendimientos. De este resultado, se evidencia que el sistema de enfriamiento de rechazo de los mostos del reactor SPEICHI en la fábrica de torula “Antonio Sánchez”, no es capaz de evacuar las altas temperaturas del mosto. Ya se ha planteado que los rangos seguros están entre $33 \div 38$ °C, por consiguiente, es

esencial un control adecuado del calor en el proceso para el funcionamiento satisfactorio del reactor. Entonces queda demostrado que la temperatura es la variable que más incide en el proceso y que no permite aumentar los índices de producción, ni disminuir los altos consumos de energía.

3.2.6.7 Resultados del modelo de fermentación

- Los resultados obtenidos a partir de las experiencias realizadas en el modelo darán respuestas a las preguntas formuladas al plantearlo:
 1. ¿Sería posible mejorar los índices de producción alcanzando mejor régimen de trabajo en el fermentador?
 - Régimen de trabajo → implica mejorar el sistema de enfriamiento y aumentar la altura de trabajo del fermentador.
 - La carga máxima de calor que puede evacuar el sistema de enfriamiento es $600 * 10^3$ kcal. /h.
 2. ¿Se pudiera intensificar el proceso de producción, a fin de obtener mejores niveles de producción, que justifiquen los altos consumos de energía?
 3. ¿Aumentarían los índices de producción luego de aplicar el modelo?

A estas interrogantes se les dará respuesta en correspondencia con los resultados obtenidos en el modelo:

1. No es posible mejorar los índices de producción buscando un aumento de la altura de trabajo en el fermentador ($H = 3,20$) porque habría que mejorar la distribución del producto (C_A / C_R) hasta 0,5 que es la óptima y para lograrlo sería necesario aumentar la temperatura del mosto, lo que trae consigo la muerte de las células o cepas. Además, el proceso es exotérmico y el sistema de enfriamiento no posee capacidad para extraer ese calor, esto conlleva a nefastas consecuencias.

Aunque se trate de mejorar la conversión del producto por otras vías, la producción no se aumenta más allá de lo diseñado. Lo que hace válido el mejoramiento del sistema de enfriamiento y el tratamiento de agua para llevar los índices de producción a las condiciones de rediseño planteadas por ICIDCA 2000. Esto es: la altura de trabajo puede ser entre 2,60 y 3,20 metros. Pero valores mayores que 3,20 m trae consecuencias negativas para el proceso, sin embargo se pudiera trabajar con una altura de 2,80 metros con la que la fábrica pudiera lograr producciones entre 18 y

19 toneladas de levadura de torula al día, valor significativo y probado para solucionar la situación actual de la planta objeto de estudio.

2. El consumo de energía, está dado por el consumo de energía eléctrica para que el compresor pudiera asimilar la carga y la viscosidad de la materia prima. Es imposible intensificar el proceso de producción, a fin de obtener mejores niveles de producción que justifiquen los altos consumos de energía, por lo antes expuesto y además, la figura 4, demuestra que la curva 4 es la solución del modelo, la misma es muy aplanada y nunca se puede llevar a 0.5 que es la distribución de producción óptima y para llevarla, hay que aumentar la temperatura considerablemente, lo que provoca graves consecuencias para el proceso de fermentación.
3. Se pretendía aumentar la productividad para justificar este consumo, pero esto es imposible a valores de altura de trabajo tan ambiciosos. El modelo ha demostrado que aumentar la altura de trabajo no es la solución, que se pueden obtener mejores resultados mejorando el sistema de enfriamiento y eliminando las incrustaciones, mediante un tratamiento adecuado del agua, para lograr una correcta transferencia de calor en el sistema. De esta forma se recuperarían las condiciones de rediseño y la producción aumentaría próximo a las 20 toneladas diarias, lo que sería ideal para justificar y disminuir el costo de producción.

3.2.6.8 Análisis de los resultados del modelo

Luego de los resultados explicados en el epígrafe anterior, que dan respuestas a las preguntas que se formularon al plantear el modelo, se analizan los mismos para llegar a conclusiones. Este análisis responde a las preguntas planteadas en el epígrafe 3.2.6.4, que son las condiciones a las que se desea llegar. Las mismas son:

- a) ¿Mejoraría la eficiencia en el fermentador?
- b) La viscosidad permitirá aumentar la altura al trabajo.
- c) ¿Si se mejorara el sistema de enfriamiento y se llevara la altura de trabajo a 3.20 m, la viscosidad permitiera aumentar el índice de producción?
- d) ¿Con el aumento de la producción se lograría mejorar o justificar el costo del consumo energético?

A modo de conclusión se responden estas preguntas con el siguiente análisis:

Queda esclarecido que la eficiencia del fermentador sólo pudiera mejorar y ser llevada a las condiciones de diseño si mejora el enfriamiento y se trata el agua. El reactor para vinazas está operando en los valores extremos inferiores. El modelo ha demostrado que a medida que aumenta la altura de trabajo en el fermentador, disminuye el caudal de aire, que es el indicador que decide la eficiencia en la producción de biomasa. Entonces, este modelo ha presentado la ecuación (2) que demuestra que la altura de trabajo no se puede aumentar a 3.20 metros para mejorar el proceso.

- No se puede variar la H de trabajo, sólo hasta lo diseñado.
- No se puede aumentar la producción para mejorar o justificar el costo del consumo energético, porque con vinazas se trabaja con valores extremos inferiores de diseño.
- Ha quedado probado que las temperaturas mayores a 38 °C, atentan contra el crecimiento de la cepa. Por lo tanto, para recuperar la producción diseñada, es necesario trabajar con el sistema de enfriamiento. El modelo ha demostrado que el sistema de enfriamiento es deficiente y que se debe mejorar la torre, para lograr un mayor gradiente de temperatura y además tratar el agua para evitar las incrustaciones.
- En el alto consumo de energía del área de fermentadores, demostrado con la aplicación de algunas herramientas de la tecnología de gestión total y eficiente de la energía, tiene un peso importante, el estado técnico de los compresores, todo lo cual deberá ser debidamente evaluado.



Conclusiones parciales

1. El balance de materiales y energía en el proceso de fermentación corroboran criterios, que aclaran lo establecido por la metodología ¹⁰⁵ del diseño, tales como:
 - La temperatura de fermentación, alcanza más de 42 °C, mientras que lo diseñado es de 36 a 37 °C.
 - El mal estado técnico del sistema de enfriamiento, incide directamente en el proceso de fermentación.
2. La concentración de levadura en la fermentación ha disminuido con respecto al diseño, y a su vez la producción; demostrado en el balance de masas primero y como lo demostró después el proceso de modelación matemática aplicado al fermentador, que la temperatura es un factor que incide directamente en los bajos índices de producción del proceso. El valor obtenido en la concentración da claridad respecto a dicho rendimiento. Además, esta es la causa de la subexplotación del fermentador, lo que lo hace ineficiente y su producción no justifica el sobre consumo de energía.
3. El régimen de trabajo del fermentador SPEICHIM responde solamente al diseñado para la fermentación de mezclas completas, los cuales son reactores altos consumidores de energía. Sin embargo, SPEICHIM no agregó el sistema de reactor en pistón, para mejorar la eficiencia de esta fermentación microbiana. Al no tenerlo en cuenta, no facilitó una etapa de mayor eficiencia productiva en el proceso, con una disminución del consumo energético; aspecto que se ha hecho más sensible al poner a operar el fermentador con vinazas.
4. El modelo matemático formulado para esta tesis, permitió demostrar que es imposible aumentar la altura de trabajo en el fermentador para lograr mejores condiciones de operación, por lo que el patrón operacional seleccionado para operar con vinazas resulta un invariante., pero mejorando el sistema de enfriamiento y tratando el agua se puede alcanzar la producción inicial diaria de 18 a 20 toneladas de levadura, que refieren los estudios realizados por ICIDCA, y contemplaría la altura de trabajo de 2,80 metros, con lo que se alcanza una producción de 9 toneladas de levadura de torula por fermentador. Esto sería muy favorable porque se restablecería el índice de producción y respaldaría el alto consumo energético, lo que conllevaría a aumentar

¹⁰⁵ Ídem.

la producción de alimento animal, que tan favorable es para la sociedad y además se trataría un mayor por ciento de residuales contaminantes.

5. Las ecuaciones, caudal de aire, eficiencia de oxigenación, índice de aireación y calor a retirar por los cilindros, son el resultado de la modelación matemática de la altura de trabajo en el fermentador y la temperatura, desarrolladas por la autora que permiten pronosticar los principales indicadores de explotación del proceso de fermentación de la Levadura torula.

CONCLUSIONES GENERALES

1. El estudio realizado ha contribuido en la profundización de conocimientos teóricos para la evaluación del proceso de producción de alimento animal en la fábrica de levadura de torula “Antonio Sánchez”, todo lo cual es extensivo a otras plantas del país que trabajan con vinazas como sustratos, en el proceso de recuperación de esas instalaciones.
2. Este estudio corroboró la hipótesis planteada, al probar que un adecuado funcionamiento del sistema de enfriamiento en los fermentadores, disminuye la temperatura en el reactor y aumenta el favorable crecimiento de la célula, para obtener mejores índices de producción, que justificarían el consumo de energía en los fermentadores.
3. La aplicación de herramientas de la tecnología, permitieron identificar dónde estaban las mayores oportunidades de ahorro, razón por la que este estudio se centró en el área de fermentación, dando respuesta a la interrogante planteada en el problema, sobre el desconocimiento de la medida en que los fermentadores influían en el alto consumo de energía de la fábrica objeto de estudio; comprobándose una sub-explotación en los fermentadores y sobre consumo eléctrico de los compresores que distorsionan los principales indicadores energéticos de la planta.
4. Los principales índices de control del proceso de fermentación de la producción de la levadura torula son suficientes para evaluar el nivel de intensificación energética de este proceso, los que se fortalecen con la disponibilidad de nuevos modelos matemáticos para evaluar su comportamiento en función de la altura y la temperatura en el fermentador y su relación con el consumo energético.
5. Los modelos matemáticos desarrollados por la autora, permiten explicar y evaluar el comportamiento de los principales indicadores del proceso de fermentación de la levadura torula y con ellos pronosticar las condiciones de explotación más favorables para las escenario más probables de operación tecnológicas en la condiciones actuales.
6. Desde el punto de vista metodológico este estudio ofrece procedimientos y herramientas para el mejoramiento de los indicadores técnico-económicos y energéticos del complejo “Antonio Sánchez”, quien tiene un peso determinante en el municipio de Aguada de Pasajeros.

RECOMENDACIONES

1. Evaluar el sistema de enfriamiento del área de fermentadores y la planta de tratamiento de agua con el objetivo de determinar el proceso de renovación a que debe ser sometido y su factibilidad técnico-económica con vistas a eliminar las causas que afectan los procesos de transferencia de calor y con ello los indicadores energéticos de esta área.
2. Dado el aparente grado de obsolescencia de los compresores encargados del suministro de aire para el proceso de fermentación y el alto consumo de energía eléctrica de estos, se sugiere comprobar su estado técnico y de capacidad para la función que realizan.

BIBLIOGRAFÍA

1. Almazán O. “Los productos de la industria azucarera como fuente de alimentación Animal en el trópico”. ICIDCA (La Habana), Vol. 11, 1977.
2. Arias, E., Lastra, J. Tratamiento secundario de aguas. Tomado de: <http://www.Aguas - Monografias com.htm>, 2004.
3. Aris R. Análisis de reactores. Editorial Reverté. España. p. 250, 2000.
4. Berriz, L., Madriga E. Cuba y las fuentes renovables de energía. __La Habana, 2000.
5. Blanco C. “La producción de alcohol a partir de la industria azucarera, sus posibilidades”. __La Habana: Editorial Científico Técnico, 1982.
6. Borroto N., Aníbal. Gestión energética empresarial. 2001.
7. Borroto N., Aníbal. Gestión energética empresarial, 2002.
8. British Petroleum, Statistical Review of World Energy, junio de 2005.
9. Brown L, R. y colaboradores. State of the Word 2 000. __ New York: W.W. Norton y Company, 2 000.
10. Cabrera, J. J. Globalización y Medio Ambiente en América Latina y el Caribe. Ciencia, Innovación y Desarrollo. Vol. 6, (3), 2 001.
11. Castro R. F. “Lo que se impone de inmediato es una Revolución energética”. Reflexiones del Comandante en Jefe, 30 de abril de 2007, Granma (La Habana). 1 de mayo. p. 1.
12. Castro R. F. “Condenados a muerte prematura por hambre y sed mas de 3 mil millones de personas en el mundo”. Reflexiones del Comandante en Jefe. 27 de marzo de 2007, Granma (La Habana), 28 de marzo de 2007.
13. Castro R. F. “Habrá un antes y un después de la Revolución Energética de Cuba”. Discurso pronunciado en Pinar del Río, 17 de enero de 2006. Granma. (La Habana). 18 de enero. p.5.
14. Castro R. F. “La internacionalización del genocidio”. Reflexiones del Comandante en Jefe, 2 de abril de 2007. Granma (La Habana). 3 de abril. p. 1.

15. **Castro R. F. “La opinión unánime”. Reflexiones del Comandante en Jefe, 16 de mayo de 2007. Granma (La Habana). 17 de mayo. p. 1.**
16. **CEPAL SERIE. Recursos naturales e infraestructura, octubre de 2004.**
17. **CEPAL. “La Economía Cubana: Reformas estructurales y desempeño en los noventa”.__ México: ASDI, 2000.**
18. **Control de la demanda. Módulos Tecnológicos. CONAE. Tomado de: <http://www.conae.gob.mx /programas/control/controldemanda.html>, 2001.**
19. **Cougill, R. W., Pardec, A. B. Técnicas de investigación de cultivo de alcohol etílico: una alternativa para la alimentación.__ La Habana: Editorial Científico-técnica, 2000.**
20. Cuba. Anuario Estadístico.__ La Habana, 2004.
21. de la Cruz, S. R. “Aplicaciones del Análisis Complejo de procesos en el estudio de alternativas de integración de un Complejo Agroindustrial Azucarero con una planta de alcohol”. Tesis presentada para la opción del Grado Científico de Doctor en Ciencias Técnicas. UCLV, 2002.
22. de la Cruz, S. R. 2002. Aplicaciones del Análisis Complejo de procesos en el estudio de alternativas de integración de un Complejo Agroindustrial Azucarero con una planta de alcohol. Tesis presentada para la opción del Grado Científico de Doctor en Ciencias Técnicas. UCLV.
23. **Departamento de Energía de Estados Unidos, 2005**
24. Disponible en Internet: < http://www.biologia.edu.ar/microind/aspectos_generales.htm-23. >
25. Diversification 2004.: internacional Conference on Sugar Cane Derivaties – General Programme & Summaries – ICIDCA (La Habana), 2004.
26. Enciclopedia Microsoft® Encarta® 2002. © 1993-2001 Microsoft Corporation. Tomado de: www.encarta.msn.es.
27. Energía y tú. CUBASOLAR. .__ La Habana, (30): abril-junio, 2005.
28. Energía. El 2000 supo a petróleo. Bohemia (La Habana), 12 de enero de 2001
29. Energías renovables, La eólica puede suministrar el 30% del consumo global en 2030. Tomado de: www.energias-renovables.com, 2003.

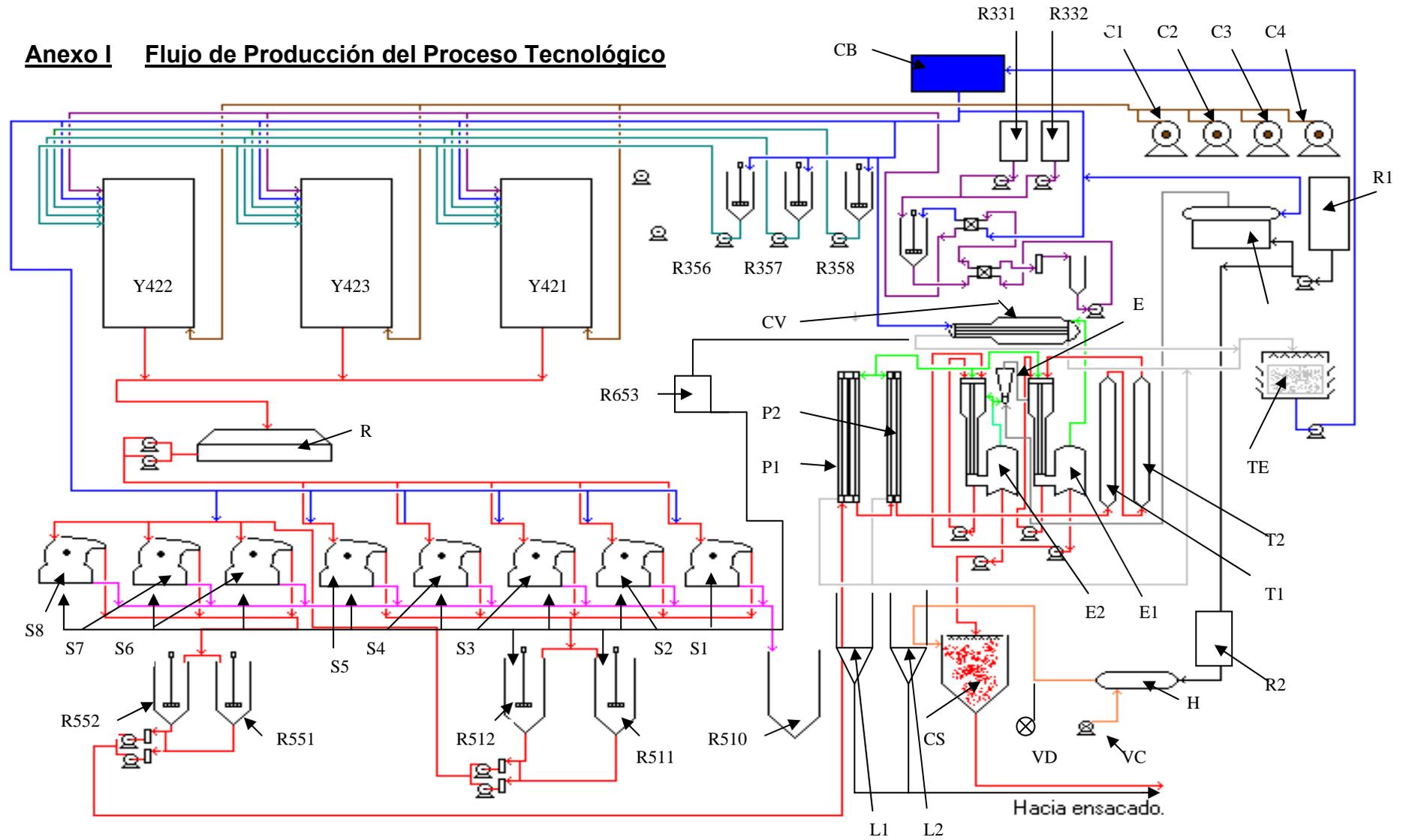
30. Estévez R., E. Asia. "Consideraciones para la selección de los parámetros de fermentación en continuo y simple etapa en la producción de levadura forrajera en las actuales plantas SPEICHIM", 1987.
31. Estévez R. "Fundamentación de la generación de levadura en Destilería. Conferencia Nacional de recuperación de levadura en Destilería," Caibarién, mayo de 1997.
32. Fausto Posso. Estudio del desarrollo de las energías alternativas en Venezuela. Vol. 4, (1) (Nueva Serie), p. 147-164, 2004.
33. Gálvez O.: Vinazas de destilería. "Criterios preliminares para la reestructuración de la producción del central Azucarero". Informe ICIDCA, mayo de 1997.
34. García, Adriano y colectivo de autores. Diagnóstico de la economía energética nacional y la estrategia desde la óptica del uso racional de la energía. INIE, 2000
35. García, H. Dulce electricidad. Juventud Rebelde, 19 de febrero del 2002.
36. GEPLACEA / PNUD Manual de los derivados de la caña de azúcar. 2da Edición Serie Diversificación. __México: DF, 1990.
37. GEPLACEA. Sistema de alimentación Animal en el Trópico basado en la caña de Azúcar. Serie Diversificación, 1989.
38. Greenpeace. Energía Positiva: desarrollo, empleos energía limpia. 2004.
39. Hacia una conciencia energética. Tabloide especial. Grupo de Edición Editorial Academia. (La Habana), pág. 9, 2004.
40. Hernández M. T. "Microbiología de la producción azucarera. Producciones microbianas derivadas". __La Habana: Editorial Pueblo y Educación, 1986.
41. ICIDCA. "Complementación de la vinazas de destilerías para su utilización más eficiente en la producción de levadura torula". __La Habana: Editorial Científico Técnico, ICIDCA, Vol. XXI, # 3, 1987.
42. ICIDCA. "Documentación técnica de las plantas de tecnología austriaca. __La Habana: Editorial Científico Técnico, ICIDCA, 1974.
43. ICIDCA. "La industria de los derivados de la caña de azúcar". La Habana: Editorial Científico Técnico, ICIDCA, 1986.
44. ICIDCA. "Metodología para la Fermentación de Vinazas y mezclas Vinazas-Miel para la obtención de levadura Torula en Antonio Sánchez". __La Habana: Editorial Científico Técnico, ICIDCA, Nov, 2000.

45. Informe Central. I Forum Tecnológico Especial. Industria de los Derivados. Las Tunas, 23 y 24 de octubre de 1998.
46. Informe CEPAL. Energía y Desarrollo sustentable en América Latina y el Caribe: Guía para la formulación de políticas energéticas. Ejecutado por la OLADE, CEPAL, GTZ, 2000.
47. Informe de Mercado y Resumen de Prensa. Enero 2006.
48. Informe de mercado y resumen de prensa. “El Mercado Mundial del Azúcar”, Febrero 10 de 2006. Disponible en Internet: www.isosugar.org.
49. Informe Energético. p. 3, 2000.
50. Internacional Sugar Organization. Informe energético de América Latina y el Caribe. Tomado de www.isosugar.org, 2000
51. Kapitsa P. “Problemas globales y la energía”, en Experimento, teoría y práctica. __Moscú: Editorial MIR, 1985.
52. Klibansky M. “Subproductos y derivados de la agroindustria Azucarera”. Colección GEPLACEA. Serie Diversificación, 1988.
53. Laurent, Christine: “Energía Renovables”, El correo de la UNESCO. (pp. 37-40), febrero 2 001.
54. Levenspiel Octave. El Omnilibro de los reactores químicos. Chemical engineering department. __Oregon State University: Editorial Reverté, S.A. Cap. 81, 1986.
55. Levenspiel Octave. Ingeniería de las reacciones químicas. __Departamento de Ingeniería Química de la Universidad de Oregon: Editorial Pueblo y Educación. Cap 13, pág. 465, 1985.
56. Lobelles Sardiñas O. Datos personales. Tesis en opción al título de máster en ciencias técnicas, 2007.
57. Madruga, E. Combustibles sólidos de baja densidad. Energía y Tú (La Habana), (12), octubre – diciembre de 2 001.
58. Manual Analítico de Control Unificado para Plantas de levadura torula. __La Habana: Editorial Científico Técnico, 1977.
59. Manual de operación para la planta de torula para la firma SPEICHIM. 1979
60. Mateos, G. P. Tipos de fermentadores. Tema 12, 2005.
61. MINAZ. Seminario a Especialistas de Ciencia y Técnica del MINAZ. __La Habana, 2003.

62. OILWATCH. Declaración a la COP7 en Marrakech, noviembre, 2001.
63. OLADE – GTZ.. Energía y desarrollo sustentable en América Latina y el Caribe. Guía para la formulación políticas energéticas. Primera Edición, Naciones Unidas. Santiago de Chile, 2003.
64. Otero, M., Bernal G, Almazán O. “Fuentes de materias primas y microorganismos utilizados en la producción de proteína unicelular”. __La Habana: Editorial Científico Técnico, 1982.
65. Peneque, V. M., Mazón, B. Fertirriego, vía económica y eficiente para la descontaminación ambiental, Cuba – Azúcar, Enero – Marzo, 40-42 pp. 2001.
66. Perdigón S. M. Impacto sobre el medio ambiente de las vinazas de jugos de caña energética más miel final en la destilería Paraíso. Tesis presentada en opción del grado de Máster en Gestión Ambiental y Protección de los Recursos Naturales, Universidad de Matanzas, 2005.
67. Perry, R. H. “Chemical Engineering Handbook.” 2da edición, tomo 1, Ediciones Revolucionarias. __La Habana: Editorial. Pueblo y Educación, 1988.
68. Plan energético Nacional. Estrategia Energética Integral. Colombia – uso eficiente de la energía. pdf, p. 11, 2003.
69. Portadores energéticos en el año 2000. Bohemia, (La Habana), p. 22. 12 de Enero del 2001.
70. Programa de las Naciones Unidas para el desarrollo (PNUD). Informe sobre el desarrollo humano, Nueva York, 2000.
71. Roa Avendaño T. “Combustibles fósiles y Cambio Climático”. Colombia: CENSAT Agua Viva, Ruiría el Grito del Petróleo, p. 54, 2000.
72. Roa Avendaño T. “El cambio climático otra deuda ecológica”. Colombia: CENSAT Agua Viva, F o E, 2002.
73. Rodríguez Castellón, S. Consideraciones sobre el Sector Energético Cubano. Artículo: Momento Económico. Nº 121, pp. 60-72 mayo-junio de 2002.
74. Rodríguez, F y colaboradores.: “Utilización de residuales alcohólicos como alimento animal”. ICIDCA, (La Habana), Vol. XIX. (2), 1985.
75. Rosa, E. “Análisis de Alternativas de inversión en la industria química considerando la fiabilidad de los equipos”. Disertación, 1996.

76. Scenna, Nicolás J. y colaboradores. Modelado, Simulación y Optimización de Procesos Químicos, 1999.
77. Schmidt Lanny, D. The engineering of Chemical Reactions. __ México: Compañía Editorial Continental, S.A de C.V., p. 553, 1998.
78. Smith J.M. Ingeniería de la Cinética Química. __México: Compañía Editorial Continental, S.A de C.V. p. 775, 1991.
79. Stanley M. Walas. Cinética de reacciones químicas. Editorial Aguilar. España. 1^{ra} Edición. Pág. 304, 1965.
80. TECNOLOGÍA QUÍMICA Vol. XXIII, (1), 2003, pág. 52
81. TECNOLOGÍA QUÍMICA Vol. XXIII, (1), 2003, pág. 53.
82. Valdés. A. Academia de Ciencias de Cuba. ATAC (3), mayo-junio, p. 20, 1986.
83. Walas Stanley M. Chemical Process Equipment. Selection and Design, p.774, 1990.
84. Wilhite, H., E. Shove, L. Lutzenhiser, W. Kempton. “After twenty years of “demand side management”, 2003.
85. World Resources Institute, 2005. WRI Report. Navigating the Numbers. Greenhouse Gas Data and International Climate Policy.

Anexo I Flujo de Producción del Proceso Tecnológico



LEYENDA

FLUJO GENERAL

 Levadura	 Vapor saturado	 Gases calientes
 Agua	 Condensados	

FLUJO EN FERMENTADORES

 Vinazas
 Agua
 Aire
 1 ^{er} flujo – Sulfato diamónico
 2 ^{do} flujo – Nitrato diamónico
 3 ^{er} flujo – Aditivo y H ₂ SO ₄

EQUIPOS

L1 y L2 – Ciclones recuperadores de Levadura	VD – Ventilador de Dilución
C1, C2, C3, C4 – Compresores	
CB – Cuarto de Bombas	
CS – Cámara de Secado	
CV – Condensador de Vacío	
GV – Caldera	
E – Eyector	
H – Hornos	
E1 y E2 – Evaporadores	
T1 y T2 – Termolizadores	
S1 a S6 – Separadores de Primera	
S7 y S8 – Separadores de Segunda	
Y421 a Y423 – Fermentadores	
P1 y P2 – Precalentadores	
TE – Torre de enfriamiento	
VC – Ventilador de Combustión	

R – Cuba de desemulsión

R2– Depósito de fuel del Horno

R356 - R358 – Depósito de sales

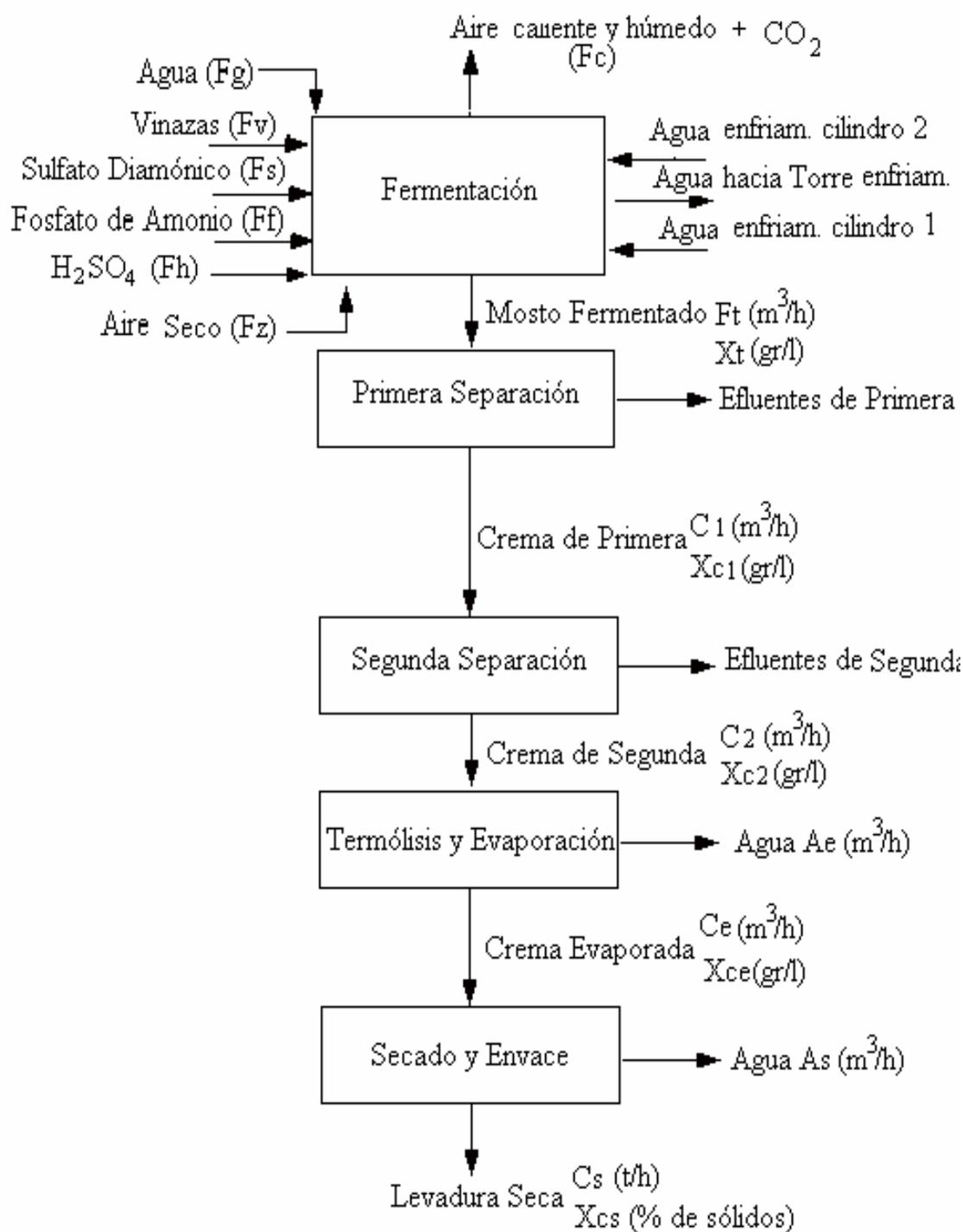
R551 y R552 – Depósito de crema de 2^{da}

R1– Depósito de fuel de la Caldera

R331 y R332 – Depósito de vinazas

R511 y R512 – Depósito de crema de 1^{era}

Anexo II Diagrama de bloques general de la planta



ANEXO III. Potencia demandada por los diferentes puestos, áreas y equipos

Puestos claves	Área	Equipo	Demanda (kW)	Total	%	Acum.			
Op. de Calderas	Cuarto de Bomba (24 h)	Bombas:		217,18					
		p-111	54,35		25,03	25,03			
		p-115	43,06		19,83	44,85			
		p-121	19,76		9,10	53,95			
		p-126	30,35		13,97	67,93			
		ventilad, enfr. compres.-151	28,23		13,00	80,92			
	Caldera (16 h)	ventilad, enfr. bomb alim.	2,12		0,98	81,90			
		resistencia	9,88		4,55	86,45			
		bomb-183	14,12		6,50	92,95			
		bomb-185	12,00		5,53	98,48			
			1,76		0,81	99,29			
			1,55		0,71	100,00			
		Op. de Fermentac. (24 h)	Fermentac. (24 h)		comp.-422	256,93	732,59	35,07	35,07
					comp.-424	266,81		36,42	71,49
bomb, aceit.-22	3,28			0,45	71,94				
bomb, aceit.-24	2,57			0,35	72,29				
bomb. p-441	24,70			3,37	75,66				
bomb. p-381	20,47			2,79	78,46				
bomb. p-357	1,98			0,27	78,73				
bomb. p-356	3,04			0,41	79,14				
bomb. Pozos	134,11			18,31	97,45				
bomb. Vinaza	18,70			2,55	100,00				
Op. de Secado	Secado (16 h)	comp.-732	84,7	192,48	44,00	44,00			
		comp.-722	14,12		7,34	51,34			
		comp.-721	28,23		14,67	66,01			
		comp.-731	14,82		7,70	73,71			
		atomiz-732	27,53		14,30	88,01			
		bomb. p-732	2,54		1,32	89,33			
		bomb. p-186	1,64		0,85	90,18			
		obstur-732	0,56		0,29	90,47			
		obstur-733	0,59		0,31	90,78			
		obstur-734	0,56		0,29	91,07			
	obstur-735	0,62	0,32		91,39				
	Evaporación (16 h)		bomb. p-611		2,54	1,32	92,71		
			bomb. p-613		2,33	1,21	93,92		
			bomb. p-614		4,33	2,25	96,17		
			bomb. P-615		2,82	1,47	97,64		
			bomb. p-616		2,43	1,26	98,90		
			bomb. p-691		2,12	1,11	100,01		
						s-511	22,59	22,49	22,49
						s-517	14,33	14,27	36,75
s-512				14,82		14,75	51,51		

ANEXO III. (continuación)

Puestos claves	Área	Equipo	Demanda (kW)	Total	%	Acum.
Op. de separación	Separación (24 h)	s-516	18,35	100,45	18,27	69,78
		p-442	21,88		21,78	91,56
		p-511	4,24		4,22	95,78
		A-511	4,24		4,22	100,00
Op. de		z-851	1,13		41,09	41,09
Ensacado	Ensacado	z-852	1,62	2,75	58,91	100,00
Oficinas		luces, comput.	0,95	0,95	100,00	100,00
		climatizac., etc.				
Total			1246,4	1246,4		

ANEXO IV. Resumen de las condiciones de oxigenación en fermentadores SPEICHIM

Condición de operación	1	2	3	4	5	6	7
Caudal de aire (Nm ³ /h)	13000	13500	14000	14500	15000	15500	16000
Eff. de oxigenación (%)	12.0	11.6	11.2	10.9	10.5	10.1	9.8
O ₂ transferido(kg O ₂ /m ³ -h)	571.66	573.86	574.60	579.17	557.16	573.67	574.60
Vol. Máx. trabajo (m ³)	222	215	208	201	194	187	181
Alt. Máx. líquido (m)	3.0	2.9	2.8	2.7	2.6	2.5	2.4
Transf. de O ₂ (kg O ₂ /m ³ -h)	2.60	2.51	2.43	2.36	2.27	2.19	2.10
Ind. Aireación (m ³ / kg O ₂)	28	29	30	31	32	33	34
Energía de oxid. (kw-h/ kg O ₂)	0.28	0.28	0.28	0.28	0.28	0.28	0.28

ANEXO V. Resumen del calor a retirar y caudales de agua requerido por el cilindro inductor de los fermentadores SPEICHIM.

Temp. Vinazas frías (°C)	32	34	36	38	40
Calor evacuado Vinazas	138×10^3	92×10^3	46×10^3	0	-46×10^3
Calor evacuado Agua	400×10^3	400×10^3	400×10^3	400×10^3	400×10^3
Total Vinazas – Agua	538×10^3	492×10^3	446×10^3	400×10^3	354×10^3
Calor a retirar por los cilindros	979×10^3	1025×10^3	1071×10^3	1117×10^3	1163×10^3

Anexo VI. Valores de temperaturas adicionados a la evaluación del modelo.

Temp. Vinazas frías (°C)	41	44	46
Calor a retirar por los cilindros	1186×10^3	1257×10^3	1305×10^3

